



## REMOÇÃO SIMULTÂNEA DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO EM SISTEMA COMBINADO DE MBBR DE ALTA CARGA E BIOFILTRO

Nicolý Dal Santo Svierzoski

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil.

Orientador(es): Claudio Fernando Mahler  
João Paulo Bassin

Rio de Janeiro  
Março de 2020

REMOÇÃO SIMULTÂNEA DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO EM  
SISTEMA COMBINADO DE MBBR DE ALTA CARGA E BIOFILTRO

Nicolly Dal Santo Svierzoski

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO  
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA DA  
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS  
REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM  
CIÊNCIAS EM ENGENHARIA CIVIL.

Orientadores: Claudio Fernando Mahler

João Paulo Bassin

Aprovada por: Prof. Claudio Fernando Mahler

Prof. João Paulo Bassin

Dr. Renata Coura Borges

Prof. Alberto Dresch Webler

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

MARÇO DE 2020

Svierzoski, Nicolý Dal Santo

Remoção simultânea de matéria orgânica e nitrogênio em sistema combinado de MBBR de alta carga e biofiltro/ Nicolý Dal Santo Svierzoski. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2020.

XVI, 82 p.: il.; 29,7 cm.

Orientador: Claudio Fernando Mahler

João Paulo Bassin

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Civil, 2020.

Referências Bibliográficas: p. 74-82.

1. Alta carga. 2. Nitrificação e desnitrificação simultâneas. 3. Retenção de sólidos. I. Mahler, Claudio Fernando, *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Civil. III. Título.

## DEDICATÓRIA

*Aos meus avós, Suely e Sérgio.  
A minha mãe.  
A minha irmã, Luana.*

## AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, a Jesus e ao Espírito Santo, a Nossa Senhora, a todos os anjos e santos, os quais sempre me mostraram o caminho correto a ser seguido. Foram muitos tropeços, muitas indecisões, mas com eles tudo se tornou mais fácil.

Aos meus avós, Sérgio e Suely, que foram parte fundamental para o meu desenvolvimento. Sem a compreensão, carinho e disponibilidade deles eu não teria chegado nem perto de realizar esse sonho.

Agradeço a minha mãe pelo exemplo de mulher, mãe, profissional e ser humano. Nunca negou esforços para proporcionar o melhor para mim e minha irmã.

Aos meus tios Peter, Orte, Léo e Zê e aos primos Joel, Keisiane, Lucas Davi e Valentina. Ao meu padrasto, pelo exemplo de vida.

As minhas irmãs Luana, Emanuele, Vitória e Laura, por alegrarem meus dias com apenas um “oi”, um sorriso. De modo especial a Luana, que esteve comigo em todos os momentos de minha vida.

A todos os meus amigos do PEC e do LabPol.

Ao Renato, meu namorado, por todo o carinho.

Aos meus orientadores, Prof<sup>o</sup> Claudio Mahler e João Paulo Bassin, por todo o suporte e dedicação.

Ao Prof<sup>o</sup> Alberto, pelo apoio e incentivo para que eu viesse para a COPPE, por me mostrar as maravilhas do tratamento de efluentes. E também por participar da banca de defesa.

A Dr. Renata, por aceitar participar da banca de defesa.

À COPPE, ao PEC e todos os funcionários que direta ou indiretamente contribuíram para o meu progresso acadêmico.

Aos laboratórios de Geotecnia e de Controle de Poluição das Águas.

Ao CNPq pela bolsa concedida.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

## REMOÇÃO SIMULTÂNEA DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO EM SISTEMA COMBINADO DE MBBR DE ALTA CARGA E BIOFILTRO

Nicolý Dal Santo Svierzoski

Março/2020

Orientadores: Claudio Fernando Mahler

João Paulo Bassin

Programa: Engenharia Civil

O presente estudo teve como objetivo avaliar a remoção de matéria orgânica e nitrogênio de um efluente sintético, simulando esgoto doméstico, em sistemas combinados de reator de leito móvel com biofilme (MBBR) e filtro biológico percolador, submetidos a altas cargas orgânicas e nitrogenadas. Nessas condições, foi determinada a máxima carga que permitia remoção completa dos componentes solúveis do efluente sintético no MBBR, deixando o material particulado (sólidos gerados) para ser removido nos biofiltros. Para tanto, foram avaliados dois sistemas dispostos em paralelo, sendo a diferença entre eles apenas o suporte utilizado no biofiltro (Kaldnes K3 em um e Aqua Porous Gel (APG) no outro). A variação de carga foi obtida por meio da diminuição do tempo de retenção hidráulica (TRH), que variou de 3 a 1,5 h. Em geral, os MBBRs apresentaram elevadas eficiências de remoção de matéria orgânica, avaliada em termos de demanda química de oxigênio solúvel ( $DQO_s$ ) (acima de 90%) e nitrogênio total (acima de 85%), sob cargas orgânicas volumétricas (COV) de 4,8 e 7,2  $kgDQO.m^{-3}.d^{-1}$ , respectivamente. Quando cargas maiores foram aplicadas (notadamente 8,3 e 9,6  $kgDQO.m^{-3}.d^{-1}$ ), a remoção de nitrogênio total diminuiu para em torno de 60% nos MBBRs em virtude da redução da eficiência de nitrificação. Apesar dos MBBRs terem sido submetidos a elevadas concentrações de oxigênio dissolvido, foi observado o processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas em todas as condições operacionais, o que repercutiu na redução do nitrato/nitrito gerado no processo de nitrificação. O filtro preenchido com o suporte APG apresentou melhor retenção de sólidos particulados durante todo o experimento, a qual variou entre 76 a 100%.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

SIMULTANEOUS REMOVAL OF ORGANIC MATTER AND NITROGEN IN  
COMBINED SYSTEM OF HIGH RATE MBBR AND TRICKLING FILTER

Nicolý Dal Santo Svierzoski

March/2020

Advisors: Claudio Fernando Mahler

João Paulo Bassin

Department: Civil Engineering

The present study aimed to evaluate the removal of organic matter and nitrogen from a synthetic wastewater, simulating domestic sewage, in biological systems combining the moving bed biofilm reactor (MBBR) and trickling filters, subjected to high organic and nitrogen loads. Under these conditions, the maximum load that allowed complete removal of the soluble components of the synthetic wastewater in the MBBR was determined, leaving the particulate material (generated solids) to be removed in the biofilters. For this purpose, two systems, operated in parallel, were evaluated, and the difference between them was only the support used in the biofilter (Kaldnes K3 in one and Aqua Porous Gel (APG) in the other). The load variation was obtained by decreasing the hydraulic retention time (HRT), which varied from 3 to 1.5 h. In general, the MBBRs showed high efficiency of removal of organic matter, evaluated in terms of soluble chemical demand for oxygen (COD) (above 90%) and total nitrogen (above 85%), under volumetric organic loads (VOC) of 4.8 and 7.2 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, respectively. When higher loads were applied (notably 8.3 and 9.6 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), total nitrogen removal decreased to around 60% in MBBRs due to the reduction in nitrification efficiency. Although the MBBRs were subjected to high concentrations of dissolved oxygen, simultaneous nitrification and denitrification was observed in all operating conditions, leading to the reduction of nitrate/nitrite generated by nitrification. The filter filled with APG support showed better retention of particulate solids throughout the experiment, which ranged from 76 to 100%.

## Sumário

<b>1. Introdução</b> .....	01
<b>2. Objetivos</b> .....	04
2.1. Objetivo Geral .....	04
2.2 Objetivos Específicos .....	04
<b>3. Revisão Bibliográfica</b> .....	05
3.1. Problemática do Esgoto Doméstico.....	05
3.2. Processos Biológicos para o Tratamento de Efluentes .....	07
3.3. Remoção de Matéria Orgânica .....	07
3.4. Remoção Biológica de Nitrogênio .....	09
3.4.1. Nitrificação .....	09
3.4.1.1. Fatores que Influenciam a Nitrificação .....	11
3.4.2. Desnitrificação.....	13
3.4.3. Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas (NDS).....	15
3.5. MBBR.....	16
3.5.1. Aplicações do MBBR.....	19
3.6. Filtros Biológicos .....	21
<b>4. Materiais e Métodos</b> .....	<b>25</b>
4.1. Efluente.....	25
4.2. Sistemas Biológicos Avaliados .....	26
4.3. Procedimentos Laboratoriais .....	29
4.3.1. Nitrogênio Amoniacal .....	29
4.3.2. Nitrito .....	30
4.3.3. Nitrato.....	30
4.3.4. DQO .....	30
4.3.5. Fósforo Total .....	31

4.3.6. Sólidos .....	31
4.3.7. Polissacarídeos Totais .....	33
4.3.8. Proteínas .....	33
4.3.9. Potencial Hidrogeniônico (pH) e Temperatura .....	33
4.3.10. Oxigênio Dissolvido (OD) .....	34
4.3.11. Índice Volumétrico do Lodo (IVL) .....	34
4.3.12. Análises em Estereoscópio .....	34
4.4. Cálculos .....	34
4.4.1. Cálculo das Eficiências.....	34
4.4.2. Balanço de Nitrogênio .....	35
4.4.3. Análise Estatística .....	35
4.5. Testes Adicionais em Regime de Batelada e Contínuo .....	36
4.5.1. Teste de Nitrificação.....	36
4.5.2. Teste de Desnitrificação .....	36
4.5.3. Teste de Desnitrificação em Regime Contínuo .....	37
<b>5. Resultados e Discussão .....</b>	<b>38</b>
5.1. Remoção de Matéria Orgânica .....	38
5.2. Remoção de Nitrogênio .....	44
5.3. Sólidos .....	57
5.3.1. Sólidos em Suspensão .....	57
5.3.2. Sólidos Aderidos .....	60
5.4. Proteínas (PT) e Polissacarídeos (PS) .....	64
5.5. Teste de Nitrificação.....	65
5.6. Teste de Desnitrificação .....	67
5.7. Teste de Desnitrificação em Regime Contínuo .....	68
<b>6. Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros.....</b>	<b>72</b>

6.1 Conclusões e Observações Finais.....	72
6. Sugestões para Trabalhos Futuros .....	73
<b>7. Referências .....</b>	<b>74</b>

## Lista de Figuras

<b>Figura 3.1</b> - Representação espacial do índice de atendimento urbano por rede coletora de esgotos (IN024) dos municípios cujos prestadores de serviços são participantes do SNIS em 2017, distribuído por faixas percentuais, segundo município. Fonte: Brasil, 2019. ....	06
<b>Figura 3.2</b> - Esquema simplificado do crescimento dos microrganismos. Fonte: Bungay (2009). ....	07
<b>Figura 3.3</b> - Representação simplificada das etapas do metabolismo (anabolismo e catabolismo) dos microrganismos para a biodegradação de poluentes orgânicos. Fonte: Adaptado de Sant'Anna, 2013. ....	08
<b>Figura 3.4</b> - Etapas envolvidas durante o processo de remoção de nitrogênio. Fonte: Adaptado de Philips (2008). ....	09
<b>Figura 3.5</b> - Representação do gradiente de OD em um biofilme e a ocorrência de NDS. Fonte: ONO, 2007. ....	16
<b>Figura 3.6</b> - Imagem de biofilme formado em suporte de polipropileno, usado em MBBR. Fonte: Ødegaard, 1999. ....	17
<b>Figura 3.7</b> - Etapas que ocorrem durante o processo de formação de biofilme. Fonte: Xavier <i>et al.</i> , 2003. ....	18
<b>Figura 3.8</b> - Representação de um filtro biológico percolador. Fonte: Adaptado de Chernicharo e Gonçalves, 2007. ....	22
<b>Figura 4.1</b> - Esquema dos sistemas utilizados durante a pesquisa, tanto na Etapa 1 quanto na Etapa 2. ....	27
<b>Figura 4.2</b> - Ilustração das <i>biomedia</i> utilizadas nos Sistemas 1 e 2: a) K1 da AnoxKaldnes <sup>®</sup> , usadas nos MBBR; b) K3 da AnoxKaldnes <sup>®</sup> usada no biofiltro do Sistema 1; e (c) Aqua Porous Gel (APG) usada no Sistema 2. ....	28
<b>Figura 5.1</b> - Carga de matéria orgânica solúvel (em termos de DQO filtrada) na entrada e na saída dos reatores M1 e M2 ao longo do tempo de operação. A eficiência de remoção está ilustrada no eixo y secundário. Para o regime 5, a remoção no M2 foi considerada a remoção cumulativa obtida nos dois reatores (M1 + M2). ....	38
<b>Figura 5.2</b> - Valores correspondentes a DQO particulada (DQOp) na entrada e saída do M2 durante o regime 5. Assim como valores para remoções. ....	39
<b>Figura 5.3</b> - Teor de matéria orgânica particulada na entrada e na saída do F1 e F2 ao	

longo do tempo de operação.....	41
<b>Figura 5.4</b> - Fotos dos testes de IVL para os sólidos dos reatores M1 (a, b, c, d) e M2 (a1, b1, c1, d1) durante os regimes 2 (a), 3 (b), 4 (c) e 5 (d), após 30 minutos de sedimentação. ....	42
<b>Figura 5.5</b> - Valores de DQO solúvel na entrada e na saída dos filtros F1 (a) e F2 (b) durante o tempo de operação da etapa 1.....	43
<b>Figura 5.6</b> – Cargas de nitrogênio amoniacal na entrada e saída do M1 (a) e M2 (b), assim como a eficiência de remoção (%).. ....	45
<b>Figura 5.7</b> - Fotografias dos suportes do M1 (coluna à esquerda) e M2 (coluna à direita) nos regimes 1 (a), 2 (b), 3 (c), 4 (d) e 5 (e).....	47
<b>Figura 5.8</b> – Cargas de nitrogênio amoniacal na entrada e saída (saída M2) do regime 5 e remoção global do sistema.....	48
<b>Figura 5.9</b> - Concentrações de nitrogênio na entrada sob a forma de $\text{NH}_4^+$ ( $\text{NH}_4^+\text{-N}_{\text{afl}}$ ) e na saída dos reatores, sob as formas de $\text{NH}_4^+$ , $\text{NO}_2^-$ e $\text{NO}_3^-$ (mostrados no gráfico como $\text{NH}_4^+\text{-N}$ , $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ), assim como valores de remoção do nitrogênio total. ....	50
<b>Figura 5.10</b> – Concentrações de nitrogênio na entrada sob a forma de $\text{NH}_4^+$ ( $\text{NH}_4^+\text{-N}_{\text{afl}}$ ) e na saída dos reatores, sob as formas de $\text{NH}_4^+$ , $\text{NO}_2^-$ e $\text{NO}_3^-$ (mostrados no gráfico como $\text{NH}_4^+\text{-N}$ , $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ), assim como valores de remoção do nitrogênio total para o regime 5. ....	51
<b>Figura 5.11</b> - Porcentagens referentes a remoção total de nitrogênio via assimilação e desnitrificação para o período estudado. ....	53
<b>Figura 5.12</b> - Concentrações de nitrogênio na entrada do F1 (a) e F2 (b), sob a forma de $\text{NH}_4^+$ , $\text{NO}_2^-$ e $\text{NO}_3^-$ (designados no gráfico como $\text{NH}_4^+_{\text{afl}}$ , $\text{NO}_2^-_{\text{afl}}$ e $\text{NO}_3^-_{\text{afl}}$ ), e na saída dos mesmos sob a forma dos mesmos compostos (designados no gráfico como $\text{NH}_4^+_{\text{efl}}$ , $\text{NO}_2^-_{\text{efl}}$ e $\text{NO}_3^-_{\text{efl}}$ ). ....	55
<b>Figura 5.13</b> - Fotografias dos sólidos nos filtros F1 (a, c) e F2 (b, d).....	57
<b>Figura 5.14</b> - SST, SSV e SSV/SST para os MBBRs (M1 e M2) e dos filtros (F1 e F2).....	58
<b>Figura 5.15</b> - Produção de lodo (PL) e fator de rendimento celular (Y) para o período de estudo.....	60
<b>Figura 5.16</b> – Concentração de Sólidos Aderidos Totais e Voláteis para os reatores M1 e M2, assim como a relação SAV/SAT.....	61
<b>Figura 5.17</b> – Sólidos aderidos aos suportes dos filtros F1 e F2 e a relação entre SAV e SAT. As três tonalidades de cinza (mais escura a mais clara) indicam os SAT retirados	

de três diferentes alturas do leito, respectivamente: porção mais ao fundo, porção intermediária, porção mais superficial, cada uma representando 1/3 H total do leito. As três tonalidades de azul (mais escura a mais clara) indicam os SAV retirados de três diferentes alturas do leito, respectivamente: porção mais ao fundo, porção intermediária, porção mais superficial, cada uma representando 1/3 H total do leito. ....62

**Figura 5.18** – Quantidade de sólidos aderidos aos suportes dos filtros F1 (coluna a esquerda) e F2 (coluna a direita), durante os regimes 1 (a), 2 (b), 3 (c), 4 (d) e 5 (e)....63

**Figura 5.19** – Quantidade de proteínas (PT) e polissacarídeos (PS) na biomassa aderida dos reatores M1 (a) e M2 (b), assim como a relação PS/PT para os regimes estudados.65

**Figura 5.20** – Valores para as concentrações de nitrogênio nas formas de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$  no final dos testes de desnitrificação contínuo para os regimes estudados.. ....69

## Lista de Tabelas

<b>Tabela 3.1-</b> Relação C/N (em unidades distintas) para diferentes fontes de carbono. ...	14
<b>Tabela 3.2</b> - Características de alguns tipos de suportes .....	19
<b>Tabela 3.3</b> – Trabalhos que fizeram uso de sistemas de MBBRs de altas cargas para o tratamento de efluentes .....	21
<b>Tabela 3.4</b> - Características dos filtros biológicos em função de sua capacidade. ....	22
<b>Tabela 4.1</b> - Composição do efluente utilizado nesse estudo .....	25
<b>Tabela 4.2</b> - Composição da solução de micronutrientes. ....	25
<b>Tabela 4.3</b> - Características dos regimes empregados nos sistemas de tratamento utilizados.....	29
<b>Tabela 5.1</b> - Porcentagens de matéria inorgânica presente nos sólidos suspensos dos reatores utilizados (SSF/SST), durante os regimes empregados. ....	59
<b>Tabela 5.2</b> - Porcentagens de matéria inorgânica presente nos sólidos aderidos dos reatores (SAF/SAT) durante os regimes operacionais. ....	63
<b>Tabela 5.3</b> - Resultados dos testes de nitrificação para os reatores M1 e M2, durante os regimes 1, 2, 3, 4 e 5.....	66
<b>Tabela 5.4</b> - Resultados dos testes de desnitrificação para os reatores M1 e M2, durante os regimes 1, 2, 3, 4 e 5. ....	67
<b>Tabela 5.5</b> - Resultados dos testes de desnitrificação em regime contínuo para os reatores M1 e M2, durante os regimes 1, 2, 3, 4 e 5. ....	70

## Lista de Abreviaturas

- ETE – Estação de Tratamento de Esgoto;
- TRH – Tempo de Retenção Hidráulica;
- MBBR – Reator de Leito Móvel com Biofilme (da sigla em inglês: *Moving Bed Biofilm Reactor*);
- $\text{NH}_4^+$  - Nitrogênio Amoniacal;
- $\text{NO}_2^-$  - Nitrito;
- $\text{NO}_3^-$  - Nitrato;
- $\text{N}_2$  – Nitrogênio Gasoso;
- $\text{NH}_4^+\text{-N}$  – Nitrogênio na forma de Nitrogênio Amoniacal;
- $\text{NO}_2^-\text{-N}$  – Nitrogênio na forma de Nitrito;
- $\text{NO}_3^-\text{-N}$  – Nitrogênio na forma de Nitrato;
- BOA – Bactérias Oxidadoras de Amônia;
- BON – Bactérias Oxidadoras de Nitrito;
- C/N – Relação entre Carbono e Nitrogênio;
- DQO – Demanda Química de Oxigênio;
- OD – Oxigênio Dissolvido;
- NDS – Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas;
- M1 – MBBR utilizado no sistema 1;
- M2 – MBBR utilizado no sistema 2;
- F1 – Filtro Biológico utilizado no sistema 1;
- F2 – Filtro Biológico utilizado no sistema 2;
- APG – Suporte *Aqua Porous Gel*;
- COV – Carga Orgânica Volumétrica;
- CNV – Carga de Nitrogênio Volumétrica;
- COS – Carga Orgânica Superficial;
- CNS – Carga de Nitrogênio Superficial;
- SST – Sólidos Suspensos Totais;
- SSV – Sólidos Suspensos Voláteis;
- SSF – Sólidos Suspensos Fixos;
- SAT – Sólidos Aderidos Totais;
- SAV – Sólidos Aderidos Voláteis;

SAF – Sólidos Aderidos Fixos;  
IVL – Índice Volumétrico do Lodo;  
DQOp – DQO particulada;  
DQOs – DQO solúvel;  
PL – Produção de Lodo;  
Y – Coeficiente de rendimento celular;  
PT – Proteínas;  
PS – Polissacarídeos;  
 $q\text{NH}_4^+$  – Taxa Específica de Consumo de Amônia;  
 $q\text{NO}_x$  – Taxa Específica de Consumo das formas oxidadas de nitrogênio (Nitrito e Nitrato).

# 1. Introdução

O tratamento de efluentes, seja de origem doméstica ou industrial, é de suma importância para a preservação do meio ambiente. Quando lançados de forma inadequada, esses acarretam problemas de saúde pública, pois contêm compostos prejudiciais aos seres humanos e aos seres vivos em geral. Além disso, podem causar a depleção de oxigênio no meio aquático, levando à morte dos organismos. Segundo o Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS), mais da metade do volume total de esgoto gerado no Brasil é lançado no meio sem nenhum tipo de tratamento (BRASIL, 2019). O volume coletado e tratado é principalmente submetido a processos biológicos de tratamento.

Chernicharo *et al.* (2018) apresentam um panorama do tratamento de esgoto sanitário nas regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste do Brasil. Os sistemas mais utilizados (em número de estações implantadas) são os reatores UASB, lagoas de estabilização e lodos ativados. Cornelli *et al.* (2014) também pesquisaram a respeito dos tipos de tratamento utilizados no Brasil. Foi levantado que os sistemas fazem uso principalmente de tratamento biológico e chegam até o tratamento secundário. Foram encontradas mais citações a respeito do uso do tratamento anaeróbio (reatores UASB).

Os reatores UASB, por serem baseados na digestão anaeróbia, não alcançam remoções satisfatórias de nitrogênio. Já as lagoas de estabilização ocupam grandes áreas e precisam de um elevado tempo de retenção hidráulica (TRH). O sistema de lodos ativados propicia a remoção de matéria orgânica e também permite a realização do processo de nitrificação, porém parte considerável do custo de operação é destinado ao retorno do lodo do decantador ao reator. Além disso, o processo é fortemente dependente das características de sedimentabilidade da biomassa, que retorna ao reator após sedimentar nos clarificadores secundários.

A adição de meios suportes aumenta a área superficial dedicada ao crescimento de biofilme, com isso as unidades de tratamento têm seu tamanho diminuído. Dessa forma, em uma área menor área é possível ter sistemas com alta capacidade de retenção celular, o que propicia aumento de remoção de carga orgânica e nitrogenada (IZQUIERDO, 2006). O uso de suportes para o crescimento da biomassa apresenta uma vantagem quando comparado ao sistema de lodos ativados. Nesse último, a biomassa pode ser facilmente carregada do reator devido a algum distúrbio operacional. Sendo

assim, necessita de uma alta taxa de reciclo (BASSIN *et al.*, 2011).

Um dos sistemas com biomassa aderida a suportes é o reator de leito móvel com biofilme (do inglês, *Moving Bed Biofilm Reactor* (MBBR)), o qual apresenta como vantagens a capacidade de suportar variações de cargas e ser menos suscetível a compostos tóxicos (FALAS *et al.*, 2012; DUAN, *et al.*, 2013; CASAS, *et al.*, 2015; XU, *et al.*, 2018). Quando comparado a outros tipos de sistemas com biofilme, as vantagens do MBBR incluem menor perda de carga e menor entupimento, além de usufruir de todo o volume reacional (RUSTEN, *et al.*, 2006). No entanto, o processo apresenta como desvantagem o elevado gasto de energia, em função da aeração intensa necessária para movimentar os suportes e permitir a oxigenação dos microrganismos (BASSIN; DEZOTTI, 2011).

Uma maneira de minimizar o gasto energético com aeração, sobretudo para a degradação da matéria orgânica particulada produzida no processo, isto é, o lodo em excesso, e para o processo de oxidação de amônia (pela nitrificação), é operar os MBBRs em condições de alta carga. Nessa condição, obtida por meio da aplicação de reduzidos TRH, é possível usufruir ao máximo a capacidade de remoção de matéria orgânica solúvel do reator, sem se preocupar com a oxidação da matéria orgânica particulada oriunda do processo, que também demandaria oxigênio adicional. Além disso, maximiza a assimilação dos compostos nitrogenados pelos microrganismos pois a geração de lodo é maior, reduzindo a quantidade de amônia para ser oxidada a nitrato pela nitrificação e, por conseguinte, os gastos com aeração (LIMA; DEZOTTI; BASSIN, 2016).

A operação em pequenos TRH significa, na prática, reduzir o volume do reator e torná-lo mais compacto, de modo que seja tratado maior volume de efluente em uma menor área ocupada. Porém, uma das desvantagens de se empregar alta carga ao sistema MBBR é a maior geração de sólidos em suspensão, sendo então necessário um sistema de separação de sólidos mais robusto do que aquele usado em MBBRs de carga baixa a moderada, nos quais a fração de biomassa aderida domina. Além disso, os sólidos oriundos desse processo possuem sedimentabilidade ruim, conforme é comumente reportado na literatura, levando à necessidade da adição de agentes de coagulação/floculação para facilitar a separação sólido-líquido (HELNESS *et al.*, 2005; LIAO; RASMUSSEN; ØDEGAARD, 2003; SANCHEZ, *et al.*, 2018).

Nesse contexto, para minimizar o custo com compostos químicos, pode-se pensar na combinação de MBBRs de alta carga com outros processos biológicos, tal como o filtro de percolação, por serem de simples implantação e operação. Esses sistemas, além

de propiciarem a retenção do lodo oriundo dos MBBRs, podem permitir um pós-tratamento do efluente, sobretudo quando o sistema não é projetado para propiciar a desnitrificação. Nesse caso, o lodo em excesso gerado no MBBR de alta carga pode servir de fonte de carbono para a redução do nitrato no biofiltro.

Apesar da existência de pesquisas relacionadas ao emprego de sistemas de MBBR de alta taxa, ainda são escassos os estudos abordando as conversões simultâneas que ocorrem no biofilme (LIAO, *et al.*, 2007; AYGUN; NAS; BERKTAY, 2008; ABBASI, *et al.*, 2017; YOUNG, *et al.*, 2017; MAGDUM *et al.*, 2019). Além disso, a combinação desses com outro processo de pós-tratamento é pouco discutida na literatura, sendo os poucos estudos envolvendo MBBR de alta taxa seguido de processos físico-químicos (coagulação e floculação), conforme ressaltado anteriormente. Diante do exposto, a presente pesquisa teve como finalidade investigar a operação de sistemas biológicos compostos por MBBR de alta taxa e filtros biológicos e o seu comportamento frente ao aumento gradual de carga orgânica e nitrogenada afluyente, avaliando a capacidade de remoção de matéria orgânica e nitrogênio, os processos de nitrificação e desnitrificação, a geração de sólidos, e a atividade dos microrganismos envolvidos nessas conversões.

## **2. Objetivos**

### **2.1. Objetivo Geral**

O presente estudo teve como objetivo avaliar a remoção de matéria orgânica e nitrogênio em sistemas combinados de MBBR e filtro biológico sob altas cargas orgânicas e nitrogenadas.

### **2.2. Objetivos Específicos**

- Avaliar a eficiência de sistemas MBBR submetidos a elevadas cargas orgânicas e nitrogenadas;
- Investigar os processos de nitrificação e desnitrificação ocorrendo simultaneamente no biofilme;
- Determinar a atividade máxima nitrificante e desnitrificante em cada condição operacional;
- Avaliar o desempenho de biofiltros (filtros biológicos percoladores) preenchidos com diferentes materiais suporte para o pós-tratamento do efluente dos sistemas MBBR;

### 3. Revisão Bibliográfica

#### 3.1. Problemática do Esgoto Doméstico

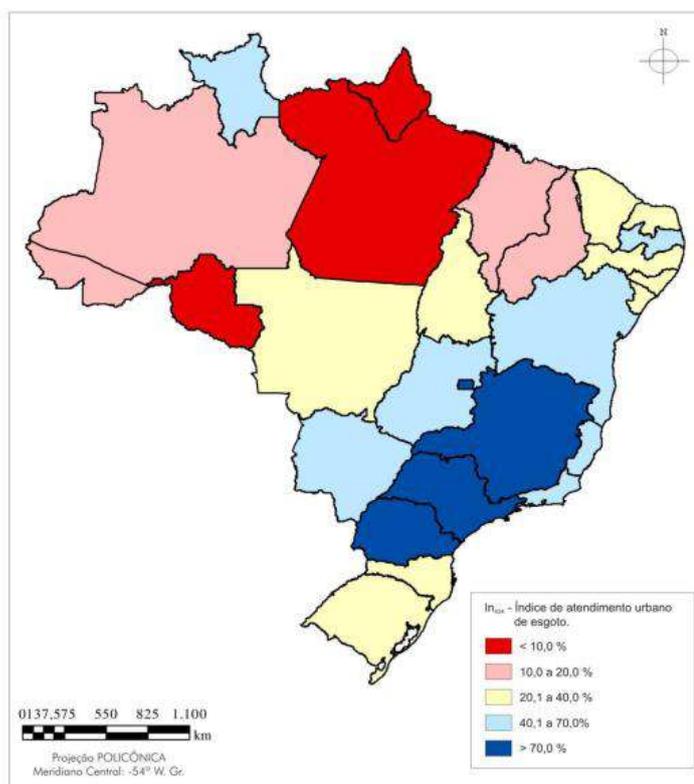
Segundo dados de 2019, a população mundial está em torno dos 7,7 bilhões, com previsão de crescimento em 2 bilhões de pessoas nos próximos 30 anos (NAÇÕES UNIDAS, 2019). No Brasil apresenta uma população de 210 milhões de habitantes, aproximadamente, com projeção de 233 milhões para 2050 (IBGE, 2019).

