Universidade Federal
do Rio de Janeiro
Escola Politécnica

ANÁLISE EXPERIMENTAL DO DESEMPENHO DE UM REATOR HÍBRIDO ANAERÓBIO-AERÓBIO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA E NITROGENADA

Marcos Flavio dos Santos Chataque

Projeto de Graduação apresentado ao Curso de Engenharia Ambiental da Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Engenheiro.

Orientadores: João Paulo Bassin
Isabelli Dias Bassin

Rio de Janeiro
Março de 2020

ANÁLISE EXPERIMENTAL DO DESEMPENHO DE UM REATOR HÍBRIDO ANAERÓBIO-AERÓBIO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA E NITROGENADA

Marcos Flavio dos Santos Chataque

PROJETO DE GRADUAÇÃO SUBMETIDO AO CORPO DOCENTE DO CURSO DE ENGENHARIA AMBIENTAL DA ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE ENGENHEIRO AMBIENTAL.

Examinada por:

_____

Prof. João Paulo Bassin, D.Sc.

_____

Profª. Isabelli Dias Bassin, D.Sc.

_____

Profª. Iene Christie Figueiredo, D.Sc.

_____

Eng. Rodrigo Rodrigues Longo, M.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

MARÇO de 2020

Chataque, Marcos Flavio dos Santos

Análise Experimental do Desempenho de um Reator Anaeróbio-Aeróbio na Remoção de Matéria Carbonácea e Nitrogenada / Marcos Flavio dos Santos Chataque. – Rio de Janeiro: UFRJ/ Escola Politécnica, 2020.

XIV, 87 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: João Paulo Bassin e Isabelli Dias Bassin.

Projeto de Graduação – UFRJ/ Escola Politécnica/ Curso de Engenharia Ambiental, 2020.

Referências Bibliográficas: p. 78-83.

1. Tratamento de Esgoto. 2. Reator Híbrido. 3. Biomassa Imobilizada. 4. Remoção Nitrogenada. 5. Remoção Carbonácea

I. Bassin, João Paulo *et al*. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola Politécnica, Curso de Engenharia Ambiental. III. Título.

Agradecimentos

Gostaria primeiramente de agradecer a minha família, principalmente aos meus pais Marcos e Flavia e a minha irmã Gabrielle. Muito obrigado por todo apoio, carinho e amor ao longo de todos esses anos! Com certeza eu não seria 1/3 do que sou se não fosse pelo imenso amor de vocês.

Agradecer por este indescritível ciclo que se fecha. Cada história, cada perrengue, cada amizade, cada noite virada de estudo, cada projeto desenvolvido e cada risada dada nesses anos de faculdade, fizeram com que tudo acontecesse da forma mais especial possível!

Gostaria de agradecer a todos os amigos da faculdade e de fora dela, que de alguma maneira me motivaram a enfrentar todos os meus desafios e assim me levaram a crescer cada vez mais como ser (e a me formar também). Seja pelos intensos dias de estudo, seja pelas xerox, resumos e materiais compartilhados, seja pelas resenhas e carteados no BD.

Fazer um agradecimento mais que especial a todo pessoal do grupo de caronas de Niterói, em especial o do Ingá, que além de viabilizarem minhas idas e vindas por todos esses anos, ainda fizeram as longas horas de engarrafamento acima da baía, muito mais divertidas e agradáveis!

Agradecer a todos os membros e professores do DRHIMA que além de professores, foram grandes amigos! Reiterar e agradecer as inúmeras oportunidades de aprendizados, frente aos vários projetos e trabalhos em que se envolviam os alunos, permitindo nosso desenvolvimento pessoal e profissional.

Agradeço a todos da Águas de Niterói, que tanto me auxiliaram na elaboração deste projeto, e que me deram todo apoio e suporte necessários para que ele acontecesse. Um agradecimento muito especial também aos meus orientadores Isabelli e João Paulo Bassin por toda atenção, suporte e conhecimentos passados!

Resumo do Projeto de Graduação apresentado à Escola Politécnica/ UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Ambiental.

Análise Experimental do Desempenho de um Reator Híbrido Anaeróbio-Aeróbio na Remoção de Matéria Carbonácea e Nitrogenada

Marcos Flavio dos Santos Chataque

Março/2020

Orientadores: Prof. João Paulo Bassin
Isabelli Dias Bassin

Curso: Engenharia Ambiental

A poluição dos corpos hídricos causada pelo lançamento de esgotos sanitários, geram inúmeras consequências negativas ao meio ambiente e às pessoas. Portanto, a busca por novas tecnologias de tratamento destes efluentes é de suma importância. O presente estudo analisou o desempenho de um reator híbrido anaeróbio-aeróbio com biomassa aderida (em suporte mini-Biobob®) no tratamento de esgoto sanitário. O reator foi submetido a diferentes condições operacionais, variando-se principalmente a concentração de oxigênio dissolvido (OD) no meio, e as cargas orgânicas afluentes ao sistema. Foram obtidos expressivos resultados de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio total (NT), sob faixa de OD entre 3,8 a 4,6 mg/L. Foram alcançadas eficiências máximas de remoção de DQO e NT de 97% e 88%, respectivamente. Em concentrações de OD entre 2,6 e 3,1 mg/L, observou-se inibição dos processos de nitrificação e também aumento das concentrações de matéria orgânica na saída do reator. O sistema se mostrou resiliente aos picos de cargas impostas (de 721 a 907 mg/L de DQO), apresentando eficiências de remoção acima de 95% nestes períodos. A hipótese inicial de se alcançar os processos de nitrificação e desnitrificação na mesma camada do reator, sem zona anóxica intencionalmente incluída, foi confirmada.

Palavras-chave: 1. Tratamento de Esgoto. 2. Reator Híbrido. 3. Biomassa Imobilizada. 4. Remoção de nitrogênio. 5. Remoção de carga orgânica

Abstract of Undergraduate Project presented to POLI/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Engineer.

Experimental Analysis of the Performance of an Anaerobic-Aerobic Hybrid Reactor in Removing Carbonaceous and Nitrogenated Matter

Marcos Flavio dos Santos Chataque

Março/2020

Advisor: João Paulo Bassin

Isabelli Dias Bassin

Course: Environmental Engineering

Pollution of water bodies caused by the discharge of sanitary sewage, generates countless negative consequences for the environment and people. Therefore, the search for new technologies for treating these wastewaters is of utmost importance. The present study analyzed the performance of an anaerobic-aerobic hybrid reactor with fixed film (mini-Biobob® supports) in the treatment of sanitary sewage. The reactor was subjected to different operating conditions, mainly varying the dissolved oxygen concentration, and the influent organic loads. Expressive results of carbonaceous organic matter and total nitrogen removal (TN) were obtained, under the DO range of 3.8 to 4.6 mg/L. The maximum COD and TN removal efficiencies were 97% and 88%, respectively. Under DO concentrations between 2.6 and 3.1 mg/L, inhibition of nitrification and increase in the concentrations of effluent COD were observed. The system proved to be resilient to the peaks of organic loads imposed (from 721 to 907 mg/L COD), showing removal efficiencies above 95% at these times. The initial hypothesis of achieving nitrification and denitrification processes in the same layer of reactor, without anoxic zone intentionally included, was confirmed.

Keywords: 1. Sewage treatment. 2. Hybrid reactor. 3. Immobilized biomass. 4. Nitrogeneous removal. 5. Carbonaceous removal

Sumário

1. Introdução 1

2. Objetivos 4

2.1. Objetivo Geral 4

2.2. Objetivos Específicos 4

3. Revisão Bibliográfica 5

3.1. A Problemática do Esgotamento Sanitário no Brasil 5

3.2. Processos de Tratamento Biológico 6

3.2.1. Remoção de Matéria Orgânica 6

3.2.2. Remoção de Nitrogênio 8

3.2.2.1. Nitrificação 9

3.2.2.2. Desnitrificação 12

3.3. Processos Convencionais de Tratamento de Esgoto 14

3.3.1. Lodos Ativados 16

3.3.2. Reator Anaeróbio – UASB 18

3.3.3. MBBR 21

3.4. Legislação Ambiental 25

4. Materiais e Métodos 31

4.1. Descrição Geral do Experimento 31

4.2. Efluente Sanitário Utilizado 33

4.3. Unidade Experimental 36

4.3.1. Suportes Utilizados 41

4.4. Condições Operacionais 42

4.4.1. Condições Operacionais do Reator 42

4.4.2. Condições Operacionais do Projeto 47

4.5. Metodologia Analítica 51

4.5.1. Procedimentos de Cálculo 54

4.5.1.1. Eficiência de Remoção 54
4.5.1.2. Carga Removida 54
4.5.1.3. Relação Alimento/Microrganismo 54
4.5.1.4. Carga Orgânica Superficial 55
4.5.1.5. Balanço de Nitrogênio 55
5. Resultados e Discussão 56
5.1. Operação do Reator 56
5.1.1. Cargas Orgânicas Afluentes 56
5.1.2. Oxigênio Dissolvido 57
5.1.3. Tempo de Detenção Hidráulica 58
5.2. Análise do Desempenho do Reator 59
5.2.1. Remoção de Matéria Orgânica 59
5.2.2. Remoção de Matéria Nitrogenada 64
5.2.2.1. Remoção de Nitrogênio Amoniacal 64
5.2.2.2. Remoção de Nitrato (Desnitrificação) 70
5.2.3. Remoção de Sólidos 73
5.2.3.1. Sólidos Suspensos 73
5.2.3.2. Sólidos Aderidos 75
5.2.4. Alcalinidade e pH 77
6. Conclusões 79
7. Referências Bibliográficas 82

Lista de Figuras

Figura 1: Etapas de transformação do nitrogênio (adaptado de METCALF & EDDY, 2003) 8
Figura 2: Esquema ilustrativo de um sistema de lodos ativados convencional (Elaboração própria) 17
Figura 3: Esquema ilustrativo de um Reator UASB. (Campos, 1999) 19
Figura 4: Suportes Kaldnes®, comumente empregados em sistemas MBBR. Da esquerda para direita, os tipos K1, K2 e K3 (RUSTEN *et al*., 2006). 22
Figura 5: Princípio do Reator de Leito Móvel com Biofilme (MBBR): (a) Reator Aeróbio e (b) reator anóxico ou anaeróbio (Adaptado de RUSTEN *et al*, 2006). ... 23
Figura 6: Esquema da difusão de substratos entre o meio e o biofilme e sua metabolização (adaptado de WIK, 1999) 24
Figura 7: Visão externa frontal da ETE Maria Paula (adaptado de ARAUJO JR *et al.*, 2017). 31
Figura 8: Representação interna dos compartimentos das ETEs mencionadas (adaptado de ARAUJO JR *et al.*, 2017). 32
Figura 9: Ponto de coleta do esgoto sanitário (Elaboração própria). 33
Figura 10: Rastelo mecânico utilizado na limpeza da grade grossa (CAN, 2020). . 34
Figura 11: Gradeamento mecanizado fino. (a) Visão geral; (b) contato com o efluente (Elaboração própria). 35
Figura 12: Peneira de 4 mm (Elaboração Própria) 35
Figura 13: Principais componentes utilizados na pesquisa (Elaboração própria). 37
Figura 14: Bomba dosadora de parede (Elaboração própria). 38
Figura 15: Aerador JAD *Air-Pump* SC-7500 (Elaboração própria). 38
Figura 16: Compartimentos do reator, (a) visão frontal, (b) visão traseira, (c) separador de acrílico. 39
Figura 17: Válvula de retenção na entrada do reator. 40
Figura 18: Mini-Biobob® e suas dimensões de (a) altura, e (b) diâmetro (adaptado de Duarte *et al*., 2019) 41
Figura 19: Teste de fração de enchimento (Elaboração própria) 42
Figura 20: Inoculação do sistema (Elaboração própria). 48

Figura 21: Da esquerda para a direita, amostras da saída, entrada e camada anaeróbia do reator (Elaboração própria). 49
Figura 22: Medidor de OD (a e b) visão do medidor, (c) sonda sendo utilizada no momento da medição (Elaboração própria). 50
Figura 23: DQO do esgoto bruto afluente ao longo do projeto (Elaboração própria) 57
Figura 24: Padrão de variação de OD ao longo do experimento (Elaboração própria). 58
Figura 25: DQO na entrada, após etapa anaeróbia e saída (Elaboração própria). 59
Figura 26: Eficiências de remoção de DQO (Elaboração própria) 60
Figura 27: Cargas orgânicas aplicadas ao sistema (Elaboração própria). 62
Figura 28: Comparação das cargas orgânicas aplicadas e removidas por volume de reator (Elaboração própria). 62
Figura 29: Cargas orgânicas removidas por volume (m^3) de suportes mini-Biobob® no sistema (Elaboração própria). 63
Figura 30: Concentrações de N-NH_4+ afluentes e efluentes ao sistema (Elaboração própria). 64
Figura 31: Cargas de amônia afluentes e removidas no sistema (Elaboração própria). 66
Figura 32: Eficiências de remoção de amônia (Elaboração própria). 67
Figura 33: Concentração de amônia na entrada e após a etapa anaeróbia (Elaboração própria). 68
Figura 34: Cargas de amônia aplicadas e removidas por m^3 de mini-Biobob® (Elaboração própria). 69
Figura 35: Entrada de amônia e remoção de NT ao longo do estudo (Elaboração própria). 70
Figura 36: Eficiências de remoção do nitrogênio total (Elaboração própria). 71
Figura 37: Remoção nitrogenada total e parcela removida por processo de ..... **desnitrificação (Elaboração própria).** 72
Figura 38: Concentrações afluentes e efluentes de SST (Elaboração própria). 73
Figura 39: Eficiências de remoção de SST (Elaboração própria). 74
Figura 40: Frações dos sólidos suspensos (Elaboração própria). 74

Figura 41: Relação alimento microrganismo ao longo da pesquisa (Elaboração própria)...... 75
Figura 42: Carga Orgânica Superficial (Elaboração própria)...... 76
Figura 43: Variação de alcalinidade ao longo do experimento (Elaboração própria 77
Figura 44: Variação de pH ao longo do experimento (Elaboração própria). 78

Lista de Tabelas

Tabela 1: Composição típica dos esgotos sanitários (GONÇALVES & SOUZA, 1997). 15
Tabela 2: Vantagens e desvantagens de reatores anaeróbios (Adaptado de CHERNICHARO, 1997) 20
Tabela 3: Diferentes exemplos de suportes para MBBR (BIOWATER, 2011; SALVETTI *et al*., 2006; VEOLIA, 2011;). 22
Tabela 4: Eficiências de remoção requeridas de acordo com a carga orgânica bruta (adaptado de RIO DE JANEIRO, 2007) 28
Tabela 5: Valores máximos de DBO e SST permitidos pela DZ-215 (adaptado de RIO DE JANEIRO, 2007) 29
Tabela 6: Dimensões dos 5 compartimentos do reator híbrido anaeróbio-aeróbio (Elaboração própria). 40
Tabela 7: Dimensões de altura e volume dos compartimentos das ETEs (Adaptado de BIOPROJ, 2015). 43
Tabela 8: Parâmetros utilizados para o cálculo dos TDH das ETEs (Adaptado de BIOPROJ, 2015) 44
Tabela 9: Parâmetros utilizados para relacionar a proporção das vazões entre escala piloto e real (Elaboração própria). 45
Tabela 10: TDH e vazões utilizados no experimento e em sua projeção para escala real (Elaboração própria). 46
Tabela 11: Comparação das COVs entre o reator experimental e a ETE (Elaboração própria). 47
Tabela 12: Metodologias analíticas usadas para determinação dos parâmetros avaliados (adaptado de APHA, 1998). 52
Tabela 13: Sólidos aderidos (Elaboração própria) 75

Lista de Equações

Equação 1: Reação de nitritação.....10
Equação 2: Reação de nitratação.....10
Equação 3: Reação global da nitrificação.....10
Equação 4: Reação de conversão do nitrato a nitrogênio gasoso.....13
Equação 5: Cálculo da carga orgânica em DBO.....30
Equação 6: Cálculo do tempo de detenção hidráulica TDH.....43
Equação 7: Cálculo da carga orgânica volumétrica COV.....46
Equação 8: Cálculo da quantidade de SAT no reator.....53
Equação 9: Cálculo da quantidade de SAV no reator.....53
Equação 10: Cálculo da eficiência de remoção de poluentes.....54
Equação 11: Cálculo de carga removida.....54
Equação 12: Cálculo da relação alimento/microrganismo A/M.....54
Equação 13: Cálculo da carga orgânica superficial.....55
Equação 14: Cálculo da remoção de nitrogênio total.....55

Lista de símbolos ou nomenclatura

A/M	Alimento/Microrganismo
BOA	Bactérias oxidadoras de amônia
BON	Bactérias oxidadoras de nitrito
COS	Carga orgânica superficial
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
ETE	Estação de tratamento de esgoto
MBBR	*Moving bed biofilm reactor* (reator de leito móvel com biofilme)
$N\text{-}NH_4^+$	Nitrogênio em forma de íon amônio
NO_2^-	Nitrato
NO_3^-	Nitrito
NT	Nitrogênio total
NTK	Nitrogênio total kjeldahl
OD	Oxigênio dissolvido
pH	Potencial hidrogeniônico
PP	Polipropileno
PU	Poliuretano
RJ	Rio de Janeiro
RNFT	Resíduos não filtráveis totais
SAF	Sólidos aderidos fixos
SAT	Sólidos aderidos totais
SAV	Sólidos aderidos voláteis
SSF	Sólidos suspensos fixos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
STV	Sólidos totais voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket (reator anaeróbio de fluxo ascendente)
η	Eficiência de remoção

1. Introdução

O expressivo crescimento populacional e urbano das cidades tem intensificado cada vez mais a escassez de recursos e os processos de degradação ambiental. Muitos dos centros urbanos já apresentam problemas associados à disponibilidade de água, tanto em quantidade quanto em qualidade. Problemas como as ocupações desordenadas e a falta de investimentos em saneamento, estão diretamente interligados à deterioração dos corpos hídricos pelo lançamento irregular de esgoto sanitário.

As consequências dos lançamentos de esgoto doméstico aos corpos hídricos são dos mais variados, afetando não somente os seres aquáticos, como também os diferentes usos das águas por parte dos humanos. Os expressivos e contínuos aportes de carga orgânica, geram uma demanda de oxigênio pelas bactérias decompositoras presentes no meio, o que pode diminuir a disponibilidade de oxigênio dissolvido a um ponto em que se inviabilize a maior parte da vida no local (VON SPERLING, 2005). Em relação às cargas de nutrientes também presentes no esgoto, seus aportes aos corpos d'água podem levar compostos como o amoníaco, tóxico à vida aquática, além de acarretar processos de eutrofização do meio (CARMINATI, 2016).

Como tentativa de controle à poluição hídrica, as legislações ambientais estão se tornando cada vez mais restritivas quanto aos padrões permitidos de lançamento de efluentes. Desta forma é importante o desenvolvimento de tecnologias que atendam não apenas à remoção carbonácea, como também aos compostos nitrogenados e demais nutrientes. Neste contexto é importante viabilizar cada vez mais os processos terciários, ou seja, aqueles que tratam os sólidos sedimentáveis, as cargas orgânicas carbonáceas e também os nutrientes como nitrogênio e fósforo (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

As tecnologias mais difundidas atualmente, para o tratamento de esgoto sanitário, fazem uso de processos biológicos como meio de remoção dos compostos poluentes. Estes apresentam diferentes vantagens frente a outros processos, principalmente se considerado o aspecto econômico, o que faz com que sejam continuamente diversificados e aprimorados (BASSIN, 2008). Algumas das vantagens estão atreladas às boas eficiências de tratamento, assim como às condições de baixa

geração de lodo, e não geração de compostos nocivos ao meio ambiente (JORDÃO & PESSÔA, 2011; KARTHIK et al, 2008;).

Até meados do século XX, o conhecimento e a aplicação de tecnologias de tratamento de esgotos se mostravam limitadas aos processos convencionais já desenvolvidos e consolidados da época. Sistemas como lodos ativados, lagoas de estabilização e filtros biológicos percoladores foram posteriormente recebendo otimizações e adaptações que permitiram o surgimento de novas formas e tecnologias de tratamento (OLIVEIRA, 2008). Os sistemas com biomassa fixa passaram a receber certa atenção e foram ganhando espaço nas estações de tratamento de esgoto. Alguns destes sistemas são utilizados a partir de filtros aerados submersos, reatores de leito móvel com biofilme, biodiscos rotativos, filtros de percolação, dentre outros (CARMINATI, 2016).

Sistemas de tratamento anaeróbios também ganharam algum destaque, principalmente em países de clima temperado e tropical, já que a digestão anaeróbia é favorecida em determinadas faixas de temperatura. Atrelados aos baixos custos operacionais e pouca geração de lodo, estes sistemas foram bastante difundidos no país (FORESTI *et al*. 2006). Porém, em muitas das vezes, os padrões ambientais definidos por lei não são atingidos pelo uso deste tratamento de forma isolada, fazendo-se necessária a utilização de outras etapas em conjunto (CHERNICHARO, 2001).

Neste cenário, outras opções de tratamento foram se desenvolvendo, e os sistemas híbridos (ou combinados) anaeróbio-aeróbio foram sendo cogitados e avaliados como promissores. Estes não se restringem à remoção de matéria orgânica carbonácea, buscando também a remoção de nitrogênio amoniacal. Dentre diferentes vantagens associadas a este sistema, quando comparado especificamente ao processo de lodos ativados, pode-se citar a menor produção de lodo biológico, a baixa potência de aeração necessária no setor aeróbio, o baixo custo de implantação e de operação, dentre outras (ARAUJO JR, 2006; KASSAB et al., 2010).

No que diz respeito ao aumento da capacidade de tratamento e à eficiência em plantas ou tecnologias já existentes, existem diferentes alternativas que buscam a otimização do sistema através da maior concentração de biomassa imobilizada no reator (ZAIAT et al., 1994). A partir da utilização de suportes para adesão microbiológica, é possível incrementar, de forma considerável, a quantidade de microrganismos presentes

nos reatores, e assim, por conseguinte, elevar a capacidade nominal de tratamento (ARAUJO, 2014).

Várias são as possibilidades e os modelos de suporte para adesão microbiológica. Estes variam sua geometria e material, porém a intenção é sempre incrementar o máximo possível de área superficial para o desenvolvimento microbiano. Normalmente os suportes são plásticos e de baixa densidade, como forma de facilitar sua movimentação no reator.

Desta forma, o presente trabalho se propõe a avaliar as eficiências do tratamento de esgoto, através de um tipo recente de tecnologia, onde diferentes conceitos são utilizados simultaneamente em um único reator. Esta tecnologia, que pode ser caracterizada como um reator combinado híbrido (ou seja com biomassa aderida e suspensa), une meios anaeróbios, aeróbios e a utilização de suporte para adesão da biomassa, sendo passível de várias análises e reflexões, como discorridas ao longo do estudo.

2. Objetivos

2.1. Objetivo Geral

O objetivo geral deste trabalho foi a avaliar a remoção de matéria carbonácea e nitrogenada do esgoto sanitário em um reator híbrido anaeróbio-aeróbio com biomassa aderida e suspensa, utilizando o mini-Biobob® como meio suporte para imobilização dos microrganismos.

2.2. Objetivos Específicos

- Avaliar a capacidade de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio total do esgoto bruto, no reator híbrido anaeróbio-aeróbio;
- Investigar o efeito de diferentes condições operacionais no desempenho do reator;
- Determinar a faixa de concentração de oxigênio dissolvido no meio que permita os processos de nitrificação e desnitrificação, sem prejudicar a eficiência de tratamento e as características do efluente final;
- Avaliar o atendimento aos padrões ambientais de lançamento de esgoto, levando em conta a qualidade do efluente final em relação à parâmetros pré-estabelecidos (DBO, SST e nitrogênio amoniacal).

3. Revisão Bibliográfica

Nesta revisão bibliográfica, serão abordados os tópicos relacionados à situação atual do esgotamento sanitário no Brasil, alguns processos de tratamento de esgoto convencionais e avançados, assim como os padrões de lançamento, definidos pelas legislações ambientais pertinentes. Serão explicitados os fundamentos dos processos de remoção biológica de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada, evidenciando os principais fatores e parâmetros que os influenciam.

3.1. A Problemática do Esgotamento Sanitário no Brasil

Tendo em vista o cenário geral do saneamento no Brasil, o esgotamento sanitário vem se apresentando, historicamente, como um dos setores mais deficitários quanto ao atendimento à população. A principal problemática está relacionada diretamente à falta de cobertura da infraestrutura de coleta e transporte dos esgotos sanitários, bem como o respectivo tratamento destes efluentes. Segundo o Sistema Nacional de Informações sobre o Saneamento (SNIS), através de seu Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgoto referente ao ano de 2018, tendo como base tanto áreas urbanas quanto rurais, o Brasil apresenta uma cobertura de 83,6% de sua população com sistema de abastecimento de água. Dentro destes mesmos parâmetros, foi apontado que apenas 53,2% da população brasileira tem acesso à infraestrutura de coleta e transporte de esgoto sanitário. Deste valor que é coletado, 74,5% é devidamente tratado. Entretanto, do total de esgoto sanitário gerado no país (coletado ou não), somente 46,3% recebe algum tratamento (SNIS, 2019).

Estes dados são expressivos e mostram a discrepância de cobertura e atendimento entre os serviços de água e os de esgoto, evidenciando a prioridade histórica dada pelos tomadores de decisão. Nesta conjuntura, fica explícito o nível da problemática e dos desafios ainda a serem enfrentados, ao passo em que se almeja alcançar a universalização do sistema e dos serviços de esgotamento sanitário no país.

Inúmeras são as consequências da poluição gerada pelo despejo clandestino de esgotos sanitários (aqueles sem o devido tratamento), nos corpos hídricos receptores. De acordo com VON SPERLING (2005), pode-se entender o conceito de poluição das águas como a inserção de substâncias ou formas de energia, que alteram o estado

natural do corpo d'água receptor, direta ou indiretamente, de maneira a trazer prejuízos aos legítimos usos que dele são feitos. Contudo, dependendo das características do efluente sanitário e do corpo hídrico receptor, pode-se ter efeitos distintos e de maior ou menor influência na deterioração da qualidade do meio. Alguns dos efeitos relacionados ao excesso de carga orgânica biodegradável e de sólidos suspensos são: o assoreamento e depósito de lodo, a adsorção de poluentes, a depleção de oxigênio dissolvido no meio, a mortandade de peixes e outros organismos aquáticos e a possibilidade de se chegar a condições sépticas. Além destes, existem os riscos de contaminação humana com doenças de veiculação hídrica causadas pelos organismos patogênicos presentes no efluente, assim como a possibilidade de contaminação por metais pesados e por toxicidade (VON SPERLING, 2005).

Quanto aos efeitos relacionados à presença de nutrientes em excesso no efluente sanitário (nitrogênio e fósforo), a principal consequência é a eutrofização do corpo d'água receptor (principalmente em ambientes lênticos). Nesta situação, os nutrientes propiciam um crescimento de algas de vida curta no meio, as quais crescem rapidamente, e, quando morrem, servem como matéria orgânica que será degradada por bactérias aeróbias. Devido ao excesso de alimento, estas bactérias também irão se reproduzir demasiadamente consumindo mais oxigênio dissolvido do meio, e, assim, é gerado um desequilíbrio ecológico que pode resultar em mortandade de outros seres aquáticos, como os peixes, deteriorando cada vez mais a qualidade do corpo hídrico receptor. (BASSIN, 2008; VON SPERLING, 1996)

3.2. Processos de Tratamento Biológico

3.2.1. Remoção de Matéria Orgânica

Os processos de tratamento biológico fazem uso do metabolismo microbiano (bactérias, fungos, protozoários, algas, etc.) para a degradação dos compostos poluentes. Através de reações bioquímicas, os compostos nocivos aos corpos d'água são transformados em subprodutos inorgânicos, como gás carbônico, água, e nitrogênio gasoso. Conforme os processos bioquímicos ocorrem, estes microrganismos quebram as moléculas complexas de compostos carbonáceos em compostos que possam ser

utilizados nas etapas de catabolismo e anabolismo, integrantes do metabolismo (VON SPERLING, 2005; CARMINATI, 2016).