Como já é sabido, para que a vida seja mantida no planeta, é necessário que água de boa qualidade esteja disponível para o consumo humano. De acordo com as Diretrizes para a Qualidade da Água Potável, o volume mínimo per capita de água deveria ser de 100 L.dia<sup>-1</sup>, para garantir a quantidade necessária pelo organismo humano, higiene pessoal e preparo de alimentos (WHO, 2011). Segundo dados do Diagnóstico de Serviços de Água e Esgotos, para o ano de 2017, o Brasil apresentava um consumo de água per capita em torno de 153,6 L.hab<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>, sendo este valor variável nos estados. O estado de Pernambuco foi o que apresentou menor consumo (95,5 L.hab<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>) e o estado do Rio de Janeiro com o maior consumo (249,7 l.hab<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>) (BRASIL, 2019).

Do total de água consumida pela população, aproximadamente, 80% retorna ao meio na forma de esgoto (ANA, 2017). Pouco mais da metade do esgoto gerado (cerca de 52,4%) é coletado no Brasil, e nem metade do volume gerado (46%) recebe algum tipo de tratamento (BRASIL, 2019) (Figura 3.1).

Devido ao despejo inadequado de esgotos, a saúde pública pode ser afetada, por meio das doenças transmitidas por veiculação hídrica. Dentre os 5564 municípios analisados pela Pesquisa Nacional de Saneamento Básico de 2008, 1933 apresentaram epidemias ou endemias relacionadas à falta de saneamento básico (IBGE, 2010).

Lima *et al.* (2018), em pesquisa realizada no município de Belém – PA, encontraram correlação direta entre a falta de saneamento e as seguintes doenças: diarreia e gastroenterite, hanseníase, leptospirose infecciosa e dengue hemorrágica. Para essas últimas três enfermidades foi percebido que, mesmo com pouca melhoria do sistema de saneamento, os dados de mortalidade e morbidade diminuíram. Siqueira *et al.* (2017) analisaram os dados referentes a Doenças Relacionadas ao Saneamento Ambiental Inadequado em Porto Alegre – RS. Os gastos do governo com as internações foram de aproximadamente 6,1 milhões de reais entre 2010 a 2014, sendo que o índice de internações foi de 28,1 internações a cada 10 mil habitantes por ano.



**Figura 3.1** - Representação espacial do índice de atendimento urbano por rede coletora de esgotos (IN024) dos municípios cujos prestadores de serviços são participantes do SNIS em 2017, distribuído por faixas percentuais, segundo município. Fonte: Brasil, 2019.

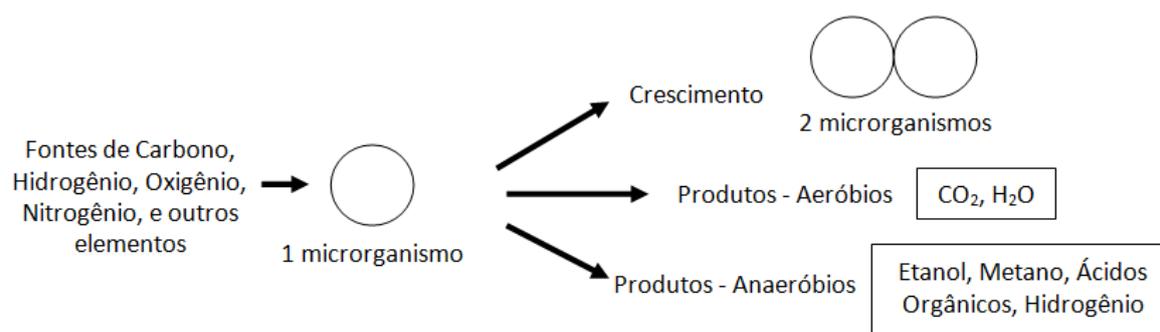
Outro problema relacionado com a poluição de ambientes aquáticos por esgoto é quando esses ambientes são mananciais destinados ao abastecimento público. Tal fato implica em um maior gasto a ser aplicado no tratamento da água para a distribuição (INEA, 2018). Segundo Tundisi e Tundisi (2011), o custo para o tratamento de 1000 m<sup>3</sup> de água varia de R\$ 0,50 – R\$0,80 em locais com manancial preservado e de R\$35,00 – R\$40,00 em locais com pouca preservação.

Esse aumento no custo pode estar relacionado à presença de toxinas na água. Quando não há coleta e tratamento eficiente, os volumes gerados de efluentes alcançam os corpos hídricos e ocasionam desequilíbrio no ecossistema e podem levar à ocorrência de eutrofização (EEA, 2019). A eutrofização ocorre quando há aumento das concentrações de nutrientes, como nitrogênio e fósforo (muitas vezes advindos de despejos de efluentes), e com isso há um crescimento acelerado e intenso de microalgas. Quando há a presença de cianobactérias pode haver liberação de cianotoxinas, o que também pode ocorrer durante o tratamento em Estações de Tratamento de Água (ETA), pois a liberação de toxinas acontece quando há lise celular (rompimento celular) dos microrganismos. No que se diz respeito aos efeitos da matéria orgânica nos corpos

hídricos, podem ser citadas a depleção do oxigênio, visto que o oxigênio dissolvido será utilizado pelos microrganismos heterotróficos para degradar a matéria orgânica, e a geração de gosto e odor à água (JORDÃO; PESSOA, 2014).

### 3.2. Processos biológicos para o tratamento de efluentes

O tratamento de efluentes que envolve a utilização de processos biológicos se baseia na ação de microrganismos (bactérias, protozoários, rotíferos, algas) para reproduzir os processos que ocorrem em meio natural. A remoção de substâncias poluidoras ocorre devido ao crescimento dos microrganismos (Figura 3.2), que consomem carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e fósforo e dessa forma, removem tais compostos dos efluentes (DIONISI, 2017; METCALF e EDDY, 2003).



**Figura 3.2** - Esquema simplificado do crescimento dos microrganismos. Fonte: Bungay (2009).

Além do crescimento da biomassa, também ocorre a formação de produtos inorgânicos, os quais, em geral, não proporcionam riscos à biota aquática, sendo mais aceitáveis (CARMINATI, 2016). A matéria orgânica e os nutrientes em excesso podem propiciar o desenvolvimento intenso de alguns microrganismos, como bactérias e algas, e com isso, favorecer a diminuição do nível de oxigênio dissolvido, prejudicando os animais (DIONISI, 2017).

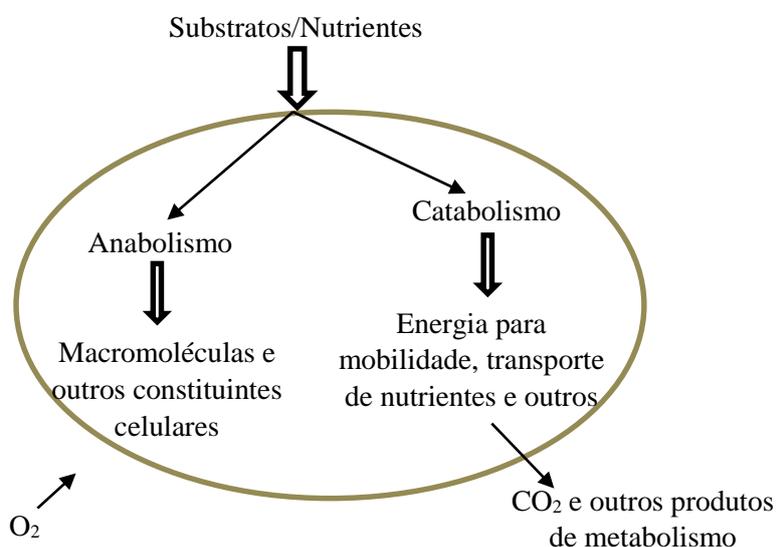
Nos itens 3.3 e 3.4 serão apresentados os fundamentos da remoção biológica de matéria orgânica e nitrogênio, respectivamente.

### 3.3. Remoção de matéria orgânica

A remoção de poluentes orgânicos é uma importante etapa dos processos biológicos de tratamento de águas residuárias. Primeiramente, há a adsorção dos

poluentes na superfície dos aglomerados microbianos e, dependendo da natureza dos mesmos, poderão sofrer hidrólise (no caso de material particulado) ou outras transformações realizadas com auxílio de enzimas excretadas pelos microrganismos (SANT'ANNA, 2013).

Após a etapa anterior é que as moléculas são absorvidas pelos microrganismos e metabolizadas. As reações do metabolismo que produzem energia são chamadas de catabolismo e resultam da dissimilação dos compostos e geração de produtos finais mais estáveis. Já a reação para a síntese de novas células é denominada como anabolismo (Figura 3.3) (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012).



**Figura 3.3** - Representação simplificada das etapas do metabolismo (anabolismo e catabolismo) dos microrganismos para a biodegradação de poluentes orgânicos. Fonte: Adaptado de Sant'Anna, 2013.

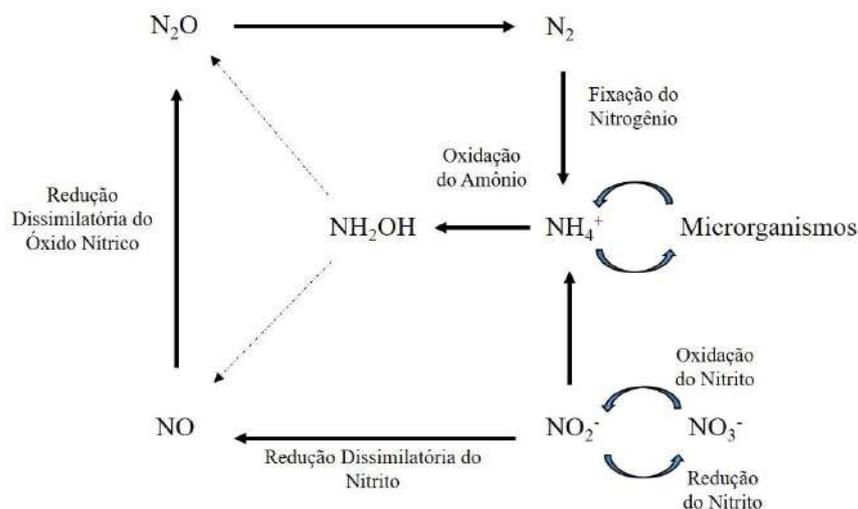
A remoção de matéria orgânica pode ocorrer em meio aeróbio, anóxico (sem a presença de oxigênio e com a presença de nitrato e/ou nitrito) ou anaeróbio (sem a presença de oxigênio e nitrato e/ou nitrito) (VON SPERLING, 1996). Quando em meio aeróbio, o processo de oxidação bioquímica da matéria orgânica é mais exotérmico do que em meio anaeróbio, como exemplificado pelas Reações 3.1 e 3.2. Devido a isso, o crescimento dos microrganismos aeróbio é mais rápido do que os microrganismos anaeróbios. Para se ter uma ideia, a grosso modo, enquanto que uma bactéria aeróbia pode se multiplicar em 20 minutos, a anaeróbia leva 10 dias, aproximadamente (BASSIN; DEZOTTI, 2008).



Outra explicação para o crescimento mais rápido dos microrganismos aeróbios é com relação a síntese de ATP. Em meio aeróbio o substrato pode ser oxidado a  $CO_2$  e com isso maior rendimento em ATP é obtido, o que possibilita seu uso em crescimento celular. Já no metabolismo anaeróbio, o processo de metabolização do substrato ocorre de forma mais complexa. E devido à menor diferença de potencial disponível nas reações metabólicas, resta pouca energia para a multiplicação celular (SANT'ANNA, 2013).

### 3.4. Remoção biológica de nitrogênio

A remoção biológica de nitrogênio envolve etapas que contemplam as diversas formas desse nutriente, sendo elas amonificação, pela qual compostos orgânicos nitrogenados são decompostos ou mineralizados a amônia; nitrificação, que corresponde à conversão de amônia a nitrito e nitrato; e, desnitrificação, na qual nitrato e nitrito são reduzidos a nitrogênio gasoso (LEU *et al.*, 1998) (Figura 3.4). A amônia pode ser usada como fonte de nitrogênio para crescimento celular, enquanto alguns organismos conseguem fixar o nitrogênio gasoso.

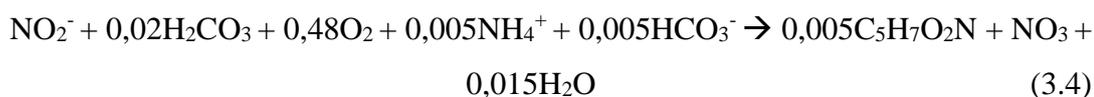
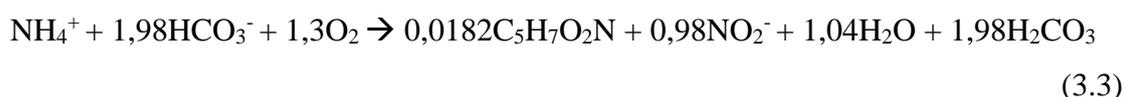


**Figura 3.4** - Etapas envolvidas durante o processo de remoção de nitrogênio. Fonte: Adaptado de Philips (2008).

#### 3.4.1. Nitrificação

O processo de nitrificação inclui duas etapas, realizadas por limitados grupos de microrganismos: a conversão de amônia ( $\text{NH}_4^+$ ) a nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) (nitritação) pelo grupo de bactérias oxidadoras de amônia (*Nitrosomonas* como gênero principal) e a posterior conversão de  $\text{NO}_2^-$  a nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) (nitratção) pelo grupo de bactérias oxidadoras de nitrito (*Nitrobacter* e *Nitrospira* como gêneros principais) (METCALF; EDDY, 2003; HENZE *et al.*, 1997).

O sucesso da nitrificação se baseia na existência de microrganismos nitrificantes, oxigênio dissolvido e relação entre carbono e nitrogênio (FILHO, 2015). A estequiometria das reações da nitrificação pode ser visualizada nas Reações (3.3) e (3.4) (SANTA'ANNA, 2013), as quais envolvem as etapas de nitritação (Reação 3.3) e nitratção (Reação 3.4).



As reações permitem visualizar que o processo de nitrificação é obrigatoriamente aeróbio e utiliza cerca de 4,18 g de  $\text{O}_2$  por grama de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ . A oxidação de 1 mol de  $\text{N-NH}_4^+$  gera 1 mol de íons hidrogênio, como resultado, aproximadamente 7,4 kg de  $\text{CaCO}_3^-$  por kg de  $\text{NH}_4^+$  oxidada é requerido para proteger o sistema dos íons de hidrogênio (SANT'ANNA, 2013).

O lento crescimento dos microrganismos nitrificantes está relacionado com o potencial redox. O potencial redox para a primeira etapa da nitrificação,  $\text{NO}_2^-/\text{NH}_3$ , é de +0,34V e o da segunda etapa,  $\text{NO}_3^-/\text{NO}_2^-$ , é um pouco mais positivo, alcançando 0,43V. Com esses valores do potencial de redução, as bactérias são forçadas a doar elétrons para potenciais aceptores de elétrons, o que limita a quantidade de energia que pode ser conservada. Dessa forma, pequenas quantidades de células bacterianas são geradas, embora seja possível oxidar elevada quantidade de nitrito a partir da amônia (MADIGAN *et al.*, 2018). Durante a oxidação da hidroxilamina ( $\text{NH}_2\text{OH}$ ) (gerada durante a primeira etapa da nitrificação), são produzidos quatro elétrons, única etapa redutora que ocorre geração de energia, o que também explica o motivo do reduzido crescimento dessas bactérias (CERVANTES-CARRILLO *et al.*, 2000).

Dentre os grupos responsáveis pela nitrificação, as bactérias oxidadoras de amônia (BOA) possuem crescimento mais rápido quando comparado as bactérias oxidadoras de nitrito (BON), sobretudo em temperaturas maiores de 25°C. Dessa forma, a conversão de nitrito a nitrato (realizada pelo grupo de crescimento mais lento) é visto como a etapa limitante da nitrificação (BASSIN; DEZOTTI, 2008).

Em sistema com lodo granular em um SBR, Fang *et al.* (2009), determinaram taxas específicas de crescimento em aproximadamente 0,09 h<sup>-1</sup> para BOA e 0,11 h<sup>-1</sup> para BON.

Em biofilme formado em suportes, Kindaichi *et al.* (2006) observaram que a taxa de crescimento específica das BON foi maior do que o das BOA nas partes mais profundas do biofilme. Já na superfície, as BOA apresentaram taxa de crescimento maior, fazendo com que elas se sobressaíssem sobre as BON.

#### **3.4.1.1. Fatores que influenciam a nitrificação**

O processo de nitrificação pode ser influenciado por alguns fatores ambientais, como pH, temperatura, alcalinidade, oxigênio dissolvido e relação C/N (BASSIN; DEZOTTI, 2008).

O pH possui forte relação com o processo de nitrificação, pois não afeta somente a taxa de crescimento celular, mas modifica o equilíbrio NO<sub>2</sub><sup>-</sup>/HNO<sub>2</sub> e NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/NH<sub>3</sub> afetando, conseqüentemente, a disponibilidade de substrato para as BOA e BON (JIMÉNEZ *et al.*, 2011). Grunditz e Dalhammar (2001) determinaram valores ótimos de pH para as BOA de 8,1 e para as BON de 7,9. Cho *et al.* (2014) mostraram que a máxima taxa específica de nitrificação ocorre sob condições de pH de 7,9 a 8. Metcalf e Eddy (2003) relatam que taxas ótimas de nitrificação ocorrem quando o pH se encontra entre 7,5 e 8. O efluente deve conter certa alcalinidade a fim de que, após o seu consumo para a nitrificação, o meio ainda apresente um pH adequado para o desenvolvimento dos microrganismos.

A temperatura é um parâmetro importante para o processo de nitrificação, sendo que em temperaturas entre 10° e 22°C as bactérias nitrificantes começam a se desenvolver, entre 30° e 35°C a taxa de crescimento se mantém constante e acima desse valor o crescimento decai e pode atingir valores nulos (HENZE *et al.*, 1997). Segundo Bassin e Dezotti (2008), as BOA possuem crescimento ótimo em 35°C e as BON entre 35 e 42°C. Em altas temperaturas, há maior consumo de oxigênio e de alcalinidade para a

nitrificação, já em baixas temperaturas, há diminuição da atividade dos organismos nitrificantes.

O processo nitrificante também é mais sensível a baixas concentrações de oxigênio do que os processos que envolvem bactérias heterotróficas, podendo ocorrer na presença de elevadas concentrações do mesmo ( $60 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$ ) (HENZE *et al.*, 1997). Em baixas concentrações de OD ( $<0,5 \text{ mg.L}^{-1}$ ), sob as quais as taxas de nitrificação são mais afetadas, o impacto é maior na atividade das BON do que na das BOA. Com isso, há nitrificação incompleta e conseqüente acúmulo de nitrito no meio. De acordo com Wang *et al.* (2009), a concentração ótima de oxigênio dissolvido é compreendida entre 2,0 e 2,5  $\text{mg.L}^{-1}$ .

A presença de matéria orgânica no afluente ao sistema de tratamento favorece o crescimento das bactérias heterotróficas, em função da taxa de crescimento desses organismos ser maior do que a dos nitrificantes. Sendo assim, o grupo heterotrófico domina os aglomerados microbianos nos reatores, sendo eles tanto de biomassa suspensa ou aderida. Nos sistemas em que a biomassa é aderida a suportes, há domínio das heterotróficas nos suportes e conseqüente perda de espaço para a fixação das autotróficas (SANT'ANNA, 2013; HU *et al.*, 2008). Efluentes com alta carga de DQO podem não ser prejudiciais à população de nitrificantes, desde que o fornecimento de OD seja suficiente para alcançar as camadas mais profundas. De outra forma, o processo de nitrificação é afetado negativamente (FURUMAI; RITTMANN, 1994).

FDZ-POLANCO *et al.* (2000) estudaram um filtro biológico aerado a fim de verificar a disposição espacial dos microrganismos heterotróficos e nitrificantes. À medida que o afluente ia passando pelo filtro, e a DQO ia sendo consumida, as populações de microrganismos passaram de heterotróficas para autotróficas nitrificantes.

Trabalhos como os de Iannacone *et al.* (2019), Su *et al.* (2019), Zhang *et al.* (2018) e Strauss e Lamberti (2000), também verificaram impacto negativo do aumento da relação C/N sobre o processo de nitrificação. Su *et al.* (2019) realizaram modelagem numérica a fim de verificar a importância de se considerar a influência combinada da matéria orgânica e amônia. Os autores concluíram que, quando são utilizados meios suportes para o crescimento da biomassa em um meio com alta carga orgânica, a parte mais externa do biofilme é mais propensa ao crescimento das heterotróficas. Conseqüentemente, a parte mais interna é favorável para as nitrificantes, já que os inibidores não penetram tanto no biofilme.

### 3.4.2. Desnitrificação

O processo de desnitrificação é caracterizado pela conversão de nitrato em nitrogênio gasoso através de um processo respiratório anaeróbio. Durante essa etapa, há formação de intermediários com decrescentes graus de oxidação ( $\text{NO}_3^-$ ;  $\text{NO}_2^-$ ;  $\text{NO}$ ;  $\text{N}_2\text{O}$ ;  $\text{N}_2$ ). Os agentes que realizam esse processo são bactérias heterotróficas facultativas, que utilizam matéria orgânica como agente redutor e nitrato como agente oxidante (SKIBA, 2008; WARD, *et al.* 2009). Devido a essa característica, para que a desnitrificação ocorra, é necessário um ambiente anóxico (sem a presença de oxigênio), para que o aceptor final de elétrons seja o  $\text{NO}_3^-$  (Reação 3.5) (SANT'ANNA, 2013).



O processo de desnitrificação é fortemente dependente da disponibilidade de carbono orgânico, o qual serve de fonte de energia e doador de elétrons ao processo (WANG *et al.*, 2009). Caso o teor de matéria orgânica do efluente seja utilizado, podem ocorrer limitações de carbono orgânico disponível para a redução do nitrato (HENZE *et al.*, 1997). Se uma fonte externa de substrato é adicionada, por exemplo ácido acético ou metanol, é possível prevenir a limitação da desnitrificação por falta de substrato.

Assim como o processo de desnitrificação pode ser limitado devido as fontes de carbono, outros fatores podem influenciar. A temperatura é um deles, segundo Henze *et al.* (1997), ela se assemelha à temperatura requerida para o processo aeróbio heterotrófico. O oxigênio inibe o processo, visto que as bactérias o utilizam como aceptor final de elétrons. Os valores de pH requeridos também se assemelham a outros processos biológicos, sendo que entre os valores de 8 e 9 há maior taxa de desnitrificação.

Durante o processo de desnitrificação é gerada alcalinidade, 1 mol de  $\text{NO}_3^-$  gera 1 mol de  $\text{HCO}_3^-$ . Isso favorece o ajuste no pH do efluente, visto que a nitrificação diminui o pH do meio (AHN, 2006).

Gases como  $\text{NO}$  e  $\text{N}_2\text{O}$  são gerados nas etapas intermediárias da desnitrificação, sendo o  $\text{N}_2\text{O}$  o principal produto da desnitrificação, embora eles sejam convertidos a  $\text{N}_2$  na maioria das vezes. O  $\text{N}_2\text{O}$  é um poderoso gás de efeito estufa e o  $\text{NO}$  pode ser convertido a nitrito na atmosfera, devido à presença de luz e ozônio, e quando esse nitrito é carregado pela chuva, é convertido em  $\text{HNO}_2$  causando a chuva ácida (MADIGAN *et al.*, 2018).

As reações para redução do nitrato são sensíveis a mudanças no pH, e quando seu valor é alto, pode haver acúmulo de nitrito durante o processo de desnitrificação (SHI, *et al.*, 2019).

Tipicamente a relação C/N deve estar entre 1,5 a 5 para que a desnitrificação apresente boas eficiências. Em estações de tratamento de esgoto municipal, uma relação C/N acima de 4 pode ser requerida para que haja remoções superiores a 95% de nitrato (WEF, 2010).

Em estudo sobre a melhor relação DQO/NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N, Xie *et al.* (2010) analisaram que para efluente sintético contendo como fonte de carbono glicose, a relação com valores de 18 e 50 apresentaram 100% da remoção do nitrato. E para o valor de 7 houve 99,3% de remoção. Para valores menores, como 3 e 5, as remoções foram de 45,9% e 78,3%, respectivamente, resultado relacionado à baixa disponibilidade de carbono.

Para compostos orgânicos refratários (como ácido benzoico), a relação necessária de C/N para que a desnitrificação aconteça é maior do que o necessário para compostos não refratários (como glicose, ácido acético e metanol) (HER; HUANG, 1995). Estes mesmos autores classificaram a relação C/N em três categorias: quando a relação é menor do que a necessária pode haver acúmulo de nitrito e menor eficiência de desnitrificação; quando o valor é adequado, não há acúmulo de outras substâncias e a desnitrificação ocorre próxima a 100%; e quando a relação é maior do que a necessária, o excesso de carbono pode ser prejudicial e inibir as desnitrificantes, quando são utilizados compostos orgânicos refratários. Dessa forma, é necessário verificar a correta relação C/N para cada forma de carbono utilizada (Tabela 3.1).

**Tabela 3.1-** Relação C/N (em unidades distintas) para diferentes fontes de carbono.

<b>Substrato Orgânico</b>	<b>C/N ótima</b>	<b>Unidade</b>
<b>Fonte interna</b>	3,0 – 3,5	kgDBO <sub>5</sub> .kgN <sup>-1</sup>
	4,0 – 5,0	kgDQO.kgN <sup>-1</sup>
<b>Lodo</b>	1,5 – 2,5	kgDBO <sub>5</sub> .kgN <sup>-1</sup>
	2,9 – 3,2	kgDQO.kgN <sup>-1</sup>
<b>Metanol</b>	2,3 – 2,7	kgMeOH.kgN <sup>-1</sup>
	3,5 – 4,1	kgDQO.kgN <sup>-1</sup>
<b>Ácido Acético</b>	2,9 – 3,5	kgHAc.kgN <sup>-1</sup>
	3,1 – 3,7	kgDQO.kgN <sup>-1</sup>

Fonte: Adaptado de Halling-Sørensen e Jørgensen, 1993.

A taxa de desnitrificação varia de acordo com a disponibilidade e a forma de carbono disponível, sendo que quando há matéria orgânica solúvel de rápida biodegradabilidade as taxas são maiores. O processo é afetado também pelo OD,

temperatura e pH (HENZE, 2008; TONETTI, *et al.* 2013).

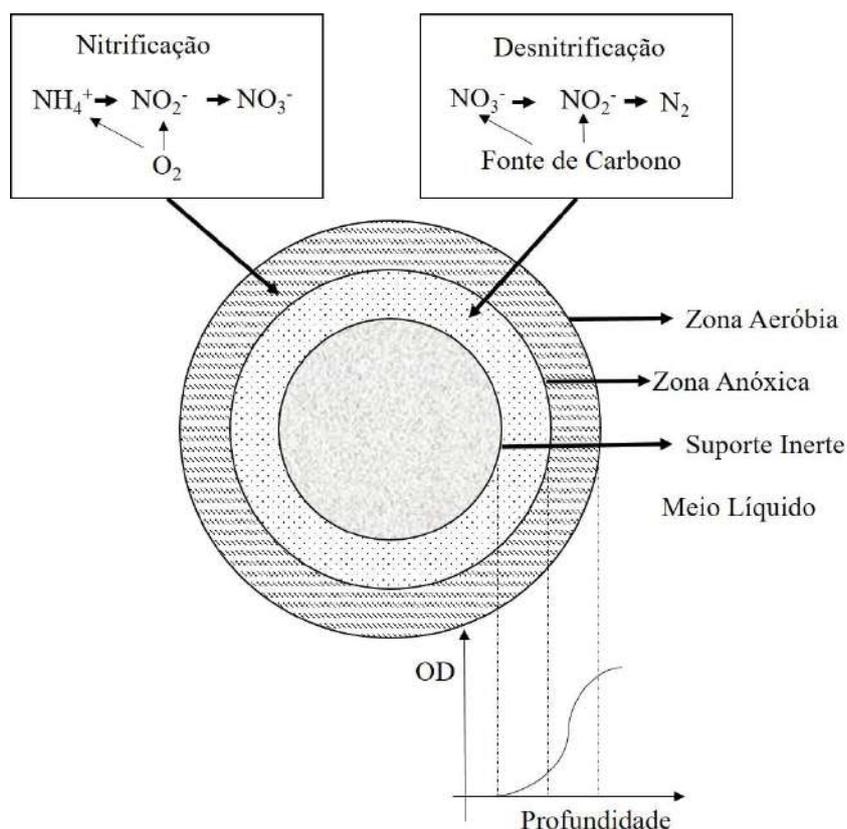
A temperatura deve estar na faixa de 10 a 30°C, o pH entre 6,5 e 8 e o oxigênio dissolvido abaixo de 1 mg.L<sup>-1</sup>, pois acima desse valor pode haver inibição do processo (SURAMPALLI, *et al.* 1997; METCALF; EDDY, 2003). Porém, é possível que em maiores concentrações de OD no meio líquido haja a desnitrificação, como no caso de sistemas onde ocorrem a nitrificação e desnitrificação simultâneas.

### **3.4.3. Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas (NDS)**

Nos processos biológicos de tratamento, os maiores custos estão relacionados à aeração na etapa de nitrificação e a adição fonte de carbono na etapa de desnitrificação (ZOPPAS, *et al.* 2016). Uma das alternativas para otimização do processo é propiciar o desenvolvimento da nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS).