O catabolismo e anabolismo consistem na obtenção de energia por parte da célula microbiana, através dos processos mencionados de degradação e consumo da matéria orgânica (catabolismo), e no crescimento e síntese de novas células microbianas, que se utilizam da energia liberada no catabolismo para realizar seus processos metabólicos de reprodução celular (anabolismo) (SANT'ANNA JR, 2010). Estes processos ocorrem de forma natural nos corpos d'água, o que os sistemas de tratamento buscam é reproduzir seus efeitos em maior intensidade à medida que se controlam os parâmetros desejados. Estes parâmetros podem consistir na maior disponibilidade de energia concedida ao meio, em maiores concentrações e diversificação microbiológica, dentre outros fatores que aceleram processos de biodegradação, e geram um efluente de melhor qualidade (GEBARA, 1999).

A matéria orgânica apresenta-se sob diferentes formas no efluente sanitário, tais como coloidal, particulada ou solúvel. Quando a remoção biológica ocorre em meio aeróbio, estas substâncias são metabolizadas e transformadas em água e gás carbônico (DEZOTTI *et al.*, 2008). O processo de quebra deste material orgânico ocorre através de diferentes reações sequenciais que podem utilizar enzimas extracelulares como catalisadores. Estas enzimas são liberadas no meio exterior das células e são responsáveis pelo processo de hidrólise, na qual moléculas complexas são convertidas em compostos simples de mais fácil assimilação pelos microrganismos (VON SPERLING, 2007).

Desta forma, a sequência de remoção pode ocorrer a partir das etapas de adsorção do composto orgânico ao floco de lodo, seguido pela sua quebra e transformação em compostos mais simples através das enzimas extracelulares, neste novo estado ocorre a absorção destes compostos para o interior da célula, que por fim são metabolizados fornecendo energia para a síntese celular além de gerar outros subprodutos que são liberados no meio (SANT'ANNA JR, 2010).

Em determinadas circunstâncias de baixa concentração e escassez de substrato para sustentação da reprodução celular, é observado que os microrganismos se alimentam um dos outros como forma de obter energia. Este fenômeno é conhecido como respiração endógena, e é a fase onde ocorre um metabolismo forçado das bactérias que se

alimentam de seu próprio protoplasma celular, resultando em lise e morte celular (METCALF & EDDY, 1991).

3.2.2. Remoção de Nitrogênio

O nitrogênio se apresenta através de diferentes formas e composições moleculares nos efluentes. Algumas destas formas são o nitrogênio amoniacal (como $N\text{-}NH_3$ ou $N\text{-}NH_4^+$), o nitrogênio orgânico (relacionado às moléculas orgânicas e resultantes da degradação de ureia e proteínas), o nitrito (NO_2^-), o nitrato (NO_3^-) e o gás nitrogênio (N_2), quando ainda dissolvido na fase líquida (DEZOTTI *et al.*, 2008). Os parâmetros que definem se o nitrogênio amoniacal estará presente como amônia (NH_3) ou em sua forma iônica (NH_4^+) são a temperatura e principalmente o pH do meio. Segundo ARAUJO JR (2006), em reatores biológicos nos quais o pH apresenta valores próximos a 7,0 e a temperatura do líquido varia na faixa entre 20 e 35ºC, o nitrogênio amoniacal se encontra primordialmente (99%) como íon amônio (NH_4^+).

A remoção biológica de nitrogênio envolve diferentes processos de conversão, e, por meio deles, vai sendo transformado até chegar ao estado gasoso (N_2) e ser liberado para atmosfera. Convencionalmente, esse processo ocorre através das etapas de amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação (LEU *et al.*, 1998) A Figura 1 ilustra esta sequência:

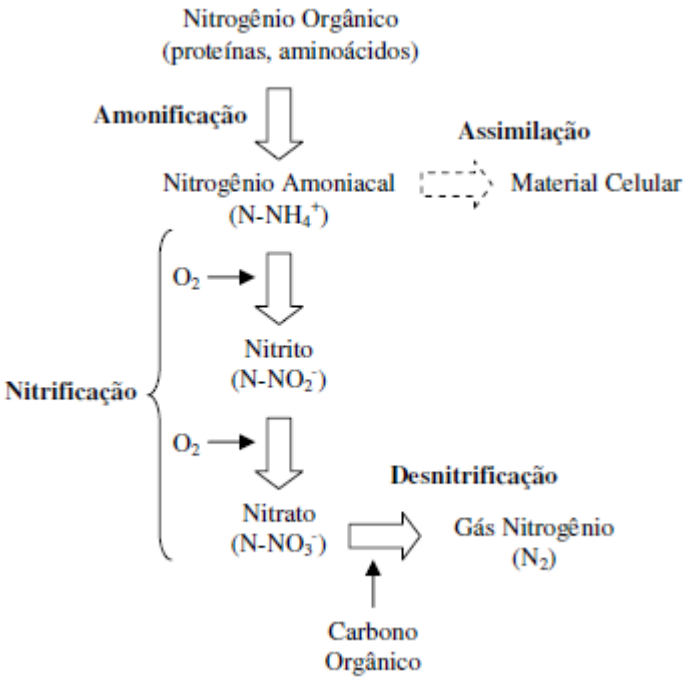


Figura 1: Etapas de transformação do nitrogênio (adaptado de METCALF & EDDY, 2003)

A amonificação consiste na etapa de transformação de compostos nitrogenados presentes no efluente (nitrogênio orgânico), como ureia, proteínas, aminoácidos, amidas e aminas, em nitrogênio amoniacal. Neste processo, o nitrogênio orgânico, que se apresenta particulado, passa para forma solúvel e, assim, é hidrolisado a NH_4^+. Este, por sua vez, pode em parte ser utilizado pelos microrganismos para síntese celular (etapa de assimilação) ou seguir para suas formas oxidadas e gasosas subsequentes, como produto das etapas de nitrificação e desnitrificação (LEU *et al*., 1998).

De acordo com METCALF & EDDY (2003), é estimado que para cada 1 g de células sintetizadas de biomassa, cerca de 0,12 g de NH_4^+ é assimilado. Desta forma, no tratamento de águas residuárias, apesar de existir alguma remoção de nitrogênio amoniacal por via de consumo microbiano, este é consideravelmente inexpressivo se comparado aos processos de oxidação biológica. Portando, as etapas de nitrificação e desnitrificação são preponderantes para a remoção de nitrogênio do meio.

3.2.2.1. Nitrificação

A nitrificação é considerada como uma das principais etapas no processo de remoção biológica do nitrogênio em águas residuárias, podendo ser fator preponderante ou limitante para o sucesso da remoção. Esta etapa é dividida em dois estágios e consiste basicamente na oxidação, em meio aeróbio, do nitrogênio amoniacal (NH_4^+) a nitrito (NO_2^-) (nitritação), e, por fim, a nitrato (NO_3^-) (nitratação), utilizando o oxigênio dissolvido no meio como o aceptor final de elétrons da reação (TSUNEDA *et al*, 2003).

A nitritação é o estágio em que o nitrogênio amoniacal é oxidado a nitrito através da ação microbiológica das bactérias oxidadoras de amônia (BOA), principalmente do gênero *Nitrosomonas* mas também de outros como *Nitrosococcus, Nitrosolobus Nitrosospira, Nitrosovibrio e Nitrosorobrio* (AHN, 2006; RITTMANN & MCCARTY, 2001; METCALF & EDDY, 2003).

A reação de nitritação é representada pela Equação (1):

$$NH_4^+ + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow NO_2^- + 2H^+ + H_2O \qquad \textbf{(1)}$$

A nitratação é o segundo estágio da nitrificação, onde o nitrito gerado anteriormente é oxidado pelas bactérias oxidadoras de nitrito (BON), sendo convertido a nitrato. Estas bactérias são principalmente do gênero *Nitrobacter*, mas envolvem também gêneros como as *Nitrococcus, Nitrospira, Nitrospina e Nitroeystis* (RITTMANN *et al*, 2001; METCALF *et al*, 2003).

A reação de nitratação é representada pela Equação (2):

$$NO_2^- + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow NO_3^- \qquad \textbf{(2)}$$

As bactérias nitrificantes mencionadas (BOA e BON) são autotróficas, ou seja, utilizam carbono inorgânico, principalmente do CO_2, para obtenção de energia, e quimiossintetizantes, sintetizam a energia através de reações químicas oxidativas. Além disso, são aeróbias obrigatórias, uma vez que o aceptor final de elétrons é estritamente o O_2 (ALMADA, 2012; METCALF & EDDY, 2003).

A reação de global da nitrificação é representada pela Equação (3):

$$NH_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O \qquad \textbf{(3)}$$

De acordo com as Equações (1) a (3), pode-se estimar que são consumidos cerca de 4,6 g O_2 para cada 1 g de NH_4^+ oxidado a nitrato, sendo 3,43 g O_2 utilizados na etapa de nitritação e 1,14 g O_2 na nitratação (METCALF *et al*, 2003). Ou seja, as bactérias oxidadoras de amônia tem uma obtenção de energia, por unidade de nitrogênio oxidado, maior que as bactérias oxidadoras de nitrito, o que faz com que seja esperado uma maior concentração das BOA do que das BON no meio (RITTMANN *et al*, 2001; BASSIN, 2008).

Além das reações catabólicas apresentadas, as reações anabólicas também geram alguma influência no sistema, estas se utilizam de carbono inorgânico como fonte para a síntese celular (VON SPERLING, 1997). Para cada 1 g de nitrogênio na forma de amônio oxidado a nitrato, 0,16 g de novas células são formadas e cerca de 7,1 g de alcalinidade como $CaCO_3$ é removida (METCALF & EDDY, 2003). O processo de nitrificação libera íons H^+ no meio como observado na reação global desse processo

(Equação 3), apresentando uma tendência de acidificação do meio, que pode atuar como fator inibidor para o próprio processo. Dessa forma, a alcalinidade é um importante parâmetro a ser monitorado para que o processo ocorra plenamente (OLIVEIRA, 2008; RUSTEN *et al*, 2006).

As bactérias responsáveis pela nitrificação são bastante sensíveis, o que faz com que o processo esteja suscetível a uma série de variáveis ambientais que podem servir como inibidoras do processo, dente elas estão o pH, a temperatura, a alcalinidade, o oxigênio dissolvido, a toxicidade, dentre outros (METCALF e EDDY, 1991).

Deste modo, é de supra importância compreender as faixas adequadas dos diferentes parâmetros como forma de viabilizar e otimizar a atividade microbiológica de remoção nitrogenada. Em relação às faixas de temperaturas ótimas para a nitrificação, alguns autores defendem o intervalo de 30 a 35°C para as bactérias do tipo BOA e de 35 a 40°C para as BON (GRUNDITZ & DALHAMMAR, 2001; BAE *et al*., 2002; JONES & HOOD, 1980). Temperaturas muito elevadas podem também influenciar negativamente na solubilização de outro parâmetro importantíssimo para o processo, o oxigênio dissolvido. Alguns autores defendem que este parâmetro é limitante à nitrificação em concentrações abaixo de 0,5 ou até de 1,1 mg/L no meio (METCALF & EDDY, 2003; WIESMANN, 1994).

Como mencionado anteriormente, o pH é um fator chave para o sucesso da nitrificação. Segundo ARAUJO JR (2006), as velocidades de reação decrescem expressivamente para valores de pH abaixo de 6,8. De acordo com o autor, valores de pH na faixa entre 5,8 a 6,0 apresentam velocidades de reação de 80% a 90% menores quando comparados com o pH 7,0. Para METCALF & EDDY (2003), a faixa ótima de pH para as bactérias nitrificantes encontra-se entre 7,5 e 8,0.

Quando relacionado a substâncias com elevado grau de toxicidade, os microrganismos nitrificantes são consideravelmente suscetíveis a toda uma gama de compostos orgânicos e inorgânicos, como solventes, aminas, álcoois compostos fenólicos, éteres, cianetos, dentre outros, além da presença de metais pesados em diferentes graus e concentrações (METCALF & EDDY, 2003; ARAUJO JR, 2006).

As bactérias autotróficas envolvidas na nitrificação possuem produção de biomassa em baixa quantidade e crescimento expressivamente mais lento quando em comparação às bactérias heterotróficas aeróbias, chegando a serem até 10 vezes mais

sensíveis que estas (JULIASTUTI *et al*., 2003). Desta forma, na presença de elevadas cargas orgânicas no reator, a relação C/N aumenta, favorecendo significativamente o desenvolvimento dos organismos heterotróficos aeróbios, podendo gerar quantidade limitada de oxigênio disponível para as bactérias nitrificantes (OLIVEIRA, 2008; SCHMIDT *et al*., 2003).

A forma como a biomassa se encontra no sistema também apresenta grande influência na nitrificação. Os sistemas que utilizam biomassa aderida em meio suporte tendem a trazer maior estabilidade ao processo, o que favorece a reprodução e a maior concentração das bactérias de crescimento mais lento. Desta forma, existe a tendência das bactérias heterotróficas se fixarem nas partes mais externas do biofilme, enquanto as autotróficas nas mais profundas. Por um lado, nestas regiões elas estão mais protegidas de possível desprendimento por cisalhamento, por outro são regiões de maior dificuldade de difusão do oxigênio dissolvido (FURUMAI & RITTMANN, 1994; RUSTEN *et al*, 2006).

3.2.2.2. Desnitrificação

A desnitrificação é a etapa final do processo convencional de remoção de nitrogênio, em que o nitrito (NO_2^-) e o nitrato (NO_3^-) são biologicamente convertidos à compostos mais reduzidos, como o óxido nítrico (NO) e o óxido nitroso (N_2O), até chegar a nitrogênio gasoso (N_2), sendo efetivamente eliminado do efluente em questão. As bactérias desnitrificantes são heterotróficas, aeróbias facultativas e quimiossintetizantes, ou seja, se alimentam de carbono orgânico para suas atividades anabólicas, e em casos de escassez de OD no meio, podem realizar a respiração celular, utilizando o nitrito e o nitrato como os aceptores finais de elétrons ao invés do oxigênio (RITTMANN & MCCARTY, 2001; OLIVEIRA, 2008; METCALF & EDDY, 2003).

Nos processos tradicionais de tratamento de efluentes, esta característica é aproveitada e utilizada em reatores anóxicos (ausência de oxigênio e presença de compostos oxidados de nitrogênio), exatamente para permitir a remoção dos compostos oxidados de nitrogênio em questão. São vários os gêneros de bactérias desnitrificantes descritos, entre eles *Pseudomonas*, *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*,

Micrococcus, Moraxella, Neisseria, Proteus, Paracoccus, Propionibacterium, Spirillum, etc (METCALF & EDDY, 2003; RITTMANN & MCCARTY, 2001; ARAUJO JR, 2006).

A reação de conversão do nitrato (NO_3^-) a nitrogênio gasoso (N_2), passando pelas diferentes formas oxidadas de nitrogênio, é representada pela Equação (4).

$$NO_3^- \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO \rightarrow N_2O \rightarrow N_2 \qquad \textbf{(4)}$$

São quatro as enzimas envolvidas no processo de desnitrificação, que auxiliam na quebra dos compostos nitrogenados, sendo elas, a nitrato redutase, a nitrito redutase, a óxido nítrico redutase e, por fim, a óxido nitroso redutase. (SCHMIDT *et al*., 2003). Embora por vezes não alcançada, a conversão completa dos compostos em N_2 é bastante almejada, uma vez que nesta forma ele não apresenta qualquer prejuízo ambiental ao meio (CARMINATI, 2016).

De acordo com JORDÃO & PESSÔA (2005), além do nitrato a ser reduzido, também é necessário que haja substrato orgânico oxidável no meio, para que o processo de desnitrificação ocorra. Como processo subsequente à etapa de nitrificação, é possível que o efluente se encontre com concentrações reduzidas de material carbonáceo, podendo ser requerido um aporte externo de carbono para a reação. Há situações em que é aportado efluente bruto através de um *by-pass* da entrada do reator, em outros casos é feito o uso de outras fontes de carbono orgânico, como o etanol ou o metanol, dentre outros (DEZOTTI *et al.*, 2008).

Conforme FORESTI *et al*. (2006), compostos orgânicos provenientes de processos anaeróbios como metano, ácidos orgânicos, álcoois, dentre outros, podem servir como fonte de carbono doando elétrons para a reação de desnitrificação, principalmente em reatores combinados anaeróbio-aeróbio (ARAUJO JR, 2006).

Segundo ARAUJO JR (2006), para cada 1 g de N-NO_3 removidos, 1,37 g de etanol (quando este é a fonte de carbono orgânico presente) é consumido, gerando 3,57 g de alcalinidade como $CaCO_3$. Deste modo, o processo de desnitrificação é conveniente a efluentes com baixa alcalinidade, ao produzir e assim recuperar parte da alcalinidade perdida na etapa anterior de nitrificação. (DEZOTTI *et al.*, 2008)

Assim como na etapa de nitrificação, a desnitrificação apresenta variáveis diversas que atuam como limitadoras e até inviabilizadoras do processo. O oxigênio dissolvido é um fator inibidor, uma vez que as bactérias são aeróbias facultativas, então na presença de OD, naturalmente elas utilizam deste como fonte mais fácil de energia. Entretanto, segundo METCALF & EDDY (2003), a desnitrificação pode ocorrer mesmo na presença de baixas concentrações de OD no meio, uma vez que, dependendo da dificuldade de difusão deste no interior do floco ou do biofilme, podem ser geradas zonas anóxicas nas regiões mais profundas destes locais favorecendo as bactérias desnitrificantes (ARAUJO JR, 2006).

Além de oxigênio dissolvido, outros parâmetros como pH, temperatura, presença de substâncias tóxicas, falta de carbono orgânico (como já mencionado), dentre outros fatores, podem agir como inibidores do processo desnitrificante. Segundo SOUSA & FORESTI (1999), a faixa ótima de pH para as bactérias se encontra entre 6,5 e 8,0, enquanto valores abaixo de 6 e acima de 9 prejudicam o processo. De acordo com os autores para valores de OD acima de 1 mg/L o processo é afetado. Já de acordo com TCHOBANOGLOUS *et al*. (2003), concentrações de OD acima de 0,2 mg/L já são suficientes para ocasionar inibição da etapa de desnitrificação.

Conforme OLIVEIRA (2008), a temperatura pode influenciar diretamente tanto no crescimento microbiano quanto na velocidade reacional de remoção de nitrato, para o autor a faixa ótima de temperatura se encontra entre 35 e 50ºC.

3.3. Processos Convencionais de Tratamento de Esgoto

São diversas as tecnologias e as formas possíveis de se realizar o tratamento dos efluentes sanitários, desde técnicas mais baratas e descentralizadas, como aquelas exploradas pelo saneamento ecológico, até as mais sofisticadas e mecanizadas, normalmente escolhidas para atender áreas com maior adensamento populacional, como os grandes centros urbanos.

Para o correto dimensionamento e operação das unidades de tratamento de efluentes, é necessário que se conheça as características do líquido à que se propõe a tratar. O esgoto sanitário pode ser proveniente de várias origens diferentes, porém, comumente apresenta valores típicos em sua composição, conforme Tabela 1.

CONSTITUINTES	Concentrações (em mg/L, onde não indicados)		
	Forte	Médio	Fraco
1 Sólidos Totais	1200	720	350
1.1 Dissolvidos totais	850	500	250
1.1.1 Fixos	525	300	145
1.1.2 Voláteis	325	200	105
1.2 Suspensos totais	350	220	100
1.2.1 Fixos	75	55	20
1.2.2 Voláteis	275	165	80
2 Sólidos sedimentáveis (ml/l)	20	10	5
3 DBO_5, 20ºC	400	220	110
4 Carbono Total (TOC)	260	160	80
5 DQO	1000	500	250
6 Nitrogênio Total (como N)	85	40	20
6.1 Orgânico	35	15	8
6.2 Amônia livre	50	25	12
6.3 Nitritos	0	0	0
6.4 Nitratos	0	0	0
7 Fósforo total	15	8	7
7.1 Orgânico	5	3	1
7.2 Inorgânicos	10	5	3
8 Cloretos	100	50	30
9 Alcalinidade (como $CaCO_3$)	150	100	50
10 Graxa	150	100	50

Tabela 1: Composição típica dos esgotos sanitários (GONÇALVES & SOUZA, 1997).

A depender de particularidades locais e sob condições específicas, esta composição pode variar, sendo necessário processos e formas de tratamento que fogem do convencional.

Os tratamentos biológicos, ou seja, aqueles que se utilizam de microrganismos e de seus processos metabólicos para a degradação da matéria orgânica e dos nutrientes em geral, ocupam posição de destaque frente à outras formas de tratamentos, principalmente pelas várias vantagens econômicas associadas a estes (BASSIN, 2008). Muitas vezes estes processos conseguem ser mais compactos, econômicos e efetivos, além de gerar menor quantidade de lodo, quando comparados a outros processos, como os físico-químicos (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

Toda tecnologia de tratamento apresenta vantagens e desvantagens, sendo necessário compreender que cada qual terá uma melhor adequação a depender do contexto em questão. Determinados fatores são decisivos e muitas das vezes preponderantes para a escolha da tecnologia mais adequada a ser aplicada. Alguns destes fatores são a disponibilidade de área para a infraestrutura envolvida, o quantitativo de vazão e de carga de esgoto a ser tratado, os padrões de qualidade a serem atingidos dependendo das

características ambientais locais e das respectivas legislações vigentes, as características qualitativas do esgoto bruto local a depender das atividades predominantemente exercidas na região (industriais, pesqueiras, domésticas, etc.), a disponibilidade de recursos financeiros para o investimento, dentre outros fatores.

Nesse capítulo, serão abordadas e brevemente explicadas três tecnologias de tratamento de esgotos utilizadas atualmente, a saber:

- Reator Aeróbio - Lodos Ativados
- Reator Anaeróbio - UASB
- Reator com Biomassa Aderida - MBBR

3.3.1. Lodos Ativados

De acordo com JORDÃO & PESSÔA (2011), o lodo ativado é o floco que é gerado no tratamento de esgoto bruto ou decantado, pelo crescimento de bactérias e diferentes organismos em meio aeróbio. Segundo o autor, este lodo é acumulado no sistema de tratamento em concentração suficiente por conta da recirculação dos flocos, durante as etapas do tratamento biológico, que serão explicadas a frente.

O processo de lodos ativados, ilustrado na Figura 2, é um dos tipos de tratamento biológico de águas residuárias mais difundidos nacionalmente e no mundo, por motivos principalmente relacionados à sua alta eficiência de remoção de matéria orgânica, aos baixos requisitos de área em comparação a outros processos aeróbios (tais como lagoas), além de possibilitar variações de configurações dependendo dos objetivos do tratamento (VON SPERLING, 2002). As principais unidades da etapa biológica do processo de lodos ativados são o tanque de aeração ou reator biológico, onde ocorrem os processos de aeração e biodegradação dos substratos (poluentes a serem removidos), e o tanque de decantação ou decantador secundário, onde ocorre a separação da biomassa gerada da efluente tratado no processo, recirculação de parte da mesma pelo fundo dessa unidade, além do devido descarte de parte do lodo gerado (VON SPERLING, 2002).

Normalmente na aplicação desta e de outras tecnologias de tratamento, são executadas etapas anteriores ao tanque de aeração, como forma de polimento e preparação do efluente para as etapas subsequentes. Estas etapas são formadas pelo pré tratamento com grades para a retirada de sólidos grosseiros, pela caixa de areia para retirada de minerais e sólidos de maior diâmetro e posteriormente pelo tratamento primário, que é usualmente realizado por um decantador primário. A principal função desta etapa é a remoção de sólidos suspensos sedimentáveis através de sua deposição no fundo do tanque por ação da gravidade (JORDÃO & PESSÔA, 2011)

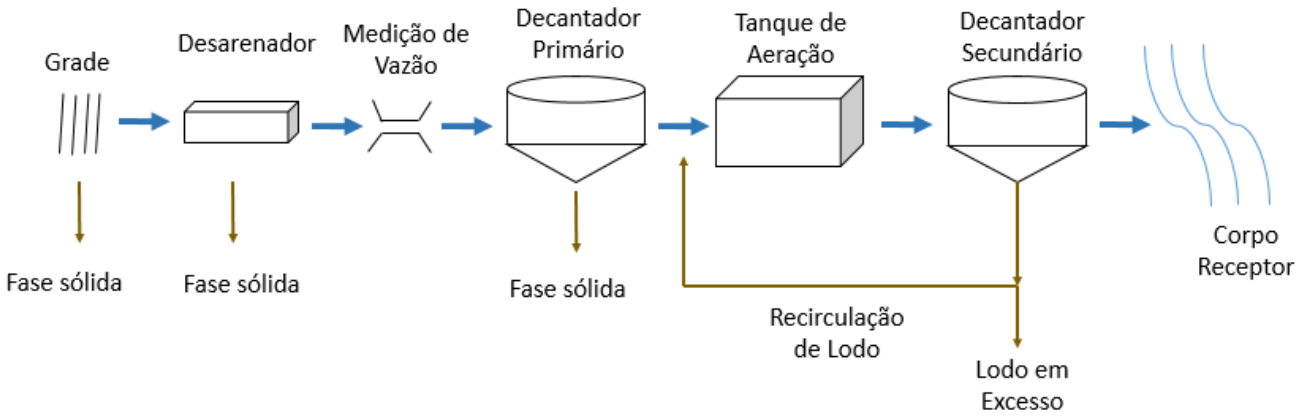


Figura 2: Esquema ilustrativo de um sistema de lodos ativados convencional (Elaboração própria)

O reator biológico aeróbio pode receber o fornecimento de oxigênio por ar difuso ou por aeradores mecânicos. Caso seja pelo método de aspersão de bolhas (ar difuso), quanto mais finas essas forem, maior a área de contato com o líquido e assim maior a difusão do oxigênio no meio. A adequada aeração propicia o crescimento de biomassa em suspensão na massa líquida, contribuindo para a formação de flocos mantidos em suspensão pelo próprio sistema de aeração. O aporte de biomassa gerado pela recirculação do lodo sedimentado no decantador secundário contribui expressivamente para que a biomassa permaneça mais tempo no sistema que o líquido em si, garantindo a elevada remoção de carga orgânica (VON SPERLING, 2005; JORDÃO & PESSÔA, 2005).

O processo de lodos ativados busca não apenas a boa remoção de matéria orgânica, mas também a obtenção de um efluente clarificado, límpido e dotado de baixa concentração de sólidos e turbidez. Isto pode ser alcançado pela eficiente sedimentabilidade dos flocos oferecida pela tecnologia, fator este que é um dos principais pontos críticos do processo em si (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

3.3.2. Reator Anaeróbio – UASB

Dentro do universo dos tratamentos anaeróbios, ou seja, dos tratamentos sem a presença de oxigênio dissolvido no meio, o reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanked Reactor, ou Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo*) apresenta-se como alternativa de tecnologia ao tratamento de efluentes. Esse sistema apresenta boa eficiência de remoção de matéria orgânica atrelada a uma baixa geração de lodo e baixos custos de operação.

O processo de digestão anaeróbia consiste, na ausência de oxigênio e por atividade de microrganismos, na conversão biológica da matéria orgânica em uma mistura de gases, comumente referido como biogás, composto principalmente de metano (CH_4) e de dióxido de carbono (CO_2). Este tipo de processo é observado em vários ambientes naturais, como em pântanos, no aparelho digestivo de animais superiores, em sedimentos de lagos e rios, etc. (CHERNICHARO, 1997).

Os processos anaeróbios utilizados em tratamento de esgotos podem ser divididos e classificados em dois principais grupos: sistemas convencionais e sistemas de alta taxa (CHERNICHARO, 1997). O reator UASB é um sistema de alta taxa. Os sistemas de alta taxa são representados pela grande capacidade de retenção de biomassa com atividade microbiológica ativa, relacionados a baixos tempos de detenção hidráulica. Assim é possível manter o tempo de retenção celular alto mesmo tendo-se elevadas cargas hidráulicas no sistema, o que proporciona um elevado potencial de tratamento de efluentes sanitários (LETTINGA, 2001).

De acordo com FORESTI *et al*. (2006), os países tropicais e subtropicais representam um nicho privilegiado para o uso desta tecnologia por conta das altas temperaturas que favorecem o processo de degradação anaeróbia. Neste contexto, o Brasil está entre estes países e apresenta um enorme potencial para a utilização destes sistemas.

Conforme a Figura 3 a entrada de esgoto sanitário em um reator UASB se dá pela parte inferior, fazendo com que este atravesse todo o reator num fluxo ascendente. Ao longo deste percurso, a passagem é feita atravessando o denso leito e manta de lodo, locais onde há a grande concentração de biomassa ativa, propiciando uma maior digestão da matéria orgânica. Por fim, o esgoto alcança o separador trifásico (gás-líquido-sólido) que tem a importante função de auxiliar na separação das fases líquida, sólida e gasosa, e impedir que partículas que escapam da manta de lodo alcancem a calha superior onde verte o efluente final. Tanto o separador quanto o defletor de gases têm a importante função que é o encaminhamento do biogás gerado para a devida coleta no topo do reator.

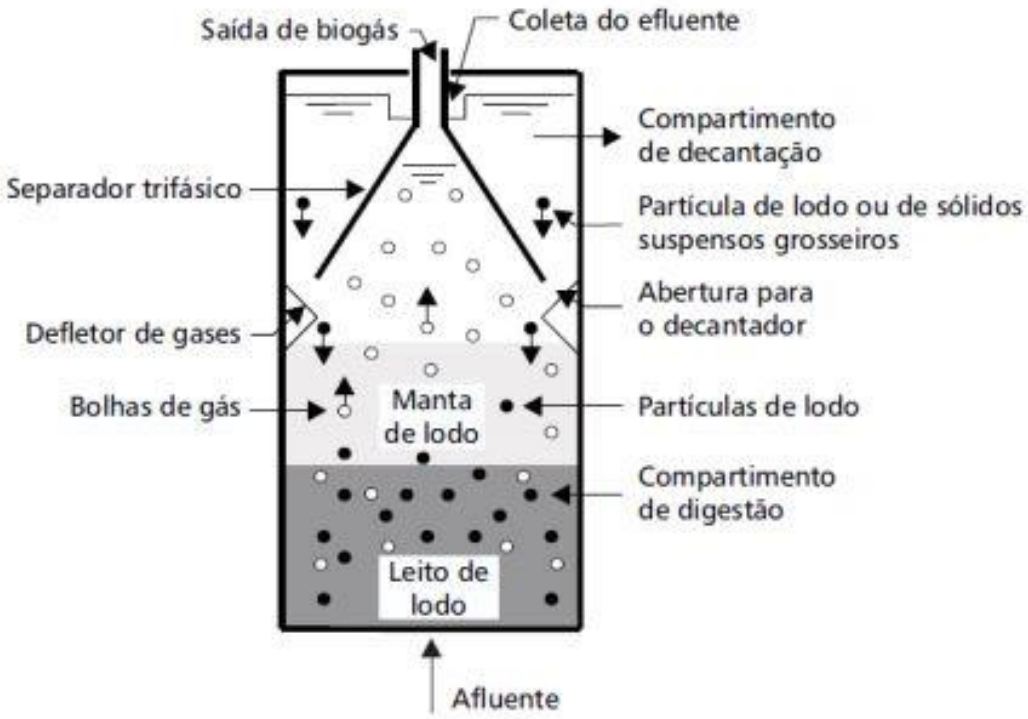


Figura 3: Esquema ilustrativo de um Reator UASB. (Campos, 1999)

Para METCALF & EDDY (2004), os elementos fundamentais para o projeto do reator UASB são exatamente o separador trifásico, o sistema de fluxo ascendente a que o esgoto é submetido, e o dispositivo de coleta do efluente final.

Esta tecnologia apresenta várias vantagens por ser econômica e de simples operação, entretanto, dificilmente somente o emprego dessa tecnologia de reator será suficiente para atender as exigências legais de lançamento de efluentes. Desta forma, esta

tecnologia é comumente aplicada utilizando-se unidades de pós-tratamento, como forma de complementar a remoção de poluentes e alcançar os padrões desejados (CHERNICHARO, 2001)

O reator UASB, quando operado de forma adequada, tem como importante característica a geração de um lodo com elevada capacidade de sedimentação, conhecido como lodo granular anaeróbio. Esta propriedade se deve principalmente à agregação microbiológica ocorrida no processo, gerando aumento do diâmetro e peso das partículas (CHERNICHARO, 1997).

A Tabela 2 traz algumas das vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios de tratamento de águas residuárias, dentro dos quais a tecnologia do reator UASB se insere.

Vantagens	Desvantagens
Baixa produção de lodo	Elevado período de tempo para partida do sistema sem inoculação
Baixo custo de implantação e operação	Baixa capacidade de tolerar cargas tóxicas
Baixa demanda de área	A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas
Baixo consumo de energia elétrica	Possibilidade de geração de maus odores
Possibilidade de rápido reinício , após um desequilíbrio	Necessidade de etapa de pós tratamento para atingir o padrão legal de lançamentos
Produção de metano (potencial energético)	Menor eficiência de remoção em relação ao tratamento aeróbio
Boa desidratabilidade do lodo	

Tabela 2: Vantagens e desvantagens de reatores anaeróbios (Adaptado de CHERNICHARO, 1997)

3.3.3. MBBR

A tecnologia MBBR (*Moving Bed Biofilm Reactor*, ou Reator de Leito Móvel com Biofilme) foi desenvolvida no final da década de 80 na Noruega, com o intuito de se aprimorar o processo de lodos ativados a partir da utilização de meio suporte flutuante no tanque de aeração, de forma a aumentar a área de aderência disponível ao desenvolvimento dos microrganismos e assim atribuir uma série de vantagens ao sistema. O MBBR foi concebido para usufruir das melhores características do processo tradicional de lodos ativados como aquelas dos processos envolvendo biomassa imobilizada (RUSTEN *et al*, 2006; JORDÃO & PESSÔA, 2011).

A tecnologia MBBR vem sendo amplamente difundida e aplicada para o tratamento de diferentes tipos de efluentes no Brasil, principalmente pelos seus comprovados benefícios e pela possibilidade de ser inserida como forma de otimização de sistemas pré-existentes. Este sistema trabalha com a combinação e coexistência de processos com biomassa aderida ao meio suporte bem como em suspensão. Normalmente é observado o predomínio de formação de biomassa aderida aos suportes em detrimento da biomassa suspensa, entretanto esta é uma constatação dependente tanto da configuração do sistema quanto do dimensionamento proposto.

Dentre algumas das vantagens em relação a outras tecnologias como lodos ativados e reatores com biofilme de leito fixo, o processo MBBR não necessita de recirculação de lodo ou retrolavagem dentro do sistema, além de trazer flexibilidade para alteração do processo, e gerar baixas perdas de carga no sistema (ØDEGAARD *et al.*, 1994; RUSTEN *et al.*, 2006).

Os reatores biológicos MBBR normalmente utilizam meios suporte fabricados em plástico de baixa densidade, como forma de propiciar uma melhor movimentação no meio líquido. Estes suportes possuam geometrias das mais variadas, buscando sempre o melhor perfil que relacione uma boa hidrodinâmica no reator, com o aumento de área superficial do meio, como forma de propiciar um maior desenvolvimento de microrganismos aderidos neste sistema. Alguns apresentam várias divisões internas para aumento da área superficial e proteção da biomassa aderida. Desta forma, o incremento de área favorece a eficiência de tratamento gerada pelos processos biológicos além de fornecer um maior aproveitamento do volume útil do reator (OLIVEIRA, 2008). A Figura 4 ilustra alguns tipos de *biomedia* clássicas empregadas em sistemas MBBR.

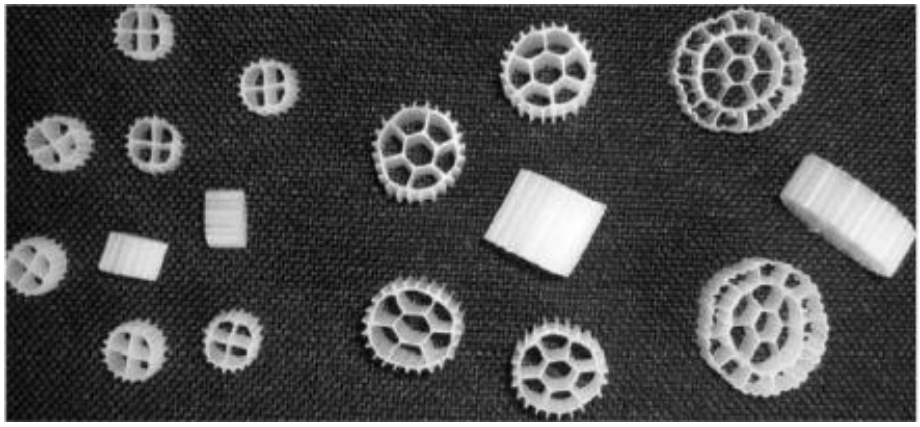


Figura 4: Suportes Kaldnes®, comumente empregados em sistemas MBBR. Da esquerda para direita, os tipos K1, K2 e K3 (RUSTEN *et al*., 2006).

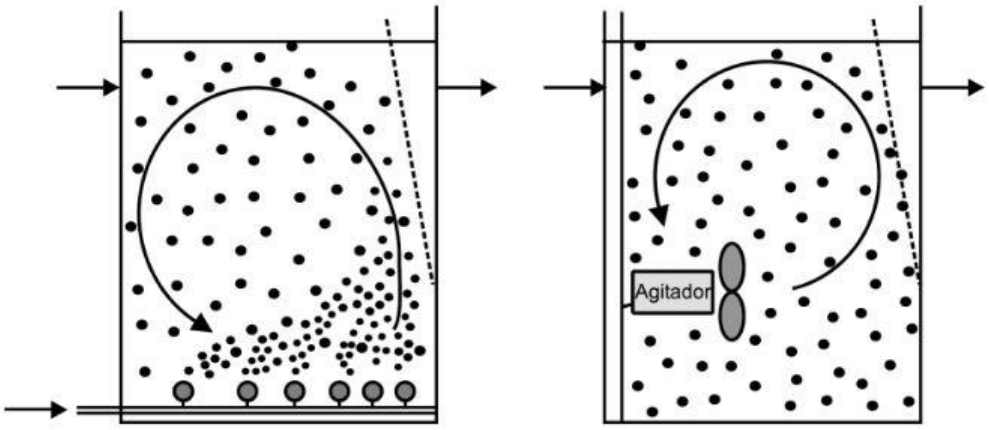
A Tabela 3 traz algumas características e especificações de modelos de suporte

Imagem	Tipo da *Biomedia*	Fabricante	Área Superficial (m^2/m^3)
	F3	AnoxKaldnes®	1300
	BiofilmChip M	AnoxKaldnes®	1200
	K2	AnoxKaldnes®	500
	K1	AnoxKaldnes®	500
	BWT15	Biowater	828

Tabela 3: Diferentes exemplos de suportes para MBBR (BIOWATER, 2011; SALVETTI *et al*., 2006; VEOLIA, 2011;).

As *biomedia* podem ser mantidas em movimento contínuo através de misturadores mecânicos ou aeradores (aspersores de ar) de forma a otimizar a exposição e o contato

com a massa líquida do reator. No caso de reatores aeróbios esta movimentação se dá pelo próprio aerador, enquanto para reatores mantidos em condição anóxica/anaeróbia pode-se utilizar a agitação mecânica (RUSTEN *et al*, 2006; JORDÃO & PESSÔA, 2011). A Figura 5 ilustra esta situação.



(a) Reator Aeróbio (b) Reator Anóxico ou Anaeróbio

Figura 5: Princípio do Reator de Leito Móvel com Biofilme (MBBR): (a) Reator Aeróbio e (b) reator anóxico ou anaeróbio (Adaptado de RUSTEN *et al*, 2006).

É recomendado que o MBBR tenha uma fração de enchimento (razão entre o volume ocupado pelo suporte e o volume total do reator) máxima de 70%, para evitar de coibir a livre movimentação dos suportes e seu ativo contato com a massa líquida (RUSTEN *et al*., 2006; SALVETTI *et al*., 2006).

A formação de biomassa aderida no meio suporte devido à interação entre as várias comunidades microbianas propicia a geração de microambientes especiais, o que favorece o conjunto e garante uma maior estabilidade das colônias (ARAUJO, 2014). De mesma forma, a retenção de biomassa nos suportes possibilita que o tempo de retenção celular seja expressivamente elevado, o que aumenta a estabilidade e eficiência do reator mesmo sob situações de sobrecarga e com a presença de substâncias tóxicas (SPEECE, 1996).

O desenvolvimento da cultura microbiana aderida ao biofilme propicia que este esteja bem menos suscetível a uma série de consequências e variações bruscas de determinados parâmetros do meio, como a temperatura, o pH, a concentração de nutrientes, substâncias tóxicas, dentre outros, fazendo deste um processo mais estável e adaptativo do que aqueles que apresentam apenas biomassa suspensa (CARMINATI, 2016; LARAZOVA *et al*,1995).

O já mencionado aumento na concentração da comunidade microbiana no reator, gerado pela aplicação das *biomedia*, apresenta como resposta uma maior metabolização e oxidação da matéria orgânica carbonácea presente no meio, assim como propicia a conversão de compostos nitrogenados. O desenvolvimento de microrganismos de crescimento lento é favorecido pelos elevados tempos de retenção da biomassa neste sistema, ou seja, bactérias mais sensíveis como aquelas responsáveis pelo processo de nitrificação são beneficiadas (FURUMAI & RITTMANN, 1994).

O processo MBBR, assim como a maioria envolvendo a formação de biofilmes, ocorre sob grande influência da difusão dos compostos e substâncias que constantemente são trocadas da parte interior com a exterior destes, como representado na Figura 6. De acordo com RUSTEN *et al*. (2006), o processo de nitrificação está substancialmente interligado aos efeitos difusivos, e tem como principais fatores limitantes as concentrações tanto de oxigênio dissolvido quanto de nitrogênio amoniacal. O oxigênio normalmente é o fator limitante sob altas concentrações de nitrogênio amoniacal, e o nitrogênio assume este papel ao estar em baixas concentrações (BASSIN, 2008).

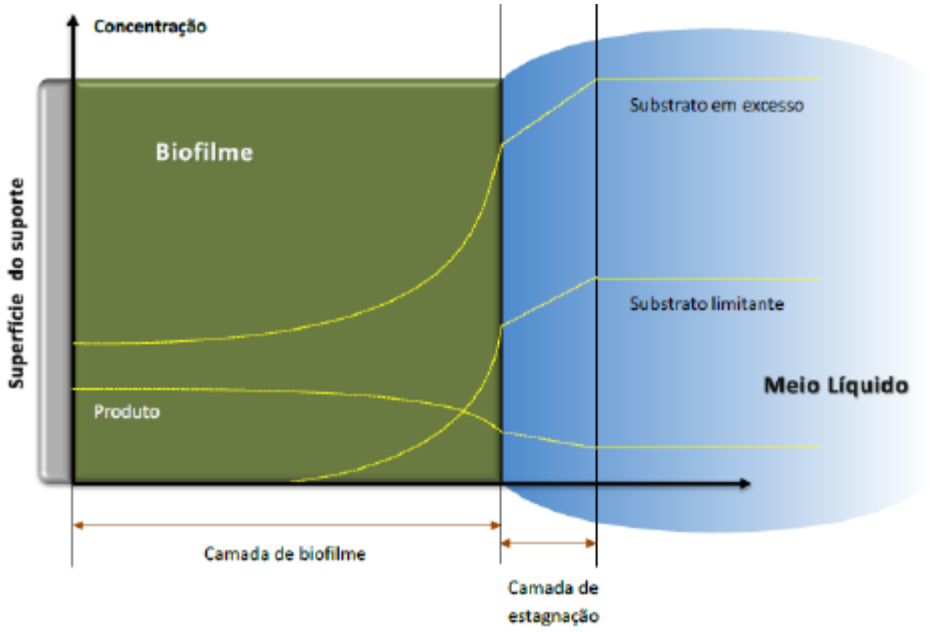


Figura 6: Esquema da difusão de substratos entre o meio e o biofilme e sua metabolização (adaptado de WIK, 1999)

O processo de metabolização dos substratos ocorre por ação biológica, mas é bastante influenciado pelos fenômenos de transferência. Desse modo, a dificuldade

natural que o oxigênio terá em adentrar as camadas mais profundas do biofilme faz com que possa existir uma estratificação de oxigênio dissolvido neste biofilme. Como consequência, diferentes tipos de bactérias poderão se desenvolver nas diferentes camadas. A agitação do meio e o regime de oxigenação são fatores essenciais ao correto ajuste e controle das concentrações de oxigênio dissolvido, como forma de garantir a eficiência do sistema ao proporcionar a presença de agente oxidante nas proporções adequadas à finalidade proposta (CARMINATI, 2016)

3.4. Legislação Ambiental

Em vias de garantir o correto tratamento e despejo dos efluentes nos corpos hídricos receptores, foi necessária a criação de normas, diretrizes e padrões de lançamento definidos por diferentes legislações ambientais. Para o esgoto sanitário, estas normas e padrões norteiam os valores limites de concentração dos poluentes no efluente final, ou a eficiência total de tratamento a ser atingida, para que as estações de tratamento se adequem e diminuam o impacto causado nos corpos d'água. Normalmente estas referências são baseadas em parâmetros físicos, químicos e principalmente biológicos, como forma de controle das características e da qualidade destas emissões. Em casos de inconformidade do efluente com os padrões preconizados pelas legislações vigentes, os autores da emissão ficam sujeitos a autuação por parte órgão ambiental local, que tem poder fiscalizador.

A fim de diminuir o risco de contaminação das águas devido aos seus vários usos pela população bem como para permitir a proteção do meio ambiente, o efluente sanitário deve possuir determinada qualidade mínima antes de ser disposto no corpo receptor (TONETTI *et al*., 2018).

Segundo a definição da resolução CONAMA nº 430/2011 (BRASIL, 2011), efluente "é o termo usado para caracterizar os despejos líquidos provenientes de diversas atividades ou processos". Existem tanto normas federais quanto estaduais que regulamentam as emissões de efluentes em geral, podendo estas possuírem valores de referência diferentes entre si, desta forma o tratamento deve ser realizado sempre com base no padrão mais restritivo vigente. Abaixo serão abordadas algumas das legislações mais importantes relacionadas aos efluentes sanitários:

Federais:

- Resolução CONAMA nº 357 de 17 de março de 2005 que “Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes” (BRASIL, 2005).

- Resolução CONAMA nº 430, de 13 de maio 2011 que "Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA" (BRASIL, 2011).

Estaduais (RJ):

- DZ-942.R-7 – Diretriz do Programa de Autocontrole de Efluentes Líquidos – PROCON-ÁGUA (RIO DE JANEIRO, 1991).

- NT.202.R10 – Diretriz de Lançamento de Efluentes Líquidos do INEA e da Associação Brasileira de Normas Técnicas – ABNT (RIO DE JANEIRO, 1986).

- DZ-215.R04 – Diretriz de Controle de Carga Orgânica Biodegradável em Efluentes Líquidos de Origem Sanitária (RIO DE JANEIRO, 2007).

A resolução CONAMA 357/05 (BRASIL, 2005) tem a principal função de classificação e enquadramento dos diferentes tipos de corpos hídricos, bem como a definição dos parâmetros adequados a cada classe a partir dos usos preponderantes que são feitos destas águas. A princípio esta dispunha de limites e valores referentes as condições de lançamento de efluentes, sendo complementada e alterada pela CONAMA 430/11 (BRASIL, 2011) que passou a assumir a definição destes padrões.

A resolução CONAMA 430/11 (BRASIL, 2011), em seu artigo 21, seção III, traz a nível nacional padrões que devem ser atingidos no efluente final de sistemas de tratamento de esgotos sanitários, são alguns deles:

- pH entre 5 e 9;
- Temperatura: inferior a 40°C, sendo que a variação de temperatura do corpo receptor não deverá exceder 3°C no limite da zona de mistura;
- Sólidos sedimentáveis: até 1 mL/L em teste de 1 hora em cone Inmhoff. Para o lançamento em lagos e lagoas, cuja velocidade de circulação seja praticamente nula, os materiais sedimentáveis deverão estar virtualmente ausentes;
- Ausência de materiais flutuantes.
- Demanda Bioquímica de Oxigênio - DBO 5 dias, 20°C: máximo de 120 mg/L, sendo que este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento com eficiência de remoção mínima de 60% de DBO, ou mediante estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor;
- Substâncias solúveis em hexano (óleos e graxas) até 100 mg/L;

Esta resolução define o limite máximo de Nitrogênio amoniacal presente no efluente final de 20 mgN/L, mas exime a exigência deste padrão os efluentes que são provenientes de sistemas de tratamento de esgotos sanitários.

A DZ-942.R-7 (RIO DE JANEIRO, 1991) tem o objetivo principal de estabelecer diretrizes do programa de autocontrole de efluentes líquidos do PROCON-ÁGUA, de maneira a regimentar a forma como os responsáveis pela atividade poluidora devem informar regularmente o órgão ambiental (no caso INEA) sobre os resultados das análises dos efluentes líquidos.

A NT.202.R10 (RIO DE JANEIRO, 1986) é uma norma técnica estadual que define os critérios e os padrões de lançamentos de efluentes líquidos de atividades poluidoras, aplicando-se aos lançamentos diretos ou indiretos, em águas interiores ou costeiras, superficiais ou subterrâneas, através de qualquer meio de lançamento. Alguns destes padrões são:

- Em consonância com a CONAMA 430/11 (BRASIL, 2011), as faixas e valores definidos de pH, Temperatura, Sólidos Sedimentáveis observados em “Cone Inmhoff” e materiais flutuantes são os mesmos.

- Cor: virtualmente ausente

- Óleos minerais até 20 mg/L

- Óleos vegetais e gorduras animais até 30 mg/L

- Nitrogênio Amoniacal (Amônia): 5,0 mg/L N

Em caso de lançamentos do efluente final em trechos de corpos d'água contribuintes de lagoas (corpos lênticos):

- Fósforo total: 1,0 mg/L P
- Nitrogênio total: 10,0 mg/L N

Importante lembrar que o nitrogênio total leva em consideração a soma do nitrogênio amoniacal, do nitrogênio orgânico, do nitrito e do nitrato. Esta norma técnica não define padrão para lançamento de cargas orgânicas ou DBO, atribuindo esta determinação a outras diretrizes específicas, no caso a DZ-215 (RIO DE JANEIRO, 2007).

A DZ-215.R04 (RIO DE JANEIRO, 2007) tem a função principal de estabelecer exigências de controle de poluição das águas, através da determinação dos limites e das diretrizes para o lançamento de carga orgânica biodegradável proveniente de efluentes líquidos de origem sanitária. Os padrões a serem seguidos para efluentes de estações de tratamento de esgoto sanitários das concessionárias prestadoras de serviço, estão elencadas nas Tabela 4 e Tabela 5.

Carga Orgânica Bruta (kg DBO/dia)	Eficiência Mínima de Remoção de DBO (%)
$C \leq 5$	30
$5 < C \leq 25$	65
$25 < C \leq 80$	80
$C > 80$	85

Tabela 4: Eficiências de remoção requeridas de acordo com a carga orgânica bruta (adaptado de RIO DE JANEIRO, 2007)

Conforme a Tabela 4, as faixas de eficiências mínimas de remoção de DBO requeridas são relacionadas à carga orgânica bruta que é tratada pela estação em kgDBO/dia. Conforme mencionado na DZ-215 (RIO DE JANEIRO, 2007), o conceito de carga consiste na multiplicação da concentração de DBO pela vazão média do afluente que chega à estação ao longo do dia. Desse modo, pode-se calcular a carga pela Equação (5):

$$Carga\ \left(\frac{kgO_2}{d}\right) = DBO\left(\frac{mgO_2}{L}\right) x\ Vazão\ \frac{m^3}{d}/1000 \qquad (5)$$

Além da eficiência de tratamento a DZ-215 (RIO DE JANEIRO, 2007) estabelece valores máximos para a DBO e SST (Sólidos Suspensos Totais), que podem estar presentes no efluente final da estação. Da mesma forma como no caso anterior, os valores são determinados de acordo com a faixa de carga orgânica bruta afluente à estação, conforme descrito na Tabela 5.

Carga Orgânica Bruta (kg DBO/dia)	Concentrações máximas em DBO e SST
$C \leq 5$	180
$5 < C \leq 25$	100
$25 < C \leq 80$	60
$C > 80$	40

Tabela 5: Valores máximos de DBO e SST permitidos pela DZ-215 (adaptado de RIO DE JANEIRO, 2007)

Em suma, levando em consideração os parâmetros matéria orgânica carbonácea e nitrogenada, além da interpretação do órgão ambiental, uma estação de tratamento de esgotos de médio/grande porte no RJ, que receba mais que 80 kg DBO/dia de carga, deve respeitar os seguintes padrões:

- Eficiência mínima de remoção de DBO**: 85%**
- Concentração máxima efluente de DBO: **40 mg/L**
- Concentração máxima efluente de SST: **40 mg/L**
- Concentração máxima efluente de Amônia: **5,0 mg/l N**
- Sólidos sedimentáveis (1 hora em cone Inmhoff): **até 1 mL/L**

E caso esta estação tenha o lançamento do efluente final em trechos de corpos d'água contribuintes de lagos e lagoas, ele deve atender também aos seguintes padrões:

- Concentração máxima efluente de Fósforo total: **1,0 mg/L P**
- Concentração máxima efluente de Nitrogênio total: **10,0 mg/L N**
- Sólidos sedimentáveis (1 hora em cone Inmhoff): **Virtualmente Ausentes**

Desta forma, alguns destes valores serviram como referência para a avaliação do desempenho do reator ao longo experimento. Os limites de concentração máxima efluente de DBO, amônia e SST, bem como a eficiência mínima de remoção de DBO foram cuidadosamente acompanhados como forma de estudo da tecnologia.

4. Materiais e Métodos

Neste capítulo, o estudo experimental será explicado, abordando os diferentes procedimentos, condições e unidades experimentais utilizadas. Serão descritas as características do efluente sanitário utilizado, bem como os regimes operacionais de abastecimento do reator, e de coleta das amostras. Serão apresentadas também as metodologias das análises laboratoriais realizadas.

4.1. Descrição Geral do Experimento

A presente pesquisa objetivou o estudo do comportamento e desempenho, em relação às eficiências de remoção de poluentes, de um reator híbrido anaeróbio-aeróbio, de fluxo ascendente, com utilização de biomassa aderida em meio suporte de mini-Biobob®. Esta tecnologia pode ser considerada como nova, frente à grande parte dos tratamentos convencionais, como lodos ativados ou reatores UASB, e já é aplicada em escala real em estações de tratamento de esgoto, como a ETE Maria Paula e a ETE Sapê. Ambas as ETEs são idênticas e ficam localizadas no município de Niterói, estado do Rio de Janeiro, sob operação da Concessionária Águas de Niterói S/A, pertencente ao grupo Águas do Brasil.

Este estudo, em partes, foi inspirado pelos elevados resultados de eficiência de tratamento, obtidos pela aplicação da tecnologia nas ETEs mencionadas. A concepção desta tecnologia contempla não apenas remoção de carga orgânica carbonácea, como também, expressiva remoção de nitrogênio amoniacal do sistema. As Figuras 7 e 8, ilustram a estrutura das estações de tratamento mencionada.

Figura 7: Visão externa da ETE Maria Paula (adaptado de ARAUJO JR *et al.*, 2017).