Para que esse processo aconteça, é necessário que haja um gradiente de OD no floco ou biofilme (Figura 3.5). Na parte mais superficial destes últimos, as concentrações de OD são maiores, o que favorece o crescimento de organismos heterotróficos e nitrificantes. Já nas partes mais profundas, há diminuição do OD, permitindo o desenvolvimento de zona anóxica favorável para as desnitrificantes (KHAN, *et al.* 2011). Para tanto, o ideal é se trabalhar com concentrações menores de OD (por exemplo, menores que 1 mg.L<sup>-1</sup>), que permitam essa estratificação nos flocos e biofilmes. Um exemplo é o trabalho de Bueno (2011), que verificou que, em sistema de lodos ativados de aeração prolongada recebendo efluente doméstico, que mesmo em concentrações de OD por volta de 0,3 a 0,8 mg.L<sup>-1</sup>, o processo de nitrificação não foi afetado e também houve desnitrificação.

Apesar disso, alguns trabalhos observaram que a nitrificação e desnitrificação simultâneas podem ocorrer em concentrações de OD superiores ao determinado como adequado para esse processo. Fu *et al.* (2010) estudaram sistema MBBR aeróbio visando a NDS sob diferentes cargas orgânicas. O OD variou entre 3 e 4 mg.L<sup>-1</sup>. A eficiência de NDS foi de 98,5% para a relação C/N de 8,9. Dessa forma, ao se utilizar a correta relação C/N, é possível economizar espaço e tempo, em relação aos processos tradicionais de remoção de nitrogênio, e ainda alcançar melhores eficiências de remoções dos poluentes. No entanto, muitas vezes não é possível trabalhar em tais condições em virtude das características intrínsecas ao efluente a ser tratado, o qual pode apresentar relação C/N bem diferente da considerada ideal.



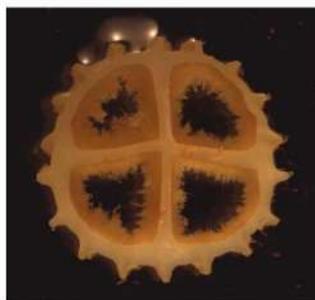
**Figura 3.5** - Representação do gradiente de OD em um biofilme e a ocorrência de NDS. Fonte: ONO, 2007.

Zhang *et al.* (2016) avaliaram diversas frações de recheio em um sistema MBBR para remoção de matéria orgânica e nitrogênio. As frações foram de 10%, 20% e 30%, para as quais a eficiência de NDS foi de 85,5%, 91,3% e 93,3%, respectivamente. As concentrações de OD do experimento foram relativamente elevadas, variando entre 5 e 6  $\text{mg.L}^{-1}$ .

### 3.5. MBBR

Os processos de tratamento são caracterizados como sendo de biomassa em suspensão ou aderida. Um exemplo de sistema com biomassa imobilizada é o reator de leito móvel com biofilme (MBBR, do inglês *Moving Bed Biofilm Reactor*), o qual utiliza meios suporte para a formação de biofilmes. Tal sistema pode ser operado em condições aeróbias, anaeróbias ou anóxicas (ØDEGAARD, 1999; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012).

A formação de biofilmes, como em um suporte de MBBR (Figura 3.6), proporciona algumas vantagens aos microrganismos quando comparado ao crescimento em suspensão. Eles ficam mais protegidos quanto à ação de agentes agressivos, como antibióticos, desinfetantes, radiação UV, protozoários (que seriam predadores) e desidratação (dificultada pela existência da matriz de substâncias poliméricas extracelulares (EPS)) (XAVIER *et al.*, 2003). Além disso, a formação de biomassa imobilizada evita o arraste de microrganismos do reator, sobretudo quando o reator é submetido a distúrbios operacionais (choques de carga, compostos inibidores, etc.).



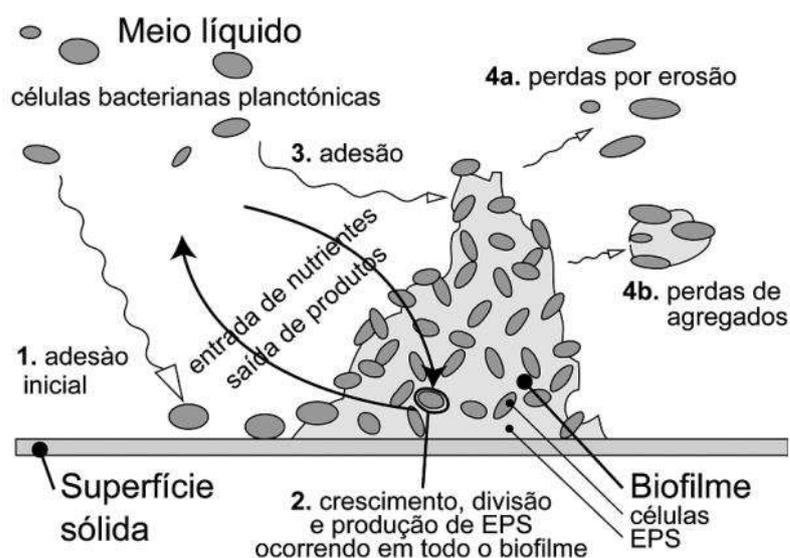
**Figura 3.6** - Imagem de biofilme formado em suporte de polipropileno, usado em MBBR.  
Fonte: Ødegaard, 1999.

As vantagens dos processos com biofilme são: as estações de tratamento podem ser construídas mais compactas; o efluente final é menos dependente de um processo de separação de sólidos, visto que a quantidade de sólidos em suspensão é cerca de 10 vezes menor do que em sistemas de lodo em suspensão; os microrganismos são mais especializados e permanecem em alta concentração no interior do reator, já que não há retorno de lodo. A difusão dos compostos no biofilme é um ponto chave do processo MBBR. Por isso, é importante a manutenção de uma adequada espessura de biofilme, sendo obtida através da turbulência no reator, fazendo com que os suportes móveis se choquem entre si. Outro ponto importante da turbulência é permitir o acesso dos substratos ao biofilme, facilitando o contato entre o líquido e a biomassa, especialmente em biofilmes espessos (ØDEGAARD, 1999).

O biofilme varia de acordo com a carga superficial de DQO aplicada, quando em alta carga ( $30 \text{ gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ ), o biofilme é mais compacto, em uma carga moderada ( $10\text{-}15 \text{ gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ ) promove um biofilme um pouco mais fofo e menos denso, e em baixa carga ( $<5 \text{ gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ ), essa última condição é ainda mais acentuada (ØDEGAARD, 1999).

O processo de formação do biofilme segue algumas etapas, segundo Xavier *et al.* (2003) (Figura 3.7):

1. Fixação de células que antes estavam livres no meio líquido, na superfície (interna ou externa) dos suportes;
2. Com auxílio da produção e excreção de EPS, as novas células geradas vão sendo fixadas ao suporte;
3. Desprendimento de células individuais (erosão) ou de aglomerados maiores.



**Figura 3.7** - Etapas que ocorrem durante o processo de formação de biofilme. Fonte: Xavier *et al.*, 2003.

O crescimento de biofilmes pode ser explicado através dos fenômenos de transferência. Em ambientes com biomassa em suspensão, o soluto é transportado para o floco, ou vice-versa, sem dificuldade e de maneira rápida, não sendo limitante para os bioprocessos que ocorrem nas células. Já em sistemas com biofilmes, devido à espessura do mesmo nos suportes, são criados gradientes de soluto no interior do biofilme, o que torna o processo de difusão limitante para os bioprocessos celulares (STEWART, 2003; XAVIER, *et al.*, 2003).

A área disponível para o crescimento de biofilme está relacionada com a área superficial do material suporte empregado. A área total no reator pode ser alterada com mudanças na razão de enchimento, sendo que o fator máximo, de acordo com Rusten, Kolkinn e Odegaard (1997), deve ser de 70%, com relação ao volume do reator vazio. Valores abaixo reduzem a quantidade de biofilme disponível para a degradação dos compostos e acima podem prejudicar a dinâmica do reator, fazendo surgir zonas

estagnadas. Outro ponto positivo é que o fator de enchimento pode variar de acordo com a carga a ser alimentada no reator.

Existem diversos tipos de suportes no mercado, sendo que os mais utilizados são os da AnoxKaldnes® (BASSIN, 2008; VANZETTO, 2012). São apresentadas na Tabela 3.2 algumas características de alguns suportes desenvolvidos pela empresa, fabricados em polietileno. Os valores relacionados às áreas para crescimento microbiano contabilizam apenas a parte interior dos suportes, visto que é nela onde o crescimento é mais intenso (RUSTEN, *et al.*, 2006).

**Tabela 3.2** - Características de alguns tipos de suportes.

	<b>Tipo de Suportes</b>				
	K1	K2	K3	BiofilmChip M	AMBIO
<b>Diâmetro Nominal (mm)</b>	9,1	15	25	48	25
<b>Comprimento Nominal (mm)</b>	7,2	15	12	2,2	25
<b>Densidade Aparente (kg.m<sup>-3</sup>)</b>	150	95	100	-	-
<b>Área Específica Superficial (m<sup>2</sup>.m<sup>-3</sup>)</b>	500	350	500	1200	600
<b>Área Específica Superficial a 60% de Enchimento (m<sup>2</sup>.m<sup>-3</sup>)</b>	300	210	300	720	360

Fonte: Rusten, *et al.*, 2006; Oliveira, 2008; Biase, *et al.* (2019).

### 3.5.1. Aplicações do MBBR

Iannacone *et al.* (2019) investigaram a remoção simultânea de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo em um sistema MBBR preenchido com suportes do tipo AnoxKaldnes K1 (fração de enchimento de 40%) e submetido a baixo teor oxigênio dissolvido. Foi empregado efluente sintético com características similares ao esgoto doméstico. Os regimes empregados se basearam no uso de diferentes razões C/N (2,7 a 5,6) e TRH de 1 e 2 dias. A maior atividade nitrificante foi verificada quando a relação C/N de 2,7 foi empregada, já a desnitrificação foi para uma relação de 4,2. Quando C/N

foi igual a 4,2, foram observadas as melhores remoções de DQO (100%), nitrogênio inorgânico total (68%) e fósforo (72%). Outra vantagem inerente à tecnologia, descrita pelos autores, se refere às menores dimensões de reatores e a não necessidade de reciclo de lodo, como é comum em sistemas convencionais de lodos ativados.

Feng *et al.* (2012) analisaram diferentes frações de recheio (20%, 30% e 40%) em um sistema de MBBR com suporte de espuma de poliuretano, sob aeração (OD por volta de 4 a 6 mg.L<sup>-1</sup>). Os autores observaram que a quantidade de suportes não alterou os valores de remoção de DQO, permanecendo em média 81%. No entanto, em relação à amônia, quanto maior a fração de recheio, maior a eficiência alcançada, 20%, 37,4% e 96,3% para as frações de 20%, 30%, 40%, respectivamente. Tal resultado pode ser explicado pela maior quantidade de bactérias nitrificantes em maiores quantidades de suportes.

Zinatizadeh e Ghaytooli (2015) avaliaram a remoção de matéria orgânica e nitrogênio em sistema MBBR com nitrificação e desnitrificação simultâneas (SND). Foram utilizados dois reatores com suportes distintos, sendo no primeiro o AnoxKaldnes K3 e no segundo *Ring Form*. A remoção de matéria orgânica foi similar para os dois sistemas, sendo 85% e 88% para o K3 e *Ring*, respectivamente. Devido à estrutura geométrica do *Ring*, a desnitrificação foi facilitada, com taxa máxima de desnitrificação em 90 mgN.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, enquanto que para o K3 foi de 70 mgN.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, em OD igual a 3 mg.L<sup>-1</sup>.

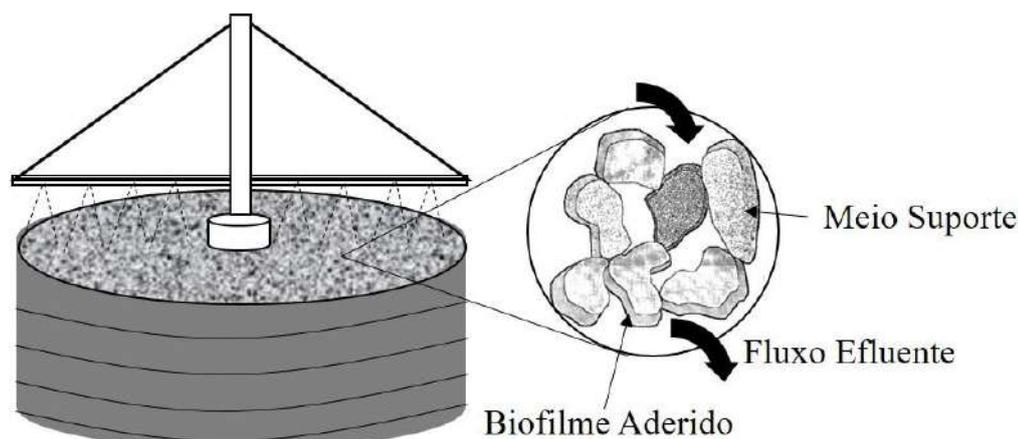
Aygun *et al.* (2008) verificaram o impacto de alta carga de matéria orgânica no desempenho de um sistema MBBR. As cargas aplicadas foram de 6 a 96 gDQO.m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup>, sendo que a remoção decaiu com o aumento dessa última, de 95,1% a 45,2%. Foi observado que a quantidade de biomassa aderida aos suportes cresceu com o aumento da carga orgânica durante os regimes. Alguns outros autores também averiguaram o uso de sistemas de MBBRs recebendo altas cargas, como descrito na Tabela 3.3.

**Tabela 3.3** – Trabalhos que fizeram uso de sistemas de MBBRs de altas cargas para o tratamento de efluentes

Autores	TRH	Carga de N aplicada	Carga de DQO aplicada	Remoção de N	Remoção de DQOs	Desnitrificação
Abassi <i>et al.</i> , 2017	25-54 min	-	17-39 kg/d <sup>1</sup>	-	24 – 38 mg.L <sup>-1</sup>	-
Magdum <i>et al.</i> , 2019	2h	0,5 kg.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	3,3 - 3,7 kg.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	15,4%	77,4%	-
	3h	0,16 kg.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	1,5 – 2,1 kg.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	30,8%	81,6%	-
Ødegaard <i>et al.</i> (2000)	18-52 min	-	60 g.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	-	30 g.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	-
Rusten <i>et al.</i> (1999)	2h	-	79 g.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	-	54%	-
Alizadeh, Ghoshal e Comeau (2019)	1h	-	11,2 g.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup>	-	89%	-

### 3.6. Filtros Biológicos

Os filtros biológicos de percolação (filtros percoladores) (Figura 3.8) são sistemas de baixo custo e com simples operação, por isso muito empregados em países em desenvolvimento. São tanques que contêm materiais suportes com alta permeabilidade, como pedras, pedaços de madeiras ou suportes de plástico. Atualmente, os suportes plásticos estão sendo mais empregados pois permitem que uma carga maior seja aplicada e promovem melhor aeração e molhamento do biofilme (FORBIS-STOKES, *et al.* 2018). O líquido é injetado na parte superior por meio de aspersores (distribuidor rotativo) e percola o filtro até os tubos de drenagem. Ao realizar esse caminho, o líquido entra em contato com o meio suporte, que por sua vez apresenta microrganismos aderidos na forma de biofilme. Os filtros são aeróbios, o que ocorre de forma natural devido aos espaços entre os suportes (CHERNICHARO; GONÇALVES, 2007).



**Figura 3.8** - Representação de um filtro biológico percolador. Fonte: Adaptado de Chernicharo e Gonçalves, 2007.

A classificação dos filtros biológicos é realizada com base na carga hidráulica e na carga orgânica (Tabela 3.4).

**Tabela 3.4** - Características dos filtros biológicos em função de sua capacidade.

Característica do projeto	Capacidade	Capacidade	Capacidade	Capacidade
	Baixa	Intermediária	Alta	Alta
<b>Meio Suporte</b>	Pedra	Pedra	Pedra	Plástico
<b>Carga hidráulica (<math>m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}</math>)</b>	<5	4 – 10	10 – 50	10 – 75
<b>Carga Orgânica (<math>kgDBO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}</math>)</b>	<0,3	0,2 – 0,5	<1,2	<3,0
<b>Desprendimento</b>	Intermitente	Intermitente	Contínuo	Contínuo
<b>Profundidade (m)</b>	1,5 – 3,0	1,5 – 2,5	1,5 – 2,5	4,0 – 12,0
<b>Presença de mosquitos</b>	Muito	Média	Pouco	Pouco
<b>Razão de recirculação</b>	0	0 – 1	1 – 2	1 – 3
<b>Eficiência de remoção DBO (%)</b>	80 – 90	80 – 85	80 – 90	80 – 90
<b>Nitrificação</b>	Sim	Possível	Não	Não

Fonte: Jordão e Pessoa, 2014.

Os filtros de percolação são principalmente desenvolvidos para a remoção de matéria orgânica. Mas também a nitrificação pode ocorrer e nesse caso as bactérias nitrificantes irão competir com as bactérias removedoras de matéria orgânica, quando o reator está operando sob baixas taxas hidráulicas e carga orgânica ( $1 - 3,5 m^3 \cdot m^{-2} \cdot dia^{-1}$  e  $0,08 - 0,24 kg \cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$  (SATOH *et al.*, 2000; Harnett, 2007). A dificuldade de se realizar

os dois processos simultâneos (remoção de carga orgânica e nitrogenada) se dá pois na parte superior do filtro ocorre principalmente a remoção a matéria orgânica, sendo que a nitrificação acontece nas partes mais profundas do tanque, onde já é escasso o oxigênio.

Algumas situações podem ser verificadas quando os filtros biológicos são utilizados, como a presença de poças d'água na superfície do filtro, que são geradas pelo acúmulo de efluente não percolado devido ao entupimento dos poros dos suportes (causado geralmente por elevada carga orgânica e seleção inadequada do meio suporte); presença de mosquitos, relacionada com a operação dos filtros, que apesar dos inconvenientes indica um bom equilíbrio biológico; e o mau odor ocasionado pela degradação anaeróbia que possa ocorrer em regiões desprovidas de oxigênio (JORDÃO; PESSOA, 2014).

Zhao *et al.* (2013) analisaram um filtro biológico para tratamento de efluente doméstico. Como meio suporte utilizaram cinzas. O filtro também foi separado em 4 unidades, para favorecer a ventilação natural. As remoções foram de 79,3% para amônia, 99% para fósforo, 84,2% para matéria orgânica e 77,5% para sólidos suspensos.

Os filtros biológicos, na literatura, são mais frequentemente empregados como pós-tratamento de reatores anaeróbios, como de sistemas UASB. São escassos os trabalhos que relatam seu uso com sistemas aerados, e até mesmo de MBBRs.

Em uma estação de tratamento da cidade de Teerã, os autores Nourmohammadi *et al.* (2013) analisaram a eficiência na remoção de nitrogênio total. O sistema era composto de um reator de Lodos Ativados seguido de um filtro biológico. O filtro foi responsável por remover cerca de  $26,5 \text{ mgNH}_4^+-\text{N.L}^{-1}$ , através da nitrificação, o que fez com que as concentrações de nitrato aumentassem de  $8,8 \text{ mgNO}_3^--\text{N.L}^{-1}$  para  $27 \text{ NO}_3^--\text{N.L}^{-1}$ .

Forbis-Stokes, Rocha-Melogno e Deshusses (2018) utilizaram diversos meios em filtros biológicos para receber efluente de digestão anaeróbia com elevadas cargas. As cargas aplicadas de DQO foram de  $0,38 \text{ kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  e de nitrogênio  $0,3 \text{ g.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . Foram avaliados como meio suporte biocarvão, carvão ativado granular, zeolite, Pall rings e cascalho. Sendo o carvão ativado granular o que apresentou melhores remoções de nitrogênio amoniacal 87% e de turbidez 91%.

Tanikawa *et al.* (2018) utilizaram dois filtros biológicos em sequência para receber efluente de reator anaeróbio. Os meios suportes eram formados por casca de coco. As concentrações afluentes eram de  $323 \text{ mgDQO.L}^{-1}$  e  $275 \text{ mg.L}^{-1}$  de nitrogênio total, sendo que a taxa de remoção de nitrogênio foi de  $0,12 \text{ gN.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ .

Zhang, *et al.* (2016) realizaram estudos em um filtro biológico percolador com ventilação natural que recebia o efluente de um sistema anaeróbio com membranas para tratamento de esgoto doméstico. Para favorecer a entrada de oxigênio, o filtro foi dividido em estratos e entre cada um havia um espaço vazio para circulação de ar. Foram comparados três meios suportes: esponja, zeólita e cerâmica, com áreas superficiais específicas de 20.000, 300 e 700 m<sup>2</sup>.m<sup>-3</sup>, respectivamente. Os resultados apontaram que a esponja propiciou melhores remoções de DQO (62,7%) e nitrogênio amoniacal (84,9%). Já a zeólita permitiu 46,2% de remoção de DQO e 52,2% de remoção de nitrogênio amoniacal enquanto o reator com cerâmica removeu 52,2% de DQO e 63,8% de nitrogênio amoniacal.

## 4. Materiais e Métodos

### 4.1. Efluente

O efluente utilizado nessa pesquisa foi preparado em laboratório (efluente sintético) de modo a possuir características similares ao esgoto doméstico. A composição foi definida com base no efluente utilizado por Bassin *et al.* (2012). Sua composição é apresentada na Tabela 4.1. Além dos componentes principais, foi adicionada uma solução de micronutrientes, cuja composição foi adaptada de Vishniac e Santer (1957) e está apresentada na Tabela 4.2, na razão de 0,5 mL por litro de efluente.

**Tabela 4.1** - Composição do efluente utilizado nesse estudo

<i>Composto</i>	<i>Concentração (mg.L<sup>-1</sup>)</i>
NH <sub>4</sub> Cl	189,28
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	31,43
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	971,00
NaHCO <sub>3</sub>	300,00
MgSO <sub>4</sub>	200,00
NaCl	570,00

**Tabela 4.2** - Composição da solução de micronutrientes.

<i>Composto</i>	<i>Concentração (mg.L<sup>-1</sup>)</i>
MnCl <sub>2</sub>	3220
CoCl <sub>2</sub>	880
(NH <sub>4</sub> ) <sub>6</sub> Mo <sub>7</sub> O <sub>24</sub>	1036
CuSO <sub>4</sub>	1004
ZnSO <sub>4</sub>	12354
FeSO <sub>4</sub>	2728
CaCl <sub>2</sub>	5540
EDTA	49310

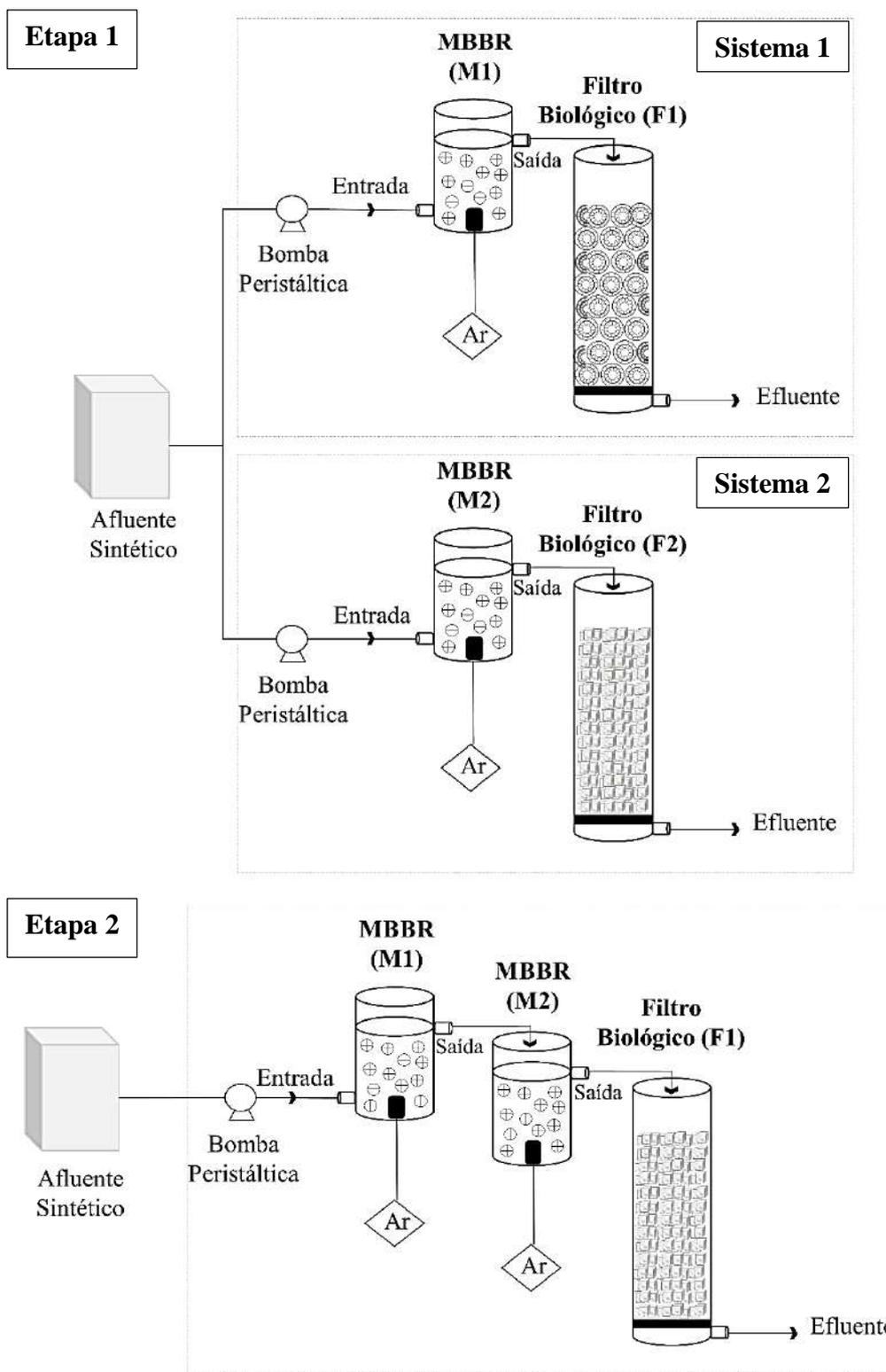
Glicose foi usada como fonte de carbono em uma concentração que permitisse obter uma DQO afluente de 550 mg.L<sup>-1</sup>. Cloreto de amônio foi adicionado como fonte de nitrogênio amoniacal no intuito de se obter concentração afluente de 60 mgN.L<sup>-1</sup>. Bicarbonato e fosfato monopotássico foram usados como fonte de alcalinidade e fósforo, respectivamente. A relação DQO/N/P do efluente foi de 100/11/1, sendo que a quantidade de nitrogênio foi superior a relação mínima de 100/5/1, a fim de que não houvesse limitação dos processos pelas concentrações de nitrogênio. A relação bicarbonato/nitrogênio amoniacal afluente foi de 9, para garantir alcalinidade suficiente

para a nitrificação, sendo a mínima recomendada de 6,22 (SANT'ANNA, 2013). Após o seu preparo, o efluente sintético foi armazenado sob refrigeração a 4°C, a fim de minimizar a sua degradação no recipiente de armazenamento.

## **4.2. Sistemas biológicos avaliados**

Nessa pesquisa, foram estudados dois sistemas (1 e 2) para o tratamento do efluente sintético. Ambos foram compostos por um MBBR seguido de um filtro biológico percolador (Figura 4.1).

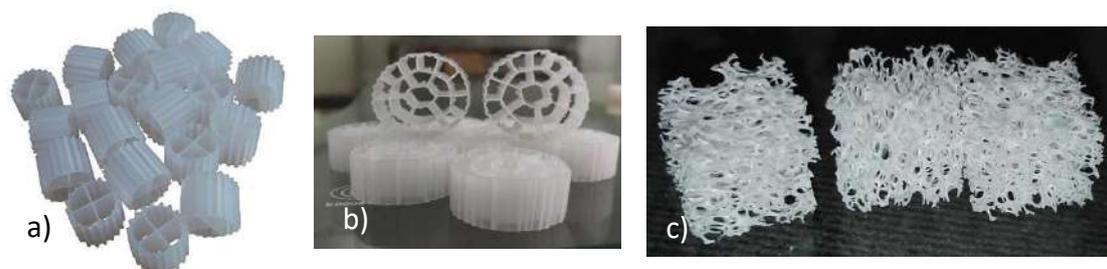
A pesquisa foi realizada em duas etapas: na Etapa 1, foram montados dois sistemas, que se diferenciavam pelo suporte utilizado no biofiltro (Figura 4.1). Os MBBR foram designados como M1 (para o Sistema 1) e M2 (para o sistema 2). O mesmo vale para os biofiltros, chamados de F1 (para o Sistema 1) e F2 (para o sistema 2). Na Etapa 2, os mesmos MBBRs da Etapa 1 (M1 e M2) foram inseridos em sequência, com o objetivo de simular um MBBR compartimentado em dois estágios. Devido ao volume total do MBBR ter dobrado, as concentrações dos componentes no afluente foram dobradas para que fossem mantidas as mesmas cargas aplicadas na Etapa 1. O filtro utilizado a jusante do MBBR na Etapa 2 foi o que continha suportes APG (B2), pois, como será visto posteriormente, foi o que apresentou melhor desempenho em relação à remoção de sólidos, quando comparado ao filtro com K3.



**Figura 4.1** - Esquema dos sistemas utilizados durante a pesquisa, tanto na Etapa 1 quanto na Etapa 2.

Os filtros também foram fabricados em vidro e possuíam 40 cm de altura e 6,5 cm

de diâmetro. Foram preenchidos até atingir o volume de 1 L. O filtro do Sistema 1 continha suportes do tipo K3 da AnoxKaldnes®, com diâmetro nominal de 25 mm, densidade aparente de  $100 \text{ kg.m}^{-3}$  e área específica superficial de  $500 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ . No Sistema 2 o filtro foi preenchido com suportes do tipo Aqua Porous Gel (APG), de formato cúbico, com lateral de 10 mm e área específica superficial de  $3000 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ . A Figura 4.2 permite a visualização dos suportes utilizados nos Sistemas 1 e 2.