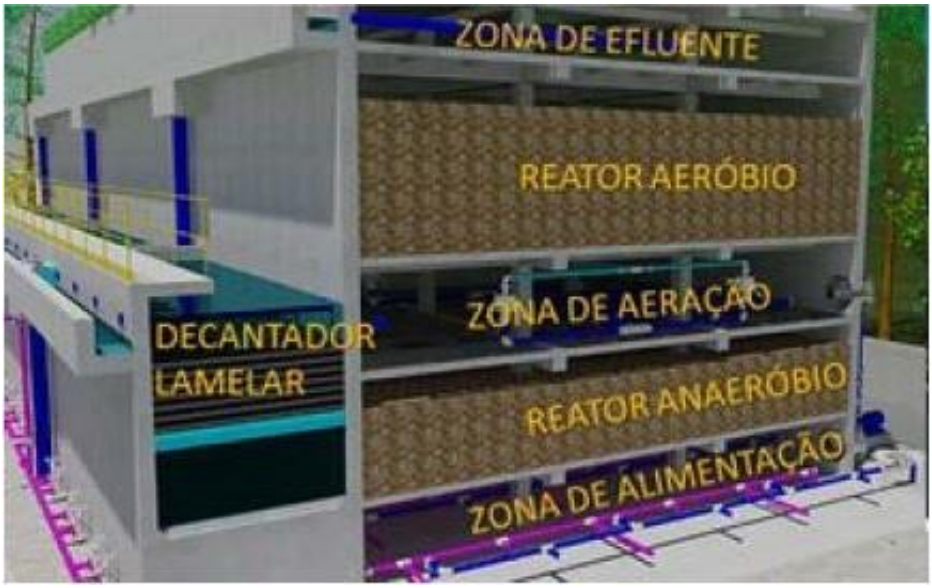


Figura 8: Representação interna dos compartimentos das ETEs mencionadas (adaptado de ARAUJO JR *et al.*, 2017).

Deste modo, o trabalho buscou entender, em escala de bancada, se sob determinadas condições operacionais e parâmetros, seria possível alcançar não apenas a nitrificação, como também a desnitrificação, com ambas ocorrendo no mesmo compartimento do reator, através da hipótese de existência de zonas anóxicas no interior dos suportes Biobob®, onde a difusão de oxigênio se torna dificultada.

O experimento foi realizado ao longo de 5 meses de operação do reator, sendo executado nas dependências da ETE Icaraí, localizada no bairro de Icaraí em Niterói, também pertencente à Concessionária Águas de Niterói S/A.

4.2. Efluente Sanitário Utilizado

O esgoto sanitário utilizado neste trabalho foi proveniente da entrada de esgoto bruto da ETE Icaraí, já mencionada anteriormente. O ponto de coleta foi definido na extremidade final do desarenador (ou caixa de areia), conforme Figura 9. O esgoto bruto presente neste local já passou pelas unidades de pré tratamento da estação, ou seja, por um gradeamento grosso (com 25 mm de espaçamento entre as barras), e um gradeamento fino (com 6 mm de espaçamento), além do desarenador. Estas unidades têm a principal função de retirar resíduos, sólidos grosseiros suspensos e detritos minerais mais densos, como areia e cascalho (TELLES & COSTA, 2007).

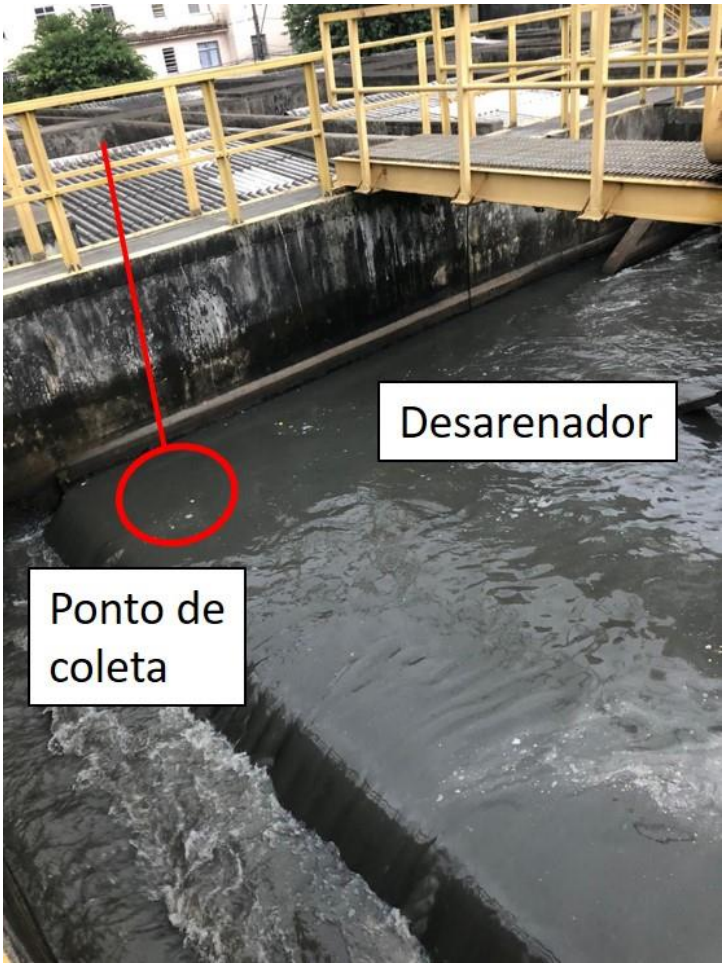


Figura 9: Ponto de coleta do esgoto sanitário (Elaboração própria).

As coletas eram feitas com auxílio dos operadores da ETE, ou pelos próprios. Inicialmente se utilizavam cordas e baldes, mas no decorrer do estudo a logística foi se aprimorando, até a utilização de mangueiras funcionando como sifão hidráulico para encher a bombona de alimentação do reator.

Ambos os processos de gradeamento da ETE são mecanizados. A primeira se utiliza de um rastelo mecânico para retirada dos resíduos sólidos mais grosseiros que ocasionalmente se aderem na grade, conforme Figura 10. A segunda é um gradeamento do tipo *Step Screen*, que se mantém em constante movimento como uma esteira vertical, e assim remove os sólidos aderidos, ao chegar à parte superior. A Figura 11 ilustra seu funcionamento.

Figura 10: Rastelo mecânico utilizado na limpeza da grade grossa (CAN, 2020).

(a) **(b)**

Figura 11: Gradeamento mecanizado fino. (a) Visão geral; (b) contato com o efluente (Elaboração própria).

Por fim, antes da entrada do esgoto no sistema, utilizava-se uma peneira com 4 mm de espaçamento (Figura 12), como forma de evitar a entrada de possíveis sólidos grosseiros que restassem das etapas anteriores.

Figura 12: Peneira de 4 mm (Elaboração Própria)

Em relação à composição do esgoto sanitário utilizado, pode-se recorrer à literatura quanto às composições típicas do esgoto sanitário, conforme apresentado pela Tabela 1. Importante salientar que são parâmetros sujeitos à grandes variações, pelos mais diversos motivos.

A ETE em questão possui algumas tomadas de tempo seco (TTS) em sua bacia de contribuição, o que faz com que períodos muito chuvosos possam gerar alguma alteração na composição do esgoto de entrada. Outro fator importante relacionado à carga orgânica presente neste esgoto, é o horário de coleta. Ao longo do projeto, experiências foram trocadas com os operadores e estas variações foram melhor compreendidas, como será explicado posteriormente na análise das cargas de entrada.

4.3. Unidade Experimental

O estudo foi conduzido utilizando 5 componentes essenciais para sua realização, como ilustrado pela Figura 13. Os principais processos ocorreram no reator cilíndrico de acrílico (3) utilizado. Para acondicionamento do esgoto afluente e efluente do reator, foram utilizadas bombonas, uma de entrada (1) e uma de saída (4), ambas cortadas em sua parte superior, suportando um volume de aproximadamente 50 litros. Foi utilizada uma bomba dosadora vertical (de parede) (3) da marca Exatta, modelo EX0114, como forma de abastecer o reator através de sua parte inferior. O mecanismo interno da bomba dosadora é de diafragma, e funciona a partir de pulsos, acrescentando altura manométrica suficiente para vencer o peso exercido pela coluna de líquido no sistema, além de manter constante a vazão de entrada do reator. Para proporcionar injeção de ar, e assim, aporte de oxigênio ao reator, foi utilizado um aerador JAD *Air-Pump*, modelo SC-7500 (2). A Figura 13 apresenta o sistema.

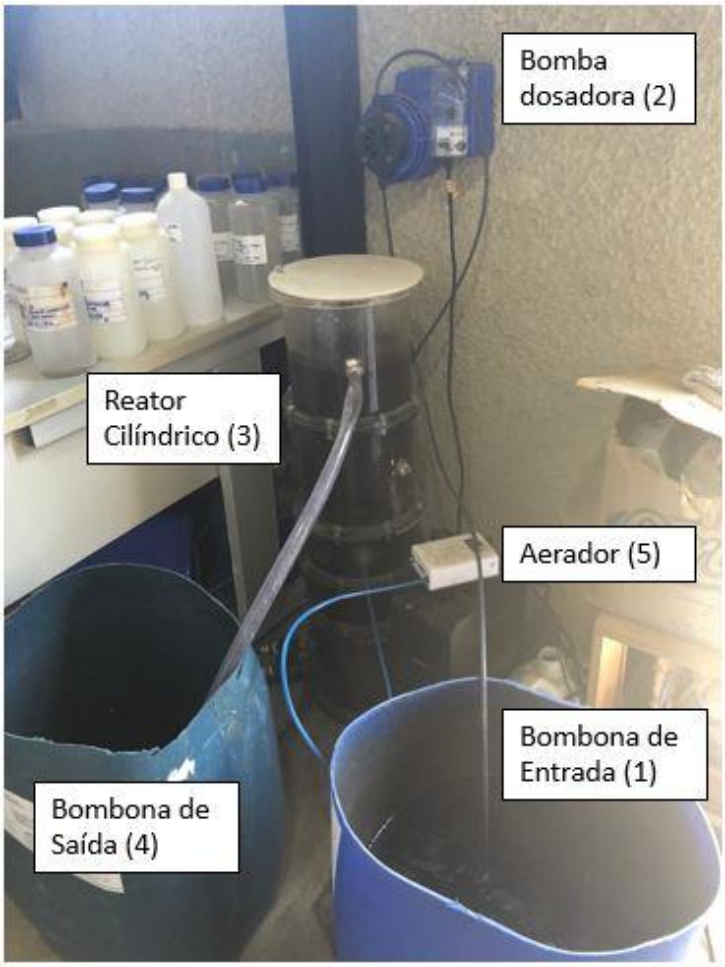


Figura 13: Principais componentes utilizados na pesquisa (Elaboração própria).

Ao vencer a altura manométrica necessária, a bomba dosadora insere o esgoto bruto no sistema e assim inicia o processo tratamento, que ocorre sob regime de fluxo ascendente no reator. A bomba possui dois botões que podem ser regulados, um relacionado à sua potência, podendo aumentar ou diminuir a pressão inserida no sistema, e outra associada à velocidade dos seus pulsos, podendo variar a vazão desejada de ser inserida no sistema. A Figura 14 ilustra seu funcionamento.

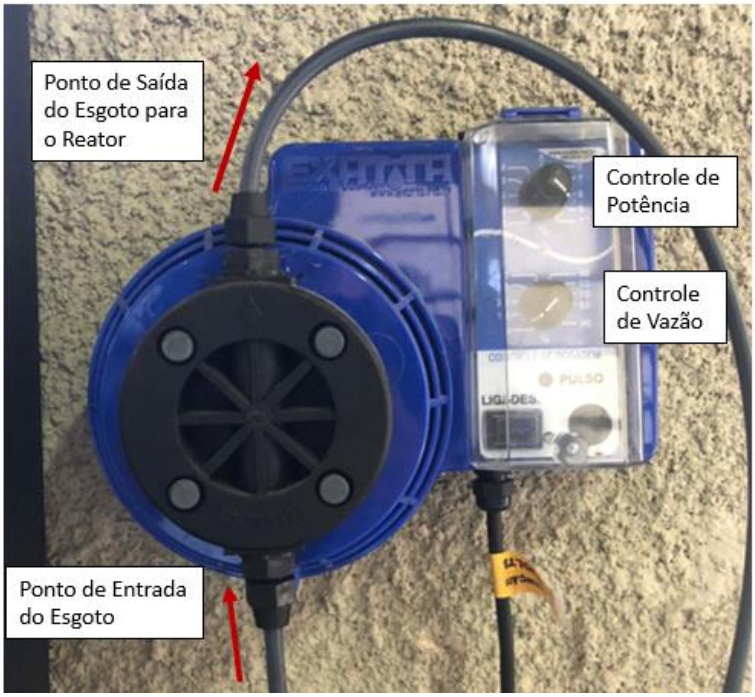


Figura 14: Bomba dosadora de parede (Elaboração própria).

O aerador JAD *Air-Pump*, modelo SC-7500, possui um único botão com 2 opções de regulagem para a vazão de ar desejada. A Figura 15 apresenta este em funcionamento.

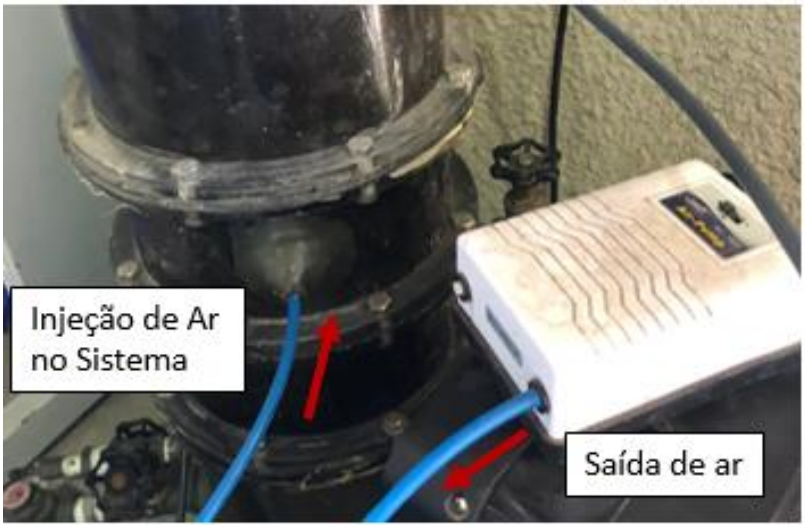
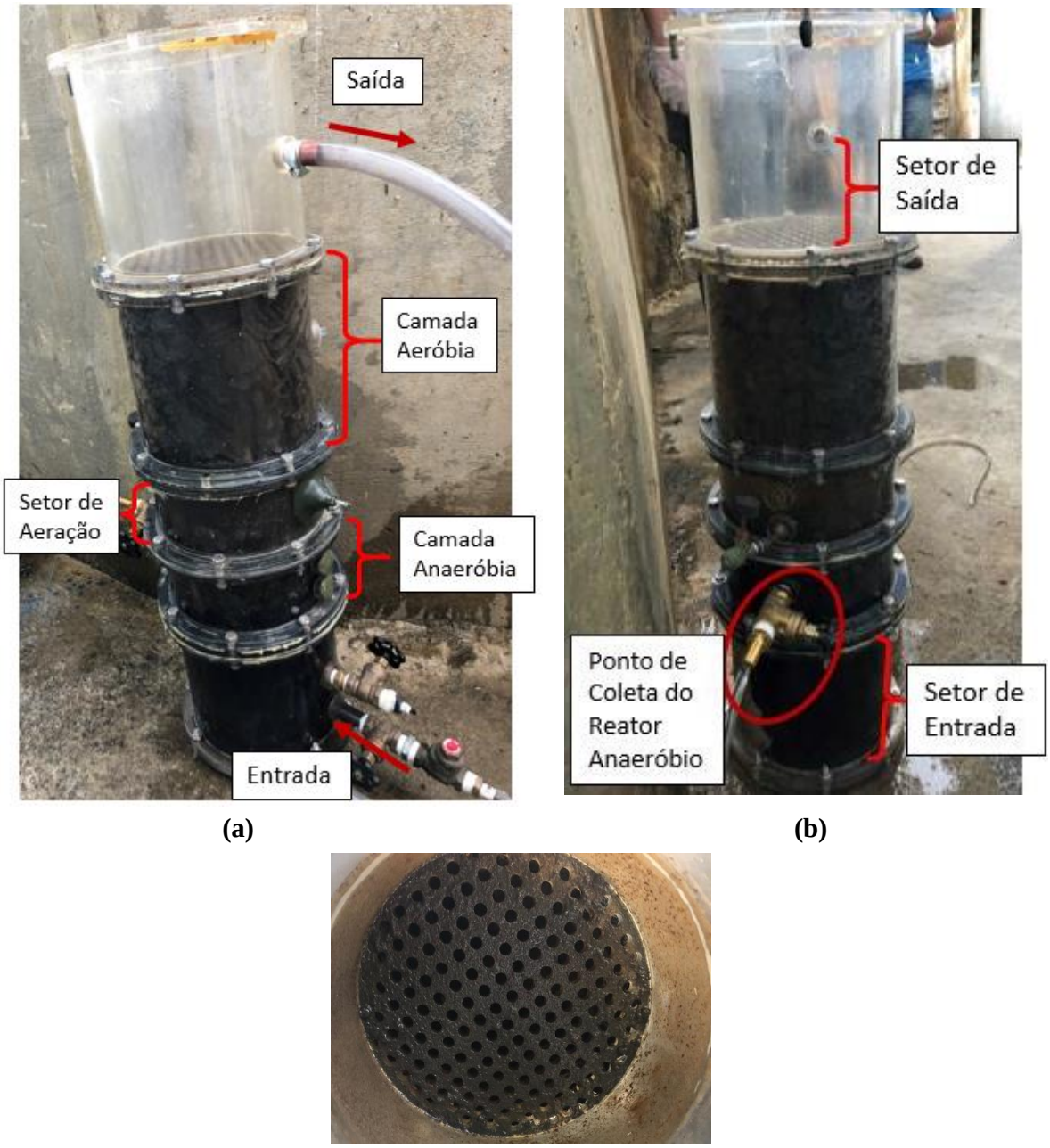


Figura 15: Aerador JAD *Air-Pump* SC-7500 (Elaboração própria).

O reator híbrido de fluxo ascendente utilizado para o estudo, buscou simular a tecnologia utilizada nas ETEs anteriormente mencionadas. Desta forma, é compartimentado em diferentes setores, a saber: alimentação, camada anaeróbia, camada aeróbia e saída. As *biomedia* utilizadas se encontravam subdivididas nas camadas anaeróbias e aeróbias, e aprisionadas por um separador de acrílico que permite

apenas a passagem do líquido. A Figura 16 ilustra os compartimentos e subdivisões do reator.



(a) **(b)**

(c)

Figura 16: Compartimentos do reator, (a) visão frontal, (b) visão traseira, (c) separador de acrílico.

Foi utilizada uma válvula de retenção no ponto de entrada do reator, conforme mostrado na Figura 17. O intuito dessa válvula foi evitar um possível retorno de líquido do reator, entre os pulsos da bomba dosadora, bem como o de auxiliar a injeção do esgoto afluente, ao segurar o peso da coluna de líquido no referido ponto da válvula.

Figura 17: Válvula de retenção na entrada do reator.

O reator cilíndrico utilizado apresentava 19 cm de diâmetro, logo, todos os compartimentos possuíram a mesma área da seção transversal, igual à 0,028 m^2. Sua altura e volume totais podem ser consideradas do ponto de entrada até o ponto de saída do efluente, não considerando a borda livre acima desta. A Tabela 6 apresenta as dimensões de cada compartimento, e do reator como um todo.

	Setor de Entrada	**Camada Anaeróbia**	**Setor de Aeração**	**Camada Aeróbia**	**Setor de Saída**	**Total**
Altura (cm)	15	10	10	20	9	64
Volume (L)	4,25	2,83	2,83	5,66	2,55	18,12

Tabela 6: Dimensões dos 5 compartimentos do reator híbrido anaeróbio-aeróbio (Elaboração própria).

4.3.1. Suportes Utilizados

A *biomedia* utilizada como suporte para imobilização do lodo foi o mini-Biobob®, desenvolvido pela empresa BioProj Tecnologia Ambiental Ltda.

O Biobob® tem a função, assim como outras *biomedia* já mencionadas, de servir como um mecanismo de imobilização celular, propiciando a adesão e reprodução de microrganismos que auxiliarão no processo de tratamento do efluente. O mini-Biobob® tem a sua matriz composta por uma espuma porosa de poliuretano (PU), envolta por uma estrutura rígida de polipropileno (PP), suas dimensões são de 15 mm de diâmetro e 25 mm de altura. A Figura 18 apresenta os suportes mini-Biobob® e suas respectivas dimensões em relação ao diâmetro (a) e altura (b).

(a) (b)

Figura 18: Mini-Biobob® e suas dimensões de (a) altura, e (b) diâmetro (adaptado de Duarte *et al*., 2019)

Estudos já realizados constataram que a espuma de poliuretano serve como uma excelente camada suporte para adesão de biomassa microbiana (ARAUJO, 2014; HUYSMAN et al., 1983; ARAUJO JR & ZAIAT, 2009; GUO et al., 2010; LIM et al., 2011). Porém, de acordo com ARAUJO (2014), a baixa resistência mecânica e a elevada compressibilidade que esse material apresenta foram fatores limitantes para seu uso em escala comercial. Neste sentido, a tecnologia empregada no Biobob® buscou solucionar estes problemas através da utilização da estrutura externa rígida que envolve a espuma, para assim poder aproveitar as melhores características deste material.

Segundo Duarte et al., 2019, análises de microscopia eletrônica de varredura (MEV) na espuma do mini-Biobob® permitiram constatar um valor de área superficial especifica de 10.586,6 m^2/m^3. Esse valor está bem acima da média apresentada pelos

suportes comumente utilizados em reatores com biofilme, o que faz sentido quando se considera que grande parte do volume do mini-Biobob® é preenchido pela espuma.

A fração de enchimento com o suporte adotada nesse estudo foi de 100% para ambas as camadas anaeróbias e aeróbias. O teste utilizado para medição do volume total ocupado pelos mini-Biobob® no reator, foi realizado em um béquer de 1 litro, com algumas *biomedia* e água. O béquer foi preenchido por um conjunto de vários mini-Biobob® até seu limite, em seguida foi completamente preenchido por água, adentrando os espaços vazios e os poros dos mini-Biobob®. Constatou-se que o volume de água necessário para preencher estes espaços foi de 500 mL, logo aquele conjunto de *biomedia* apresentou 50% de porosidade. A Figura 19 ilustra o teste realizado.

Figura 19: Teste de fração de enchimento (Elaboração própria)

4.4. Condições Operacionais

4.4.1. Condições Operacionais do Reator

Como já mencionado anteriormente, o presente estudo se inspirou em uma tecnologia já utilizada em escala real. Desta forma, as condições operacionais utilizadas no estudo em bancada buscaram ao máximo relacionar os parâmetros entre essa e o sistema em escala real, para que se pudesse representar a tecnologia da forma mais fiel possível. Alguns destes parâmetros como vazão, tempo de detenção hidráulica (TDH), carga orgânica volumétrica (COV), dentre outros, serão abordados neste tópico.

O TDH representa o tempo de permanência do afluente (esgoto sanitário nesse estudo) no sistema de tratamento. Este pode ser determinado para cada compartimento

separadamente, e quanto maior a sua duração, mais tempo os microrganismos terão para degradar os poluentes. Para o cálculo do TDH, conceitos como volume (V) e vazão (Q) estão relacionados, seguindo a Equação (6):

$$TDH = \frac{V}{Q} \tag{6}$$

As ETEs Maria Paula e Sapê, conforme representado nas Figuras 7 e 8, tem formato retangular, diferentemente do reator experimental, que é cilíndrico. Desta forma, apesar das áreas serem relacionadas à tipos de geometria diferentes, a partir de parâmetros como o TDH e a COV, pode-se fazer o paralelo e trazer representatividade dentre as distintas escalas de trabalho. As dimensões de largura e comprimento das ETEs, são ambas de 12 m, desta forma todos os setores possuem 144 m^2 de área. A Tabela 7 traz algumas importantes dimensões utilizadas nos cálculos de COV e TDH. Além dos compartimentos já conhecidos, foram considerados 2 setores que funcionam como "folga" dos leitos com *biomedia*, tanto na camada aeróbia, quanto na anaeróbia.

	Etapa Anaeróbia			**Etapa Aeróbia**				
	Setor de Entrada	Camada Anaeróbia	Folga Anaeróbia	Setor de Aeração	Camada Aeróbia	Folga Aeróbia	Setor de Saída	Total
Altura (m)	1,58	1,39	0,79	1,88	2,78	0,65	0,43	9,5
Volume (m^3)	227,50	200,15	113,75	270,70	400,30	93,60	61,90	1.368,0

Tabela 7: Dimensões de altura e volume dos compartimentos das ETEs (Adaptado de BIOPROJ, 2015).

Como forma de comparação dos TDHs, o cálculo foi subdivido nas etapas Anaeróbia, que consiste do momento da chegada do esgoto no setor de entrada, até sua saída do reator anaeróbio (considerando a folga no caso das ETEs), e Aeróbia, que consiste da chegada do efluente no setor de aeração até sua saída do sistema (também considerando a folga no caso das ETEs).

A vazão de projeto das ETEs é de 35 L/s (ou 126 m^3/h). Atualmente a ETE Maria Paula trabalha com uma vazão de entrada de por volta de 14 L/s. Para o cálculo dos

TDHs das respectivas etapas, foi utilizada a vazão de projeto. Em relação aos volumes, não basta considerar os volumes físicos, uma vez que o meio é composto, em partes, por *biomedia*, que apesar de porosas, ocupam espaço. Assim sendo, o volume utilizado para o cálculo do TDH foi aquele efetivamente ocupado pelo líquido. Utilizando os dados de dimensionamento fornecidos pela BioProj Tecnologia Ambiental Ltda, a porosidade dos leitos com Biobob® nas ETEs é de 70%. Ou seja, para o correto cálculo dos volumes líquidos, basta multiplicar este fator pelo volume dos compartimentos preenchidos de suporte. A Tabela 8 traz os valores dos respectivos volumes líquidos e TDHs para cada etapa de tratamento.

	Etapa Anaeróbia	**Etapa Aeróbia**	**Total**
Volume Líquido (m^3)	480	705	1185
Vazão (L/s)	35,0	35,0	-
TDH (h)	3,81	5,60	9,41

Tabela 8: Parâmetros utilizados para o cálculo dos TDH das ETEs (Adaptado de BIOPROJ, 2015)

A elaboração do reator de bancada buscou seguir as proporções de cada compartimento como forma de simular os mesmos TDHs e COVs do sistema real. Ou seja, utilizando seus volumes líquidos e se baseando no mesmo TDH da escala real, foi possível encontrar a vazão necessária para trazer a representatividade almejada ao experimento realizado. A Equação (6) também foi usada para esse cálculo, porém neste caso a incógnita era a vazão. Para o cálculo dos volumes líquidos no reator, foi utilizada uma porosidade de 50% dos meios preenchidos com os suportes mini-Biobob®, como explicado anteriormente. A Tabela 9 traz os valores dos respectivos volumes líquidos e vazões encontradas para cada etapa de tratamento do reator de escala laboratorial.

	Etapa anaeróbia	Etapa aeróbia	Total
Volume Líquido (m^3)	0,0056	0,0082	0,0138
TDH (h)	3,81	5,60	9,41
Vazão (L/d)	35,27	35,14	-

Tabela 9: Parâmetros utilizados para relacionar a proporção das vazões entre escala piloto e real (Elaboração própria).

Conforme os cálculos realizados, percebe-se que, mantendo o mesmo TDH, a proporção entre as vazões das duas escalas é quase que exatamente 1 L/s da ETE em escala real para cada 1 L/d do reator de pequena escala.

No presente estudo foi empregada uma vazão de 22 L/d de esgoto sanitário no reator piloto, desta forma, o sistema representaria uma vazão de 22 L/s em relação à estação real. Esta representa uma vazão, ainda maior, do que a recebida atualmente pela ETE Maria Paula. Ao se considerar uma contribuição hipotética de 160 L/hab.dia de esgoto, esta vazão representa a contribuição gerado por cerca de 12.000 habitantes.

Inicialmente a proposta seria começar com vazões ainda menores como forma de beneficiar e avaliar os processos de nitrificação e principalmente de desnitrificação no sistema, mas por limitação da bomba utilizada, não foi possível. A vazão mínima possível de se aplicar ao reator era de 22 L/d. Porém, conforme melhor abordado em resultados e discussão, os processos se desenvolveram satisfatoriamente bem para a vazão aplicada. A Tabela 10 traz os novos valores de TDH, agora relacionados à vazão de 22 L/d para o reator de bancada e de 22 L/s para a ETE.

	Etapa anaeróbia	Etapa aeróbia	Total
TDH (h) ETE	6,06	8,90	14,96
TDH (h) Experimento	6,11	8,94	15,05
Vazão (L/s) ETE	22,0	22,0	-
Vazão (L/d) Experimento	22,0	22,0	-

Tabela 10: TDH e vazões utilizados no experimento e em sua projeção para escala real (Elaboração própria).

A carga orgânica volumétrica (COV), nada mais é do que uma forma de quantificação do quanto de contribuição de matéria orgânica há por volume de líquido sendo tratado em determinado reator. É um bom parâmetro de comparação visto que funciona como uma taxa, e por isto independe de escala.

Para análise e comparação das COVs, devem ser utilizados, como representado pela Equação (7), um valor de concentração de matéria orgânica no esgoto bruto, expressa em termos de DQO (Demanda Química de Oxigênio) (C), as vazões de entrada do sistema (Q), e os respectivos volumes líquidos (V) de cada compartimento do reator e da ETE.

$$COV\ \left(\frac{kgDQO}{d.m^3}\right) = \frac{C\left(\frac{kgDQO}{L}\right) x\ Q\left(\frac{L}{d}\right)}{V\ (m^3)} \qquad (7)$$

Tomando como referência dados da Tabela **1** de composições típicas do esgoto sanitário, para o cálculo e comparação das COVs, será utilizada uma DQO de 500 mg/L, referente a um esgoto considerado como médio, pelo autor. Desta forma, utilizando os dados de vazão de entrada, e de volume líquidos já apresentados, pode-se calcular as COVs utilizando a Equação 7. A Tabela 11 traz os resultados obtidos.

	Tratamento Anaeróbio	Tratamento Aeróbio	Total
COV (kgDQO/m^3.d) ETE	1,98	1,35	0,80
COV (kgDQO/m^3.d) Experimento	1,96	1,34	0,79
Vazão (L/s) ETE	22,0	22,0	-
Vazão (L/d) Experimento	22,0	22,0	-

Tabela 11: Comparação das COVs entre o reator experimental e a ETE (Elaboração própria).

Como já esperado pela inter-relação entre os parâmetros, quando avaliados sob o mesmo esgoto de entrada, a Tabela 11 apresenta as COVs assim como os TDHs, da escala real e da escala piloto. Estes se mostram suficientemente próximos e condizentes, trazendo a representatividade das análises quando extrapoladas para a escala real.

4.4.2. Condições Operacionais do Projeto

Com a definição da vazão em 22 L/d, por uma questão operacional e de limitação de volume na bombona de entrada (50 L), o regime de abastecimento do reator foi executado no intervalo de 2 em 2 dias. Nos primeiros 2 meses do estudo, a coleta de esgoto bruto foi feita por volta das 6 da manhã, por questões de disponibilidade do operador da estação. Conforme melhor explicado no capítulo de resultados e discussão, foi constatado que o esgoto coletado nesta faixa horária chegava com uma carga orgânica muito baixa na estação, o que para um primeiro momento de partida do reator, foi positivo, mas não após esta etapa. Desta forma, os horários de coleta foram sendo modificados para melhor se enquadrarem à logística operacional e também à uma faixa de carga mais adequada ao sistema.

O trabalho desenvolvido teve 5 meses e 2 semanas de duração, a partida e inoculação do reator foi dada no dia 03 de setembro de 2019, e sua operação foi finalizada no dia 18 de fevereiro de 2020, quando as *biomedia* foram retiradas e levadas ao laboratório para análise dos sólidos aderidos. A inoculação foi realizada utilizando o

lodo de um reator UASB (conforme Figura 20), obtido na ETE Itaipu, também pertencente à Concessionária Águas de Niterói S/A, no município de Niterói.

Figura 20: Inoculação do sistema (Elaboração própria).

Não foram realizadas análises laboratoriais no primeiro mês de operação, momento de inoculação e estabelecimento da atividade biológica no reator. O segundo mês de atividade contou com o início das análises laboratoriais, no dia 01/10. Neste mês a frequência de análises foi de uma vez por semana. A partir do mês seguinte (no dia 12/11) até o final do estudo, foi estabelecida a realização de duas análises semanais, que fora algumas exceções, eram sempre realizadas às terças e quintas, por questões de logística interna. O laboratório utilizado para realização das análises se localiza dentro da ETE Itaipu, é também é pertencente à Concessionária Águas de Niterói S/A.

Procedeu-se sempre à coleta de 3 amostras do sistema, uma da entrada, uma da camada anaeróbia e uma da saída do reator (efluente final). A amostra da entrada tinha seu ponto de coleta na primeira bombona (conforme Figura 13), e sua principal função era a caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema. A amostra da camada anaeróbia do reator era coletada através do registro existente neste compartimento como representado pela Figura 11 (b). Este procedimento teve como função representar o quanto de remoção dos poluentes o efluente já teria sofrido naquele referido ponto. Por fim, a coleta da saída do reator era feita através da mangueira de saída (como pode ser visualizado na Figura 16 (a), que liga a parte superior do reator à bombona de saída. Esta coleta não era feita diretamente na bombona de saída, para evitar que esta

funcionasse como um decantador, sedimentando os sólidos no fundo e mantendo apenas o clarificado na parte superior. Deste modo a mangueira era interligada diretamente ao frasco de coleta, que posteriormente era levado ao laboratório. As amostras eram coletadas sempre na parte da manhã e transportadas no mesmo dia para a análise do laboratório. A Figura 21 traz uma imagem típica das 3 amostras coletadas.

Figura 21: Da esquerda para a direita, amostras da saída, entrada e camada anaeróbia do reator (Elaboração própria).

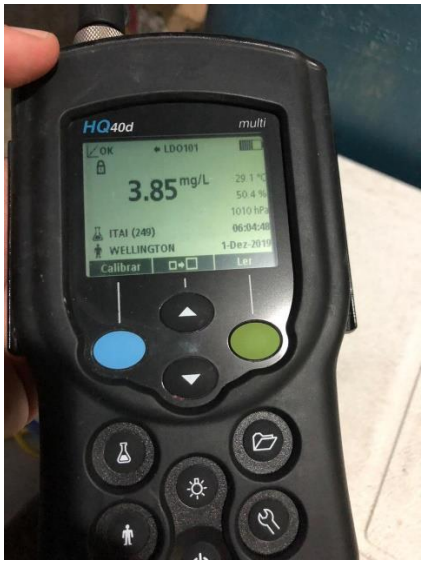
Os parâmetros de qualidade analisados nas amostras, ao longo da pesquisa, foram:

Nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato, pH, alcalinidade, DQO, SST, SSV (Sólidos Suspensos Voláteis) e SSF (Sólidos Suspensos Fixos). Nitrito e nitrato foram analisados apenas para as amostras de saída do sistema, de resto todos foram analisados nas diferentes amostras. As metodologias de análise de cada parâmetro serão citadas no próximo tópico de metodologia analítica.

As medições de oxigênio dissolvido no sistema foram realizadas através de um medidor portátil HACH HQ40d *Multi*, utilizando uma sonda LDO Robusta Intellical HACH. Este medidor trabalha com tecnologia de fotoluminescência e possui acuracidade de uma casa decimal. As análises foram feitas sempre que possível, a partir da disponibilidade do equipamento, que era utilizado para controle operacional de diferentes ETEs da concessionária. A medição era executada na parte superior do reator,

próximo da saída do mesmo. A Figura 22 ilustra o equipamento de medição do OD e sua utilização.

(a)



(b)

(c)

Figura 22: Medidor de OD (a e b) visão do medidor, (c) sonda sendo utilizada no momento da medição (Elaboração própria).

Conforme já mencionado, o aerador JAD *Air-Pump* usado nessa pesquisa possui duas opções de regulagem da vazão de ar injetada, uma maior (*H*) e uma menor (*M*). Obviamente que o nível de OD no meio recebe influência de fatores, tais como carga orgânica de entrada, atividade bacteriana, dentre outros. Porém, o controle da injeção de

ar no sistema foi o fator mais importante para a sua concentração no meio. O regime de análise foi efetuado através de medições esporádicas de OD utilizando o medidor portátil, e ao todo foram realizadas 11 medições.

Em relação às condições operacionais envolvendo o OD, pode-se dividir a pesquisa em 3 momentos principais. O projeto foi iniciado com o aerador funcionando na vazão máxima (*H*), e foi mantido desta forma até o dia 08/12. Por um período de 23 dias, de 08/12 até 30/12, a vazão do aerador foi mantida no valor mínimo (*M*), e assim foi diminuída a injeção de ar no sistema. Do dia 30/12 em diante, após avaliações e constatações com base nos resultados obtidos, a vazão do aerador foi aumentada novamente para H, e assim se manteve até o final do estudo.

4.5. Metodologia Analítica

Conforme já mencionado, ao longo desse trabalho diferentes parâmetros foram analisados para acompanhamento do desempenho do reator. Todos estes parâmetros, com exceção do oxigênio dissolvido, foram analisados em laboratório a partir do regime já explicitado.

A Tabela 12 apresenta as metodologias e métodos empregados para cada parâmetro, conforme *Standard Methods* definido pela American Public Health Association (APHA, 1998).

Parâmetros Analisados em Laboratório	Método Analítico	Referência do método segundo APHA (1998)	Frequência de análise semanal
DQO (mg O_2/L)	Espectrofotométrico	5220 D	2 vezes
SST (mg SST/L)	Gravimétrico	2540 D	2 vezes
SSV (mg SSV/L)	2320	2540 E	2 vezes
Alcalinidade (mg $CaCO_3$/L)	Titulométrico	2320	2 vezes
pH	Potenciométrico	4500 H+ B	2 vezes
Oxigênio Dissolvido (mg O2/L)	Potenciométrico	4500 O G	Indeterminado
$NH4^+$ N (mg N/L)	Titulométrico	4500 NH3 B	2 vezes
NO_2^- N (mg N/L)	Espectrofotométrico	4500 NO2– B	2 vezes
NO_3^- N (mg N/L)	Espectrofotométrico	4500 NO3- B	2 vezes

Tabela 12: Metodologias analíticas usadas para determinação dos parâmetros avaliados (adaptado de APHA, 1998).

O teste de quantificação de sólidos aderidos nos suportes mini-Biobob® foi realizado no Laboratório de Controle de Poluição das Águas (LabPol) da COPPE-UFRJ. A metodologia utilizada segue descrita abaixo.

- A análise foi realizada em triplicata, ou seja, o teste foi o executado com 3 suportes mini-Biobob® diferentes para cada camada (anaeróbia e aeróbia) e ao final foi levada em conta a média dos resultados;
- Cada suporte mini-Biobob® foi alocado em um tubo falcon de 50 ml, onde foi adicionado 40 ml de água destilada;

- Levou-se então cada tubo contendo o mini-Biobob® para um ultrassom mantido a 60 Hz, pelo período de 30 minutos, e de 10 em 10 min essa operação era interrompida para realização de agitação mecânica da peça;
- Após ultrassom e agitação, foi realizada a limpeza mecânica com o auxílio de pinça de metal e escova de limpeza, transferindo todos os sólidos ainda aderidos a *biomedia* para a solução.
- Em seguida, esse licor contendo os sólidos da biomedia foi adicionado em cadinho a peso constante (P0) previamente determinado (mufla 560ºC por uma hora) e levado à uma estufa a 110°C por 24 horas;
- Após este período o cadinho foi transportado a um dessecador, onde esfriou por uma hora antes de ser pesado, obtendo-se P1;
- Subsequentemente os cadinhos foram levados para uma mufla a 560°C, onde permaneceram pelo período de uma hora. Após este procedimento, os cadinhos foram transferidos para o dessecador, onde foram resfriados por aproximadamente uma hora e em seguida foram pesados, obtendo-se os sólidos aderidos fixos (P2);

A partir dos pesos obtidos na análise e da utilização das Equações (8) e (9), foi possível determinar a quantidade de sólidos aderidos totais (SAT) e os sólidos aderidos voláteis (SAV) por unidade de mini-Biobob® analisada A partir deste valor médio obtido, os sólidos aderidos puderam ser extrapolados para todo o reator, multiplicando o resultado encontrado para uma *biomedia* pelo número de *biomedia* presentes em cada camada.

$$SAT = P_1 - P_0 \ \ (g) \qquad (8)$$

$$SAV = P_1 - P_2 \ \ (g) \qquad (9)$$

4.5.1. Procedimentos de Cálculo

4.5.1.1. Eficiência de Remoção

Para o cálculo das eficiências de remoção de poluentes, foi utilizada a Equação (10).

$$\eta = \frac{(C_i - C_f)}{C_i} x\ 100(\%) \qquad (10)$$

Onde C_i e C_f são respectivamente as concentrações afluentes e efluentes ao sistema, e η é a eficiência.

4.5.1.2. Carga Removida

A Equação 1 apresentou a fórmula de carga, enquanto a Equação (11) apresenta o cálculo das cargas removidas de determinado parâmetro.

$$Carga_{Removida} = Carga_{Entrada} - Carga_{Saída}\ \left(\frac{kg}{d}\right) \qquad (11)$$

4.5.1.3. Relação Alimento/Microrganismo

Para o cálculo da relação alimento/microrganismo (A/M), foi utilizada a Equação (12).

$$\frac{A}{M} = \frac{Carga\ DQO\ Entrada}{STV}\left(\frac{kg\ DQO}{kg\ STV\ .d}\right) \qquad (12)$$

Onde STV é a concentração de Sólidos Totais Voláteis, isto é, a soma dos SSV e os SAV.

4.5.1.4. Carga Orgânica Superficial

Para calcular a carga orgânica superficial (COS) do sistema, utilizou-se a Equação (13).

$$COS = \frac{Carga\ DQO\ Entrada}{V\ x\ FE\ x\ Asup}\left(\frac{kg\ DQO}{m^2.d}\right) \quad (13)$$

Onde V é o volume do reator preenchido por *biomedia* (m^3), FE é a fração de enchimento do leito (%), e Asup é a área superficial específica da *biomedia* (m^2/m^3).

4.5.1.5. Balanço de Nitrogênio

O cálculo do balanço de nitrogênio para fins de quantificação da remoção da matéria nitrogenada foi feito levando em consideração o nitrogênio na entrada como amônia, e o nitrogênio na saída como amônia, nitrito e nitrato (ou seja, nitrogênio total). Desta forma, a remoção de nitrogênio total (NT) foi calculada através da Equação (14), onde os termos "entrada" e "saída" estão relacionados, respectivamente, ao esgoto afluente e efluente do sistema.

$$NT_{Removida} = NH_{4\ Entrada}^{+} - NH_{4\ Saída}^{+} - NO_{3\ Saída}^{-} - NO_{2\ Saída}^{-} \quad (14)$$

A remoção de nitrogênio se dá principalmente pelos processos de assimilação bacteriana e desnitrificação. A remoção de nitrogênio por assimilação bacteriana (ou nitrogênio incorporado) foi estimada levando em conta a concentração de SSV na saída do reator (biomassa produzida). Foi considerado um teor de nitrogênio na biomassa de 12% (METCALF & EDDY, 2003). A diferença entre o nitrogênio total removido e o nitrogênio removido por assimilação foi considerada como sendo o nitrogênio removido através do processo de desnitrificação.

5. Resultados e Discussão

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos no presente trabalho experimental, a partir das condições operacionais e análises já relatadas.

5.1. Operação do Reator

Como já mencionado anteriormente, o reator foi mantido em operação por 5 meses, sendo as análises realizadas durante os últimos 4 meses. Ao longo deste período, os resultados foram sendo interpretados para auxiliar a tomada de decisão referente às variações intencionais dos parâmetros operacionais do reator. Para avaliar o desempenho da tecnologia de tratamento empregada, dois parâmetros principais foram variados, o oxigênio dissolvido (através da regulagem do aerador) e as cargas orgânicas aplicadas ao sistema.

5.1.1. Cargas Orgânicas Afluentes

O controle pleno da carga de entrada em uma ETE é difícil de ser obtido. No entanto, ao longo da pesquisa, e das experiências obtidas junto aos operadores da estação, foi avaliado determinado padrão de horários em que a carga chegava mais concentrada ou menos concentrada. A Figura 23 traz o perfil da DQO do esgoto bruto ao longo de toda a operação do reator.

Como já mencionado, na etapa inicial do experimento, o sistema era abastecido às 6:00 h da manhã. Neste período, uma carga afluente substancialmente fraca foi observada, com DQO do esgoto bruto variando, majoritariamente, por volta de 200 mg/L. Pode-se perceber que, com exceção do dia 1 de outubro, em que a coleta foi feita em outro horário, todos os valores de DQO estão abaixo de 230 mg/L.

Uma vez constatado tal padrão, foram sendo realizadas alterações do horário de coleta, até ser determinado (a partir do dia 23/11) a faixa horária entre 12:00 e 13:00 h. Os resultados de DQO de entrada a partir do dia 14 de novembro permitem observar um aumento expressivo na carga orgânica de entrada, com valores de DQO variando entre 700 e 900 mg/L. Em um primeiro momento, imaginou-se ser apenas efeito do horário,

entretanto, posteriormente foi constatado que as coletas deste período estavam sendo realizadas em local inadequado. Por uma questão operacional do horário, o abastecimento estava sendo feito por outro operador, e o ponto utilizado foi no início do desarenador, próximo de onde o material sólido decantava e convergia. Este fato foi interessante para o projeto, do ponto de vista de análise da resiliência do reator sob efeito de altas cargas de entrada.

Deste modo, a partir do dia 08/12, os horários de coleta e abastecimento foram se adequando até se firmarem numa faixa horária de 9:00 às 10:00 h. Assim, foram mantidas variações da DQO de entrada relativamente mais estáveis, variando entre 300 e 500 mg/L.

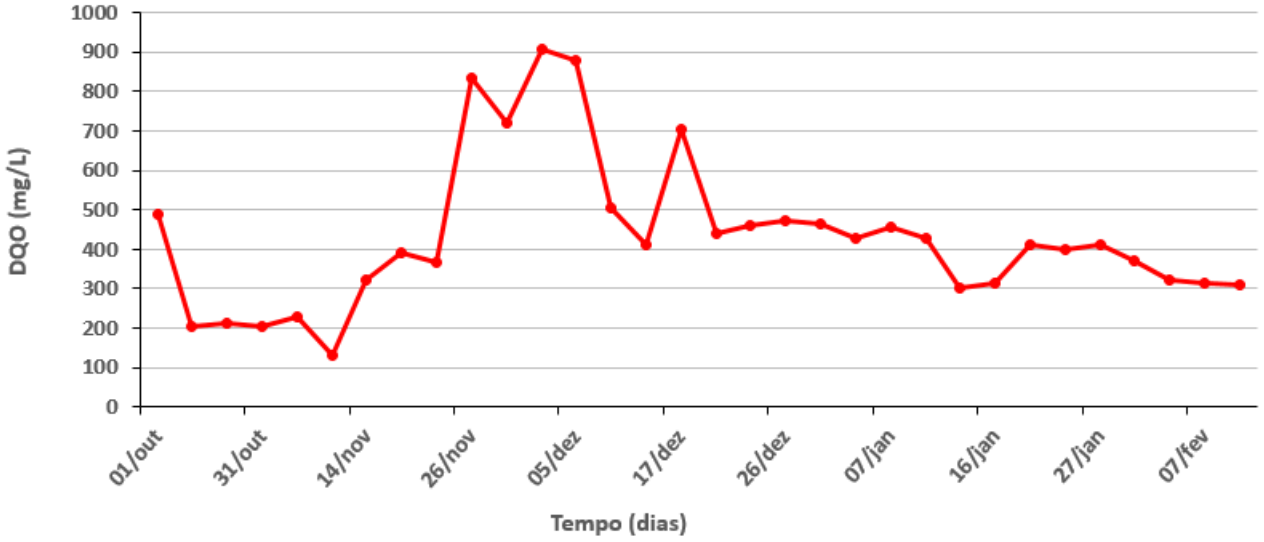


Figura 23: DQO do esgoto bruto afluente ao longo do projeto (Elaboração própria)

Assim sendo, de acordo com a carga orgânica afluente, o trabalho experimental pode ser dividido em 3 momentos principais: baixas cargas (de 03/10 até por volta de 12/11), altas cargas (de 23/11 até 08/12), e cargas médias (do dia 08/12 em diante). Onde as médias destas cargas eram de, 0,31 kgDQO/(m^3.d) para o período de baixas cargas, 1,33 kgDQO/(m^3.d) para o de altas cargas, e 0,66 kgDQO/(m^3.d) para o de cargas médias.

5.1.2. Oxigênio Dissolvido

O oxigênio dissolvido é um parâmetro chave para qualquer tipo de tratamento biológico. Conforme explicado anteriormente, o projeto pode ser dividido em 3

momentos principais em relação ao OD do sistema. O primeiro consta do início do projeto até o dia 08/12, com aeração máxima. A segunda parte desta data até o dia 30/12, quando a aeração foi diminuída. A terceira quando, a partir do dia 30/12 até o final do projeto, o regime de aporte de OD foi máximo novamente. A Figura 24 ilustra a variação do OD com base nos dados obtidos ao longo do projeto.

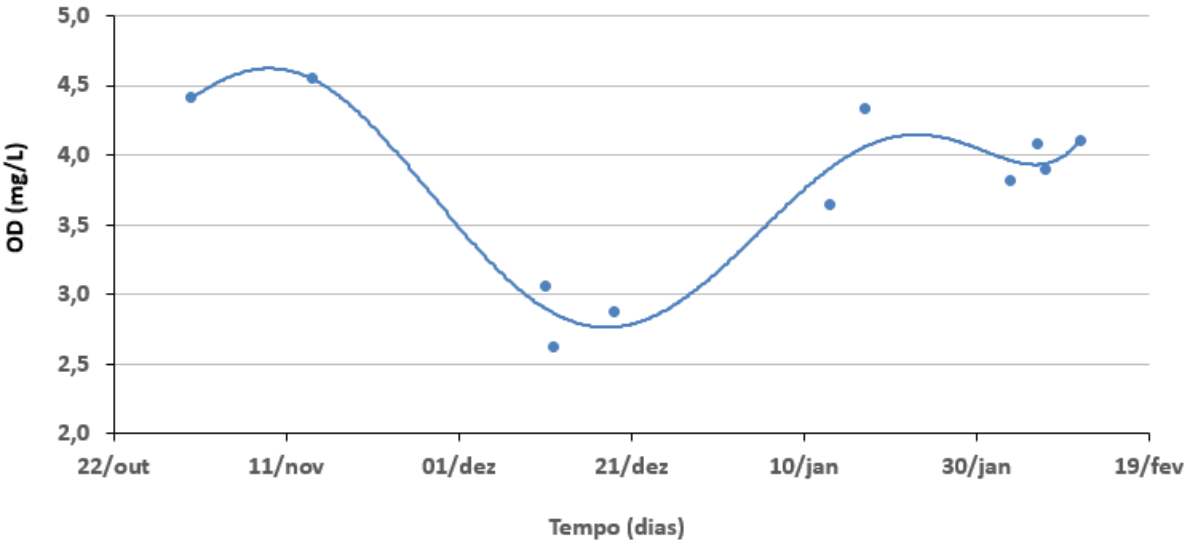


Figura 24: Padrão de variação de OD ao longo do experimento (Elaboração própria).

É possível observar a queda dos valores de OD medidos, exatamente no período correspondente à diminuição de injeção de ar no sistema. Conforme a intensidade de aeração foi aumentada, estes valores voltaram a subir de maneira similar ao estágio inicial. Desta forma, pode-se interpretar que o sistema foi avaliado sob dois regimes principais de OD, um com a faixa de variação entre 2,6 e 3,1 mg/L e outro entre 3,8 e 4,6 mg/L.

5.1.3. Tempo de Detenção Hidráulica

O TDH é um importante parâmetro operacional, e está diretamente relacionado ao desempenho de uma tecnologia de tratamento. Inicialmente foi planejada sua variação em determinado momento do estudo. Esta variação chegou a ser executada, mas teve uma curta duração de tempo. Dos dias 17/01 a 21/01, a vazão de entrada do sistema foi dobrada para 44 L/d, ou seja, o TDH foi reduzido pela metade. A intenção foi de avaliar como o sistema se comportaria frente à nova condição, mas por questões de preservar a

biomassa aderida nos suportes mini-Biobob®, proveniente de resultados satisfatórios encontrados em condições anteriores, o TDH foi retornado ao valor de 22 L/d.

Estes 5 dias de redução de TDH foram suficientes para gerar variação na eficiência de saída do tratamento, mas não houve tempo suficiente para saber se o sistema se adequaria de forma satisfatória a estas condições propostas.

5.2. Análise do Desempenho do Reator

O desempenho do reator foi avaliado em termos de remoção de matéria orgânica e nitrogenada. Os resultados serão apresentados e discutidos a seguir.

5.2.1. Remoção de Matéria Orgânica

Existem diferentes formas de se avaliar a remoção de matéria orgânica em sistemas biológicos de tratamento de esgoto. Neste tópico serão analisadas algumas delas. A Figura 25 apresenta os valores de DQO para diferentes amostras coletadas ao longo da operação do reator (entrada, após a etapa anaeróbia e saída).

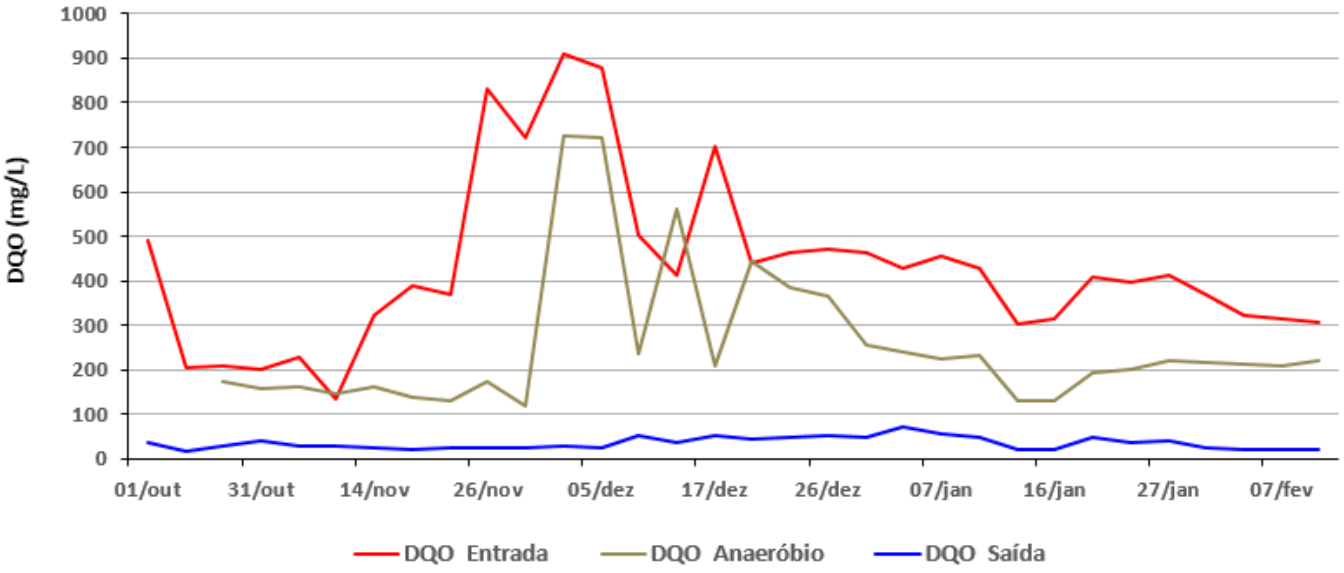


Figura 25: DQO na entrada, após etapa anaeróbia e saída (Elaboração própria).