**Figura 4.2** - Ilustração das *biomedia* utilizadas nos Sistemas 1 e 2: a) K1 da AnoxKaldnes®, usadas nos MBBR; b) K3 da AnoxKaldnes® usada no biofiltro do Sistema 1; e (c) Aqua Porous Gel (APG) usada no Sistema 2.

Os MBBRs foram alimentados pela sua parte inferior através de bombas peristálticas da marca LongerPump®, modelo BT100-2J, a fim de simular uma alimentação contínua. A movimentação do efluente dos MBBRs para os respectivos biofiltros nos Sistemas 1 e 2 ocorreu por meio da gravidade. Os biofiltros foram alimentados em sua parte superior, em um único ponto, dispensando o tradicional distribuidor rotativo, tipicamente usados em filtros percoladores, em função da dimensão reduzida da unidade laboratorial.

O biofilme dos suportes dos MBBR foi formado em um sistema de bancada composto por reator de Lodos Ativados e MBBR. O sistema era alimentado com efluente sintético com composição similar à esgoto doméstico real. O lodo utilizado para dar início à formação de biofilme (lodo de inóculo) foi coletado na Estação de Tratamento de Esgoto Alegria, no Rio de Janeiro. No começo da operação, os sistemas 1 e 2, já com os reatores M1 e M2 com biofilme previamente formado, foram submetidos a uma etapa de aclimação, cuja duração foi de 47 dias. Durante esse período, foram realizadas análises físico-químicas para monitorar o desempenho dos sistemas até que o mesmo atingisse a estabilidade, ou seja, as eficiências de remoção dos parâmetros avaliados fossem constantes.

Os MBBR foram aerados com ar comprimido, que era dissipado no reator com auxílio de pedras porosas. O ar também permitia que os suportes fossem movimentados

no reator. Os teores de oxigênio dissolvido ficaram entre 5 e 6 mg.L<sup>-1</sup>.

O sistema foi submetido a cinco regimes operacionais, quatro durante a Etapa 1 e um durante a Etapa 2. Na Etapa 1, foram realizadas mudanças no tempo de retenção hidráulica (TRH) de modo a variar a carga aplicada. Já na Etapa 2, a configuração do reator foi alterada, conforme mencionado anteriormente, embora mantendo a mesma cada última condição da Etapa 1. As características de cada regime podem ser visualizadas na Tabela 4.3. A ideia dos 4 primeiros regimes (Etapa 1) foi encontrar o mínimo TRH ou a máxima carga orgânica e nitrogenada que permitisse a remoção dos componentes solúveis (DQO solúveis e nitrogênio amoniacal). Já na Etapa 2, o objetivo era investigar se a adoção de uma configuração de 2 estágios levaria à alguma melhoria de desempenho mesmo sob carga que não havia permitido total remoção dos componentes solúveis na configuração de 1 estágio.

**Tabela 4.3** - Características dos regimes empregados nos sistemas de tratamento utilizados.

Etapa	Regimes	TRH (h)	COV <sup>a</sup> (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	CNV <sup>a</sup> (kgN.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	COS <sup>a</sup> (gDQO.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )	CNS <sup>a</sup> (gN.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )
1	1	3	4,8	0,48	24	2,4
1	2	2	7,2	0,72	36	3,6
1	3	1,5	9,6	0,96	48	4,8
1	4	1,75	8,3	0,83	41,4	4,2
2 <sup>b</sup>	5	1,75	8,3	0,83	41,4	4,2

<sup>a</sup> As cargas aplicadas foram calculadas apenas com base no volume do MBBR de cada sistema, pois essa era a unidade destinada ao tratamento do efluente sintético propriamente dito, sendo o filtro percolador destinado à remoção dos sólidos suspensos oriundos do MBBR.

<sup>b</sup> Na etapa 2, as cargas aplicadas ao sistema composto por M1 e M2, em sequência, são as mesmas do regime 4, pois, apesar das concentrações dos componentes do meio afluente terem sido dobradas, o volume do sistema também foi duas vezes maior.

### 4.3. Procedimentos Laboratoriais

#### 4.3.1. Nitrogênio Amoniacal

As concentrações de nitrogênio amoniacal foram obtidas por meio do método colorimétrico de Nessler, 4500C (APHA, 1992). As amostras foram filtradas em membranas com porosidade de 0,45 µm e então foi adicionado o reagente Nessler, composto de iodeto de mercúrio (HgI<sub>2</sub>) e iodeto de potássio (KI). As amostras foram agitadas e foi aguardado um tempo de 10 minutos. A leitura foi realizada em espectrofotômetro a 425 nm, e a concentração calculada com base na curva de calibração, preparada com cloreto de amônio (NH<sub>4</sub>Cl) como padrão. Essa análise foi realizada semanalmente em triplicata.

#### 4.3.2. Nitrito

O íon nitrito ocorre devido à oxidação da amônia e sua determinação foi realizada pelo método colorimétrico do reagente NED 4500 NO<sub>2</sub><sup>-</sup>B. Nesse método há a adição do reagente NED, composto por sulfanilamida, que em meio ácido provoca a diazotação e forma uma solução vermelho-púrpura, e N-(1-naftil) etilenodiamina. A leitura foi realizada em espectrofotômetro a um comprimento de onda de 543 nm. A curva de calibração foi realizada com nitrito de sódio (NaNO<sub>2</sub>). Essa análise foi realizada semanalmente em triplicata.

#### 4.3.3. Nitrato

O íon nitrato é gerado pela oxidação do nitrito e foi determinado pelo método colorimétrico Brucina (352,1) (APHA, 1976), pelo qual o NO<sub>3</sub><sup>-</sup> reage com a brucina em meio ácido, formando uma solução amarelada. Foram adicionadas soluções de ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> e água destilada) e solução de brucina, composta por sulfato de brucina ((C<sub>23</sub>H<sub>26</sub>N<sub>20</sub>)<sub>2</sub> H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O), ácido sulfanílico (NH<sub>2</sub>C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>SO<sub>3</sub>H) e ácido clorídrico (HCl). A leitura em espectrofotômetro foi realizada no comprimento de onda igual a 410 nm. Essa análise foi realizada semanalmente em triplicata.

#### 4.3.4. DQO

A Demanda Química de Oxigênio (DQO) representa a quantidade de oxigênio utilizado para a oxidação química dos compostos presentes nas amostras, os quais podem ser biodegradáveis ou não. Para a determinação da DQO total, as amostras não são filtradas, mas para a DQO solúvel é necessária a filtração. A DQO particulada foi obtida a partir da diferença entre a DQO total e a DQO solúvel.

A metodologia utilizada foi o método da digestão em refluxo fechado (5220 D) (APHA, 2005). O método consiste na adição de solução digestora, contendo dicromato de potássio (K<sub>2</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub>), ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) e sulfato de mercúrio (Hg<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>); e solução catalítica, composta de sulfato de prata (Ag<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) e H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, a tubos de DQO (Hach Co). A oxidação química é realizada em uma placa digestora a uma temperatura de 150°C por um período de duas horas. Após esse tempo, as amostras são arrefecidas à temperatura

ambiente. A leitura da cor é realizada em espectrofotômetro no comprimento de onda de 420 nm (DQO menor que 100 mg.L<sup>-1</sup>) e 600 nm (DQO maior que 100 mg.L<sup>-1</sup>). A curva de calibração é construída com base em diluições de solução de biftalato de potássio (C<sub>8</sub>H<sub>5</sub>KO<sub>4</sub>), que permite o cálculo da concentração de DQO com base nas absorvâncias. Essa análise foi realizada semanalmente em triplicata.

#### **4.3.5. Fósforo Total**

O fósforo total foi determinado como descrito no método colorimétrico Vanadato-Molibdato (4500 C-P). O reagente é composto por Metavanadato de Amônio (NH<sub>4</sub>VO<sub>3</sub>), HCl e Molibdato de Amônio ((NH<sub>4</sub>)<sub>6</sub>Mo<sub>7</sub>O<sub>24</sub>.4H<sub>2</sub>O). A curva de calibração foi elaborada com Fosfato de Potássio Monobásico (KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>) e a leitura foi realizada em espectrofotômetro no comprimento de onda de 420 nm. Essa análise foi realizada semanalmente em triplicata.

#### **4.3.6. Sólidos**

Foram realizadas análises de sólidos suspensos nas saídas dos MBBRs e nas saídas dos filtros biológicos a cada 15 dias. Também foram quantificados os sólidos aderidos aos suportes dos MBBR e dos filtros biológicos.

A determinação dos sólidos suspensos se baseou no método gravimétrico 2540D (APHA, 2005). Foram utilizadas membranas de fibra de vidro da Sartorius Stedim Biotech. Primeiramente, as membranas a serem utilizadas eram lavadas com água destilada, com auxílio de um sistema de microfiltração a vácuo e depositadas em cadinhos, para serem levadas a mufla por 2 horas a 550°C. Logo após o conjunto (membrana+cadinho) foi colocado em dessecador até atingir a temperatura ambiente, para que fosse pesado (P1) em balança analítica. Então, as amostras eram filtradas, cerca de 10 a 30 ml (V), e as membranas eram colocadas na estufa a 105°C por 24 h. Em seguida eram dispostas em dessecador e pesadas (P2). Em seguida, eram colocadas na mufla a 550°C por 1 h, posteriormente no dessecador para que o conjunto fosse pesado (P3). Com esses três valores (P1, P2 e P3) para cada amostra foi possível determinar os Sólidos Suspensos Totais (SST), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) e Sólidos Suspensos Fixos (SSF), de acordo com as Equações (4.1), (4.2) e (4.3):

$$\text{SST (mg.L}^{-1}\text{): } \frac{(P2-P1).10^6}{V} \quad (4.1)$$

$$\text{SSV (mg.L}^{-1}\text{): } \frac{(P2-P3).10^6}{V} \quad (4.1)$$

$$\text{SSF (mg.L}^{-1}\text{): } \frac{(P3-P1).10^6}{V} \quad (4.2)$$

Com relação à quantificação dos sólidos aderidos, estes foram retirados dos suportes com auxílio de escova odontológica. Para essa análise, foram utilizados dois suportes dos MBBRs retirados aleatoriamente dos reatores, pois o reator apresentava o comportamento de mistura perfeita. Já para o filtro de percolação, em função da estratificação da biomassa ao longo do leito (regiões apresentando mais ou menos sólidos), foram retirados dois suportes de cada 1/3 do reator, de modo que as análises fossem baseadas em três alturas do reator para garantir maior representatividade dos resultados. Os cadinhos usados na análise eram colocados na mufla por 2 h a 550°C, depois eram direcionados para a dessecadora e finalmente pesados (P1). Então, os sólidos imobilizados retirados dos suportes (dos MBBRs e dos biofiltros) eram colocados nos cadinhos e seguiam para a estufa a 105°C por 24 h. Logo em seguida, eram colocados no dessecador para serem pesados (P2). A última etapa consistia em colocar os cadinhos na mufla a 550°C por 2 horas, deixar esfriarem no dessecador e pesar (P3). As Equações (4.4) a (4.6) foram utilizadas para quantificar os Sólidos Aderidos Totais (SAT), Sólidos Aderidos Voláteis (SAV) e Sólidos Aderidos Fixos (SAF).

$$\text{SAT (mg.L}^{-1}\text{): } \frac{(P2-P1).nR}{nA.V} \quad (4.3)$$

$$\text{SAT (mg.L}^{-1}\text{): } \frac{(P2-P3).nR}{nA.V} \quad (4.4)$$

$$\text{SAT (mg.L}^{-1}\text{): } \frac{(P3-P1).nR}{nA.V} \quad (4.5)$$

onde: nR é o número de suportes em cada reator; nA é a quantidade de suportes utilizada na análise; V é o volume do reator.

A Produção de Lodo (PL) e a quantidade de biomassa produzida por massa de DQO removida, isto é, o fator de rendimento celular (Y) conforme as Equações (4.7) e (4.8) (SANT'ANNA, 2013).

$$PL = Q.X_e \quad (4.7)$$

$$Y = \frac{PL}{Q.(S_a - S_e)} \quad (4.8)$$

onde: Q é a vazão de entrada ou de saída ( $L.d^{-1}$ );  $X_e$  é a concentração de sólidos ( $gSSV.L^{-1}$ ) no efluente do reator;  $S_a$  é a concentração de matéria orgânica na entrada do reator ( $g.L^{-1}$ ); e  $S_e$  é a concentração de matéria orgânica na saída do reator ( $g.L^{-1}$ ).

#### **4.3.7. Polissacarídeos Totais**

O método utilizado para a quantificação de polissacarídeos totais está descrito em Dubois *et al.* (1956). Essa análise foi realizada semanalmente apenas para o biofilme dos MBBRs. Primeiro é necessário realizar extração dos polissacarídeos do biofilme, para isso são inseridos dois suportes de cada MBBR em um tubo Falcon de 15 mL com 5 mL de NaOH (1M), que é colocado em um banho-maria a 100°C por 5 minutos. Logo em seguida, o material era centrifugado e filtrado em membrana de 0,22  $\mu m$ . Os reagentes utilizados nessa análise são solução de fenol a 5% e  $H_2SO_4$  concentrado. A curva padrão é realizada com glicose e, como é um método colorimétrico, a leitura é realizada em espectrofotômetro no comprimento de onda de 490 nm.

#### **4.3.8. Proteínas**

Este método é baseado em Bradford (1976), e também foi realizado apenas para o biofilme dos MBBRs, em frequência semanal. A extração de proteínas do lodo segue o mesmo procedimento daquele realizado para a análise de polissacarídeos totais. O reagente utilizado é o reativo de Bradford, composto por Coomassie G e etanol. A curva de calibração é feita com a solução padrão de albumina de soro bovino (BSA), e as leituras são feitas no comprimento de onda de 595nm.

#### **4.3.9. Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura**

O método utilizado para medir pH foi o potenciométrico, e a análise foi realizada

com auxílio do pHmetro HANNA® modelo HI 2221, pelo qual também foi medida a temperatura. Tais parâmetros foram aferidos diariamente e não foram verificados valores fora dos limites estabelecidos como ótimos para a nitrificação.

#### **4.3.10. Oxigênio Dissolvido (OD)**

O oxigênio dissolvido (OD) foi averiguado por meio de um oxímetro da Instrutherm, modelo MO-900. O OD foi mensurado diariamente.

#### **4.3.11. Índice Volumétrico do Lodo (IVL)**

Para cálculo do IVL, foi utilizada a metodologia SM – 2710D (APHA, 2005). O conteúdo dos MBBRs foi colocado em proveta, agitado e deixado decantar por 30 minutos. Após esse tempo, era verificado o volume de lodo decantado ( $\text{mL.L}^{-1}$ ) e então era calculado o IVL, como a Equação (4.9). O procedimento foi realizado ao final de cada regime.

$$\text{IVL} = \frac{\text{Volume do lodo sedimentado (mL.L}^{-1}\text{)}}{\text{Sólidos Suspensos (mg.L}^{-1}\text{)}} \quad (4.9)$$

#### **4.3.12. Análises em Estereoscópio**

O acompanhamento da formação de biofilme e de possíveis mudanças no mesmo no decorrer dos regimes aplicados ao sistema foi realizado por meio de fotografias obtidas com auxílio de uma câmera digital acoplada ao estereomicroscópio Axio Imager M2m da Carl Zeiss, localizado no Laboratório de Corrosão da COPPE/UFRJ. As imagens foram obtidas de todos os reatores, a cada 15 dias. Para essa análise, os suportes foram retirados em três alturas distintas dos filtros biológicos. Para os MBBRs, a análise foi realizada com uma amostra aleatória retirada do interior do reator.

### **4.4. Cálculos**

#### **4.4.1. Cálculo das Eficiências**

As eficiências de remoção de diversos parâmetros foram calculadas com base na Equação 4.10.

$$\eta = [(C_i - C_f) / C_i] \cdot 100 \quad (4.10)$$

onde  $C_i$  é a concentração do parâmetro na entrada e  $C_f$  a concentração do mesmo na saída do reator (seja MBBR ou filtro percolador). O cálculo também foi feito para entrada e saída de cada unidade, assim como do sistema completo.

#### 4.4.2. Balanço de Nitrogênio

O balanço de nitrogênio foi calculado com base no nitrogênio sob as formas de  $\text{NH}_4^+$  (solúvel e na forma de nitrogênio incorporado na biomassa),  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$ , de acordo com a Equação (4.11).

$$[\text{NH}_4^+ - \text{N}]_E + [\text{NO}_2^- - \text{N}]_E + [\text{NO}_3^- - \text{N}]_E = [\text{NH}_4^+ - \text{N}]_S + [\text{NH}_4^+ - \text{N}]_A + [\text{NO}_2^- - \text{N}]_S + [\text{NO}_3^- - \text{N}]_S + [\text{N}]_{\text{Desnitrif.}} \quad \text{Equação (4.11)}$$

onde,  $[\text{NH}_4^+ - \text{N}]_E + [\text{NO}_2^- - \text{N}]_E + [\text{NO}_3^- - \text{N}]_E$  representam as concentrações de nitrogênio sob a forma de íon amônio, nitrito e nitrato, respectivamente, na entrada do sistema; e  $[\text{NH}_4^+ - \text{N}]_S + [\text{NO}_2^- - \text{N}]_S + [\text{NO}_3^- - \text{N}]_S$  representam as concentrações de nitrogênio sob a forma de íon amônio, nitrito e nitrato, respectivamente, na saída do sistema;  $[\text{NH}_4^+ - \text{N}]_A$  representa a quantidade de nitrogênio amoniacal que foi incorporado à biomassa para crescimento (calculado considerando o teor de nitrogênio na biomassa como sendo em torno de 10%); e  $[\text{N}]_{\text{Desnitrif.}}$  corresponde ao nitrogênio que passou para a forma gasosa por meio da desnitrificação.

#### 4.4.3. Análise Estatística

A análise estatística foi baseada no teste paramétrico t-student e no teste não paramétrico Mann-Whitney. Para definir qual dos testes utilizar, foi aplicado o teste Shapiro-Wilk para verificar a normalidade dos dados. Quando os dados apresentaram normalidade, o teste paramétrico foi utilizado a fim de comparar os dados das amostras e quando não apresentou normalidade, o teste não-paramétrico foi empregado. Foi

considerado um nível de significância de 5%. As médias foram consideradas significativamente diferentes quando o p-valor foi menor do que o p-crítico, que corresponde a 0,05. Os testes foram aplicados com auxílio do *software* Sigma Plot.

## **4.5. Testes adicionais em regime de batelada e contínuo**

Ao fim de cada regime operacional, foram realizados testes de nitrificação (batelada), e desnitrificação (batelada e contínuo), a fim de determinar a máxima atividade nitrificante e desnitrificante, uma vez que as mesmas não podem ser obtidas a partir da operação do sistema contínuo (mantido sob limitação de substrato). Os procedimentos experimentais para realização dos testes estão descritos a seguir.

### **4.5.1. Teste de Nitrificação**

O teste tem o objetivo de quantificar a taxa específica máxima de nitrificação nos MBBRs com base no consumo de nitrogênio amoniacal ao longo de um determinado tempo. O teste é feito em batelada, no qual a alimentação dos reatores foi interrompida e um pulso de solução concentrada de  $\text{NH}_4^+$  foi adicionado de modo a obter concentração inicial no interior do reator de  $50 \text{ mgN.L}^{-1}$ . Em tempos pré-determinados (0, 15, 30, 45, 60, 90, 120, 180, 240 e 300 minutos), foram coletadas amostras e o  $\text{NH}_4^+$  foi quantificado. O teste foi realizado para o reator contendo sólidos suspensos e imobilizados nos suportes (tal como ocorre na operação convencional) e posteriormente apenas com os sólidos suspensos (LIMA, 2015). Essa metodologia foi realizada para identificar a relevância, tanto dos sólidos suspensos, quanto do biofilme, no processo de nitrificação.

### **4.5.2. Teste de Desnitrificação**

O teste tem o objetivo de quantificar a taxa específica máxima de desnitrificação com base no consumo de nitrato ao longo de um determinado tempo nos MBBRs. Durante esse teste, o reator foi aerado da mesma forma conforme mantido sob condições normais de operação. O objetivo foi determinar a existência de atividade desnitrificante mesmo em condições de elevado OD, sendo esse teste também sendo feito em batelada, durante o qual a alimentação dos reatores foi desligada e um pulso de solução concentrada de

$\text{NO}_3^-$  e de glicose (expressa em termos de DQO) foi adicionado no intuito de obter concentração de  $\text{NO}_3^-$  e DQO inicial de  $50 \text{ mg.N.L}^{-1}$  e  $350 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Portanto, a relação DQO/N inicial foi de 7, valor escolhido para evitar limitação de fonte de carbono para a desnitrificação. Tomou-se cuidado para não haver amônia residual dentro do reator para que a mesma não fosse nitrificada a nitrato e prejudicasse a análise dos resultados. Em tempos pré-determinados (0, 15, 30, 45, 60, 90, 120, 180, 240 e 300 minutos), foram coletadas amostras para análise de nitrito e nitrato. O teste foi realizado para o reator com sólidos suspensos e aderidos a suportes (LIMA, 2015). Essa metodologia foi realizada para identificar a relevância, tanto dos sólidos suspensos, quanto do biofilme, no processo de desnitrificação.

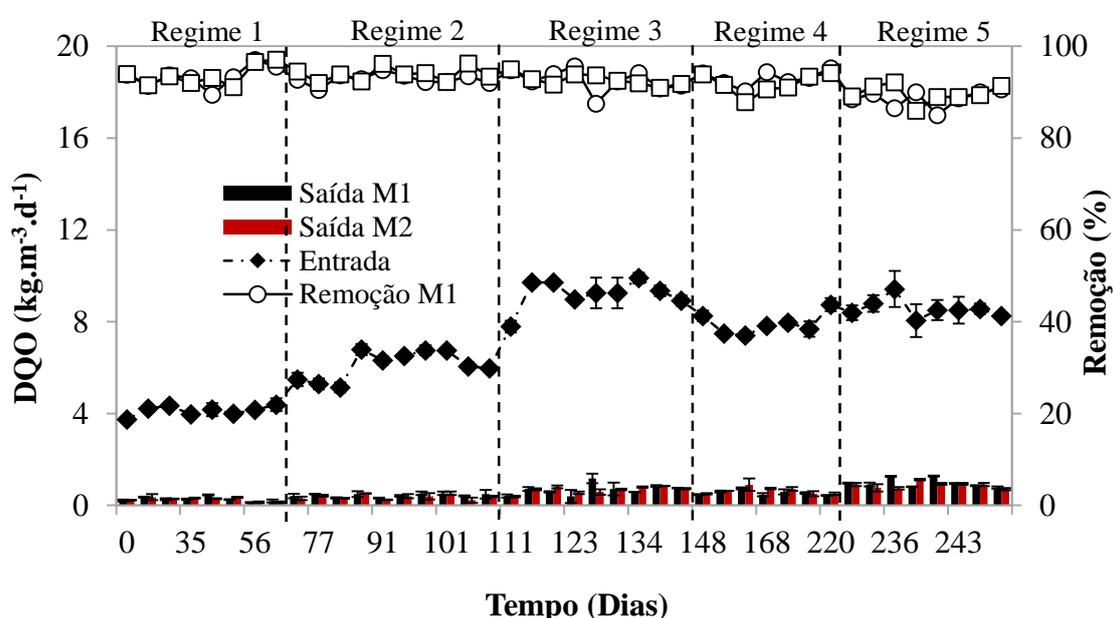
#### **4.5.3. Teste de desnitrificação em regime contínuo**

O teste de desnitrificação em regime contínuo teve por objetivo complementar o teste realizado em batelada (descrito no item 4.5.2), e, portanto, verificar a existência do processo de desnitrificação nos MBBRs, mesmo em condições de elevado OD. Para tanto, o efluente sintético alimentado ao reator foi preparado sem  $\text{NH}_4\text{Cl}$  (para evitar a presença de amônia que seria oxidada a nitrato), e esse composto foi substituído pela adição de  $\text{NaNO}_3^-$ . As concentrações de nitrato utilizadas foram definidas com base na taxa volumétrica de consumo desse íon, determinada no teste de desnitrificação em batelada. Dessa maneira, o pulso de solução concentrada de nitrato foi feito de modo que fosse aplicada uma taxa volumétrica duas vezes superior à taxa volumétrica de remoção de nitrato observada no teste em batelada. Esse procedimento foi realizado para evitar limitação de nitrato que poderia dificultar a interpretação da atividade máxima de redução desse composto pelo processo de desnitrificação. Esse teste foi realizado após cada regime estudado. Os sistemas ficavam sendo alimentados com o afluente contendo apenas nitrato como fonte de nitrogênio por um tempo equivalente a quatro vezes o TRH do respectivo regime para garantir a troca total do volume do reator, e após o término desse período, eram realizadas análises de DQO,  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$ , pH e temperatura.

## 5. Resultados e Discussão

### 5.1. Remoção de Matéria Orgânica

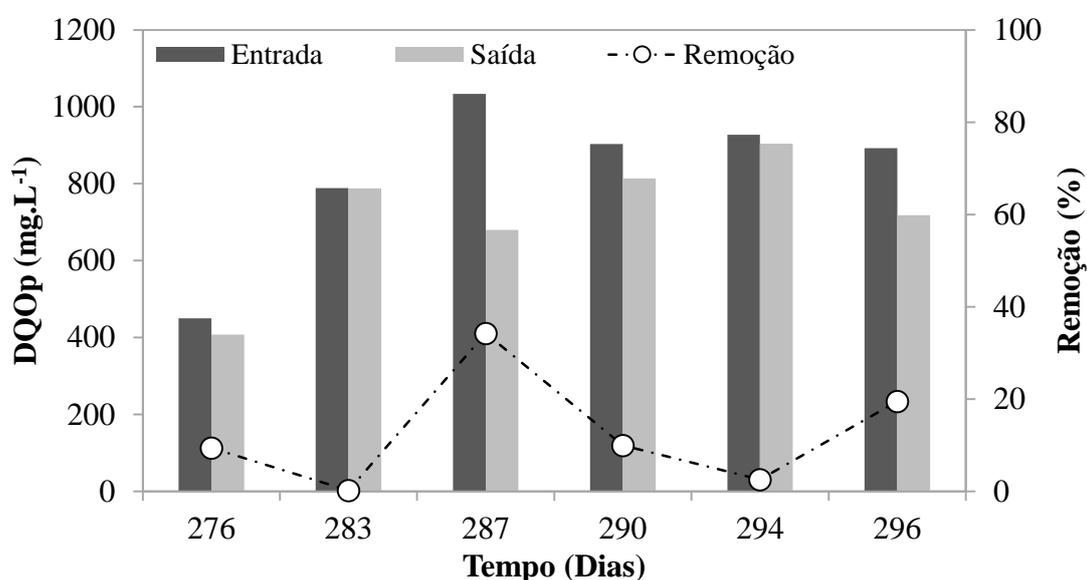
A carga de DQO solúvel na entrada e na saída dos MBBRs (M1 e M2 para os sistemas 1 e 2, respectivamente) e as eficiências de remoção obtidas durante a Etapa 1 (regimes 1 a 4) podem ser visualizadas na Figura 5.1. A entrada para ambos os sistemas foi a mesma, uma vez que a alimentação provinha do mesmo recipiente. Com o aumento das cargas aplicadas durante os regimes em função da redução do TRH, houve também sutil aumento nas cargas de saída dos reatores. As remoções de carga orgânica ficaram em média de 93,4%, 92,8%, 92,5% e 93,1% para o M1 e de 93,7%, 93,9%, 92,7% e 91,9% para o M2, para os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As cargas no efluente alcançaram médias iguais para os dois MBBRs durante os três primeiros regimes, isto é, 0,3, 0,4, 0,7 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, já no quarto regime as cargas médias de saída foram bastante similares, de 0,5 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e 0,6 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para o M1 e M2, respectivamente.



**Figura 5.1** - Carga de matéria orgânica solúvel (em termos de DQO filtrada) na entrada e na saída dos reatores M1 e M2 ao longo do tempo de operação. A eficiência de remoção está ilustrada no eixo y secundário. Para o regime 5, a remoção no M2 foi considerada a remoção cumulativa obtida nos dois reatores (M1 + M2).

No regime 5, apesar do M1 receber toda a carga afluente, este foi responsável pela remoção de praticamente toda DQO solúvel. A remoção global foi em média de 94,9%, sendo que apenas o M1 removeu em média 94,3%. A carga de DQO efluente do sistema

foi em média de  $0,44 \text{ kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ , não havendo diferença significativa entre a carga efluente do M1 (p-valor = 0,680) e do M2 (p-valor = 0,505). Entre os demais regimes, houve diferença significativa entre as cargas efluentes dos MBBRs, exceto entre os regimes 1 e 2. Vale lembrar que, durante o regime 5, o M2 recebia DQO particulada na forma de sólidos, oriundos do M1. Por esse motivo, era de se esperar que a DQO solúvel no efluente desse reator fosse maior em função da hidrólise do material particulado. A série temporal de DQO particulada, particularmente para o M2, está mostrada na Figura 5.2. A DQO particulada na entrada e saída desse reator, considerando valores médios, foi de  $832,5$  e  $718,3 \text{ mgL}^{-1}$ , respectivamente.



**Figura 5.2** – Valores correspondentes a DQO particulada (DQOp) na entrada e saída do M2 durante o regime 5. Assim como valores para remoções.

Os valores de DQO no efluente, cujo valor médio é de  $21 \text{ mg.L}^{-1}$ , podem ser atribuídos a produtos de degradação microbiana não biodegradáveis ou a compostos minoritários presente no efluente sintético que pudesse conferir alguma demanda de oxigênio.