É possível avaliar a grande discrepância entre a DQO de entrada e de saída do sistema, o que representa uma elevada eficiência de remoção de matéria orgânica (Figura 26). Segundo a DZ-215.R04 (RIO DE JANEIRO, 2007) já mencionada, o valor limite mais restritivo para matéria orgânica é de 40 mg/L de DBO no efluente de saída,

além de 85% de eficiência de remoção de DBO. Sabendo-se que, estritamente, a DQO nunca será menor que a DBO, os valores de DQO obtidos podem ser tomados como referência para a análise da adequação do reator à legislação ambiental.

Desta forma, avaliando-se os dados de DQO de saída, constata-se que das 32 análises realizadas, apenas 10 encontram-se acima do valor limite de DBO definido por lei. Destas 10, 9 foram constatadas durante o período no qual ocorreu diminuição de OD no sistema. 6 delas entre 08/12 a 30/12 (exatamente a data em que o OD estava reduzido), e outras 3 foram das análises consecutivas desta data, isto é, dia 02/01 a 09/01, período que aparentemente o sistema precisou para se reestabelecer, e voltar a apresentar bons resultados.

Esta única análise acima do padrão, e fora do período referido, ocorreu no dia 20/01, momento em que o TDH havia sido reduzido pela metade, e assim a carga aportada ao sistema foi dobrada. Fora estes casos, todas as análises forneceram valores de DQO abaixo de 40 mg/L. A DQO média no efluente final, considerando todo o período de operação do reator, foi de 35 mg/L. A Figura 26 ilustra os resultados das eficiências de remoção de DQO.

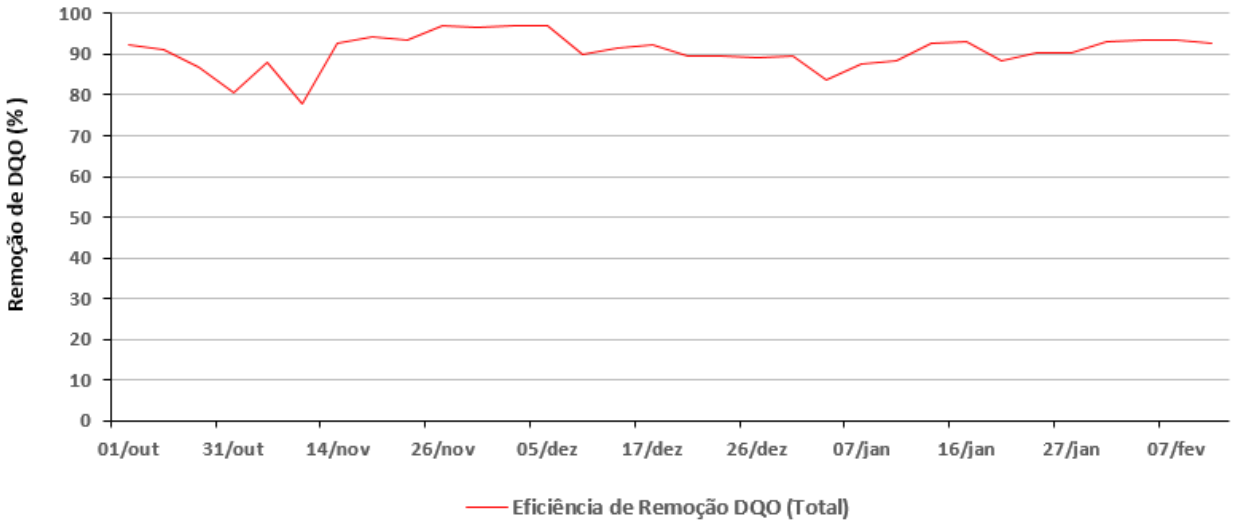


Figura 26: Eficiências de remoção de DQO (Elaboração própria)

A eficiência global de remoção de DQO foi bastante expressiva, se mantendo em um valor médio de 90,7%. A eficiência ficou abaixo de 85% em apenas 3 pontos. Destes, 2 estavam relacionados à cargas orgânicas de entrada muito baixas, realizadas no início do experimento (regime de abastecimento durante às 6:00 da manhã). Estes baixos valores de DQO na entrada influenciaram o cálculo de eficiência, apesar dos

bons resultados em relação às suas concentrações no efluente final. O último ponto de menor eficiência se refere à data em que o sistema ainda se recuperava do período de menor OD no meio.

Quando analisadas as diferentes etapas de tratamento separadamente (anaeróbia e aeróbia), observa-se que apesar da primeira propiciar, em alguns momentos, expressivas remoções de DQO, a maior parte da remoção fica a cargo da etapa aeróbia (Figura 25). Além disso, pode-se constatar que o desempenho da etapa anaeróbia foi bastante afetado durante o período no qual o sistema foi submetido a altas cargas.

É importante que os dados provenientes da anaeróbia sejam avaliados com determinada cautela, uma vez que é um ponto de coleta mais sujeito a interferências e contaminação da amostra. O registro posicionado nessa camada, como representado na Figura 16 (b), possui um diâmetro relativamente grande, e pode permitir o desprendimento de biomassa ou de outros materiais presentes no reator, os quais podem estar presentes na amostra coletada. Portanto, a coleta na camada anaeróbia teve que ser realizada permitindo pouco fluxo de passagem de líquido e com determinada precaução.

Deste modo, é possível observar que existem momentos em que a DQO após a etapa anaeróbia é maior que o da entrada. Este tipo de situação faz com que a remoção de DQO obtida na etapa anaeróbia seja negativa. No entanto, isso não indica que não houve remoção de DQO nessa etapa, mas sim que ocorreu algum aporte de sólidos desprendidos do biofilme na amostra. Tentou-se analisar separadamente a remoção de matéria orgânica carbonácea pelo setor anaeróbio e aeróbio, porém o referido problema nas amostras coletadas inviabilizou esta análise uma vez que os dados se mostraram totalmente inconsistentes pelos motivos explicados. A interferência desses sólidos seria minimizada pela análise da DQO solúvel na entrada e na saída da camada anaeróbia, que permitiria observar o desempenho dessa etapa na remoção da fração solúvel de matéria orgânica. No entanto, não há a concepção destes pontos de coleta no reator, e tal análise não foi realizada nesse estudo.

Como já esperado pelo dimensionamento anteriormente realizado, as COVs aplicadas ao sistema (Figura 27) variaram dentro de uma faixa condizente com a COV de projeto da ETE, que é de 0,8 kgDQO/(m³.d).

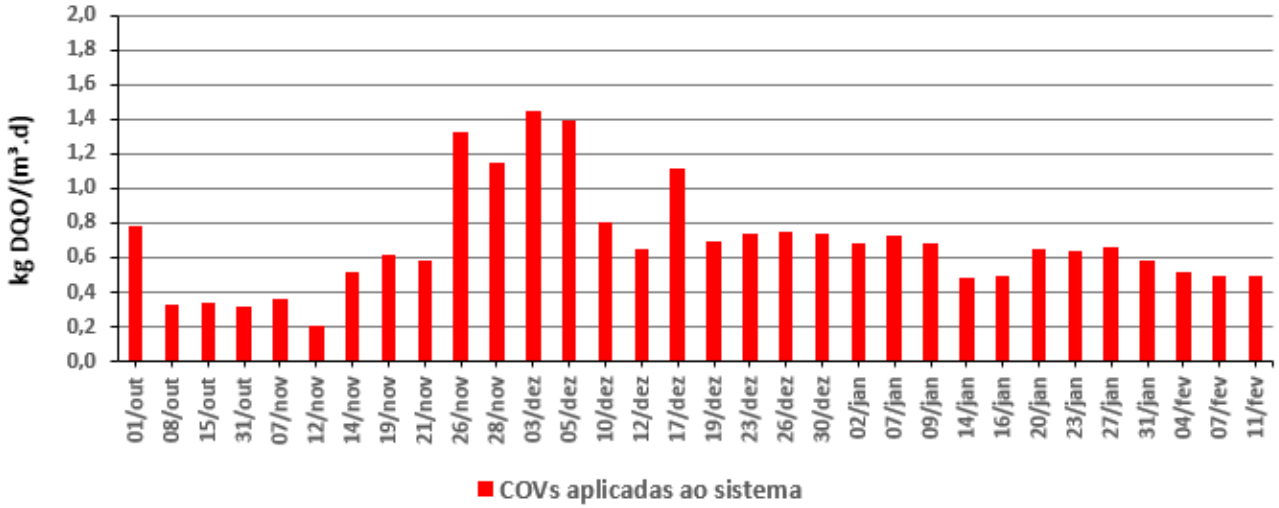


Figura 27: Cargas orgânicas aplicadas ao sistema (Elaboração própria).

Pode-se observar que as COVs aplicadas variaram entre 0,21 a 1,44 kgDQO/(m³.d), apresentando uma média de 0,68 kgDQO/(m³.d). Além da carga aplicada, é importante avaliar o quanto de COV o sistema foi capaz de remover. A Figura 28 apresenta a comparação entre as cargas orgânicas na entrada e saída, além da carga total removida no sistema em kgDQO/(m^3.d).

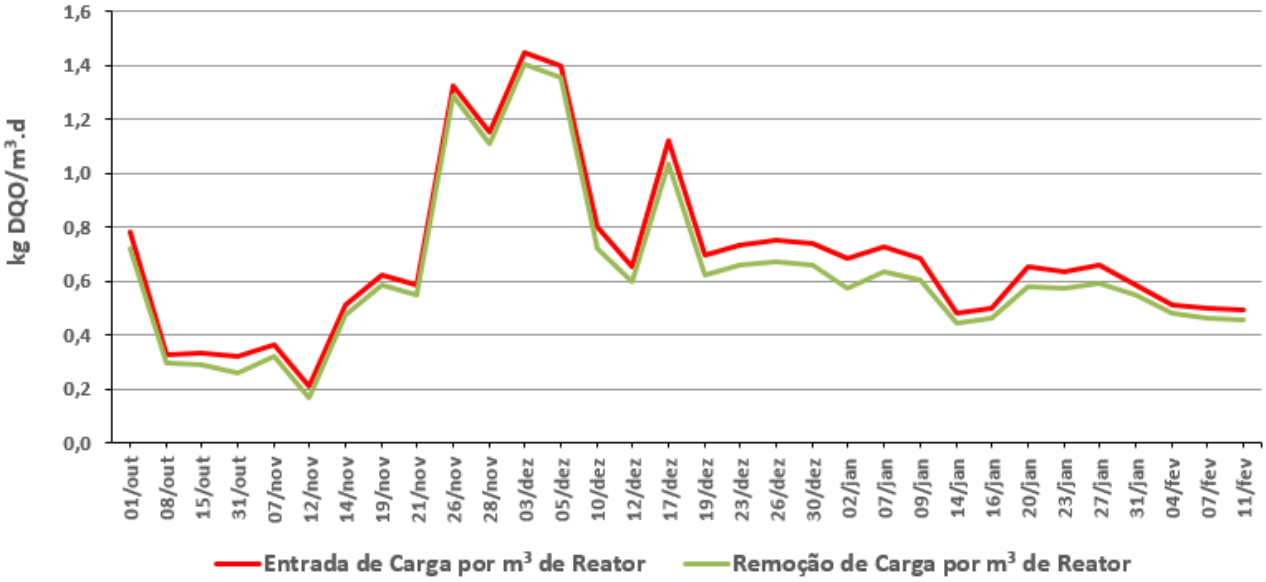


Figura 28: Comparação das cargas orgânicas aplicadas e removidas por volume de reator (Elaboração própria).

Como representado na Figura 28, praticamente toda a carga orgânica aplicada é removida no sistema, corroborando as altas eficiências de remoção apresentadas. Observam-se valores de remoção de carga que chegam a 1,4 kgDQO/(m^3.d) (quase o dobro da COV de projeto da ETE), acompanhando os altos aportes de carga ao sistema no período de 23/11 a 08/12.

Além dos dados avaliados, podem ser utilizados outras formas de análise de carga aplicada e removida no sistema híbrido. O conceito de carga orgânica removida por volume de *biomedia* aplicada pode ser utilizado. Normalmente este cálculo é realizado através da carga orgânica superficial (COS), tomando como referência a área superficial total disponível para crescimento microbiano. Porém, pela concepção estrutural do suporte mini-Biobob®, que é totalmente preenchido por espuma e está baseado no desenvolvimento de biomassa em seu meio poroso, o conceito de volume se faz mais adequado neste caso.

Para calcular o volume de suporte presente no reator, basta utilizar o volume de ocupação do mesmo, que é de 50%, e multiplicar pelos respectivos volumes dos leitos nos quais os suportes mini-Biobob® estão acondicionados (camadas anaeróbia e aeróbia). Realizando este cálculo, a partir dos dados já relatados na Tabela 6, obtém-se um valor total de 4,2 x 10^{-3} m^3 de suportes mini-Biobob® no sistema, sendo 2/3 pertencentes à camada aeróbia e 1/3 à camada anaeróbia. A Figura 29 apresenta os valores de remoção por volume total de *biomedia* no sistema.

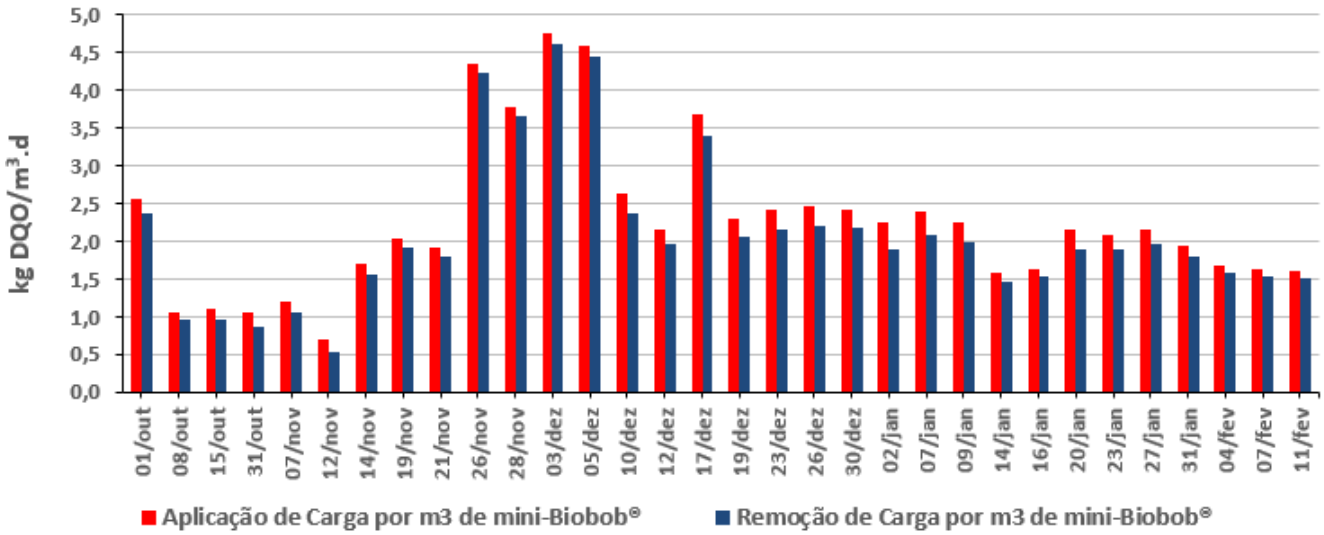


Figura 29: Cargas orgânicas removidas por volume (m^3) de suportes mini-Biobob® no sistema (Elaboração própria).

Os resultados de remoção carbonácea do sistema foram bastante expressivos, independente da condição operacional imposta. Pode ser observado que os valores de carga removida por m³ de mini-Biobob® variaram entre 0,5 e 4,6 kgDQO/(m³.d), apresentando uma média de 2,1 kgDQO/(m³.d).

5.2.2. Remoção de Matéria Nitrogenada

O processo de remoção de matéria nitrogenada conta com diferentes condições e etapas para ocorrer. Os principais parâmetros para acompanhamento e análise deste processo são o nitrogênio amoniacal ($N\text{-}NH_4^+$), o nitrito (NO_2^-) e o nitrato (NO_3^-). Todos estão inter-relacionados de algum modo entre si, e seguem etapas sequenciais já explicadas pela Figura 1.

5.2.2.1. Remoção de Nitrogênio Amoniacal

A Figura 30 apresenta o histórico das concentrações de nitrogênio amoniacal do esgoto afluente e efluente ao sistema.

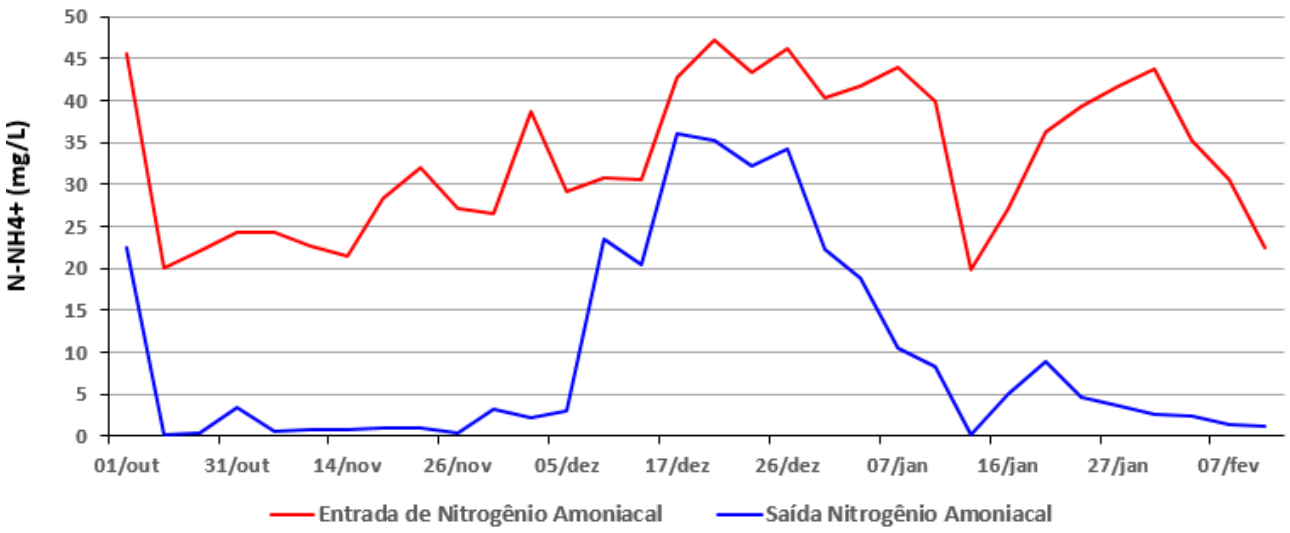


Figura 30: Concentrações de N-NH₄+ afluentes e efluentes ao sistema (Elaboração própria).

Conforme Figura 30, é possível observar momentos com baixas concentrações de N-NH_4^+ na saída do reator, e outros em que a remoção desse substrato foi substancialmente afetada. Analisando o esgoto de entrada, percebe-se algum padrão nas concentrações de amônia no período de abastecimento das 6:00 da manhã (de 03/10 a 12/11), para o qual os valores variam de forma mais constante por volta de 20 mg/L. Após este momento observa-se valores mais variados, mas dentro da faixa esperada segundo a composição típica dos esgotos (Tabela 5).

Fica bastante nítido na Figura 30, o impacto gerado nas concentrações efluentes de N-$NH4^+$ no período entre 10/12 e 09/01, ou seja, no intervalo em que foi diminuída a concentração de OD do reator (08/12 a 30/12). Nos períodos imediatamente anteriores, e algumas semanas posteriores (levando em consideração a necessidade de alguns dias para o reator se recuperar), é possível observar concentrações expressivamente menores de amônia no efluente. Desta forma, é possível fazer uma relação direta entre causa e efeito, e avaliar que as concentrações de OD entre 2,6 e 3,1 mg/L foram limitantes para o processo de nitrificação.

Segundo os padrões preconizados pela NT-202.R10, a concentração máxima de amônia permitida no efluente sanitário é de 5 mgN/L. Seguindo este valor limite constata-se que dos 32 valores analisados ao longo da pesquisa, 20 se mantiveram com concentrações abaixo deste valor. Dos 12 que se apresentaram fora do padrão, 7 são pertencentes ao período de menor OD no reator (08/12 a 30/12), 3 dos dias subsequentes a estes (02/01 a 09/01), uma pertence à primeira análise realizada no reator durante o estágio de partida (01/10), e a última ocorreu ao se dobrar a vazão de entrada (20/01). Ao se observar as concentrações de saída de NH_4^+ do sistema, desconsiderando os casos mencionados, nota-se valores que variam de 0,10 a 4,96 mg/L, apresentando média igual a 1,90 mg/L.

A Figura 31 ilustra as respectivas entradas e remoções de carga de nitrogênio amoniacal ocorridas no sistema.

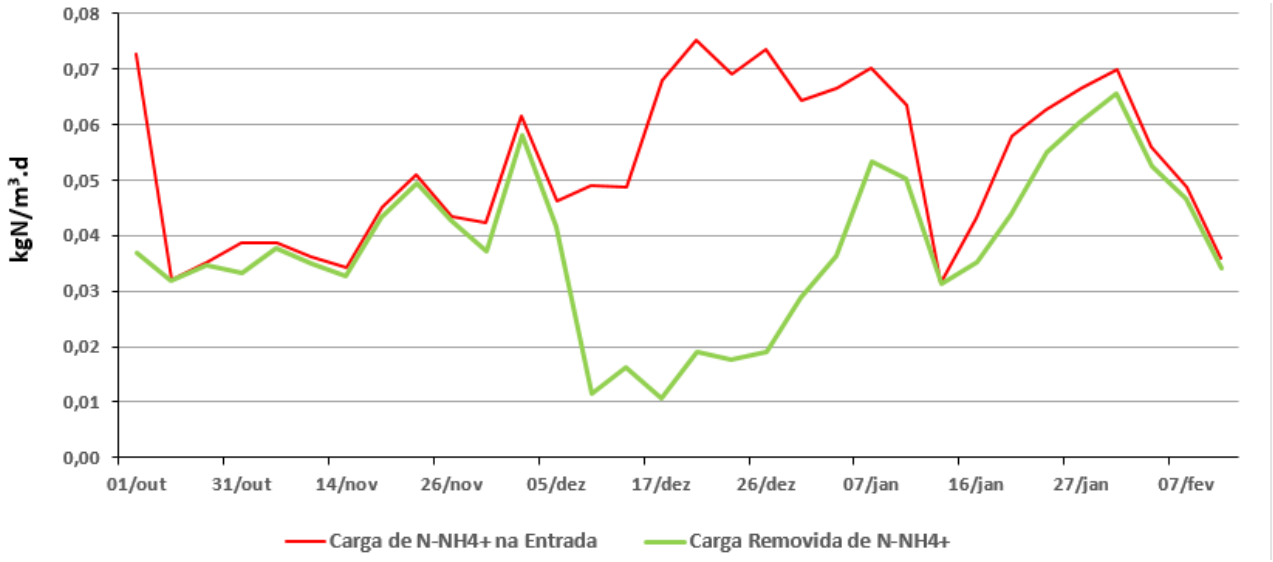


Figura 31: Cargas de amônia afluentes e removidas no sistema (Elaboração própria).

Percebe-se que fora do período de menores concentrações de OD, as remoções de cargas nitrogenadas do sistema são bastante expressivas em comparação ao aporte de carga que chega ao reator. No primeiro mês de análise pode-se avaliar um curto período de consolidação do consórcio nitrificante, visto que o aporte de carga do sistema não é acompanhado pela remoção de carga do sistema, como foi observado nas etapas subsequentes. A partir do início de novembro, já é possível avaliar esta capacidade de remoção dos maiores aportes de $N\text{-}NH_4^+$ afluentes. As cargas removidas também foram expressivamente afetadas no regime de menores concentrações de OD, causada pela expressiva inibição das bactérias nitrificantes (BOAs e BONs), já mencionada.

A Figura 32, apresenta as eficiências de remoção de amônia obtidas ao longo do trabalho.

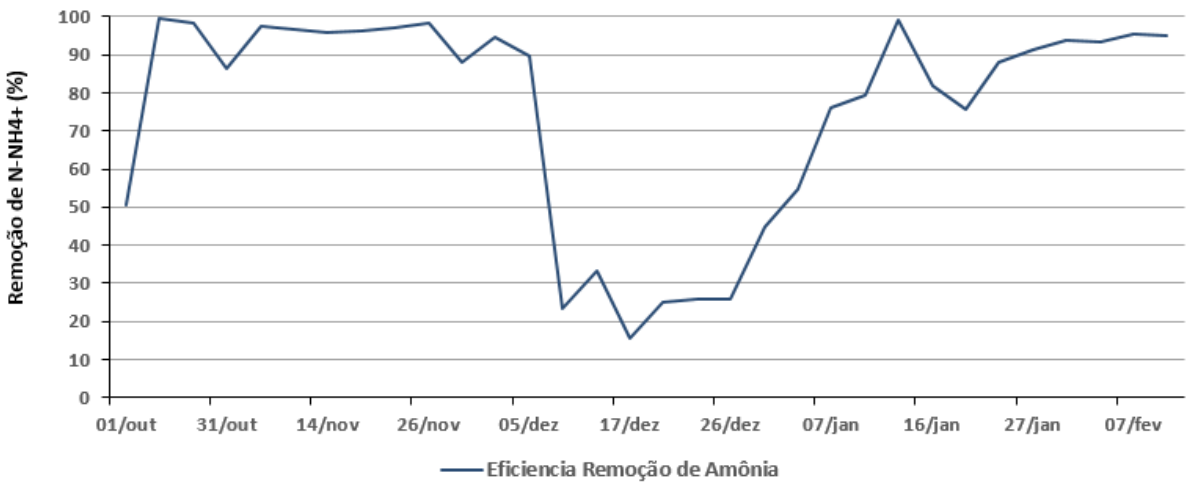


Figura 32: Eficiências de remoção de amônia (Elaboração própria).

As legislações federais e estaduais não definem um padrão para a eficiência de remoção de carga nitrogenada total. Porém, esta é uma boa forma de se avaliar alterações no processo de nitrificação no presente trabalho. Inicialmente, como já mencionado, são observadas variações na eficiência de remoção, relacionadas aos maiores aportes de carga de amônia não consumidos. Posteriormente o sistema alcança boa estabilidade mesmo variando-se as concentrações nitrogenadas de entrada. Ao observar o período de menor OD, percebe-se que cerca de 70 a 80% do processo de nitrificação foi inibido, sem representar perspectivas de recuperação do sistema até o retorno do regime de maior OD no meio. Após o gradual reestabelecimento das nitrificantes no sistema, que durou algumas semanas até o início de janeiro, foi possível averiguar o retorno e estabilização do processo nitrificante, a partir da restituição dos elevados valores de eficiência observados.

Como apresentado pela Figura 1, a primeira etapa relacionada à remoção de nitrogênio do sistema é a amonificação. Nesta etapa o nitrogênio que se encontra em forma orgânica é hidrolisado e assim transformado em nitrogênio amoniacal (METCALF & EDDY, 2003). Em estado orgânico o nitrogênio pode ser quantificado mediante análise de Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK). Não houve possibilidade de realização desta análise em laboratório, porém, sabe-se que a partir do processo de amonificação, o nitrogênio orgânico, não quantificado na entrada, será convertido à nitrogênio amoniacal dentro do sistema. Desta forma, entende-se que os valores obtidos de $N\text{-}NH4^+$ nas amostras do esgoto de entrada do reator são menores do que efetivamente está sendo aportado ao sistema. Nesta conjuntura, as eficiências de remoção analisadas estão sendo subestimadas, tendo-se de fato, maiores diferenças entre as concentrações de entrada e saída do reator.

Seguindo este princípio, são esperados valores maiores de concentração de $N\text{-}NH_4^+$ no setor anaeróbio do reator do que em sua entrada, visto que nesta etapa do tratamento, ocorrem os processos de amonificação, e ainda não ocorrem os de nitrificação, responsáveis pela remoção $N\text{-}NH_4^+$. Conforme ilustrado pela Figura 33, os valores observados a partir do conjunto total de dados obtidos no experimento não representam o esperado. Pode-se observar valores de concentração menores no reator anaeróbio do que no esgoto de entrada durante vários dias de operação. Esse fato pode ser explicado por uma possível adsorção de amônia no lodo, consumo por assimilação ou ainda alguma nitrificação.