Helness *et al.* (2005) estudaram a aplicação de um sistema MBBR recebendo altas cargas de esgoto doméstico para a remoção de matéria orgânica solúvel, e um posterior processo de separação de sólidos envolvendo coagulação com a aplicação de ferro e um polímero catiônico. O TRH do MBBR era de 60 minutos e o esgoto apresentava, em média,  $145 \text{ mg.L}^{-1}$  de DQO solúvel e o efluente do processo  $60 \text{ mg.L}^{-1}$ . Portanto, a remoção era em torno de 60% para uma carga aplicada de  $3.48 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . No caso

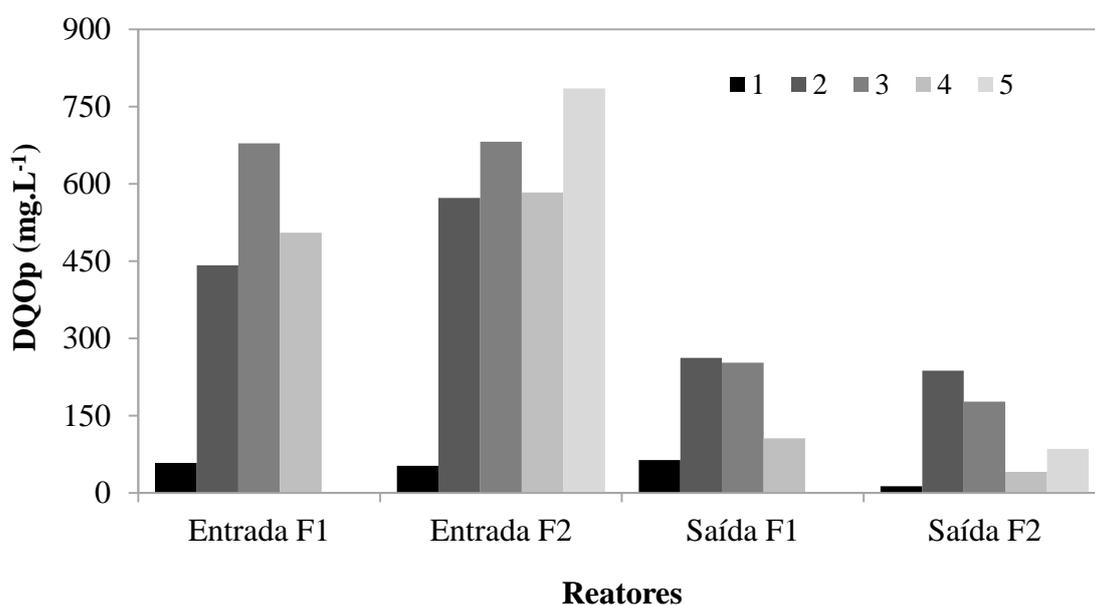
desse estudo, o menor TRH aplicado foi de 1,5 h (90 min), no regime 3, mas a carga orgânica aplicada foi superior àquela aplicada por Helness *et al.* (2005). Para essas condições, a eficiência de remoção de DQO solúvel foi acima de 93%.

Magdum *et al.*, (2019) investigaram a operação de um MBBR submetido a altas cargas e avaliação a sua capacidade de remoção de matéria orgânica e nitrogênio. O TRH variou de 2 a 3 horas e a carga de DQO variou de 1,21 a 4,59 kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. O meio sintético utilizado apresentou concentrações de 300 mg.L<sup>-1</sup> e de 45 mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N.L<sup>-1</sup>. As remoções de matéria orgânica foram maiores para o TRH de 3 horas, 81,47%, quando foram empregadas cargas de DQO variando de 1,21 a 2,39 kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Em TRH de 2 horas, a remoção de DQO atingiu em média 77,66%. Comportamento similar também foi observado nesse estudo, mas de forma menos acentuada. Para o M1, quanto maior a carga aplicada, menor foi a remoção, atingindo 92,5% para o regime 3. Já para o M2, esse comportamento apenas foi verificado entre os regimes 2 e 3, que com o aumento da carga as remoções passaram a ser 92,7%.

Abbasi *et al.* (2017) estudaram a aplicação de um MBBR de alta carga para propiciar a transformação de matéria orgânica solúvel e coloidal em particulada (na forma de sólidos produzidos), a fim de recuperar energia através da produção de metano. O sistema recebia esgoto doméstico real e foi avaliado em diferentes condições. A DQO solúvel efluente foi de 24 mg.L<sup>-1</sup> para a carga de 17 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (TRH de 54 min) e de 38 mg.L<sup>-1</sup> para a carga de 39 kgDQO. m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (TRH de 25 min). A maior concentração afluente de matéria orgânica com o aumento de carga, também foi determinado neste trabalho. Sendo que para a maior carga aplicada durante o regime 3, foram relatadas as maiores cargas efluentes, 0,7 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

Aygun *et al.* (2008) avaliaram a influência de alta cargas de DQO na operação de um MBBR com suportes K1 da AnoxKaldnes®. O fator de enchimento foi de 50%, o TRH de 8 horas e a DQO afluente variou entre 500 a 8000 mg.L<sup>-1</sup>. O aumento da carga de DQO superficial implicou em diminuição das remoções de DQO. Quando aplicada a menor carga, 6 gDQO.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>, a remoção foi de 95,1%, e quando aplicada a maior carga, 96 gDQO.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>, a remoção caiu para 45,2%. Nas maiores cargas, 48 e 96 gDQO.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>, o reator também apresentou os menores valores de oxigênio dissolvido, 0,83 e 0,3 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Segundo os autores, esse fato pode ter influenciado na diminuição da eficiência de remoção de DQO. Em cargas menores, o OD era de aproximadamente 3 mg.L<sup>-1</sup>. Neste trabalho, porém, o teor de OD foi superior a 5 mg.L<sup>-1</sup> mesmo na mais alta carga orgânica superficial aplicada no regime 3 (48 gDQO.m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>).

Com relação à remoção de matéria orgânica nos filtros percoladores, a Figura 5.3 permite visualizar os valores de DQO particulada (DQO<sub>p</sub>) na entrada e na saída do F1 e F2. As concentrações médias de DQO<sub>p</sub> no efluente em cada regime foram de 63,8, 262,1, 252,7 e 105,9 mg.L<sup>-1</sup> para o F1 e 12,9, 237,6, 177,2, 40,7 e 85,3 mg.L<sup>-1</sup> para o F2. Levando em conta os valores de DQO<sub>p</sub> afluente, as remoções para o F1 foram de -10,4%, 40,7%, 62,8% e 79,1% para os regimes 1, 2, 3 e 4. Já para o F2, as remoções foram de 75,4%, 58,51%, 74,1%, 93,1% e 89,2% para os regimes 1, 2, 3, 4 e 5. A remoção negativa obtida durante o regime 1 do F1 se deve ao maior valor de DQO<sub>p</sub> na saída em relação à entrada.



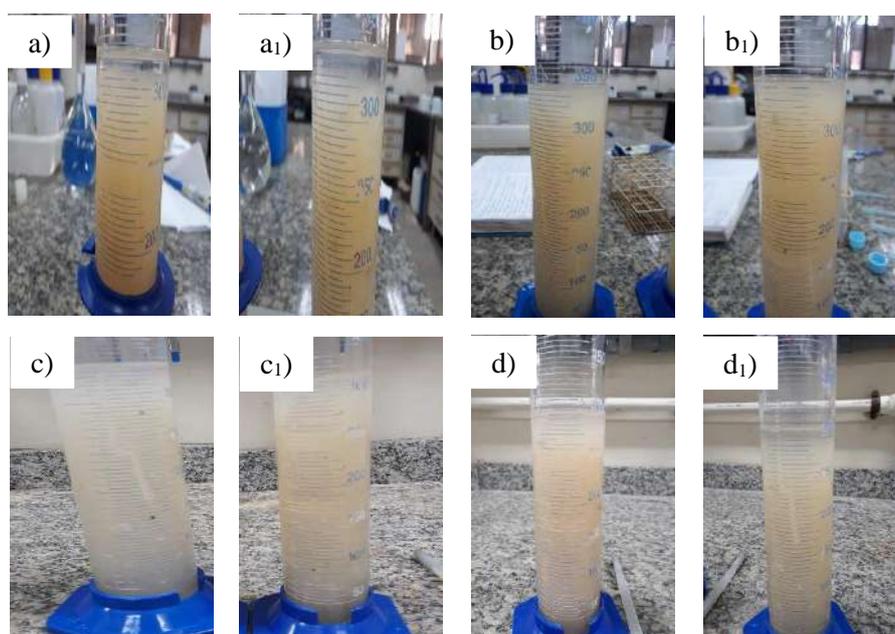
**Figura 5.3** - Teor de matéria orgânica particulada na entrada e na saída do F1 e F2 ao longo do tempo de operação.

As remoções obtidas no F2 foram maiores do que as apresentadas pelo F1 e podem ser explicadas pela configuração dos meios suportes usado em cada filtro percolador. A *biomedia* K3 do F1 apresenta espaços vazios muito grandes, o que não permitiu uma boa retenção dos sólidos, nem mesmo com o passar do tempo. Era esperado que, ao longo de sua operação, o biofilme crescesse nos suportes e permitisse maior adesão dos sólidos, possibilitando aumentar a remoção de DQO<sub>p</sub>. No entanto, com o aumento da carga empregada, o biofilme formado foi pequeno, e, por conseguinte, a remoção de matéria orgânica particulada foi reduzida em relação ao F2. Além disso, é válido ressaltar que houve o aparecimento de larvas de mosquitos no F1. Essas consomem matéria orgânica para o crescimento (HOLMES; CÁCERES, 2019), o que pode explicar alguma remoção adicional de DQO total.

Terán *et al.* (2017) utilizaram um filtro biológico preenchido com rochas vulcânicas de forma esférica para tratamento de efluente oriundo de um digestor anaeróbio tratando efluente de suinocultura. A DQO afluente variou de 2002 a 3074 mg.L<sup>-1</sup> e após o filtro a DQO passou a apresentar valores em torno de 117 a 203 mg.L<sup>-1</sup>, de modo que a remoção média tenha ficado em 93%. Remoções similares a apresentada pelo F2 durante o regime 4.

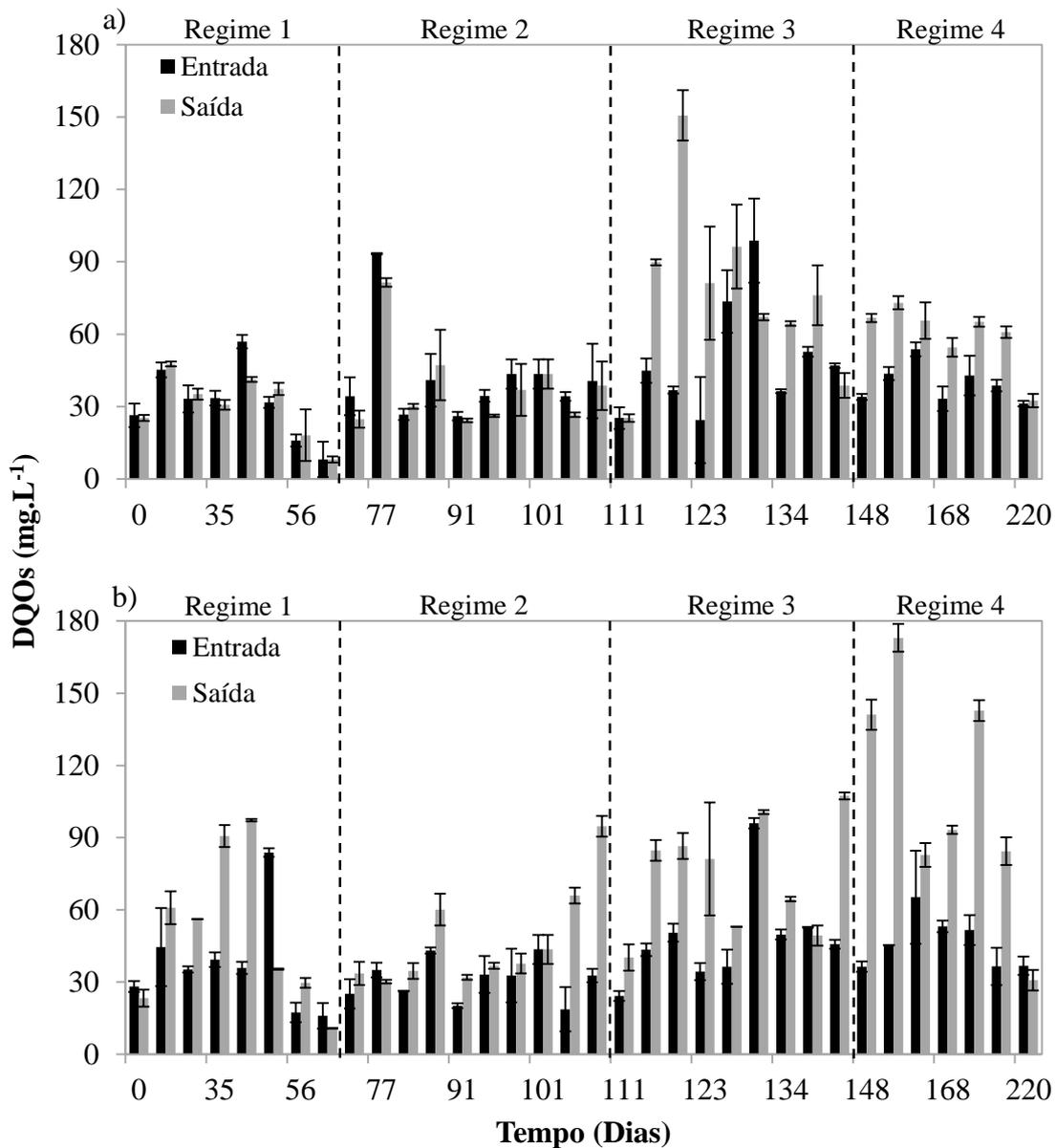
O uso de filtros se torna um método favorável para a separação de sólidos de sistemas que recebem alta carga devido à sedimentabilidade do lodo diminuir com o aumento de carga (ØDEGAARD *et al.*, 2000). Na verdade, vários estudos reportam a dificuldade de separar os sólidos a jusante de MBBR de alta carga (HELNESS *et al.* (2005); LIAO; RASMUSSEN; ØDEGAARD, 2003; SANCHEZ *et al.* (2018)). Young *et al.* (2016) reportaram a redução da sedimentabilidade do lodo em um sistema MBBR sob elevadas cargas, devido à presença abundante de espécies filamentosas.

No presente trabalho, essa dificuldade foi verificada por meio da análise do Índice Volumétrico do Lodo (IVL). Tal análise foi realizada apenas para os regimes 2, 3, 4 e 5. Observou-se que apenas no regime 2 da Etapa 1 e no reator M2 durante o regime 5 (Etapa 2), houve sedimentação do lodo. Dentre esses regimes, o regime 2 foi o que apresentou a menor carga. Para os regimes 3 e 4 e para o reator M1 durante o regime 5, não foi possível calcular o IVL, pois o lodo não sedimentou nada no período de 30 minutos. Fotografias do teste podem ser visualizadas na Figura 5.4.



**Figura 5.4** - Fotos dos testes de IVL para os sólidos dos reatores M1 (a, b, c, d) e M2 (a<sub>1</sub>, b<sub>1</sub>, c<sub>1</sub>, d<sub>1</sub>) durante os regimes 2 (a), 3 (b), 4 (c) e 5 (d), após 30 minutos de sedimentação.

Com relação à fração de DQO solúvel na saída dos filtros (Figura 5.5), os valores médios ficaram em 30,5, 37,9, 76,6 e 59,7 mg.L<sup>-1</sup> para o F1, e de 50,5, 46,9, 74,2 e 106,8 mg.L<sup>-1</sup> para o F2, para os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Levando em consideração os valores na entrada de filtro, as remoções foram de 2,9%, 9,1%, -56,8% e -50,7% para o F1 e de -34,5%, -51,2%, -54,1% e -130,2% para o F2, nos regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente.



**Figura 5.5** - Valores de DQO solúvel na entrada e na saída dos filtros F1 (a) e F2 (b) durante o tempo de operação da etapa 1.

Entre os filtros, não houve diferença significativa nas concentrações efluentes de matéria orgânica para os regimes 1, 2 e 3. Para o regime 4, a saída do F2 foi significativamente maior do que a do F1, com p-valor de 0,028.

Com relação aos valores médios de DQOs para o F2 durante o regime 5, observou-se remoção negativa média de -9,6%, o que repercutiu em DQOs efluente menor (em média de 69,8 mg.L<sup>-1</sup>) quando comparado ao obtido no regime 4 (em média 106,8 mg.L<sup>-1</sup>). Porém, não houve diferença estatisticamente relevante entre os resultados dos dois últimos regimes (p-valor = 0,076).

Observa-se que, na maioria dos regimes, houve remoção negativa, isto é, a DQO solúvel no efluente foi superior àquela no afluente, o que implica na geração de DQO solúvel nos filtros. Esse fato pode ser explicado pela hidrólise do material particulado, gerando DQO solúvel. Santiago (2018), operando um filtro submerso preenchido com suportes do tipo APG para pós-tratamento de efluente oriundo de sistema de lodos ativados, também observou um aumento de DQO solúvel após o efluente passar pelo filtro.

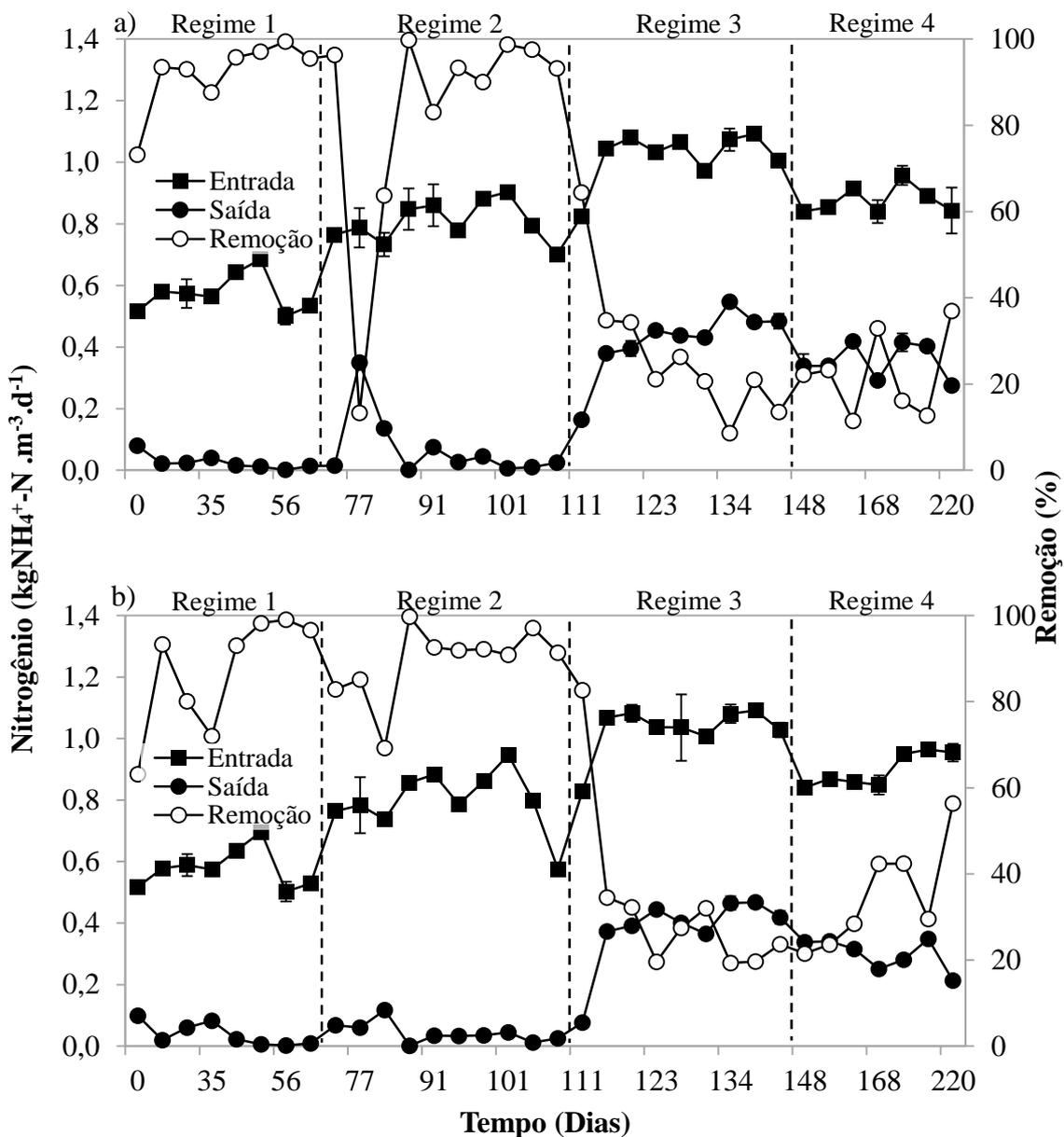
De acordo com a hipótese de morte-regeneração elaborada por van Haandel, Ekama e Marais (1981), o material celular retorna ao meio por meio da lise celular, sendo que parte dele se comporta como material inerte e outra parte é utilizada como substrato pelos microrganismos remanescentes no sistema. Caso não haja aceptores de elétrons como oxigênio ou nitrato/nitrito no meio, então o substrato lentamente biodegradável é acumulado no sistema.

## 5.2. Remoção de Nitrogênio

A Figura 5.6 apresenta as cargas de nitrogênio amoniacal afluentes e efluentes aos MBBRs dos Sistemas 1 (M1) e 2 (M2). As médias de entrada para os regimes 1, 2, 3 e 4 foram de 0,57, 0,81, 1,02 e 0,88 kgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para o M1 e de 0,58, 0,80, 1,03 e 0,90 kgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para o M2. Observa-se variações muito pequenas entre as entradas dos dois reatores, o que possivelmente se deve ao transporte do recipiente de armazenamento do efluente sintético para cada reator.

As remoções foram maiores durante o regime 1 para o M1 (95,5%), e durante o regime 2 para o M2 (94,6%). Os valores médios de remoção foram de 91,5%, 58,9% e 59,6% para o M1 durante os regimes 2, 3 e 4, respectivamente, e de 93,5%, 63,3% e

66,8% para o M2 durante os regimes 1, 3 e 4, respectivamente. Observa-se valores de remoção de amônia muito parecidos e superiores a 90% nos regimes 1 e 2 para ambos os MBBRs. Nessas condições, as cargas orgânica e nitrogenada superficiais não ultrapassaram  $24 \text{ gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$  e  $3,6 \text{ gN.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ , respectivamente. As concentrações efluentes de amônia para os regimes 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 3,3, 5,7, 26,2 e  $25,7 \text{ mg.L}^{-1}$  para o M1 e de 4,7, 3,6, 23,6 e  $21,6 \text{ mg.L}^{-1}$  para o M2. Vale ressaltar que houve uma tendência de aumento da eficiência de remoção de amônia ao longo dos dois primeiros regimes, o que não ocorreu nos regimes 3 e 4.



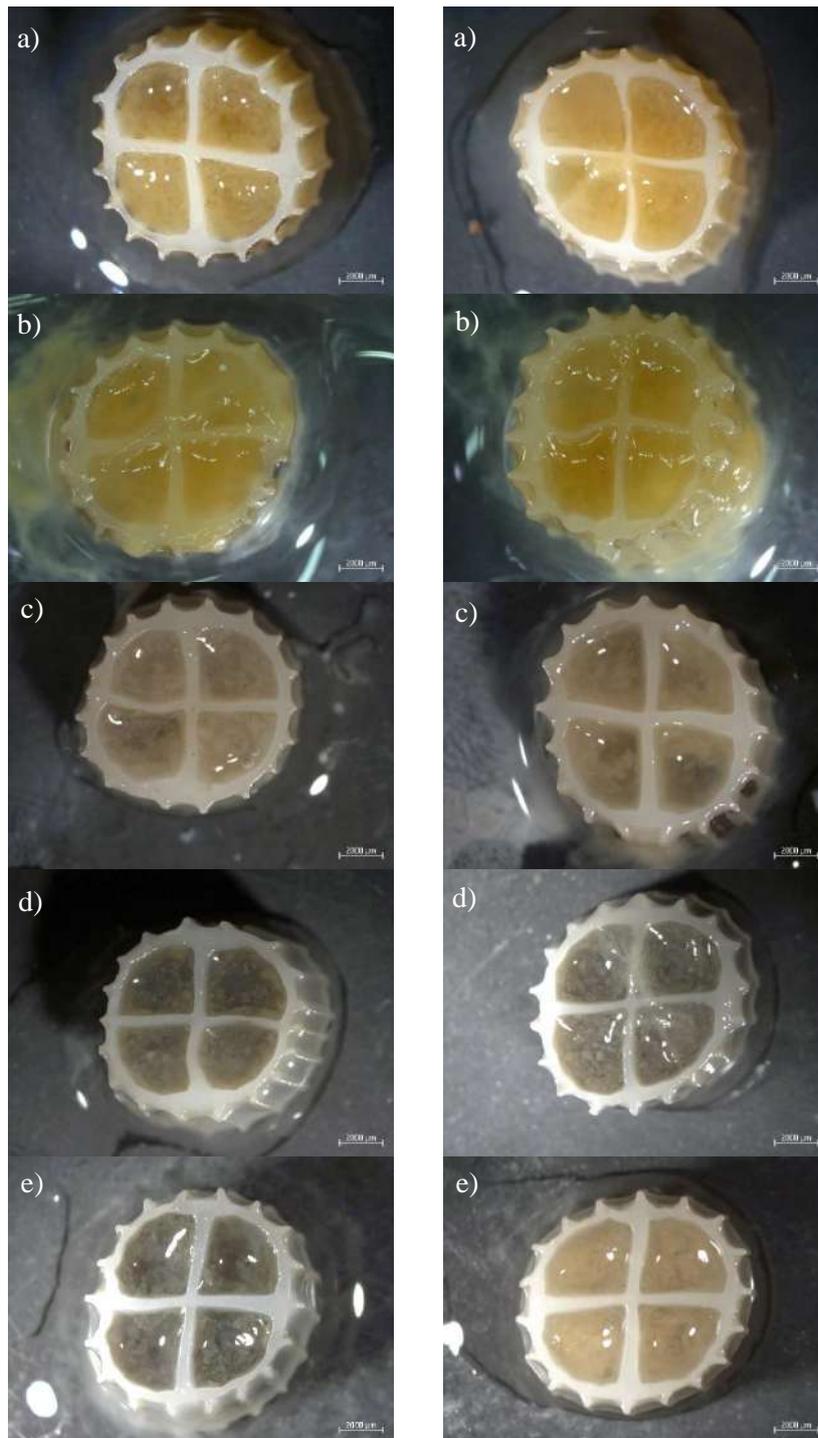
**Figura 5.6** – Cargas de nitrogênio amoniacal na entrada e saída do M1 (a) e M2 (b), assim como a eficiência de remoção (%).

A redução da eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal a partir do regime 3, no qual foram aplicadas as maiores cargas orgânicas e nitrogenadas, isto é,  $9,6 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  e  $0,96 \text{ kgN.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ , pode estar associada às maiores cargas orgânicas aplicadas, o que favorece o crescimento de organismos heterotróficos em detrimento dos autotróficos nitrificantes. A partir da metade do regime 3, o biofilme começou a desenvolver uma coloração mais escura, no início apenas na parte interna e posteriormente por todo o biofilme (Figura 5.7).

Além disso, passou a apresentar um cheiro desagradável, característico de sistemas anaeróbios onde ocorre, por exemplo, a geração de  $\text{H}_2\text{S}$ . No entanto, é válido ressaltar que a concentração de OD no meio líquido foi sempre superior a  $5 \text{ mg.L}^{-1}$ , não havendo redução desse valor em função da maior carga orgânica aplicada.

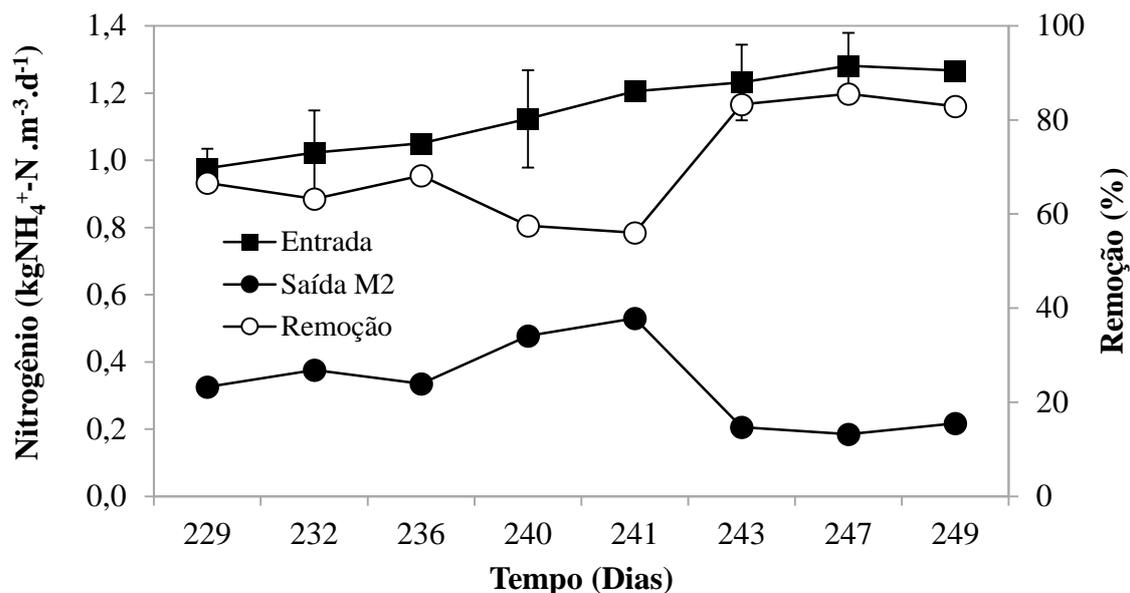
Características similares do biofilme foram observadas por Biswas e Turner (2011) que investigaram a comunidade microbiológica de sistemas MBBR em escala real que recebiam esgoto doméstico, sendo os suportes utilizados do tipo K1 da AnoxKaldnes<sup>®</sup>. Em um dos reatores foi verificada coloração escura do biofilme aderido e também odor sulfuroso. Foram determinadas concentrações apreciáveis de sulfetos, característica de locais com a presença de bactérias redutoras de sulfatos, comumente encontradas em ambientes anaeróbios. A redução de sulfato a sulfeto produz odor característico e produz precipitados de coloração escura.

Durante o regime 5 (reatores M1 e M2 dispostos em sequência), houve mudança na coloração do biofilme nos suportes do M2, que passou de cor escura para cor clara. Isso possivelmente se deve ao menor aporte de carga orgânica nesse reator durante o regime 5, visto que nesse sistema compartimentado de dois estágios, a carga afluenta era recebida pelo M1, o qual removia a maior parte da mesma.



**Figura 5.7** - Fotografias dos suportes do M1 (coluna à esquerda) e M2 (coluna à direita) nos regimes 1 (a), 2 (b), 3 (c), 4 (d) e 5 (e).

Com o menor aporte de carga orgânica no M2, a comunidade autotrófica pode ter sido favorecida. Tal fato pode ser comprovado pelos dados de nitrogênio amoniacal, apresentados na Figura 5.8.



**Figura 5.8** – Cargas de nitrogênio amoniacal na entrada e saída (saída M2) do regime 5 e remoção global do sistema

O valor de remoção média global foi de 71,1%, sendo superior ao apresentado pelo M1 (59,6%) e M2 (66,8%) durante o regime 4. Em termos de concentração de amônia efluente, durante o regime 4, os valores foram em média de 25,7 mgN.L<sup>-1</sup> para o M1 e de 21,6 mgN.L<sup>-1</sup> para o M2. Já no regime 5, a concentração média efluente ao sistema (M1+M2) foi de 48 mgN.L<sup>-1</sup>. Essa maior concentração efluente de amônia se deve ao fato de que a carga nitrogenada aplicada foi em torno de 1,0 kgN.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> no começo do regime 5, embora a mesma tenha atingido praticamente 1,2 kgN.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> ao longo dessa condição experimental.

Quando são calculadas as cargas efluentes, o valor para a etapa 2 fica entre aquelas do M1 e M2 durante o regime 4, sendo de 0,33 kgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para o regime 5, e de 0,35 e 0,29 kgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para o M1 e M2, respectivamente, durante o regime 4.

É possível afirmar que não houve diferença significativa entre as cargas de amônia na saída do regime 5 e as do regime 3 e 4, tanto para o M1 (regime 3: p-valor = 0,156; regime 4: p-valor = 0,68), quanto para o M2 (regime 3: p-valor = 0,449; regime 4: p-valor = 0,505). Com relação aos demais regimes da etapa 1, houve diferença significativa entre os valores das cargas de saída para todos os regimes, exceto para o regime 1 e 2.

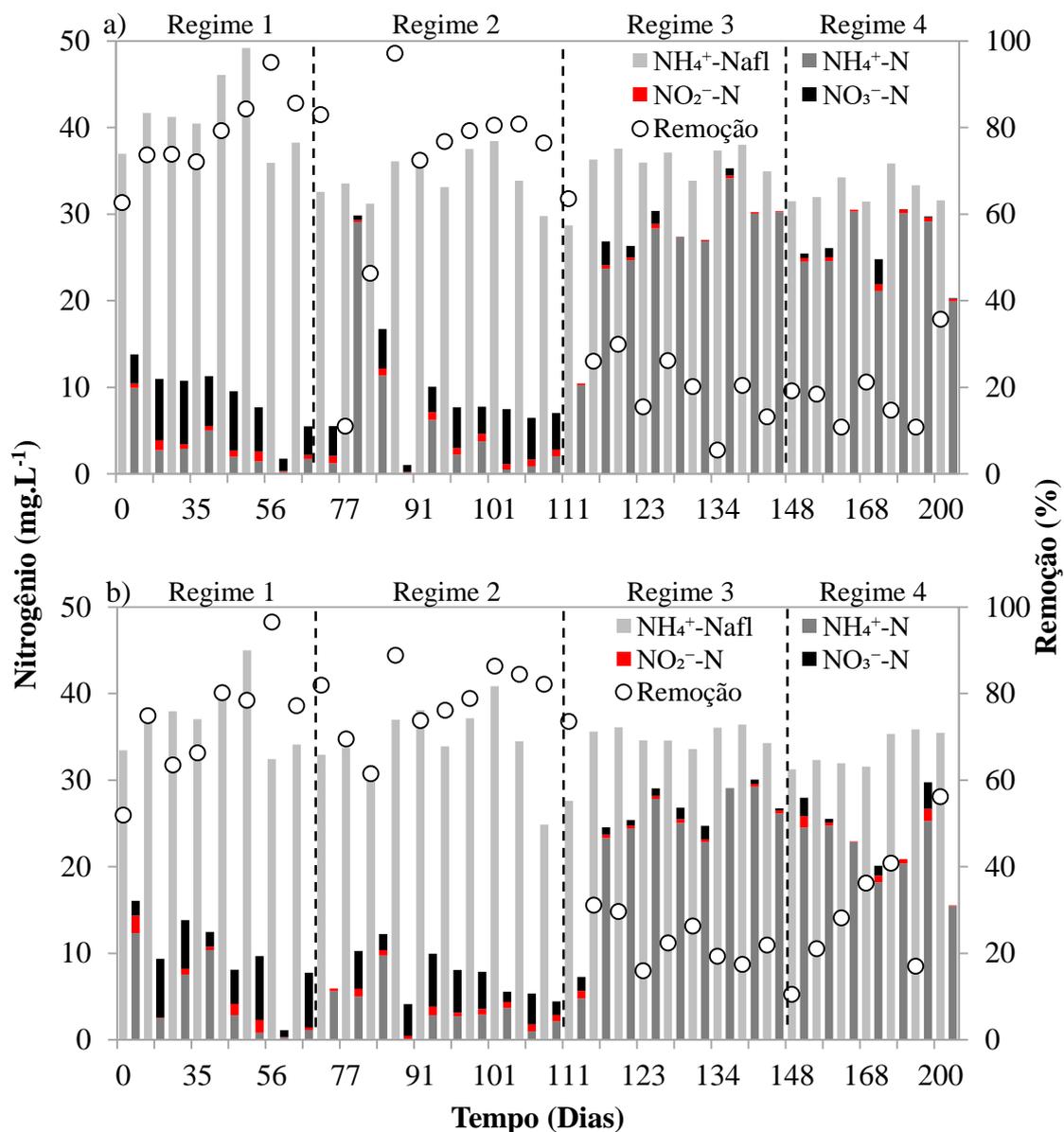
Young *et al.* (2017) estudaram sistemas MBBR em escala piloto recebendo afluente de uma lagoa de tratamento de esgoto doméstico. Os suportes utilizados eram do tipo K5 da AnoxKaldnes®. Quando as cargas superficiais de nitrogênio no afluente foram de 1,33 a 1,82 gN.m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup>, o nitrogênio amoniacal na saída dos reatores ficou entorno de 2

$\text{mgNH}_4^+\text{-N.L}^{-1}$ . Na maior carga aplicada, de  $2,32 \text{ gN.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ , as concentrações de nitrogênio amoniacal no efluente aumentaram para  $3,8 \text{ mg.L}^{-1}$ , sendo também observadas as maiores concentrações de nitrito para essa condição. Neste trabalho, a concentração efluente para a carga de  $2,4 \text{ gN.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$  foi próxima a obtida por Young *et al.* (2017), da ordem de  $3,3$  e  $4,7 \text{ mg.L}^{-1}$  para o M1 e M2, respectivamente. Com o aumento da carga nitrogenada para  $3,6 \text{ gN.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ , os MBBRs se mostram robustos, com pequeno aumento na concentração de amônia na saída do M1 ( $5,7 \text{ mg.L}^{-1}$ ) e redução da mesma na saída do M2 ( $3,6 \text{ mg.L}^{-1}$ ).

A remoção de nitrogênio amoniacal é atribuída a dois processos principais: remoção por assimilação e remoção por nitrificação. Desse modo, parte do nitrogênio afluente aos sistemas biológicos foi utilizado pela biomassa para crescimento. De acordo com van Haandel, Ekama e Marais (1981), por volta de 20% a 30% do nitrogênio afluente é incorporado pela biomassa, sendo que esse valor depende da carga orgânica aplicada, pois o crescimento heterotrófico é responsável pela maior parte da assimilação. Nos sistemas utilizados durante a pesquisa, a média de nitrogênio assimilado considerando todos os regimes operacionais foi de 46% para o M1 e 48% para o M2. Esses valores são elevados em função das altas cargas orgânicas aplicadas, que, por sua vez, repercutiram em elevada geração de lodo.

A Figura 5.9 permite visualizar as concentrações de nitrogênio solúvel na entrada ( $\text{NH}_4^+$ ) e na saída ( $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$ ) dos MBBRs durante os regimes 1, 2, 3 e 4. As concentrações de  $\text{NO}_2^-$ -N foram de  $0,6$ ,  $0,6$ ,  $0,3$  e  $0,4 \text{ mg.L}^{-1}$  para o M1 e de  $0,8$ ,  $0,6$ ,  $0,4$  e  $0,6 \text{ mg.L}^{-1}$  para o M2, enquanto que as concentrações de  $\text{NO}_3^-$ -N foram de  $5$ ,  $3,3$ ,  $0,8$  e  $0,6 \text{ mg.L}^{-1}$  para o M1 e de  $4,3$ ,  $3,3$ ,  $0,9$  e  $0,9 \text{ mg.L}^{-1}$  para o M2 nos regimes 1, 2, 3 e 4 respectivamente.

Para a etapa 1, houve diferença significativa entre as concentrações de NT de todos os regimes, exceto entre os regimes 1 e 2, e 3 e 4. De fato, quando se compara todos os regimes, as maiores diferenças entre as espécies nitrogenadas são encontradas para a concentração de amônia efluente, que para os regimes 1 e 2, são menores em função da maior eficiência de nitrificação. Devido a isso, nesses regimes de menor carga aplicada, ocorreu maior remoção de NT, pois a maior geração de nitrato por meio do processo nitrificante permitiu que esse pudesse ser desnitrificado na região anóxica do biofilme, ao contrário do ocorrido nos regimes de maior carga, nos quais a oxidação da amônia foi reduzida (3 e 4).

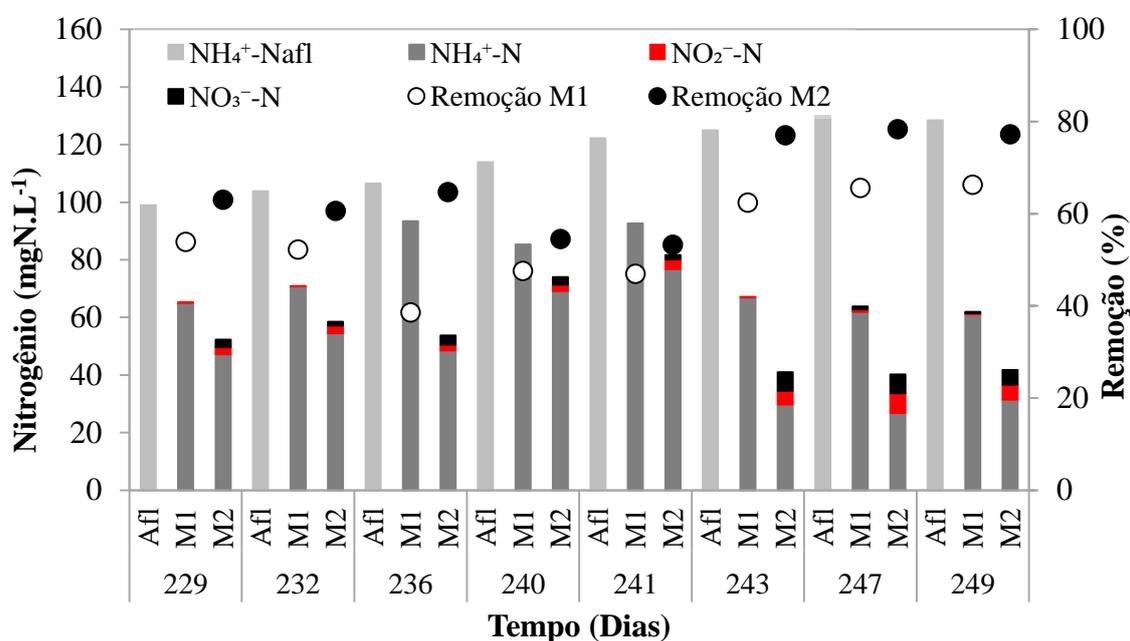


**Figura 5.9** – Concentrações de nitrogênio na entrada sob a forma de  $\text{NH}_4^+$  ( $\text{NH}_4^+\text{-N}_{\text{afI}}$ ) e na saída dos reatores, sob as formas de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$  (mostrados no gráfico como  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ,  $\text{NO}_2^-\text{-N}$  e  $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ), assim como valores de remoção do nitrogênio total.

As remoções de nitrogênio total foram, em média, de 87,7%, 85,1%, 57,8% e 58,9% no M1 e de 86,4%, 88,9%, 61,3% e 64,3% no M2, para os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Vale mencionar que o percentual relativamente baixo de remoção de nitrogênio total nos regimes 3 e 4 em ambos MBBRs são atribuídos à baixa remoção de amônia nessas condições.

Durante a etapa 2, visto que a matéria orgânica era consumida, em sua maioria, no M1, e a nitrificação (geração de nitrato) no M2, o processo de NDS não foi verificado,

pois não havia substrato orgânico externo para a desnitrificação. Esse fato pode ser observado na Figura 5.10.



**Figura 5.10** – Concentrações de nitrogênio na entrada sob a forma de  $\text{NH}_4^+$  ( $\text{NH}_4^+\text{-N}_{\text{afI}}$ ) e na saída dos reatores, sob as formas de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$  (mostrados no gráfico como  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ,  $\text{NO}_2^-\text{-N}$  e  $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ), assim como valores de remoção do nitrogênio total para o regime 5.

O processo de assimilação de nitrogênio resultou em uma remoção de nitrogênio amoniacal em média de 30% no M1 e 49% no M2. É válido ressaltar que o cálculo empregado para quantificar o nitrogênio assimilado no M2 foi diferente do utilizado para os demais regimes, pois o afluente desse reator continha sólidos oriundos do M1. Devido à hidrólise dos sólidos suspensos no M2, há um aumento das concentrações de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  no reator. Com isso, foi assumido que a entrada de nitrogênio amoniacal no M2 seria composta pela amônia na saída do M1 acrescida da amônia gerada pela hidrólise dos sólidos oriundos do M1 (calculada considerando o teor de nitrogênio no SSV como sendo de 10%), a qual foi estimada em  $28,5 \text{ mg.L}^{-1}$ . Sendo assim, estimou-se que a assimilação de nitrogênio no M2 foi de 49%.

Nos primeiros dias de operação do sistema na etapa 2, até meados do dia 241, foi possível perceber aumento das concentrações de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  na saída do M2. Um dos fatores que pode explicar esse aumento é que os reatores M1 e M2 foram colocados em sequência para a fase 2, e o primeiro reator recebeu toda a carga afluente. Com isso, o crescimento de heterotróficas foi favorecido no M1, pois apresentava maior disponibilidade de matéria orgânica, e o crescimento de autotróficas no biofilme foi possivelmente favorecido no

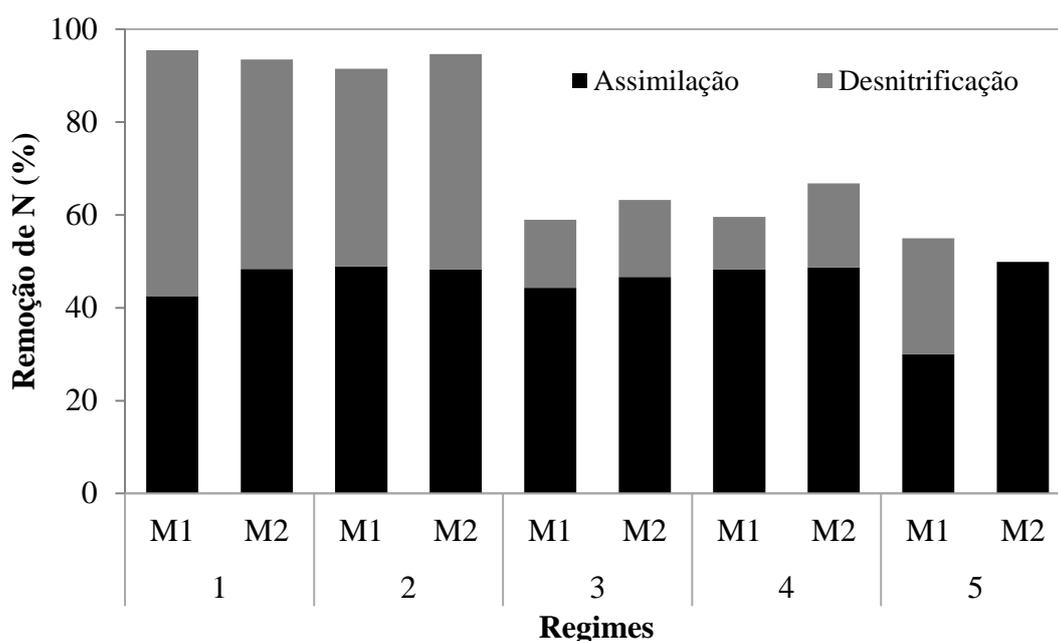
M2. Como o M1 recebia toda a carga afluyente, ocorreu maior geração de lodo (discutido no item 5.3), que adentrava no M2. Nesse último ocorreu a estabilização desses sólidos, gerando amônia, o que justifica as maiores concentrações de amônia na saída desse reator. Além disso, as bactérias heterotróficas presentes no biofilme do M2 podem ter sofrido lise celular e, por conseguinte, se despreendido do biofilme em função da limitação de substrato orgânico, praticamente consumido de forma integral no M1.

Após essa data, o efluente do M2 passou a apresentar menores concentrações de amônia em relação ao M1, mas ainda foram verificadas maiores concentrações de nitrogênio total, devido à geração de nitrito e nitrato pela nitrificação e a não redução dessas espécies pela desnitrificação (ausência de DQO solúvel disponível). De fato, isso pode ser observado para os dias 243, 247 e 249 (Figura 5.9), para os quais a magnitude da remoção de amônia foi acompanhada por igual geração de nitrito e nitrato.

A remoção de nitrogênio total durante o regime 5 (55,4%) foi inferior ao alcançado no regime 4, para o M1 (58,9%) e M2 (64,3%). Isso refletiu em uma maior carga de NT no efluente do regime 5, alcançando média de  $0,38 \text{ kgNT.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ , sendo superior ao M1 ( $0,37 \text{ kgNT.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) e M2 ( $0,32 \text{ kgNT.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) durante o regime 4. No entanto, não houve diferença significativa entre as cargas efluentes de NT para os regimes 5 e 4, nem para o M1 (p-valor = 0,781) nem para o M2 (p-valor = 0,214).

Levando em consideração o nitrogênio afluyente e o efluente, bem como o nitrogênio usado para crescimento, foi possível calcular o percentual de nitrogênio removido por outro processo, tal como uma eventual desnitrificação nas camadas anóxicas do biofilme. De acordo com essa análise, esse processo contribuiu para a remoção de 52,9%, 42,6%, 14,7%, 11,3% e 25% do nitrogênio no M1 e de 45,1%, 46,3%, 16,6%, 18,1% e 0% do nitrogênio no M2, para os regimes 1, 2, 3, 4 e 5, respectivamente (Figura 5.11).

Portanto, apesar dos sistemas serem aerados, e não possuírem câmara anóxica destinada à desnitrificação, é possível que esse processo tenha ocorrido, sobretudo quando se considera que o biofilme era bastante espesso, favorecendo o desenvolvimento de camadas anóxicas. De fato, a cor escura apresentada pelo biofilme especialmente a partir do regime 3, tal como apresentado anteriormente, sugere que o oxigênio não foi capaz de atingir regiões mais internas do biofilme. Nesse ambiente, o nitrato gerado pela nitrificação pode ser reduzido pelas bactérias heterotróficas, usando como fonte de carbono a glicose inserida no meio de alimentação. Desse modo, se estabelece o processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS) (ZHANG *et al.*, 2016).



**Figura 5.11** – Porcentagens referentes a remoção total de nitrogênio via assimilação e desnitrificação para o período estudado.

Wang *et al.* (2020) realizaram estudo em *wetlands* com efluente sintético. O sistema foi submetido à carga de nitrogênio de  $6,75 \text{ gN.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$  e de DQO de 135, 67,5, 40,5 e  $13,5 \text{ gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ , para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os regimes empregados no sistema foram caracterizados pela concentração de OD no meio, 0,8, 1,8, 3,5 e  $6 \text{ mg.L}^{-1}$  e pela variação da relação de DQO/N, de 2 a 20. Na menor concentração de OD aplicada, foram verificadas as maiores concentrações de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  no efluente, sendo que tal concentração decaiu com a diminuição da carga. O nitrogênio total efluente ficou por volta de  $25 \text{ mg.L}^{-1}$  quando a relação DQO/N foi igual a 20 e por volta de  $7,5 \text{ mg.L}^{-1}$  quando essa relação foi igual a 2. Já na maior concentração de OD, foram verificadas as menores concentrações de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  no efluente. Porém as concentrações de  $\text{NO}_3^-\text{-N}$  foram as maiores, sendo que o nitrogênio total ficou menor do que  $5 \text{ mg.L}^{-1}$  (nitrato menor do que  $1 \text{ mg.L}^{-1}$ ) quando a relação de DQO/N era de 20. Quando essa relação foi de 2, o nitrogênio total ficou por volta de  $38 \text{ mg.L}^{-1}$  (nitrato entorno de  $37 \text{ mg.L}^{-1}$ ). Na relação DQO/N de 10, tanto na menor, quanto na maior concentração de OD empregada, o nitrogênio total efluente ficou entre 10 e  $15 \text{ mg.L}^{-1}$ . A diferença foi que em menor OD havia mais  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  e em maior OD havia mais  $\text{NO}_3^-\text{-N}$ . Nesta pesquisa, a relação DQO/N afluente foi bem próxima a 10 e as concentrações de OD variaram entre 5 e  $6 \text{ mg.L}^{-1}$ , assim como o OD aplicado por Wang *et al.* (2020). Nessas condições, as

concentrações de nitrogênio total no efluente foram próximas a  $10 \text{ mg.L}^{-1}$  para os regimes 1 e 2 nos dois sistemas, sendo de 8,9 e  $9,7 \text{ mgN.L}^{-1}$  para o M1 e de 9,8 e  $7,5 \text{ mgN.L}^{-1}$  para o M2.

Di Bella *et al.* (2013) observaram, em sistema de lodo granular aeróbio, que mesmo com a presença de elevadas concentrações de OD no meio, 7 a  $8 \text{ mg.L}^{-1}$ , o processo de NDS ocorreu, havendo remoção de nitrato. Esse resultado foi explicado pelo tamanho dos grânulos, que permitiu um decaimento de OD da parte externa até a parte interna do lodo granular, permitindo a formação de zonas anóxicas. Tal fato é similar ao que ocorre em biofilmes espessos, como evidenciado na presente pesquisa.

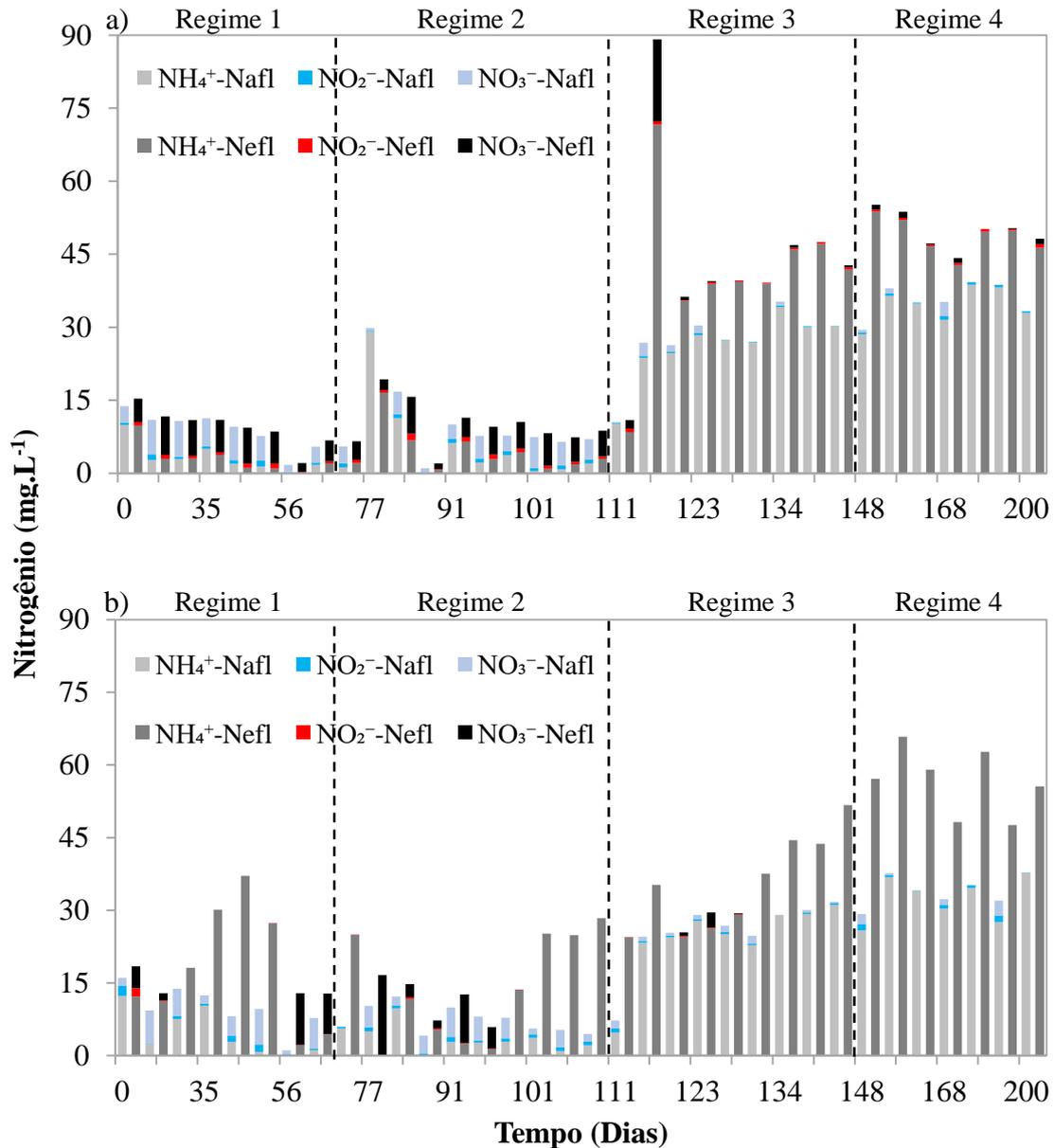
Os dados desse estudo, portanto, revelaram que grande parte do nitrogênio foi removida nos MBBRs. Inicialmente, pensou-se no uso dos biofiltros tanto para a remoção de sólidos suspensos, oriundos dos MBBRs, como para a desnitrificação do nitrato oriundo desses reatores usando o próprio lodo como fonte de carbono, já que não se imaginava que a desnitrificação se desenvolvesse em tais níveis sob condição de elevados teores de OD. De qualquer modo, foram realizadas análises para avaliar como seria a dinâmica dos compostos nitrogenados nos filtros F1 e F2.

Com relação às concentrações de nitrogênio dos filtros, a Figura 5.12 permite visualizar a distribuição de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$  na entrada e na saída dos filtros. As remoções muitas vezes foram negativas, indicando acréscimo da concentração dos compostos na saída dos filtros. Durante a etapa 1, em geral, as concentrações efluentes do F1 foram menores do que as do F2. Somente não houve diferença significativa entre as concentrações efluentes de NT nos filtros no regime 3 (p-valor = 0,251).

Com relação ao nitrogênio amoniacal, as remoções para o F1 foram de 7,9%, 20,3%, -56,1% e -41,3% e para o F2 foram de -277,2%, -284,9%, -45,6% e -74,5%, para os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Percebe-se, portanto, que, na grande maioria dos regimes (com exceção dos regimes 1 e 2 do F1), ocorreu remoção negativa de amônia, ou seja, sua concentração aumentou após passagem pelos filtros percoladores. A remoção negativa de amônia implica que houve a geração de amônia pela hidrólise da biomassa contendo nitrogênio orgânico.

Apesar do aumento da concentração de amônia em ambos os filtros percoladores, o processo de nitrificação ocorreu, visto que, considerando valores médios, as concentrações de nitrito e nitrato aumentaram, particularmente no F1. As concentrações médias de  $\text{NO}_2^-$  na entrada do F1 e F2 foram de 0,6, 0,7, 0,2 e  $0,4 \text{ mgN.L}^{-1}$  e 0,8, 0,6, 0,4 e  $0,6 \text{ mgN.L}^{-1}$ , respectivamente, enquanto que na saída desses reatores foram de 0,6, 0,7,

0,4 e 0,5 mgN.L<sup>-1</sup> e 0,3, 0,1, 0 e 0 mgN.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Já as respectivas concentrações de NO<sub>3</sub><sup>-</sup> na entrada do F1 e F2 foram de 5, 3,6, 0,7 e 0,7 mgN.L<sup>-1</sup> e 4,3, 3,1, 0,8 e 1,0 mgN.L<sup>-1</sup>, respectivamente, enquanto que na saída desses reatores foram de 5,8, 4,7, 2,3 e 0,7 mgN.L<sup>-1</sup> e 3,1, 3,5, 0,4 e 0 mgN.L<sup>-1</sup>, respectivamente.