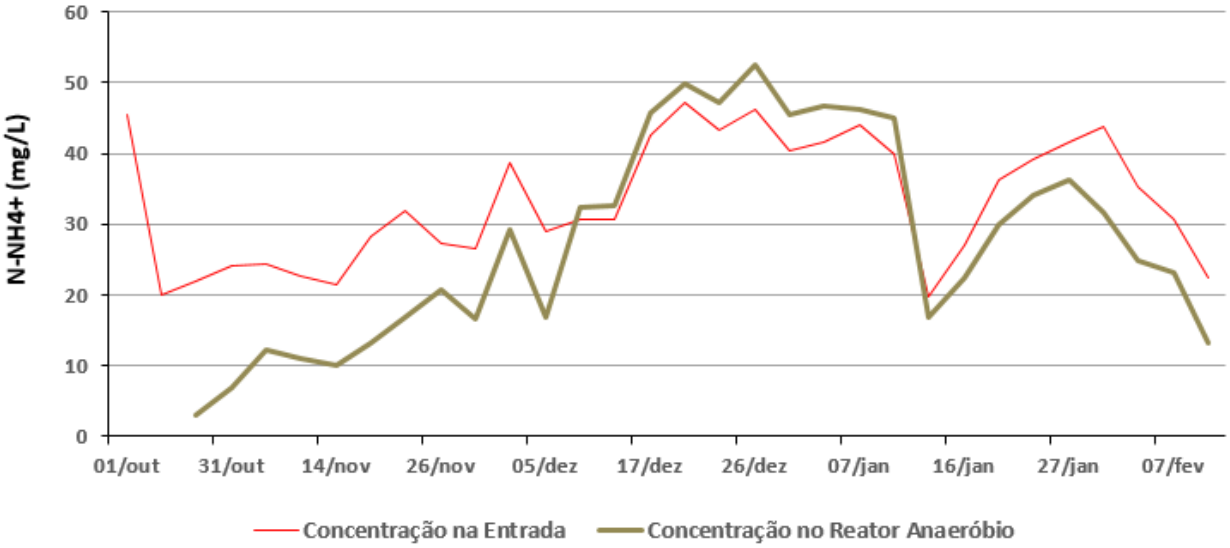


Figura 33: Concentração de amônia na entrada e após a etapa anaeróbia (Elaboração própria).

O resultado esperado, isto é, aumento da concentração de amônia após a etapa anaeróbia em relação à entrada, é visível apenas no período de menor OD no meio, o que levanta algumas hipóteses. Uma delas considera a possível existência de difusão de OD à parte superior da camada anaeróbia, causado por sua proximidade com o setor de aeração e propiciando a ocorrência de nitrificação neste ponto. A outra considera uma hipótese já levantada, de possibilidade de contaminação da coleta executada neste ponto, que a depender da vazão de abertura do registro, poderia estar coletando amostras oriundas de pontos mais elevados do reator. A primeira se apresenta mais plausível, a partir do momento em que são observadas maiores concentrações de amônia após a etapa anaeróbia, particularmente no período de menor OD no sistema, o que

estaria diminuindo a sua influência na camada anaeróbia devido à proximidade entre as camadas com e sem oxigenação.

Inicialmente, para análise das cargas de $NH4^+$ removidas por m^3 de mini-Biobob®, seriam utilizados apenas os volumes de *biomedia* pertencente à camada aeróbia, por ser a única camada com ocorrência de nitrificação e assim remoção de nitrogênio amoniacal. Porém, perante ao contexto apresentado, o cálculo utilizou também as do reator anaeróbio como forma de se resguardar de possíveis superestimações destes valores. A Figura 34 ilustra os resultados obtidos.

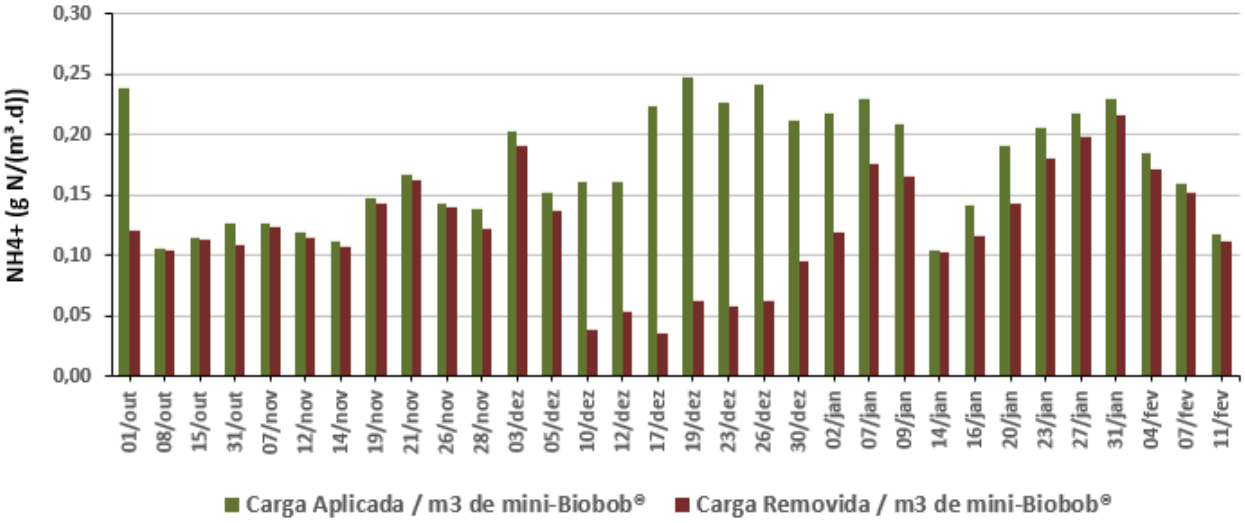


Figura 34: Cargas de amônia aplicadas e removidas por m^3 de mini-Biobob® (Elaboração própria).

É possível observar valores bastante satisfatórios de carga removida comparada à carga aplicada, quando considerado o período de operação com maior OD. Os valores de carga removida por volume de mini-Biobob® referentes a este período variaram entre 0,10 e 0,21 kgN/(m^3.d) e apresentaram uma média de 0,14 kgN/(m^3.d).

5.2.2.2. Remoção de Nitrato (Desnitrificação)

A desnitrificação é a etapa complementar e final da remoção de nitrogênio, transformando o nitrato resultante da nitrificação em nitrogênio gasoso (OLIVEIRA, 2008; METCALF & EDDY, 2003). O interesse central desta etapa está relacionado à análise e quantificação da remoção de nitrato no meio. Porém, a determinação de quanto de nitrogênio chega a ser convertido à nitrato no sistema dependerá de condições anteriores, como a nitrificação e a assimilação bacteriana. Desta maneira, o balanço de nitrogênio, já mencionado, é de essencial avaliação para a correta interpretação dos processos de conversão dos compostos nitrogenados. A partir da análise dos parâmetros explicitados pela Equação 14 foi possível avaliar a remoção de nitrogênio total do sistema, como mostrado na Figura 35.

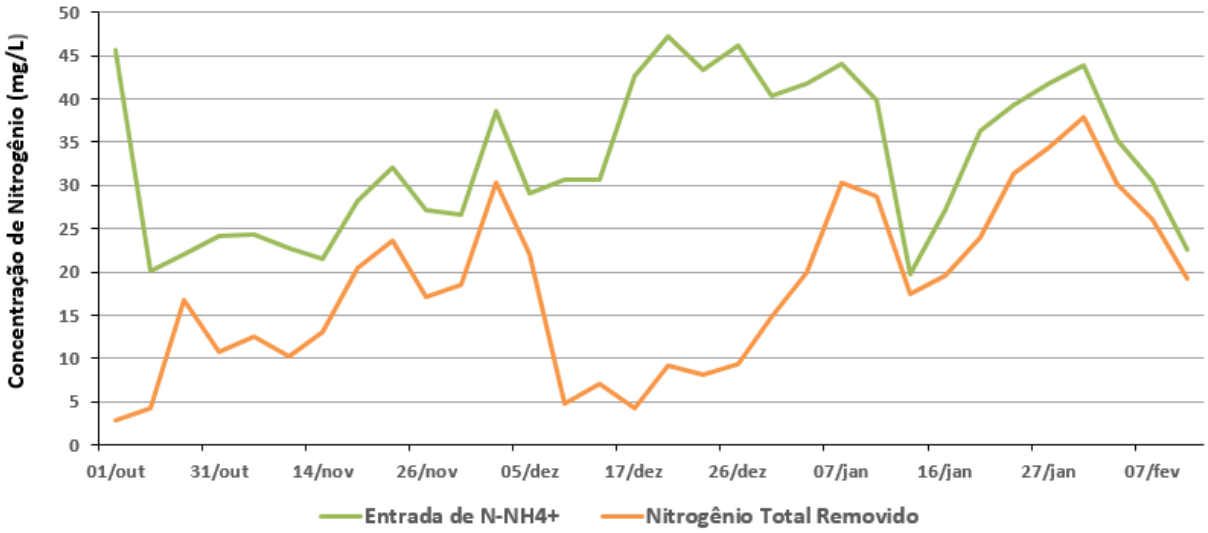


Figura 35: Entrada de amônia e remoção de NT ao longo do estudo (Elaboração própria).

É possível observar expressiva remoção de nitrogênio total em diferentes momentos do experimento, bem como seu declínio em dado ponto. Como já discorrido no item 5.2.2.1, o período de diminuição de OD no sistema gerou inibição de grande parte da atividade nitrificante, o que naturalmente afetou de forma expressiva a remoção de nitrogênio total nesta fase. Porém, após o reestabelecimento das maiores concentrações de OD no meio, observou-se boa recuperação do sistema, que alcançou altas eficiências de remoção de NT. Fato este que é interessante do ponto de vista que a remoção total do

nitrogênio passa pela etapa de desnitrificação, que neste caso ocorreu em um meio aerado.

O processo de desnitrificação tem como um dos principais fatores limitantes a concentração de OD no meio. Para ser bem-sucedido este processo precisa ocorrer em meio anóxico, por ser realizado através de bactérias aeróbias facultativas. Estas bactérias, na presença do oxigênio, param de utilizar o nitrato como aceptor final de elétrons no processo de respiração celular (METCALF & EDDY, 2003).

Desta forma, uma das hipóteses iniciais que inspirou a pesquisa foi a possibilidade de se observar os processos de nitrificação e desnitrificação ocorrendo no mesmo reator, ao se considerar a existência de zonas anóxicas no interior da espuma dos suportes mini-Biobob®.

Como é possível avaliar na Figura 35, os elevados valores de remoção do NT comprovam a ocorrência do processo desnitrificante ao longo deste estudo, o que confirma a hipótese proposta. A Figura 36 apresenta as eficiências de remoção de nitrogênio total.

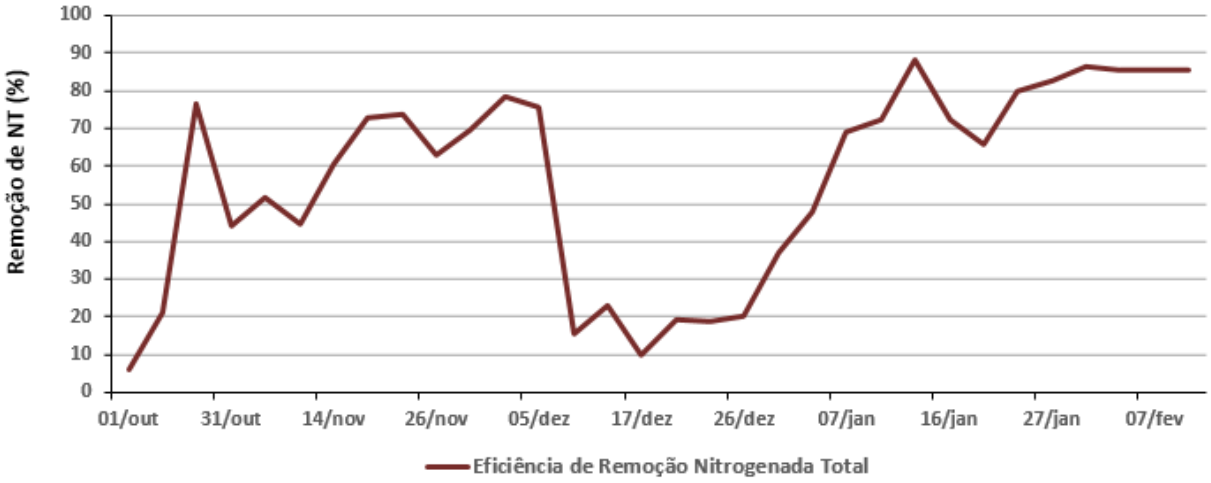


Figura 36: Eficiências de remoção do nitrogênio total (Elaboração própria).

Conforme as Figuras 35 e 36, nota-se uma evolução gradual dos resultados no mês inicial do projeto. Pode-se entender este fato pelo tempo necessário para crescimento e estabilização das bactérias desnitrificantes em seus respectivos meios dentro do sistema. Pode-se observar também, que após o período de baixos ODs, o sistema começa a se reestabilizar por volta do dia 05/12 em diante. A partir de alcançada a estabilização, em meados de janeiro, constatam-se valores de nitrogênio total removido variando entre

17,4 e 37,9 mg/L com uma média de 27,2 mg/L. Neste mesmo período, as eficiências de remoção de nitrogênio total variaram de 65,9 a 88,0%, com média de 79,3%.

A partir dos cálculos já explicados nos materiais e métodos, é possível se avaliar a contribuição da incorporação (ou assimilação) bacteriana na remoção de nitrogênio. Em posse destes valores, pode-se estimar a contribuição gerada pelo processo de desnitrificação na remoção de nitrogênio total, conforme mostra a Figura 37.

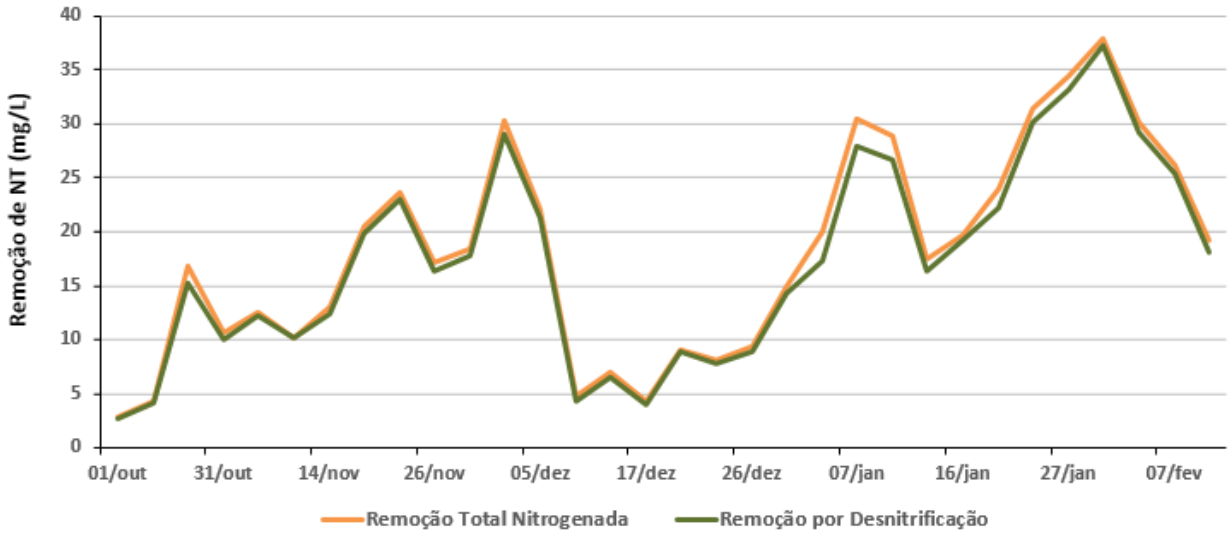


Figura 37: Remoção nitrogenada total e parcela removida por processo de desnitrificação (Elaboração própria).

Nota-se claramente a grande predominância do processo de desnitrificação na remoção de nitrogênio total gerada no sistema. A partir dos dados obtidos é possível observar que o processo de desnitrificação foi responsável por, em média, 95,2% da remoção nitrogenada total do sistema, já a assimilação representou por volta de 4,8%. Enquanto a remoção de nitrogênio estimada por processo de desnitrificação, apresentou valores máximos por volta de 35 mg/L, a remoção por processo de assimilação bacteriana teve seu maior valor em 5,5 mg/L.

É importante pontuar que a estimativa de assimilação de nitrogênio pela biomassa do sistema, como já mencionado, levou em conta a concentração de SSV na saída do reator. Isto parte da premissa do constante desprendimento e renovação da biomassa no sistema, porém o ideal seria realizar este cálculo a partir do SSV total gerado no processo, isto é, os sólidos no efluente e aqueles que se fixam no meio suporte ao longo do tempo. Desta forma, o valor de nitrogênio assimilado calculado está provavelmente subestimado (METCALF & EDDY, 2003).

5.2.3. Remoção de Sólidos

5.2.3.1. Sólidos Suspensos

A Figura 38 traz a evolução das concentrações de entrada e saída de SST do sistema

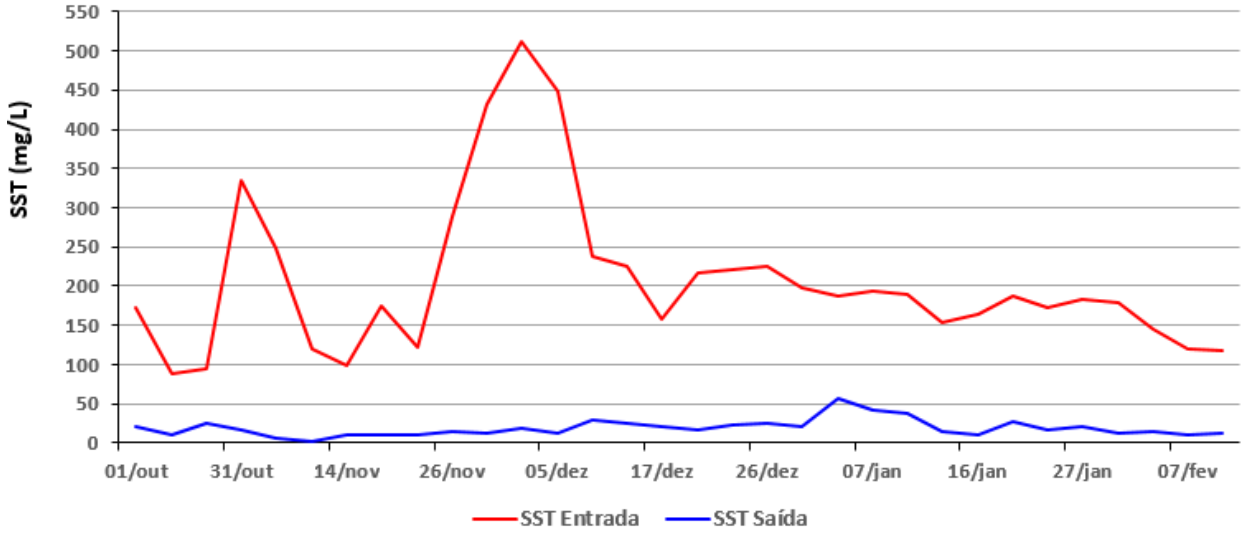


Figura 38: Concentrações afluentes e efluentes de SST (Elaboração própria).

A partir da avaliação da Figura 38, percebe-se elevada remoção de SST no reator. As concentrações de entrada variam de 89 a 512 mg/L com média de 207 mg/L. Nota-se que o pico de SST representado, consiste exatamente ao período de coleta no ponto inadequado do desarenador (de 23/11 a 06/12). De acordo com a DZ-215.R04, os valores limites mais restritivos para SST são 40 mg/L de concentração no efluente final, e uma eficiência de remoção maior que 85%. Analisando os dados de saída, pode ser constatado que este varia de valores de 2 a 57 mg/L, com média igual a 19 mg/L. Quanto ao padrão de concentração definido, das 32 amostras, 30 ficaram dentro do limite. A Figura 39 traz a evolução das eficiências de remoção de SST.

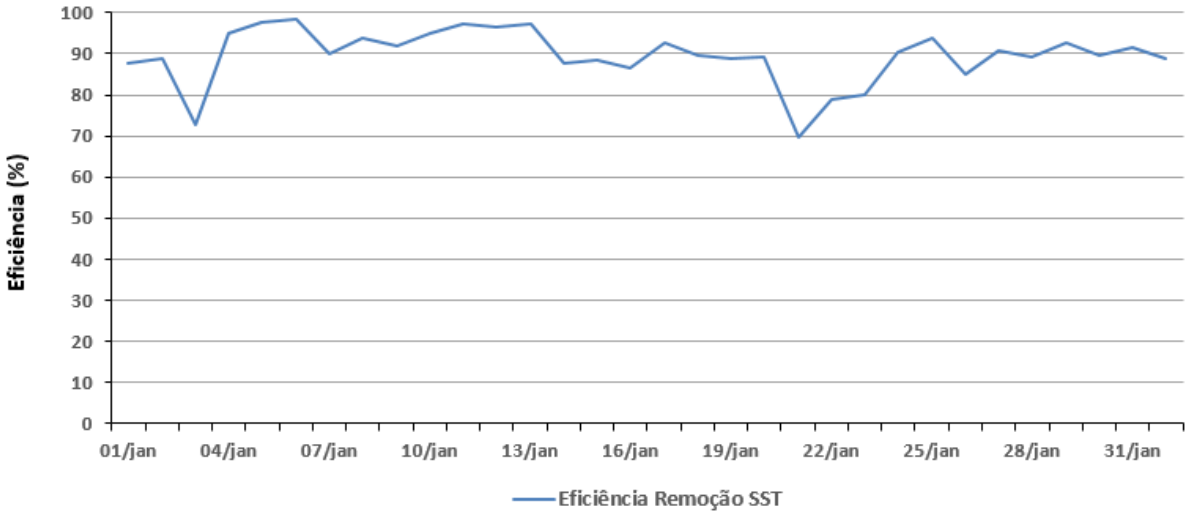


Figura 39: Eficiências de remoção de SST (Elaboração própria).

Os valores de eficiência de remoção variam entre 69,6 e 98,3% e apresentam média de 89,5%. Dos 32 valores, 4 se encontram abaixo do padrão de 85%, sendo que em alguns destes a concentração de entrada foi relativamente baixa, o que afeta o cálculo das eficiências.

A Figura 40 traz entre as frações orgânicas e fixas (SSV e SSF) dos sólidos presentes no esgoto de entrada do reator.

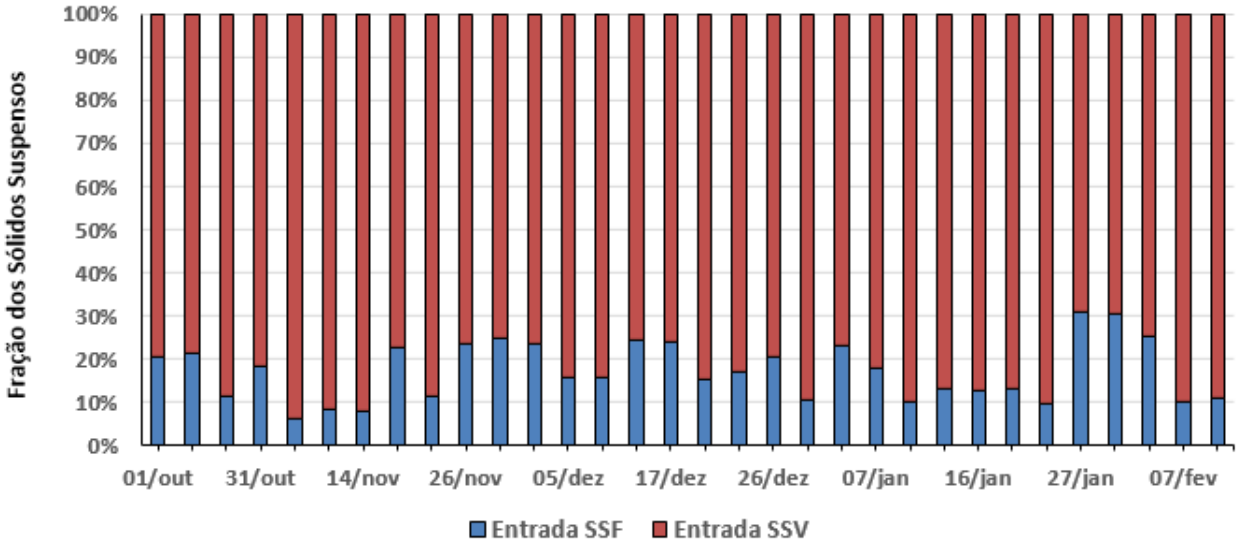


Figura 40: Frações dos sólidos suspensos (Elaboração própria).

A partir da Figura 40, nota-se a predominância das frações orgânicas em relação às fixas ao longo de todo o experimento. Em média a fração orgânica se mostrou sempre acima dos 80% de composição dos sólidos suspensos.

5.2.3.2. Sólidos Aderidos

A partir dos resultados laboratoriais, e utilizando as Equações (8) e (9), foi possível encontrar os valores de sólidos aderidos totais por unidade de mini-Biobob®. Ao se extrapolar este resultado para todas os suportes do reator, tanto da camada aeróbia quanto da anaeróbia, foi possível calcular os SAT e SAV por camada e também para o sistema como um todo. Neste caso, o SAV do reator representará toda a biomassa aderida do sistema. A Tabela 6 traz esses resultados.

	SAT		**SAV**		**SAF**	
	(g/*biomedia*)	**(g/reator)**	**(g/*biomedia*)**	**(g/reator)**	**(g/*biomedia*)**	**(g/reator)**
Aeróbio	0,032	22,65	0,020	14,22	0,012	8,42
Anaeróbio	0,019	7,03	0,011	3,91	0,008	3,11
Total	-	29,67	-	18,13	-	11,54

Tabela 13: Sólidos aderidos (Elaboração própria)

Levando em conta o volume liquido total do reator, a concentração de SAT, SAV e SAF, expressas em g/L, foram de 2,15; 1,31 e 0,84, respectivamente.

A partir destes dados e da Equação (12), foi possível calcular a relação A/M do sistema, conforme Figura 41. Como mencionado nos procedimentos e cálculos, STV (Sólidos Totais Voláteis) representa não apenas a parcela aderida de biomassa (SAV), mas também aquela em suspensão (SSV).

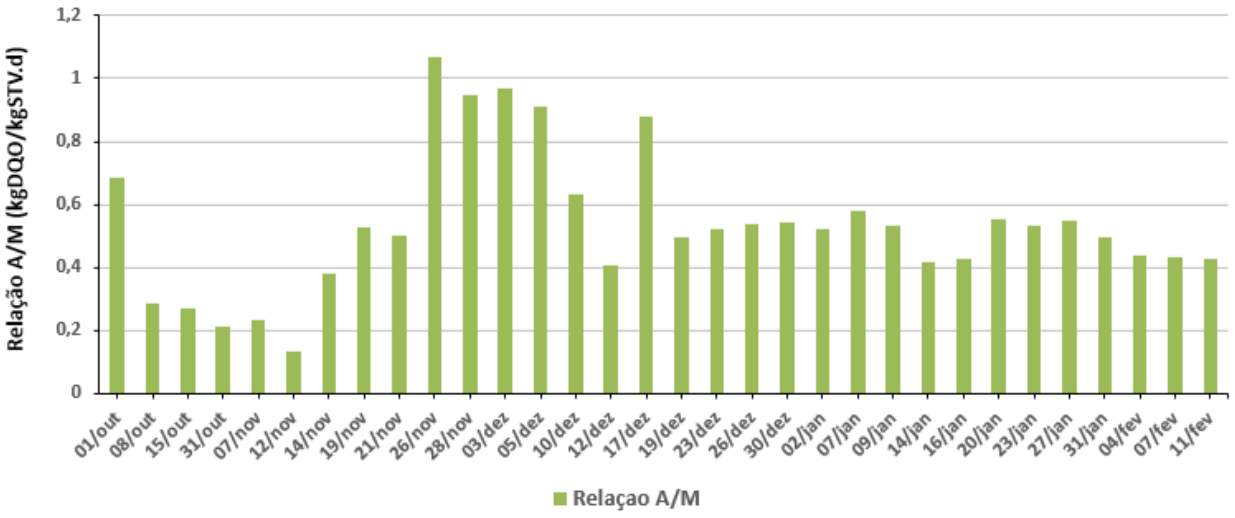


Figura 41: Relação alimento microrganismo ao longo da pesquisa (Elaboração própria).