**Figura 5.12** - Concentrações de nitrogênio na entrada do F1 (a) e F2 (b), sob a forma de NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup> e NO<sub>3</sub><sup>-</sup> (designados no gráfico como NH<sub>4</sub><sup>+</sup><sub>afI</sub>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup><sub>afI</sub> e NO<sub>3</sub><sup>-</sup><sub>afI</sub>), e na saída dos mesmos sob a forma dos mesmos compostos (designados no gráfico como NH<sub>4</sub><sup>+</sup><sub>efI</sub>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup><sub>efI</sub> e NO<sub>3</sub><sup>-</sup><sub>efI</sub>).

No que diz respeito ao emprego do F2 na etapa 2, o comportamento da amônia, nitrito e nitrato no regime 5 foi similar ao regime 4. Verificou-se um aumento na concentração de amônia na saída do filtro, de 48 mg.L<sup>-1</sup> na entrada para 78,4 mg.L<sup>-1</sup> na

saída, de modo que obteve-se remoção negativa de -63,3%. Esse aumento, no entanto, foi menor do que o observado durante o regime 4 (cuja remoção foi de -74,5%). Já com relação às concentrações de nitrito e nitrato no efluente do F2, essas foram em média de 0,4 e 0,3 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente, superiores aos valores observados durante o regime 4. Houve diferença significativa entre os resultados de nitrogênio total na saída do F2 obtidos no regime 5 e nos regimes 1, 2 e 3 (p-valor < 0,001), e também no regime 4 (p-valor = 0,045), o que permite concluir que durante o regime 5, o F2 apresentava maiores concentrações de NT efluente do que nos demais regimes.

Pode-se depreender então que o emprego dos suportes K3 no F1, com maior porosidade, favoreceu a difusão de oxigênio no biofilme formado, permitindo a ocorrência da oxidação de amônio a nitrito e nitrato. Apesar disso, muitas vezes a remoção de amônia pela nitrificação foi superada pela geração de amônia pelo processo de amonificação. Já o suporte APG, usado no F2, favoreceu a redução dos compostos de nitrogênio oxidados, tal como aponta os valores médios da concentração de saída desses compostos.

Em geral, os filtros percoladores operam em condições aeróbias, sendo o aporte de oxigênio realizado por tiragem natural, na superfície dos tanques. No entanto, em função do empacotamento do leito, e a grande quantidade de sólidos oriundo dos MBBRs, os biofiltros podem ter sido submetidos a condições anaeróbias, o que pode também explicar o aumento da concentração de amônia no efluente em relação à entrada. Com o aumento de carga e conseqüente maior geração de sólidos, a parte inferior do F1 ficou bastante preenchida, o que pode ter dificultado a difusão de oxigênio, de modo que condições anaeróbias prevalecessem. Já em relação ao F2, devido à menor porosidade do leito preenchido com suportes APG, os sólidos geraram pressão e compactaram o meio, deixando uma massa com aparência gelatinosa na superfície dos suportes (Figura 5.13). Isso possivelmente dificultou a chegada de oxigênio ao biofilme, promovendo condições anaeróbias. De fato, nesse sistema observou-se uma redução da concentração de nitrito e nitrato em relação à entrada, conforme valores médios reportados anteriormente.

O oxigênio dissolvido não foi monitorado nos biofiltros por limitações técnicas. No F1, o leito estático preenchido com os suportes K3 não permitiu a passagem da sonda em função de sua rigidez. Já no F2, preenchido com suportes APG, não havia lugar vazio no leito esponjoso que permitisse a entrada da sonda.

A análise do balanço de nitrogênio nos filtros percoladores se torna complexa pois existem inúmeras conversões ocorrendo simultaneamente. Há processos que consomem

as espécies nitrogenadas, tal como oxidação da amônia afluente pela nitrificação e redução do nitrito e nitrato (afluente ou gerado na nitrificação) pela desnitrificação, como também processos que geram amônia, tal como a hidrólise de material orgânico particulado.



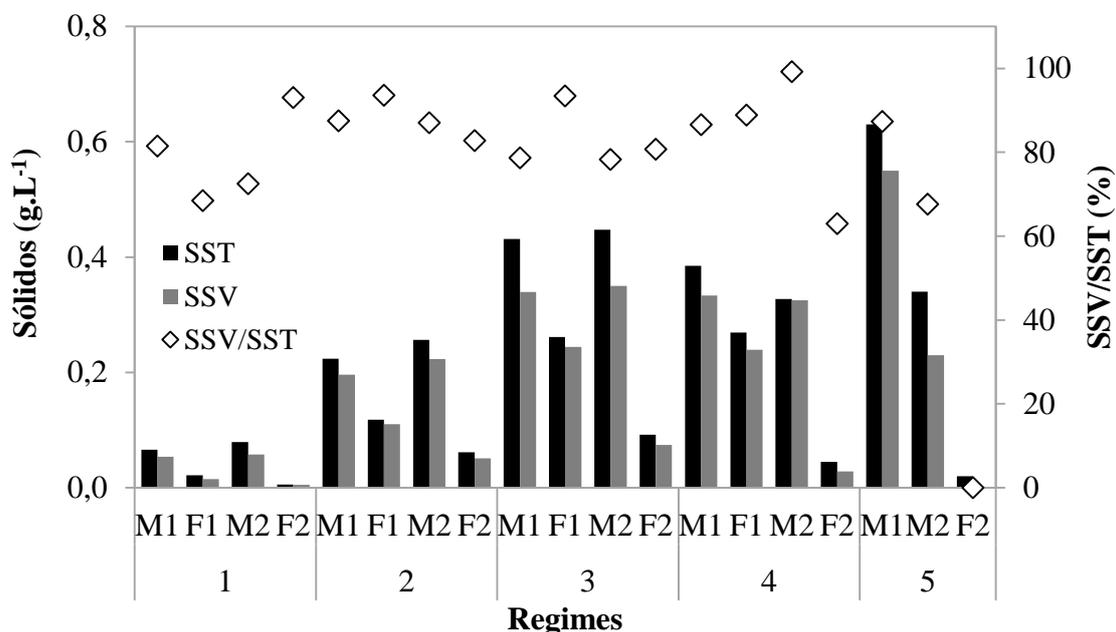
**Figura 5.13** – Fotografias dos sólidos nos filtros F1 (a, c) e F2 (b, d).

### **5.3.Sólidos**

#### **5.3.1. Sólidos em Suspensão**

A Figura 5.14 apresenta as concentrações de sólidos suspensos na saída dos MBBRs e dos biofiltros. Com relação aos SST no sistema 1, os valores médios de SST na saída do M1 foram de 0,1, 0,2, 0,4 e 0,4 mg.L<sup>-1</sup>, enquanto que na saída do F1 foram de 0,2, 0,1, 0,3 e 0,3 mg.L<sup>-1</sup>, para os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Já com relação ao sistema 2, as concentrações médias de SST na saída do M2 foram de 0,1, 0,3, 0,5 e 0,3 mg.L<sup>-1</sup> e de 0,1, 0,1, 0,1 e 0,1 mg.L<sup>-1</sup> na saída do F2, durante os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. O F1 foi capaz de remover 66,8%, 47,4%, 39,3% e 30,1% do SST

oriundos do M1, enquanto esses percentuais foram de 93,2%, 76%, 79,4% e 86,3% no F2, durante os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente.



**Figura 5.14** - SST, SSV e SSV/SST na saída dos MBBRs (M1 e M2) e dos filtros (F1 e F2).

O F2 apresentou melhores remoções de sólidos para todos os regimes analisados, em relação ao F1. Esse resultado pode ser explicado pelo tipo de suporte empregado, que por apresentar menor porosidade, reteve maior quantidade de sólidos. Um inconveniente relacionado ao uso desse filtro é a colmatação. O filtro teve que ser lavado várias vezes devido ao entupimento, o que se tornou mais frequente ao longo do experimento com o aumento das cargas aplicadas.

Com relação ao SSV na etapa 1, as concentrações efluentes no sistema 1 foram de 0,1, 0,2, 0,3 e 0,3 g.L<sup>-1</sup> para o M1 e de 0, 0,1, 0,2 e 0,2 g.L<sup>-1</sup> para o F1, nos regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No sistema 2, as concentrações médias de SSV efluentes foram de 0,1, 0,2, 0,4 e 0,3 g.L<sup>-1</sup> para o M2 e de 0, 0,1, 0,1 e 0 g.L<sup>-1</sup> para o F2, durante os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os filtros removeram grande parte do SSV, sendo as remoções de 72,1%, 43,7%, 28% e 28,2% para o F1 e de 91,3%, 77,2%, 82,2% e 91,3% para o F2, durante os regimes 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Durante a etapa 2, as concentrações médias de SSV na saída do M1 e do M2 foram de 0,6 g.L<sup>-1</sup> e 0,2 g.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Já o F2 removeu todo o SSV vindo do M2.

A relação entre SSV e SST é um indicativo da natureza orgânica dos sólidos em questão. Como observado na Figura 5.14, a maior parte dos sólidos é orgânica. Durante

o regime 2 foram observadas as maiores relações SSV/SST no M1 e F1, de 87,5% e 93,6%, respectivamente, para o M2 tal resultado foi observado durante o regime 4, de 99,2%, e para o F2 a porcentagem foi maior durante o regime 1, 93%. Durante o regime 5 (etapa 2), a relação no M1 (87,3%) apresentou valor médio que situa-se entre os obtidos para o M1 e M2 durante o regime 4. Já no M2, o valor ficou em média 67,6%. Com relação aos sólidos inertes, a relação SSF/SST fornece as porcentagens, como exibido na Tabela 5.1.

**Tabela 5.1** - Porcentagens de matéria inorgânica presente nos sólidos suspensos dos reatores utilizados (SSF/SST), durante os regimes empregados.

<b>Reatores/Regimes</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
<b>M1</b>	18,5%	12,5%	21,3%	13,4%	12,7%
<b>F1</b>	31,6%	6,4%	6,6%	11,1%	-
<b>M2</b>	27,5%	13,0%	6,7%	0,8%	32,4%
<b>F2</b>	7,0%	17,2%	19,3%	37,0%	100%

Para o F2 observou-se porcentagens crescentes para a relação SSF/SST durante os regimes utilizados, chegando a 100% no regime 5. Com o passar do tempo, o F2 começou a colmatar com mais frequência, e o aumento de sólidos fixos pode indicar a maior estabilização dos microrganismos. Além disso, no regime 5, ocorreu maior estabilização dos sólidos no M2 (menor percentual de SSV/SST entre todos os regimes) (Figura 5.13), uma vez que esse reator recebeu pouca DQO<sub>s</sub> e muita DQO<sub>p</sub>.

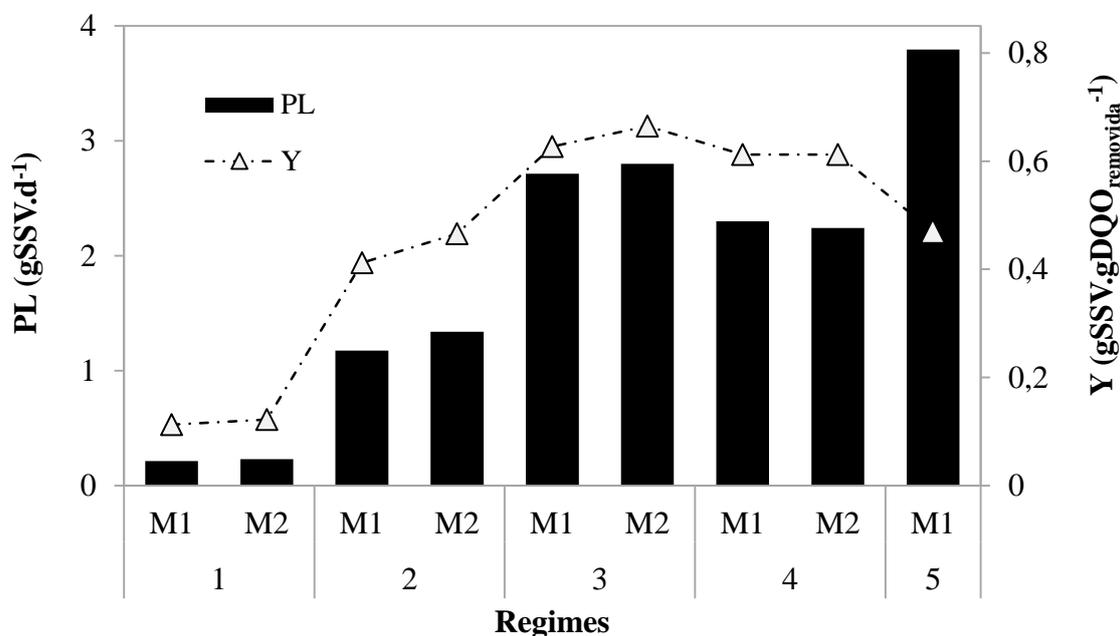
Em relação aos sólidos suspensos no interior dos MBBRs, as concentrações de SST para o M1 foram de 0,7, 6,7, 3,9 e 3,3 g.L<sup>-1</sup> e para o M2 as concentrações foram de 0,8, 6,6, 3,9 e 3,4 g.L<sup>-1</sup>. Com relação ao SSV, o M1 apresentou concentrações de 0,5, 6,5, 3,6 e 3,1 g.L<sup>-1</sup> e o M2 0,6, 6,1, 3,6 e 3,4 g.L<sup>-1</sup>. No que se diz respeito a relação SSV/SST, a maior parte dos sólidos é orgânica. Durante o regime 2 foram observadas as maiores relações SSV/SST no M1, F1 e M2, de 97%, 94% e 94%, respectivamente, e para o F2 tal resultado foi observado durante o regime 1, de 93%.

Não foi quantificado o teor de sólidos suspensos no interior dos filtros de percolação pois, à medida que os efluentes oriundos dos MBBRs percolavam no leito, os sólidos que passavam pelo mesmo ficavam retidos no suporte, e não permaneciam em suspensão.

Com posse dos resultados de sólidos nas saídas de cada sistema, foi possível determinar a geração de lodo (PL) em cada regime operacional e o fator de rendimento celular (Y) (Figura 5.15). Não foi calculado o fator Y para o reator M2 no regime 5 pois

o mesmo recebia majoritariamente  $DQO_p$ , na forma de sólidos, dificultando o cálculo da quantidade de biomassa gerada no interior do reator.

Observa-se que o fator de rendimento celular foi menor no regime 1 (em torno de  $0,1 \text{ gSSV} \cdot \text{gDQO}^{-1}$  removida), no qual foi aplicado o maior TRH (3 h) e, portanto, a menor carga. Essa menor geração de sólidos pode ser justificada pela estabilização do lodo no próprio reator durante essa condição operacional, que permitiu a oxidação tanto da DQO solúvel quanto particulada. Com o aumento da carga obtido pela diminuição do TRH, a estabilização do lodo gerado foi minimizada, e o fator Y aumentou gradualmente, atingindo valores máximos de  $0,6 \text{ gSSV} \cdot \text{gDQO}^{-1}$  removida no regime 3 (maior carga aplicada).



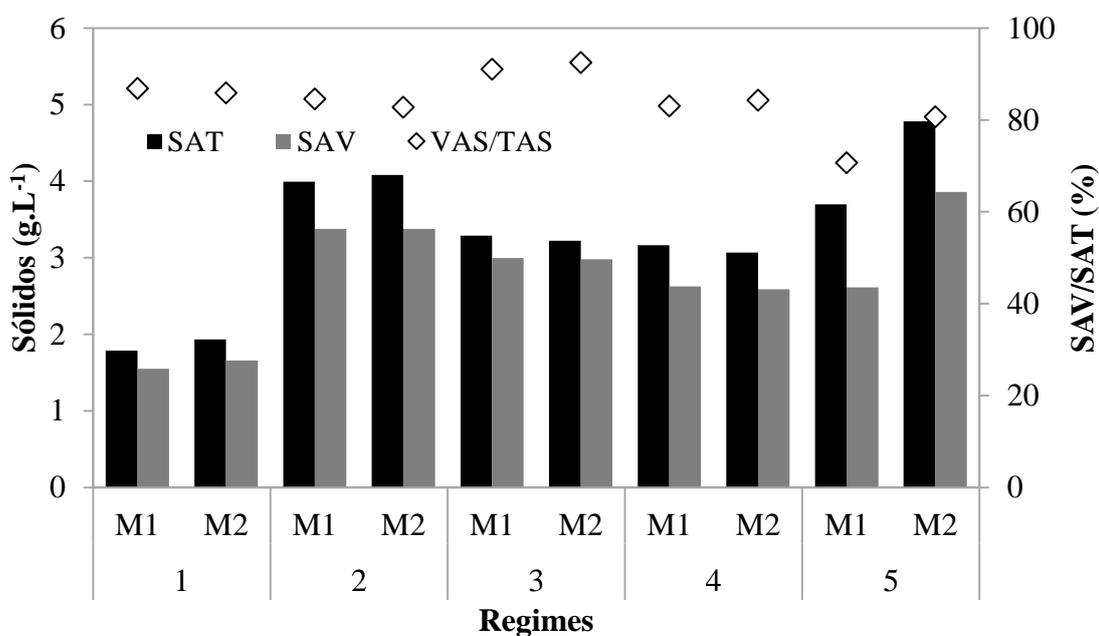
**Figura 5.15** – Produção de lodo (PL) e fator de rendimento celular (Y) para o período de estudo.

### 5.3.2. Sólidos Aderidos

Os valores de sólidos aderidos totais e voláteis para os MBBRs (M1 e M2), assim como a relação de SAV/SAT, podem ser visualizados na Figura 5.15. Os maiores valores na etapa 1 foram obtidos para o regime 2, tanto no M1, quanto no M2, sendo  $3,9 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  e  $4,1 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  de SAT, respectivamente, e  $3,4 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  de SAV para ambos os reatores. Já na etapa 2, as concentrações de SAT foram de  $3,7 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  para o M1 e de  $4,8 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  para o M2. Com o aumento de carga do primeiro para o segundo regime, houve aumento da concentração

de sólidos aderidos. Porém, com o aumento de carga do regime 2 para o 3, houve redução do teor de sólidos aderidos, permanecendo praticamente o mesmo observado nos regimes 3 e 4. Observou-se aumento dos sólidos apenas durante o regime 5, especialmente no M2, para o qual foram obtidos os maiores valores, tanto de SAT quanto de SAV. Vale lembrar que nessa condição, em particular, o M2 recebia sólidos suspensos oriundos do M1, o que pode ter contribuído para o acúmulo de biofilme.

Apesar da pequena variação dos sólidos aderidos, vale lembrar que a produção de sólidos aumentou, de modo que tenha ocorrido aumento substancial da concentração de sólidos suspensos com o aumento de carga, conforme visto na Figura 5.16. Os resultados indicam que os sólidos aderidos atingem certo limite de concentração, e os suportes não são capazes de propiciar adesão adicional de microrganismos. Dessa maneira, os sólidos gerados acabam ficando em suspensão, sendo, portanto, arrastados do reator.



**Figura 5.16** - Concentração de Sólidos Aderidos Totais e Voláteis para os reatores M1 e M2, assim como a relação SAV/SAT.

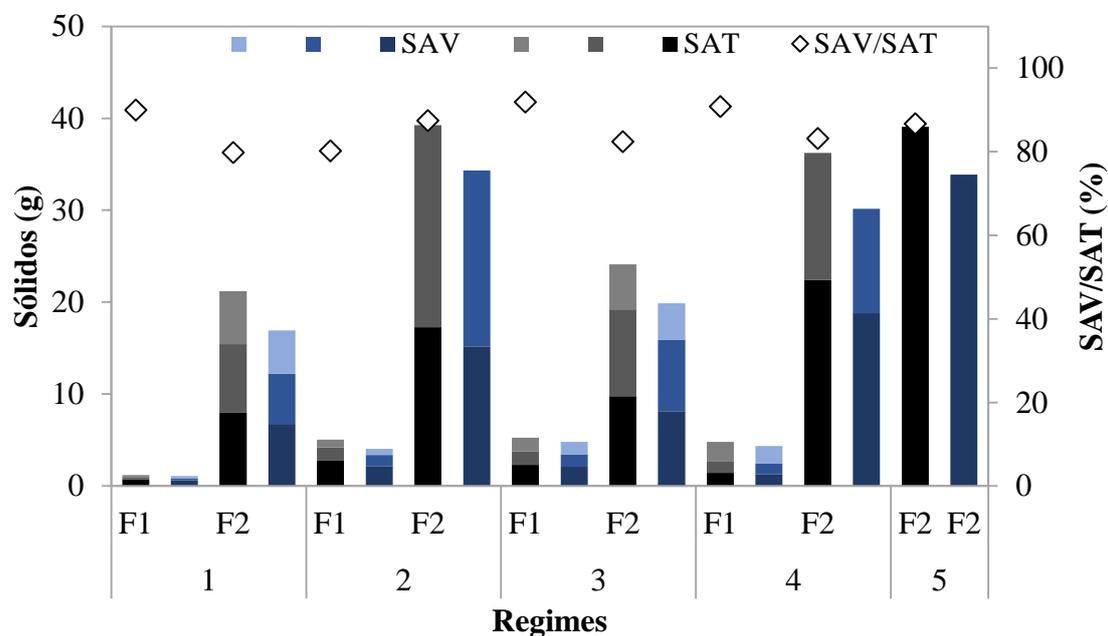
Com relação à porcentagem de sólidos voláteis em relação aos totais aderidos, o regime 3 foi o que apresentou os maiores valores, sendo 91,1% para o M1 e 92,5% para o M2. Para os regimes 2 e 4, foram obtidos resultados similares, sendo as menores porcentagens observadas, de 84,6% e 82,7%, para o M1 e de 83,1% e 84,3% para o M2, respectivamente. Com relação à relação SAV/SAT para o regime 5, o M1 apresentou valor médio de 70,7% e o M2 de 80,7%. O M2 manteve a porcentagem acima de 80%, assim como no regime 4, porém houve uma queda no M1, o que pode ser explicado pela

maior concentração de sólidos fixos, visto que as concentrações de sólidos voláteis entre os regimes 4 e 5 ficaram similares, por volta de 2,6 gSAV.L<sup>-1</sup>.

Souza (2019) utilizou sistemas de MBBR com diferentes razões de preenchimento e TRH e obteve porcentagens superiores a 90%, evidenciando um biofilme composto por praticamente apenas material orgânico. Porcentagem similar as apresentadas pelos M1 e M2 durante o regime 3, o que recebeu a maior carga afluente. Tais valores também foram estipulados no estudo de Jahren, Rintala e Odegaard (2002), que utilizaram sistema MBBR para efluente com DQO solúvel por volta de 2000 mg.L<sup>-1</sup>. A concentração de sólidos aderidos variou de 1,2 a 1,6 gSAV.L<sup>-1</sup> e a relação com o SAT ficou em 0,91.

Bassin *et al.* (2015) verificou que à medida que a carga orgânica aplicada a um reator MBBR diminuía, a concentração de sólidos aderidos também se tornava menor. Na maior carga utilizada foi alcançada concentração de 2,5 gSAV.L<sup>-1</sup> e com a diminuição da carga, 1,5 gSAV.L<sup>-1</sup>. No presente estudo foram encontradas maiores concentrações de SAV durante o regime 2, não sendo o que recebia as maiores cargas.

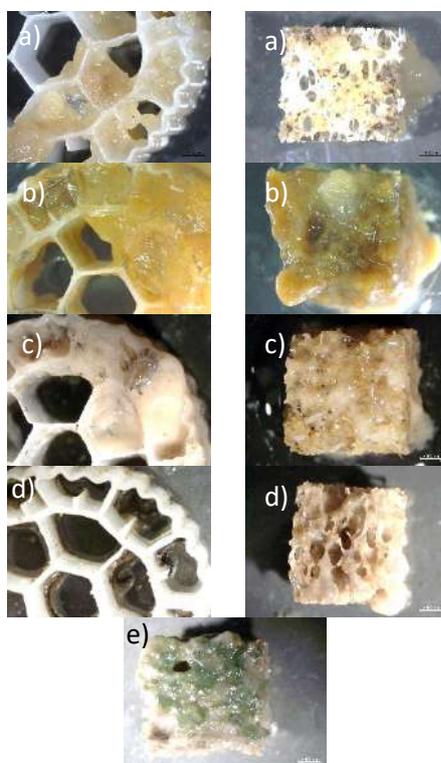
Com relação aos sólidos aderidos nos filtros percoladores (F1 e F2), a Figura 5.17 permite visualizar os resultados obtidos.



**Figura 5.17** - Sólidos aderidos aos suportes dos filtros F1 e F2 e a relação entre SAV e SAT. As três tonalidades de cinza (mais escura a mais clara) indicam os SAT retirados de três diferentes alturas do leito, respectivamente: porção mais ao fundo, porção intermediária, porção mais superficial, cada uma representando 1/3 H total do leito. As três tonalidades de azul (mais escura a mais clara) indicam os SAV retirados de três diferentes alturas do leito, respectivamente: porção mais ao fundo, porção intermediária, porção mais superficial, cada uma representando 1/3 H total do leito.

É possível verificar uma diferença substancial entre os dois filtros em função dos suportes usados em cada um deles. O F2, preenchido com o suporte APG, foi capaz de reter mais sólidos devido à estrutura do meio suporte utilizado. No regime 5, não foi possível retirar sólidos de várias alturas, conforme realizado em outros regimes, em função da colmatação do leito.

No F1, os sólidos oriundos do M1 aderiram pouco aos suportes (Figura 5.18). Já no F2 era possível observar bem a aderência dos sólidos oriundos do M2, motivo pelo qual ocorreu colmatação em diversas ocasiões, e necessidade de lavagem do leito. É válido ressaltar que os suportes no F1 também apresentavam larvas de mosquitos que contribuíram para os sólidos aderidos.



**Figura 5.18** - Quantidade de sólidos aderidos aos suportes dos filtros F1 (coluna a esquerda) e F2 (coluna a direita), durante os regimes 1 (a), 2 (b), 3 (c), 4 (d) e 5 (e).

Com relação à porcentagem de material inerte aderido aos suportes dos MBBRs e biofiltros, a Tabela 5.2 apresenta os valores da relação SAF/SAT.

**Tabela 5.2** - Porcentagens de matéria inorgânica presente nos sólidos aderidos dos reatores (SAF/SAT) durante os regimes operacionais.

Reatores/Regimes	1	2	3	4	5
<b>M1</b>	13,1%	15,4%	9%	16,9%	29,3%
<b>F1</b>	10%	19,8%	8,1%	9,2%	-
<b>M2</b>	14,1%	17,2%	7,5%	15,7%	19,3%
<b>F2</b>	20,2%	12,6%	17,6%	16,8%	13,4%

Para os reatores M1 e M2, quando aplicada a maior carga, foram verificados os menores teores de sólidos fixos. Esse resultado indica que, nessas condições, a estabilização do lodo gerado foi minimizada. Além disso, esse resultado sugere que o escurecimento do biofilme, iniciado no regime 3 (maior carga), não está ligado ao decaimento na atividade microbiológica, e sim ao desenvolvimento de condições anaeróbias no biofilme.

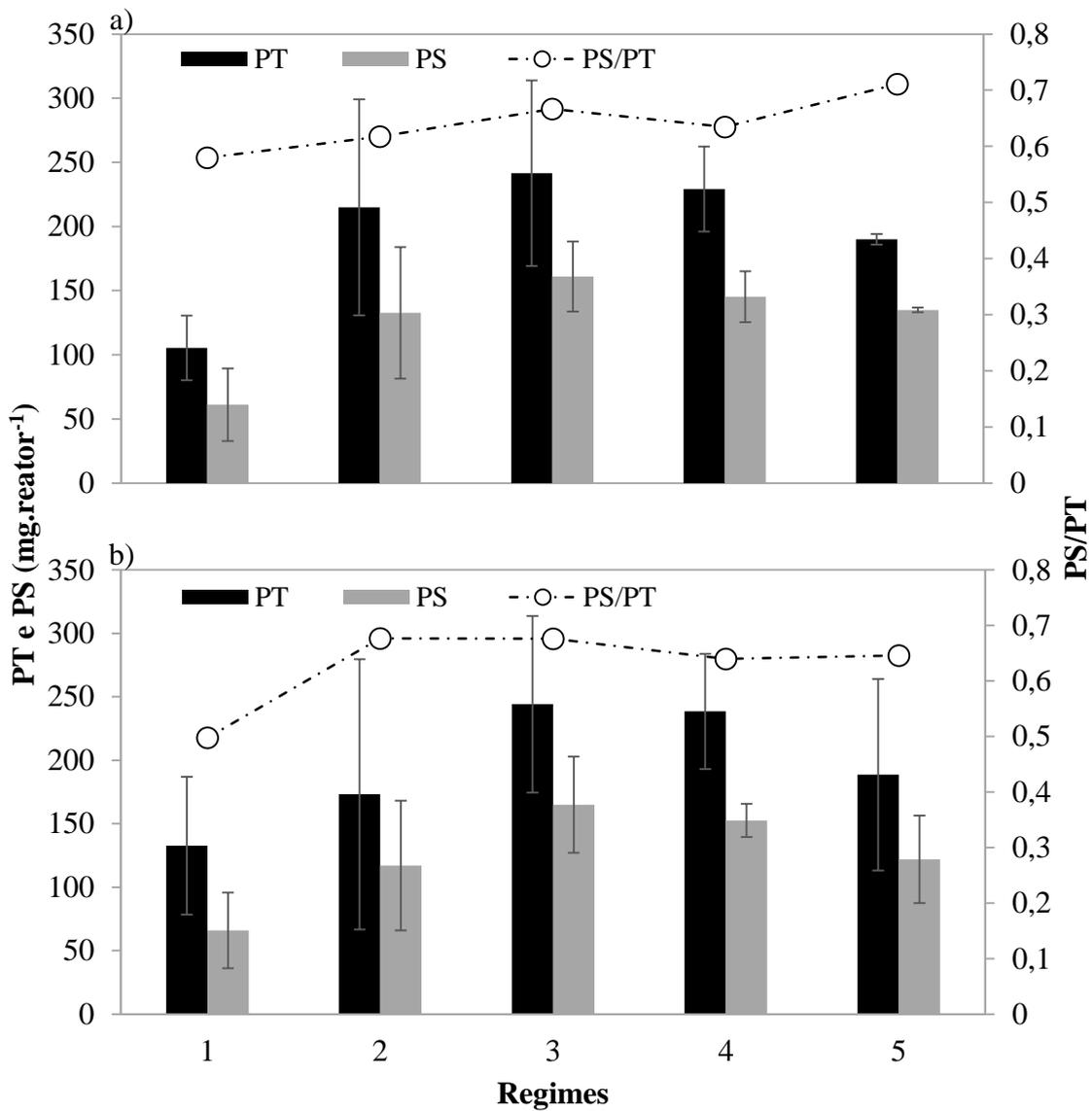
#### **5.4. Proteínas (PT) e Polissacarídeos (PS)**

O aumento de carga proporcionou maior geração de PT e PS nos reatores. As quantidades de PT e PS para os reatores estudados podem ser visualizadas na Figura 5.19. Esse resultado está de acordo com o apresentado por Bassin *et al.* (2011) e Lima (2015), que verificaram que as quantidades de PT e PS estiveram relacionadas com carga de matéria orgânica afluenta.