Observa-se que os valores da relação A/M variaram ao longo do projeto entre 0,13 e 1,6 kgDBO/(kgSTV.d) e apresentaram um valor médio de 0,53 kgDBO/(kgSTV.d). Apesar de possuir tanto biomassa suspensa, quanto aderida, estas taxas podem ser relacionadas ao grande aporte de carga aplicada ao reator nos diferentes momentos do projeto. Segundo JORDÃO & PESSÔA (2011), os valores da relação A/M para o processo de lodos ativados convencional variam entre 0,2 e 0,4 kgDBO/(kgSSV.d). Segundo o mesmo autor, quando relacionado ao processo de aeração prolongada (utilizando maior tempo de detenção hidráulica) esta relação fica entre 0,05 e 0,15 kgDBO/kgSSV.d. Ambos os processos estão relacionados a faixas de TDHs de respectivamente 4 a 8 horas e 16 a 36 horas, sendo comumente utilizado a aeração prolongada quando se almeja promover maior remoção de nitrogênio amoniacal no meio. Conforme apresentado na Tabela 10, o TDH do reator foi de 15 horas. Ou seja, apesar do experimento ter apresentado valores de relação A/M maiores que ambas as variantes do processo de lodos ativados, e possuir menor TDH em relação ao processo de lodos ativados com aeração prolongada, a tecnologia foi capaz de permitir não apenas nitrificação, como também desnitrificação além das expressivas remoções de matéria orgânica carbonácea, como já apresentado.

Com as informações da Tabela 6 e utilizando a Equação 13, também pode ser calculada a COS do sistema, conforme Figura 42.

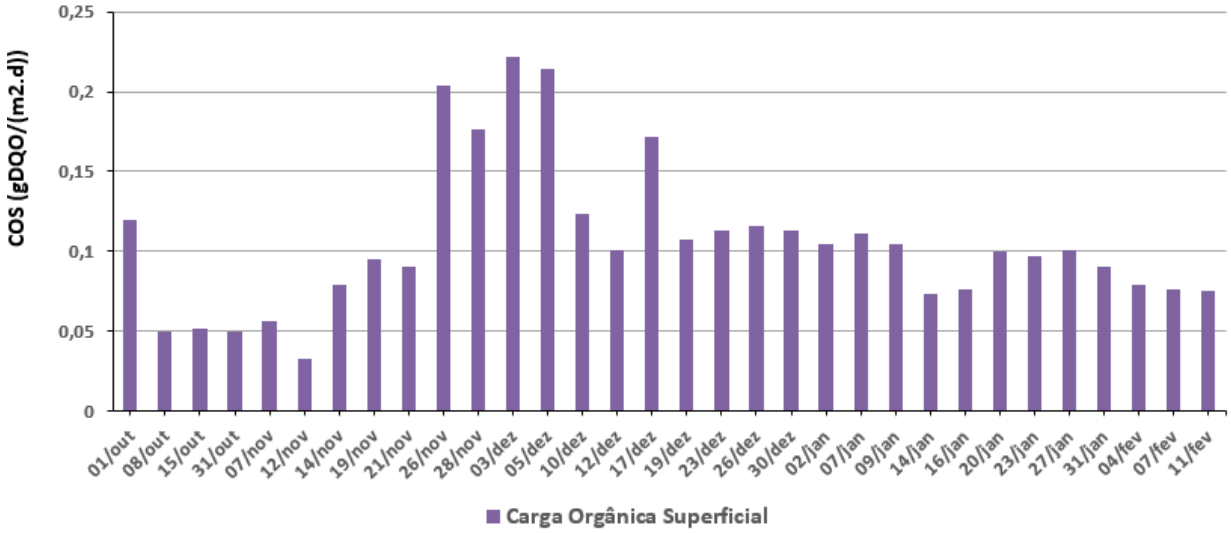


Figura 42: Carga Orgânica Superficial (Elaboração própria).

Como pode ser observado o COS variou entre valores de 0,032 a 0,221 gDQO/(m^2.d) e apresentou uma média de 0,105 gDQO/(m^2.d). É natural que essas taxas sejam baixas, não por representar que haja pouca biomassa no sistema, mas sim por ser

calculada a partir de áreas superficiais consideravelmente elevadas (10.586,6 m2/m3) apresentada pelo suporte presente no sistema. Como já mencionado, pela concepção porosa do mini-Biobob®, a análise levando em conta a área superficial se faz prejudicada. Desta forma, são mais interessantes e representativas as análises que relacionam as cargas removidas por volume de *biomedia*, conforme foi feito ao longo deste trabalho.

5.2.4. Alcalinidade e pH

As análises de alcalinidade (como $CaCO_3^-$) e de pH foram importantes para monitoramento do reator, porém não foram observados problemas de inibição das bactérias relacionados a acidez ou basicidade no meio ao longo do experimento. As Figuras 43 e 44, apresentam a evolução destes parâmetros no período do projeto.

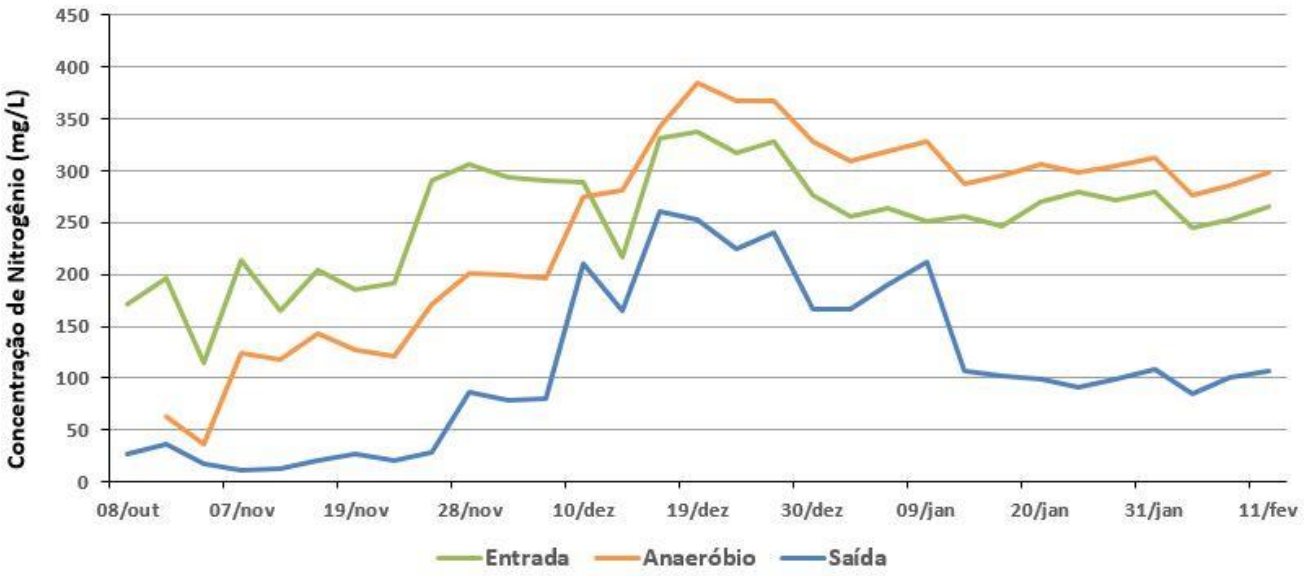


Figura 43: Variação de alcalinidade ao longo do experimento (Elaboração própria).

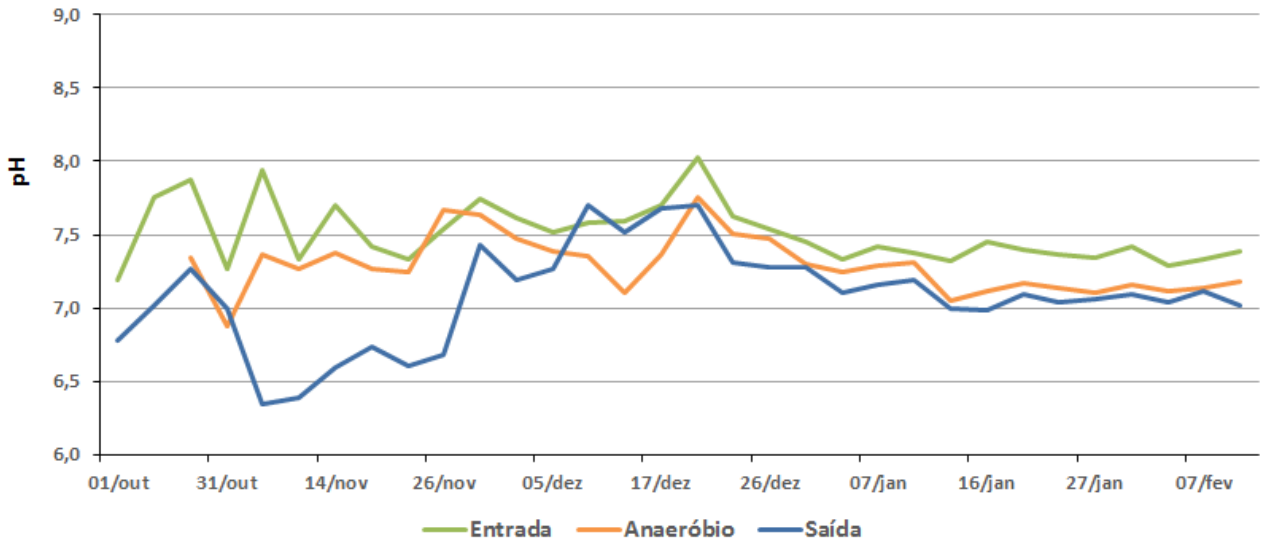


Figura 44: Variação de pH ao longo do experimento (Elaboração própria).

Observa-se que os valores de pH em todos os pontos (entrada, anaeróbio e saída) variaram pouco e em uma faixa boa para manutenção dos processos biológicos. Estes valores ficaram entre 6,4 e 8,0 em todo experimento, apresentando uma média de 7,3.

A alcalinidade afluente variou de 114 a 337 mg/L, com média de 253 mg/L, a efluente foi de 11 a 260 mg/L, com média de 110 mg/L. Desta forma, é notória a diminuição da alcalinidade no meio, ao se comparar entrada e saída. Como já explicado anteriormente, há consumo de alcalinidade ao longo do processo de nitrificação, o que explica esta variação.

Nota-se que o experimento apresentou maiores valores de alcalinidade principalmente associadas ao período de menor OD no meio, ou seja, causa direta da inibição da atividade nitrificante. Os baixos valores de alcalinidade no reator, que são observadas no estágio inicial do projeto (de 08/10 a 28/11), possivelmente estão associados ao abastecimento com esgoto “fraco” coletado no período de 6 h da manhã. Conforme foram adequados os horários e as cargas orgânicas de entrada, observa-se o maior aporte também de alcalinidade no meio. Comparando ambas as Figuras 43 e 44, pode-se constatar que o momento de menores valores de pH na saída estava exatamente associado a esta etapa inicial do processo, onde a alcalinidade era quase que totalmente consumida ao longo do processo. Outro fator que auxilia a manutenção de alcalinidade no meio é o processo de desnitrificação, que não foi observado no início do experimento, mas posteriormente passa a influenciar os valores de alcalinidade obtidos.

6. Conclusões

O presente estudo experimental, a partir de análises comparativas e interpretações de causa e efeito, levou a diferentes reflexões e conclusões ao longo de seu desenvolvimento. Foram relacionados desde aspectos operacionais ligados ao experimento, até conceitos referentes à tecnologia estudada. Em geral, pode-se dizer que os objetivos almejados foram alcançados.

Uma das hipóteses iniciais que motivou o estudo foi a possibilidade de se obter remoção de nitrogênio total (nitrificação e desnitrificação) no mesmo reator, sem utilizar nenhum reciclo no sistema. Isto seria viável ao se considerar a possibilidade de existência de zonas anóxicas no interior da espuma dos suportes mini-Biobob®, gerada pela dificuldade da difusão de OD neste local. Esta hipótese foi confirmada a partir do momento que foi observada atividade desnitrificante, através das remoções de nitrato no sistema.

Foi possível avaliar ótimos resultados associados à remoção do nitrogênio total do meio. Este foi um processo que levou em média mais tempo que os outros para se estabilizar, porém se mostrou consistente e apresentou satisfatória recuperação após os momentos de inibição das bactérias nitrificantes. Quando avaliado do dia 05/12 em diante (período com maior OD, associado à reestabilização do sistema), as concentrações removidas do nitrogênio total variaram de 17,4 a 37,9 mg/L com uma média de 27,2 mg/L. Nestes períodos, as eficiências de remoção de nitrogênio total variaram de 65,9 a 88,0%, apresentando valor médio de 79,3%. Em relação às formas de remoção de nitrogênio total do esgoto, a desnitrificação estimada se mostrou preponderante. Esta contribuiu para 95,2% do nitrogênio total removido no sistema, frente aos outros 4,8% removidos via assimilação bacteriana.

Não apenas a desnitrificação mas a nitrificação também foi estudada e avaliada, como etapa chave do processo de remoção de nitrogênio do sistema. No geral, esta etapa foi a mais impactada ao longo das variações realizadas no meio, apresentando expressiva sensibilidade às baixas concentrações de oxigênio dissolvido.

Pode-se afirmar, a partir do estudo e dos testes realizados, que a faixa de OD entre 2,6 e 3,1 mg/L agiu como forte fator inibidor da nitrificação, e assim da remoção de nitrogênio amoniacal do sistema. A nitrificação teve sua eficiência reduzida de 70%

a 80% neste período, e chegou a apresentar concentrações de nitrogênio amoniacal de 36 mg/L no efluente final, em desacordo aos padrões definidos pela legislação ambiental. Quando considerado o período de maior aporte de OD ao meio, que variou na faixa entre 3,8 e 4,6 mg/L, foi possível observar considerável recuperação da atividade nitrificante, com resultados substancialmente positivos de remoção de nitrogênio amoniacal do sistema. Considerando os 20 resultados obtidos dentro do padrão legal, todos ocorreram nesta condição descrita, e apresentaram valores de concentração de NH_4^+ que variaram de 0,1 a 4,96 mg/L, apresentando uma média de 1,90 mg/L. Os valores de carga de $N\text{-}NH_4^+$ removida por volume de *biomedia* referentes a este período variaram entre 102 e 215 gN/(m^3.d) e apresentaram uma média de 140,2 gN/(m^3.d).

Em relação à matéria orgânica carbonácea, o sistema também apresentou bons resultados quanto às cargas removidas. Apesar de momentos de elevadas contribuições de carga, com DQO afluente variando de 700 a 900 mg/L, a eficiência do sistema se manteve em uma média elevada de 90,7%, e a DQO no efluente final apresentou uma média de 35 mg/L. A diminuição do OD aportada ao sistema também afetou o processo de remoção carbonácea. Das 32 analises realizadas ao longo do experimento, 10 se mostraram com DQO acima de 40 mg/L, destas, 9 estavam relacionadas as influencias geradas pelo período de baixas concentrações de OD no sistema.

Portanto foi constatado que sob a faixa de OD entre 3,8 e 4,6 mg/L, ambos os processos de remoção carbonácea e nitrogenada apresentaram desempenhos consideravelmente positivos, com resultados em sua grande maioria dentro dos padrões ambientais legalmente estabelecidos. Foi constatado também, a ocorrência de inibição de processos, e quedas expressivas nas eficiências de remoção dos diferentes parâmetros, quando sob condições de OD na faixa de 2,6 a 3,1 mg/L. Dentre a variação de diferentes parâmetros observados no sistema, pôde-se avaliar que a concentração de OD disponibilizada ao meio se mostrou fator preponderante frente às influências e mudanças geradas nas várias etapas do tratamento biológico.

Este trabalho fornece apoio ao desenvolvimento de mais estudos utilizando tecnologias de tratamento híbridas com biomassa aderida e suspensa, frente ao seu grande potencial para o tratamento de esgotos sanitários. A pesquisa se ateve a alguns parâmetros importantes que influenciam a atividade biológica, porém várias outros

podem ser explorados e estudados visando a maior remoção de carga orgânica carbonácea e de carga nitrogenada.

Recomenda-se a realização de mais estudos utilizando diferentes frações de enchimento, tempos de detenção hidráulica e tipos de *biomedia*, em especial aquelas que se utilizam de espuma como suporte à aderência microbiana. Também são recomendadas as avaliações de processos complementares para remoção de fósforo, como forma de buscar completa remoção dos nutrientes.

7. Referências Bibliográficas

AHN, Y. H., 2006, “Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review”, **Process Biochemistry**, v. 41, n. 8, agosto, pp. 1709-1721.

ALMADA, R. B., Avaliação de Reatores de Leito móvel com biofilme (MBBR) em série para tratamento de diferentes efluentes de refinaria de petróleo visando ao reuso industrial. Tese de D. Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2012.

APHA (1998**). Standard Methods for the examination of water and wastewater.** American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environmental Federation, 20th ed. Washington D.C., USA.

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

ARAUJO Jr, M.M.; ARAUJO, P.L.S; ARAUJO, T.L.S; NERY, V.D. (2017). “Biorreator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para tratamento de esgoto sanitário”. In Anais do Congresso ABES Fenasan 2017, v.00 pp. 1-6, São Paulo, Outubro.

ARAUJO JUNIOR, M.M.; ZAIAT, M. (2009). An upflow fixed-bed anaerobic–aerobic reactor for removal of organic matter and nitrogen from L-lysine plant wastewater. Can. J. Civil Eng. 36: 1085-1094.

ARAUJO, T.L.S. (2014). **Desempenho de reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) tratando esgoto sanitário em escala piloto**. São Carlos, 2014. 101p. Dissertação Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

BAE, W. *et al.*, 2001, “Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors”, **Biodegradation**, v. 12, n. 5, setembro, pp. 359-366.

BASSIN, J. P., 2008, **Nitrificação de efluentes salinos em reatores de leito móvel com biofilme e biorreatores agitados.** Dissertação de Mestrado. COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

BASSIN, J. P.; DEZOTTI, M. Tratamento primário, secundário e terciário de efluentes. In: DEZOTTI, M. Processos e Técnicas para o Controle Ambiental de Efluentes Líquidos. 1ª Edição. ed. Rio de Janeiro: e-papers, Cap. 3. 2008.

BIOPROJ, 2015; BioProj Tecnologia Ambiental Ltda. Documentos internos, dados não disponibilizados para consulta pública.

BIOWATER, MBBR, 2011, Disponível em:<http://www.biowatertechnology.com/br/tecnologia/biomedia/>. Acesso em 05 fev. 2020

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011. *Diário Oficial da União*, Brasília, DF, 16 maio 2011

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. *Diário Oficial da União*, Brasília, DF, 18 março 2005.

CAMPOS, J.R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. 1ª Edição. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

CAN, 2020. Concessionária Águas de Niterói S/A, Grupo Águas do Brasil. Dados internos, não disponibilizados para a consulta pública.

CARMINATI, H. B., Modelagem e Otimização de Sistemas MBBR para Tratamento de Efluentes. Tese de M. Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2016.

CHERNICHARO, C. A. L., 1997, **Reatores Anaeróbios – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias** v. 5 2a ed., Belo Horizonte, Minas Gerais, Brasil, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental/UFMG.

CHERNICHARO, C.A.L.; van HAANDEL, A.C.; CYBIS, L.F.; FORESTI, E. (2001). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. (CHERNICHARO, C.A.L., coordenador). Finep/PROSAB, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, cap. 1: 544.

DEZOTTI, M. "Parâmetros para caracterização de efluentes – Qualidade das águas de despejo". In: Dezotti, M. (coordenação), Bassin, J.P., Bila, D.M., *et al.*., *Processos e Técnicas para o Controle Ambiental de Efluentes Líquidos*, capítulo 2, Rio de Janeiro, E-papers Serviços Editoriais Ltda., 2008.

DUARTE, T.S.; MENEZES, R.O.; BUENO, D.A.C.; CRUZ, L.M.O. (2019). "Caracterização de espuma utilizada como meio suporte em um filtro biológico percolador - anammox". In Anais do 30º Congresso ABES 2019, v.00 pp. 1-7, Natal, Junho.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. (2006). **Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges**. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5: 3-19.

FURUMAI, H., RITTMANN, B. E., 1994, "Evaluation of multiple-species biofilm and floc processes using a simplified aggregate model", **Water Science & Technology**, Great Britain, v. 29, n. 10-11, pp. 439-446.

GEBARA, F., "Activated sludge biofilm wastewater treatment system", *Water Research*, v. 33, pp. 230–238, 1999.

GONÇALVES, F. B., SOUZA, A. P. Disposição oceânica de esgotos sanitários: história e prática. Rio de Janeiro: ABES, .1 ed. 1997.

GRUNDITZ, C., DALHAMMAR, G., 2001, "Development of nitrification inhibition assays using pure cultures of Nitrosomonas and Nitrobacter", **Water Research**, v. 35, n. 2, fevereiro, pp. 433-440.

GUO, W., NGO, H.H., DHARMAWAN, F., PALMER, C.G. (2010). Roles of polyurethane foam in aerobic moving and fixed bed bioreactors. *Bioresource and Technology*, 101(5): 1435-1439.

HUYSMAN, P.; van MEENEN, P.; van ASSCHE, P.; VERSTRAETE, W. (1983). Factors affecting colonization of nonporous packing materials in model upflow methane reactors. *Biotechnology Letters*, 5: 643-648.

JONES, R. D., HOOD, M. A., 1980, "Effects of temperature, pH, salinity, and inorganic nitrogen on the rate of ammonium oxidation by nitrifiers isolated from wetland environments", **Microbial Ecology**, v. 6, n. 4, dezembro, pp. 339-347.

JORDÃO, E. P., PESSÔA, C. A., 2005. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 4ª ed. Rio de Janeiro. ABES.

JORDÃO, E. P., PESSÔA, C. A., 2011. **Tratamento de Esgotos Domésticos.** 6ª ed. Rio de Janeiro. ABES.

JULIASTUTI, S.R.; BAEYENS, J.; CREEMERS, C.; BIXIO B.; LODEWYCKX, E. The inhibitory effects of heavy metals and organic compounds on the net maximum specific growth rate of the autotrophic biomass in activated sludge.Journal of Hazardous Materials, Amsterdam, v.100, n.1, p.271-283, 2003

KARTHIK, M. *et al*, 2008, "Biodegradability enhancement of purified terephthalic acid wastewater by coagulation–flocculation process as pretreatment", **Journal of Hazardous Materials**, v. 154, n. 1-3, junho, pp. 721-730.

KASSAB, G.; HALALSHEH, M.; KLAPWIJK, FAYYAD, M.; VAN LIER, J.B.; (2010). Sequential anaerobic-aerobic treatment for domestic wastewater - a review. *Bioresource and Technology,* 101: 3299-3310.

LETTINGA, G. (2001). **Potential of anaerobic pre-treatment (AnWT) of domestic sewage under tropical conditions**. In: Lens, P.; Zeeman, G.; Lettinga, G. (Eds). Descentralised sanitation and reuse: Concepts, systems and implementation. IWA Publishing, London, UK: 205-216.

LEU, H., LEE, C., OUYANG, C. F. , 1998 "Effects of Organic Matter on the Conversion Rates of Nitrogenous Compounds in a Channel", Water Research, v. 32, pp. 0–8.

LIM, J.W.; SENG, C.E.; LIM, P.E.; NG, S.L.; SUJARI, A.N.A. (2011). Nitrogen removal in moving bed sequencing batch reactor using polyurethane foam cubes of various sizes as carrier materials. *Bioresource and Technology*, 102: 9876–9883.

METCALF & EDDY, INC. **Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse**. 4. Ed. NewYork, McGraw - Hill Book, 1334 p., 2004.

METCALF& EDDY, 1991, *Wastewater Engineering – Treatment, Disposal and Reuse*, 3rd edition, McGraw-Hill, USA.

METCALF, L., EDDY, H., 2003, **Wastewater engineering: Treatment and reuse.** 4. ed. New York. Mcgraw Hill.

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., WESTRUM, T., 1994, "A new moving bed biofilm reactor - applications and results", **Water Science & Technology**, v. 29, n. 10-11, outubro, pp. 157-165.

OLIVEIRA, D. V. M. DE, Caracterização dos Parâmetros de Controle e Avaliação de desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR). Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2008.

RIO DE JANEIRO, 1986, **Norma Técnica Nº 202 R-10**, de 12 de dezembro de 1986. Critérios e Padrões Para Lançamento de Efluentes Líquidos.

RIO DE JANEIRO, 1991, **DZ-942 R-7**, de 14 de janeiro de 1991. Diretriz do Programa de Autocontrole de Efluentes Líquidos - PROCON ÁGUA

RIO DE JANEIRO, 2007, **DZ-215 R-4**, de 25 de setembro de 2007. Diretriz de Controle de Carga Orgânica Biodegradável em Efluentes Líquidos de Origem Sanitária.

RITTMANN, B. E., MCCARTY, P. L., 2001, **Environmental biotechnology: Principles and applications.** 1 ed. New York: Mcgraw Hill.

RUSTEN, B., *et al.*, 2006, "Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors", **Aquacultural Engineering**, v. 34, n. 3, maio, pp. 322-331.

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

SANT'ANNA JUNIOR, G. L., 2010, Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações, Rio de Janeiro, Editora Interciência, Rio de Janeiro.

SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J.; JETTEN, M.; STROUS, M. (2003) *"New Concepts of Microbial Treatment Process for the Nitrogen Removal in Wastewater"*. FEMS Microbiology Reviews,N. 27, pp 481-492.

SNIS, 2019. **Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgoto de 2018**. Ministério das Cidades, Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental, Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento. Brasília, Brasil.

SOUSA, J.Y., FORESTI, E. "Gestão e controle ambiental. Utilização de lodo anaeróbio como fonte externa de carbono no processo de desnitrificação de águas residuárias", *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, v.3, pp. 60-73, Campina Grande / Paraíba: DEAg / UFPB, 1999.

SPEECE, R.E. (1983). Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. *Environmental Science & Technology*, 17: 416A-427A.

TCHOBANOGLOUS, G., BURTON, L. F., STENSEL, H. D., 2003, *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. 4. ed., Nova York: McGraw Hill.

TELLES, D. A.; COSTA, R. H. P. G. Reuso da água: conceitos, teorias e práticas. 1ª edição, São Paulo: Bluncher, 2007.

TONETTI, Adriano Luiz *et al*.**. Tratamento de esgotos domésticos em comunidades isoladas**: Referencial para a escolha de soluções. Campinas: Unicamp, 2018.

van HAANDEL, A.C.; MARAIS, G. (1999). O comportamento do sistema de lodos ativados - Teoria e aplicações para projetos e operação. Epgraf, 472p.

VEOLIA, MBBR, 2011, Disponível em:< http://www.veoliawaterst.com/mbbr/en/>. Acesso em 05 fev. 2020

VON SPERLING, M., 1996, **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** 2 ed. Belo Horizonte. DESA-UFMG

.

VON SPERLING, M., 2002**, Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias.** 2.ed. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2002. v. 1. 428 p.

VON SPERLING, M., 2005. **Introdução à Qualidade da Águas e ao Tratamento de Esgotos**. 3 ed. Editora UFMG, Belo Horizonte.

WIK, T. *On modeling the dynamics of fixed biofilm reactors with focus on nitrifying trickling filters*. Tese de Doutorado. Departamento de Sinais e Sistemas / Universidade Técnica Chalmers, Gotemburgo, Suíça.