Durante o regime 1, foi aplicada a menor carga aos reatores, e também foram obtidas as menores quantidades de PT e PS. Os valores foram de 105,4 mg e 132,7 mg (para PT) e de 61,6 mg e 66 mg (para PS), para os reatores M1 e M2, respectivamente. Já o regime 3, submetido às maiores cargas, apresentou valores de PT e PS de 241,4 mg e 244,1 mg e 160,9 mg e 165 mg, respectivamente, para os reatores M1 e M2.

Interessante observar que as quantidades totais de PT e PS nos reatores não estiveram relacionadas com a quantidade de sólidos aderidos, mas com a carga aos quais foram submetidos.

A relação entre PS/PT ficou entre 0,58 e 0,71 para o M1 e entre 0,5 e 0,68 para o M2.



**Figura 5.19** - Quantidade de proteínas (PT) e polissacarídeos (PS) na biomassa aderida dos reatores M1 (a) e M2 (b), assim como a relação PS/PT para os regimes estudados.

### 5.5. Teste de Nitrificação

Conforme apresentado no item 4.5.1., foram realizados testes em batelada para avaliar a máxima taxa específica de nitrificação ( $q_{NH_4}$ ). Os experimentos foram realizados tanto com a biomassa aderida e suspensa (tal como ocorre durante operação normal do reator), como somente com biomassa suspensa (retirando-se os suportes). Os resultados estão apresentados na Tabela 5.3.

**Tabela 5.3** - Resultados dos testes de nitrificação para os reatores M1 e M2, durante os regimes 1, 2, 3, 4 e 5.

Regimes	M1		M2	
	q <sub>NH4</sub> (biomassa aderida + suspensa) (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N.gSTV <sup>-1a</sup> .h <sup>-1</sup> )	q <sub>NH4</sub> (biomassa suspensa) (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N.gSSV <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	q <sub>NH4</sub> (biomassa aderida + suspensa) (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N.gSTV <sup>-1 a</sup> .h <sup>-1</sup> )	q <sub>NH4</sub> (biomassa suspensa) (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N.gSSV <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )
<b>1</b>	0,97	2,83	1,82	2,02
<b>2</b>	0,66	0,61	0,62	0,59
<b>3</b>	0,66	1,07	0,62	1,07
<b>4</b>	0,84	0,95	0,69	0,96
<b>5</b>	1,82	2,32	4,85	10,28

<sup>a</sup> STV representa os sólidos totais voláteis, ou seja, a soma de SAV e SSV.

É possível notar que, com o aumento da carga aplicada aos reatores do regime 1 ao 3, a taxa específica máxima de oxidação de amônia decaiu. Apesar de que tanto a quantidade de matéria orgânica (substrato para as bactérias heterotróficas) quanto de nitrogênio amoniacal (substrato para as bactérias nitrificantes) aumentaram ao longo dos regimes, as primeiras foram favorecidas em função de sua elevada taxa de crescimento, causando maior consumo de amônia para crescimento celular e deixando menos amônia para ser oxidada pelas nitrificantes (CARRERA; VICENT; LAFUENTE, 2004; ZAFARZADEH, et al, 2011). Para os regimes 2 e 3, em ambos os reatores, os valores das taxas levando em conta os sólidos voláteis totais do reator (SAV + SSV) foram iguais. Com diminuição de carga do regime 3 para 4, a atividade específica nitrificante voltou a subir, mas ainda ficando abaixo da apresentada no regime 1, que foi o de menor carga. A diminuição da taxa específica de oxidação de amônia entre o regime 1 e 2 não influenciou os resultados de eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal, visto que o TRH foi suficientemente elevado para permitir remoções superiores a 90%.

Durante o regime 3, mesmo com as taxas semelhantes ao regime 2, as eficiências de remoção de NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N diminuíram para 58,9% para o M1 e 63,3% para o M2, visto que o TRH empregado foi o menor (1,5 h).

No regime 5, foram observados os maiores valores de taxas específicas de nitrificação, embora a remoção de nitrogênio amoniacal foi inferior àqueles obtidas nos

regimes 1 e 2. A diferença entre as taxas obtidas para o M1 (taxa menor) e M2 (taxa maior) indica o favorecimento do crescimento das autotróficas no M2, visto que esse reator recebeu menor carga orgânica, previamente abatida no primeiro.

## 5.6. Teste de Desnitrificação

O teste de desnitrificação (descrito no item 4.5.2.), realizado para determinação da máxima atividade desnitrificante sob condições de aeração ( $q_{NO_x}$ ), foi realizado a princípio com uma duração de 5 horas, porém foi observado que a DQO acabava na primeira hora de teste. Sem fonte de carbono externa, a desnitrificação fica prejudicada, por isso os resultados de taxa específica foram baseados apenas nas concentrações de nitrato medidas ao longo da primeira hora de estudo (Tabela 5.4).

Os menores valores observados foram durante o regime 2. Com o aumento da carga afluyente durante o regime 3, os valores da taxa específica máxima de consumo de nitrato também aumentaram, considerando os sólidos voláteis totais, o que vai de acordo com o apresentado por Zhang *et al.* (2019) e Xie *et al.* (2012). Com a diminuição da carga aplicada no regime 4, os valores diminuiram, mas ficaram acima dos obtidos para o regime 2, uma vez que a carga aplicada a esse último era menor. Dessa forma, é possível inferir que as taxas específicas de desnitrificação acompanharam a variação da carga afluyente, exceto durante o primeiro regime.

**Tabela 5.4** - Resultados dos testes de desnitrificação para os reatores M1 e M2, durante os regimes 1, 2, 3, 4 e 5.

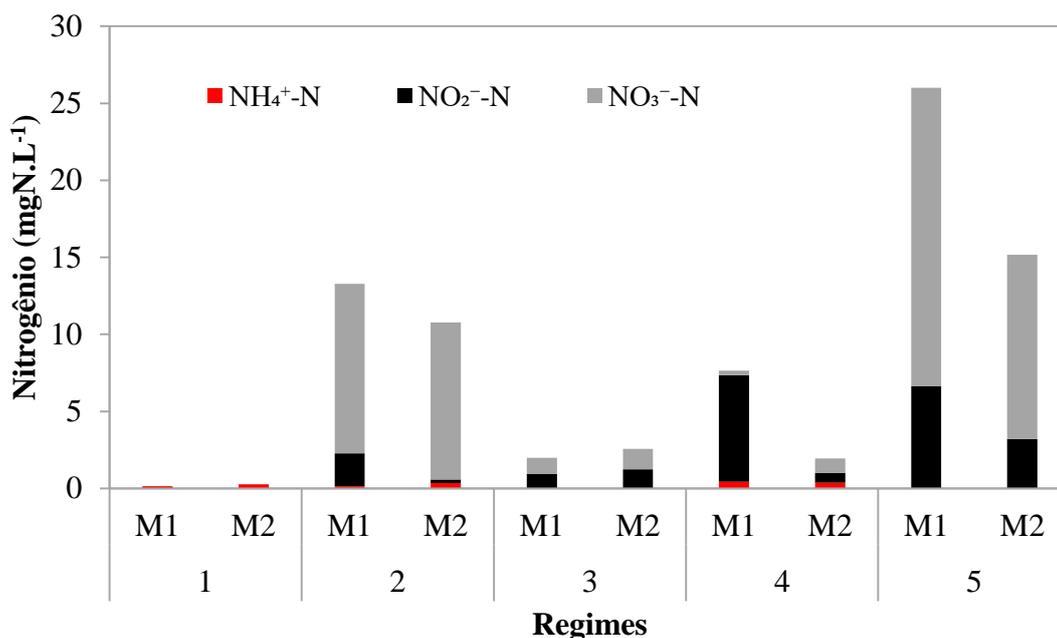
Regimes	M1	M2
	$q_{NO_x}$ (biomassa aderida + suspensa) ( $mgNO_3^- \cdot N \cdot gSTV^{-1} \cdot h^{-1}$ )	$q_{NO_x}$ (biomassa aderida + suspensa) ( $mgNO_3^- \cdot N \cdot gSTV^{-1} \cdot h^{-1}$ )
1	2,72	4,82
2	1,33	1,36
3	3,41	4,82
4	2,86	2,34
5	3,37	4,27

Os testes sugerem que a biomassa presente no reator apresenta potencial de desnitrificação, e corrobora com as perdas de nitrogênio solúvel atribuídas a esse processo. No entanto, mesmo com o aumento de carga e o conseqüente aumento das taxas específicas de desnitrificação, menores frações de nitrogênio foram removidas por esse processo. Isso ocorreu devido à maior assimilação de nitrogênio para crescimento, com o aumento de carga até o regime 3, e mesmo com a diminuição da carga durante o regime 4, houve pequeno aumento do processo de assimilação. Já no M2, durante o regime 5, por receber reduzidas cargas de DQO solúvel, o processo de desnitrificação não foi visualizado, ocorrendo apenas o processo de assimilação. Porém, durante os testes em batelada, o M2 se mostrou apto para realizar o processo de desnitrificação, desde que haja disponibilidade de carbono para o processo.

### **5.7. Teste de desnitrificação em regime contínuo**

Os testes de desnitrificação em regime contínuo foram realizados para complementar as informações obtidas nos testes em batelada. De fato, o primeiro representa melhor o que realmente ocorre em condições normais de operação, nas quais o nitrato é gerado gradualmente pela atividade nitrificante e no teste, é introduzido gradualmente por meio da alimentação.

A princípio, as concentrações iniciais de nitrato a serem usadas no meio de alimentação dos MBBRs (em substituição à amônia) para o teste de desnitrificação em regime contínuo foram calculadas com base na taxa específica máxima de redução de nitrato obtida durante o teste em batelada. Foi escolhida a concentração de nitrato que permitisse submeter o reator a uma carga de nitrato duas vezes superior à taxa máxima de redução desse composto. Tal procedimento foi realizado no intuito de evitar limitação desse substrato, o que dificultaria determinar a máxima atividade desnitrificante sob condições normais de operação dos MBBRs. Porém, mesmo nessas condições, foi percebido que não sobrava nitrato na saída dos reatores ao longo do tempo. Nessa circunstância, não seria possível determinar a máxima capacidade de desnitrificação. Dessa forma, a partir do segundo regime, os reatores passaram a ser alimentados com efluente contendo concentração de  $30 \text{ mgNO}_3^- \cdot \text{N} \cdot \text{L}^{-1}$  durante o período de teste (Figura 5.20). O período de alimentação foi equivalente a 3 vezes o TRH, e, somente após isso, foram determinadas as concentrações de amônia, nitrato e nitrito na saída.



**Figura 5.20** – Valores para as concentrações de nitrogênio nas formas de  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$  no final dos testes de desnitrificação contínuo para os regimes estudados.

As menores remoções de nitrato foram observadas no regime 2, 57,5% e 60,7% para os reatores M1 e M2, respectivamente, e maiores remoções foram observadas no regime 4, 98,7% para o M1 e 95,8% para o M2.

O M1 apresentou comportamento diferente do M2 quanto às concentrações de nitrito, tanto no regime 2 quanto no regime 4. As concentrações desse foram maiores no primeiro. Esse acúmulo de nitrito pode ser explicado pela falta de matéria orgânica para completar o processo de desnitrificação.

Além disso, houve geração de amônia (não introduzida no meio de alimentação durante o teste), embora em pequena quantidade, o que leva à hipótese de ter ocorrido o processo de redução dissimilatória de nitrato a amônio (RUTTING, *et al.*, 2011; MORLEY E BAGGS, 2010).

Observa-se, com esse teste, que a desnitrificação ocorre em altos níveis mesmo na presença de elevadas concentrações de oxigênio no meio líquido, o que confirma a remoção de nitrogênio total, por desnitrificação, tal como discutido no item 5.2. A Tabela 5.5 permite visualizar as taxas específicas de consumo de  $\text{NO}_3^-$ -N nos testes realizados.

Os testes com adição gradual de nitrato permitem depreender que, para os regimes 1 a 4, as taxas específicas de desnitrificação são parecidas, uma vez que os reatores eram submetidos às mesmas condições. Além disso, houve aumento das taxas específicas de desnitrificação com o aumento das cargas aplicadas aos reatores, a exemplo do observado

nos testes em batelada. Isso mostra que o potencial de desnitrificação da biomassa aumentou com a elevação da carga, e possivelmente está relacionado com a mudança da coloração da biomassa, que passou a ser mais escura, indicando a presença de regiões desprovidas de oxigênio onde a desnitrificação poderia ocorrer. No entanto, apesar das taxas serem elevadas para os regimes 3 e 4, esses foram os que apresentaram menores remoções de nitrogênio por desnitrificação em condições normais de operação, em função da nitrificação incompleta e menor geração de nitrato disponível para ser desnitrificado.

**Tabela 5.5** - Resultados dos testes de desnitrificação em regime contínuo para os reatores M1 e M2, durante os regimes 1, 2, 3, 4 e 5.

Regimes	M1	M2
	$q_{NO_x}$ (biomassa aderida + suspensa) ( $mgNO_3^- \cdot N \cdot gSTV^{-1} \cdot h^{-1}$ )	$q_{NO_x}$ (biomassa aderida + suspensa) ( $mgNO_3^- \cdot N \cdot gSTV^{-1} \cdot h^{-1}$ )
1	0,38	0,34
2	0,75	0,82
3	2,50	2,53
4	2,21	2,19
5	5,10	1,34

No regime 5, apesar de não ter sido observada a desnitrificação nos MBBRs sob condições normais de operação, no teste de desnitrificação em batelada esse processo foi observado. Foram observadas taxas de desnitrificação de  $5,10 mgNO_3^- \cdot N \cdot gSTV^{-1} \cdot h^{-1}$  para o M1 e de  $1,34 mgNO_3^- \cdot N \cdot gSTV^{-1} \cdot h^{-1}$  para o M2. Essa diferença entre os dois reatores pode ser explicada pelo maior desenvolvimento de organismos autotróficos no reator M2, ao longo da operação no regime 5, devido a carga orgânica ser consumida em sua maioria no M1.

Conforme discutido anteriormente, nos testes em batelada, também foi observada aumento nos valores das taxas de consumo de nitrato com o aumento da carga. No entanto, no regime 1 não foi verificado tal padrão, sendo que durante o teste em batelada os valores foram superiores aos do regime 2, mesmo com a menor carga empregada. Já no teste contínuo, o regime 1 apresentou os menores valores. O comportamento do M2 também difere entre os testes aplicados, sendo que no teste em batelada o valor da taxa específica de desnitrificação foi maior em relação ao obtido no teste contínuo, o que pode ser explicado pela falta de matéria orgânica para a desnitrificação, visto que o M2 recebia

o efluente do M1. Já no teste em batelada os pulsos de nitrato e de DQO eram dados diretamente em cada reator.

## 6. Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

### 6.1. Conclusões e Observações Finais

Com o presente trabalho foi possível concluir que:

- Os sistemas MBBR suportaram altas cargas de matéria orgânica (4,8 e 7,2  $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) e de nitrogênio (0,48 e 0,72  $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ), de modo que as remoções de DQO ficaram acima de 93% e as de nitrogênio total acima de 92%, sendo que concentrações de OD acima de 5  $\text{mg.L}^{-1}$  não afetaram a desnitrificação;
- A aplicação de altas cargas orgânicas gerou um biofilme denso aderido aos suportes, o que permitiu que ocorresse o processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas. As remoções de nitrogênio total por desnitrificação diminuíram com o aumento de carga, devido à redução na eficiência da nitrificação;
- A atividade máxima nitrificante decaiu com o aumento de carga, o que evidencia o impacto do aumento da carga orgânica no processo de nitrificação, apesar do aumento simultâneo da carga nitrogenada. O aumento da carga permitiu obter maiores taxas específicas máximas de desnitrificação, o que pode ter favorecido o desenvolvimento de organismos heterotróficos desnitrificantes;
- A utilização de filtros biológicos percoladores permitiu que houvesse retenção de sólidos suspensos advindos dos MBBRs. O filtro com suportes esponjosos (APG), apresentando menor índice de vazios, permitiu uma maior retenção de sólidos em relação ao filtro de polietileno (Kaldnes K3). Porém, foi observado acréscimo das concentrações de DQOs e  $\text{NH}_4^+$  no efluentes dos filtros, o que pode ser explicado pela hidrólise da biomassa;
- O estudo de um sistema compartimentado em dois estágios para verificar melhorias nas remoções de nitrogênio quando a carga de matéria orgânica foi 8,3  $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ , resultou em desempenho similar ao obtido pelo sistema não compartimentado. A carga de DQOs efluente foi de 0,44  $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  e a carga de NT efluente foi de 0,48  $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ;

- A aplicação de cargas elevadas prejudicou o processo de nitrificação nos MBBRs, fazendo com que o efluente apresentasse elevadas concentrações de amônia. Mesmo com a utilização do sistema MBBR em dois estágios, o sistema não respondeu satisfatoriamente à elevada carga.

## **6.2. Sugestões para trabalhos futuros**

Após a realização desse estudo, sugerem-se alguns trabalhos futuros no intuito de complementar os resultados obtidos:

- Analisar a comunidade microbiológica presente nos reatores;
- Avaliar a operação do sistema de dois estágios por tempo mais longo;
- Realizar testes com esgoto real.

## 7. Referências Bibliográficas

ABBASI, Hadi *et al.* Organic matter capture by a high-rate inoculum-chemostat and MBBR system. **Water Quality Research Journal**, v. 52, n. 3, p.166-177, 17 jul. 2017.

AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS. Conjuntura dos recursos hídricos no Brasil 2017: relatório pleno / **Agência Nacional de Águas**. Brasília: Ana, 2017. 177 p.

AHN, Young-ho. Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 8, p.1709-1721, ago. 2006.

ALIZADEH, Sanaz; GHOSHAL, Subhasis; COMEAU, Yves. Fate and inhibitory effect of silver nanoparticles in high rate Moving Bed Biofilm Reactors. **Science of the Total Environment**, v. 647, p.1199-1210, jan. 2019.

AYGUN, Ahmet; NAS, Bilgehan; BERKTAY, Ali. Influence of high organic loading rates on cod removal and sludge production in Moving Bed Biofilm Reactor. **Environmental Engineering Science**, v. 25, n. 9, p.1311-1316, nov. 2008.

BASSIN, J.P. *et al.* Tracking the dynamics of heterotrophs and nitrifiers in moving-bed biofilm reactors operated at different COD/N ratios. **Bioresource Technology**, v. 192, p.131-141, set. 2015.

BASSIN, João P.; DEZOTTI, Marcia; SANT'ANNA, Geraldo L. Nitrification of industrial and domestic saline wastewaters in moving bed biofilm reactor and sequencing batch reactor. **Journal of Hazardous Materials**, v. 185, n. 1, p.242-248, jan. 2011.

BASSIN, João Paulo *et al.* Effect of different salt adaptation strategies on the microbial diversity, activity, and settling of nitrifying sludge in sequencing batch reactors. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 93, n. 3, p.1281-1294, 9 jul. 2011.

BASSIN, João Paulo. **Nitrificação de efluentes salinos em Reatores de Leito Móvel com biofilme e biorreatores agitados**. 2008. 210 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Programa de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

BASSIN, João Paulo; DEZOTTI, Márcia. Tratamento primário, secundário e terciário de efluentes. In: DEZOTTI, Márcia. **Processos e técnicas para o controle ambiental de efluentes líquidos**. Rio de Janeiro: E-papers, 2008. Cap. 3. p. 53-226.

BELLA, Gaetano di; TORREGROSSA, Michele. Simultaneous nitrogen and organic carbon removal in aerobic granular sludge reactors operated with high dissolved oxygen concentration. **Bioresource Technology**, v. 142, p.706-713, ago. 2013.

BIASE, Alessandro di *et al.* Moving bed biofilm reactor technology in municipal wastewater treatment: A review. **Journal of Environmental Management**, v. 247, p.849-866, out. 2019.

BISWAS, Kristi; TURNER, Susan J. Microbial Community Composition and Dynamics of Moving Bed Biofilm Reactor Systems Treating Municipal Sewage. **Applied and Environmental Microbiology**, v. 78, n. 3, p.855-864, 2 dez. 2011.

BRASIL. INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Projeção da população do Brasil e das Unidades da Federação**. 2019. Disponível em: <<https://www.ibge.gov.br/apps/populacao/projecao/>>. Acesso em: 20 nov. 2019.

BRASIL. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: **Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2017**. Brasília, 2019. 226 p.

BUENO, Rodrigo de Freitas. **Nitrificação e Desnitrificação Simultânea em Reator com Biomassa em Suspensão e Fluxo Contínuo de Esgoto**. 2011. 143 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Saúde Pública, Programa de Pós-graduação em Saúde Pública, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2011.

BUNGAY, Mary Lou; BUNGAY, Henry R. **Fundamental Concepts for Environmental Processes**. In: WANG, Lawrence K.; PEREIRA, Norman C.; HUNG, Yung-tse (Ed.). *Biological Treatment Processes*. 8. ed. New York: Humana Press, 2009. Cap. 1. p. 1-28.

CARMINATI, Hudson Bolsoni. **Modelagem e Otimização de Sistemas MBBR para Tratamento de Efluentes**. 2016. 147 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016.

CARRERA, Julián; VICENT, Teresa; LAFUENTE, Javier. Effect of influent COD/N ratio on biological nitrogen removal (BNR) from high-strength ammonium industrial wastewater. **Process Biochemistry**, v. 39, n. 12, p.2035-2041, out. 2004.

CASAS, Mònica Escolà *et al.* Biodegradation of pharmaceuticals in hospital wastewater by staged Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR). **Water Research**, v. 83, p.293-302, out. 2015.

CERVANTES-CARRILLO, Francisco; PÉREZ, Jaime; GÓMEZ, Jorge. Avances en la eliminación biológica del nitrógeno de las aguas residuales. **Revista Latinoamericana de Microbiología**, v. 42, p.73-82, abr. 2000.

CHERNICHARO, C.a.l.; GONÇALVES, R.f.. Trickling filters. In: VON SPERLING, Marcos. **Activated sludge and aerobic biofilm reactors**. 5. ed. London: IWA Publishing, 2007. Cap. 14. p. 271-286.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos *et al.* Panorama do tratamento de esgoto sanitário nas regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste do Brasil: tecnologias mais empregadas. **Revista DAE**, v. 66, n. 213, p.5-19, 2018.

CHO, Kyung Hwa *et al.* Achieving enhanced nitrification in communities of nitrifying bacteria in full-scale wastewater treatment plants via optimal temperature and pH. **Separation and Purification Technology**, v. 132, p.697-703, ago. 2014.

CORNELLI, Renata *et al.* Métodos de tratamento de esgotos domésticos: Uma revisão sistemática. **Revista de Estudos Ambientais**, v. 16, n. 2, p.20-36, 2014.

NAÇÕES UNIDAS. Department of Economic and Social Affairs. **World Population Prospects 2019: Volume I: Comprehensive Tables**. New York: United Nations, 2019. 395 p.

DIONISI, Davide. **Biological wastewater treatment processes: mass and heat balances**. Boca Raton: Crc Press, 2017. 486 p.

DUAN, Liang *et al.* The characteristics of extracellular polymeric substances and soluble microbial products in moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor. **Bioresource Technology**, v. 148, p.436-442, nov. 2013.

European Environment Agency. **Land and soil in Europe: Why we need to use these vital and finite resources sustainably**. Luxembourg: EEA, 2019. 60 p.

FALÅS, P. *et al.* Suspended biofilm carrier and activated sludge removal of acidic pharmaceuticals. **Water Research**, v. 46, n. 4, p.1167-1175, mar. 2012.

FANG, Fang *et al.* Kinetic analysis on the two-step processes of AOB and NOB in aerobic nitrifying granules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 83, n. 6, p.1159-1169, 14 maio 2009.

FDZ-POLANCO, F. *et al.* Spatial distribution of heterotrophs and nitrifiers in a submerged biofilter for nitrification. **Pergamon**, Great Britain, v. 34, n. 16, p.4081-4089, jan. 2000.

FENG, Quan *et al.* Effects of packing rates of cubic-shaped polyurethane foam carriers on the microbial community and the removal of organics and nitrogen in moving bed biofilm reactors. **Bioresource Technology**, v. 117, p.201-207, ago. 2012.

FILHO. **Nitrificação e desnitrificação simultâneas em biofiltros aerados com alta densidade de lodo**. 2015. 123 f. Tese (Doutorado) - Curso de Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2015.

FORBIS-STOKES, Aaron A.; ROCHA-MELOGNO, Lucas; DESHUSSES, Marc A.. Nitrifying trickling filters and denitrifying bioreactors for nitrogen management of high-strength anaerobic digestion effluent. **Chemosphere**, v. 204, p.119-129, ago. 2018.

FU, Bo *et al.* Characterization of microbial community in an aerobic moving bed biofilm reactor applied for simultaneous nitrification and denitrification. **World Journal of Microbiology and Biotechnology**, v. 26, n. 11, p.1981-1990, 13 mar. 2010.

FURUMAI, H.; RITTMANN, B. E. Evaluation of multiple-species biofilm and floc processes using a simplified aggregate model. **Pergamon**, Great Britain, v. 29, n. 10-11, p.439-446, jan. 1994.

GRUNDITZ, Camilla; DALHAMMAR, Gunnel. Development of Nitrification Inhibition Assays Using Pure Cultures of Nitrosomonas and Nitrobacter. **Pergamon**, Great Britain, v. 35, n. 2, p.433-440, abr. 2001.

HALLING-SØRENSEN, B.; JØRGENSEN, S. E.. **The Removal of Nitrogen Compounds from Wastewater**. London: Elsevier, 1993. 457 p.

HELNESS, H. *et al.* High-rate wastewater treatment combining a moving bed biofilm reactor and enhanced particle separation. **Water Science & Technology**, v. 52, n. 10, p.117-127, 2005.

HENZE, Mogens *et al.* **Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes**. 2. ed. Denmark: Springer-verlag Berlin Heidelberg, 1997. 382 p.

HENZE, Mogens *et al.* **Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design**. London: IWA Publishing, 2008.

HER, Jiunn-jye; HUANG, Ju-sheng. Influences of carbon source and C/N Ratio on nitrate/nitrite denitrification and carbon breakthrough. **Bioresource Technology**, Great Britain, v. 54, p.45-51, 1995.

HOLMES, Christopher J.; CÁCERES, Carla E. Predation differentially structures immature mosquito populations in stormwater ponds. **Ecological Entomology**, v. 45, n. 1, p.97-108, 26 jul. 2019.

HU, Jie *et al.* Effect of organic carbon on nitrification efficiency and community composition of nitrifying biofilms. **Journal of Environmental Sciences**, v. 21, n. 3, p.387-394, jan. 2009.

IANNACONE, Francesca *et al.* Effect of carbon-to-nitrogen ratio on simultaneous nitrification denitrification and phosphorus removal in a microaerobic moving bed biofilm reactor. **Journal of Environmental Management**, v. 250, p.109518-109517, nov. 2019.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA - IBGE. **Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2008**. Rio de Janeiro: IBGE, 2010. 219 p.

INSTITUTO ESTADUAL DO AMBIENTE (RJ). **Atlas dos mananciais de abastecimento público do Estado do Rio de Janeiro: subsídios ao planejamento e ordenamento territorial**. Rio de Janeiro: Gerência de Publicações e Acervo Técnico (GEPAT), 2018. 464 p.

IZQUIERDO, Bibiana Karina Hernández. **Estudo do comportamento de um sistema de Lodos Ativados com Reator de Leito Móvel (MBBR)**. 2006. 131 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Civil, Programa de Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006.

JAHREN, Sigrun J.; RINTALA, Jukka A.; ØDEGAARD, Hallvard. Aerobic moving bed biofilm reactor treating thermomechanical pulping whitewater under thermophilic conditions. **Water Research**, Norway, n. 36, p.1067-1075, 2002.

- JIMÉNEZ, E. *et al.* Effect of pH and nitrite concentration on nitrite oxidation rate. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 19, p.8741-8747, out. 2011.
- JORDÃO, P. E.; PESSOA, A. C. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 7. ed. Rio de Janeiro: SEGRAC, 2014.
- KHAN, S. Jamal *et al.* Performance of suspended and attached growth MBR systems in treating high strength synthetic wastewater. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 9, p.5331-5336, maio 2011.
- KINDAICHI, Tomonori *et al.* Population dynamics and in situ kinetics of nitrifying bacteria in autotrophic nitrifying biofilms as determined by real-time quantitative PCR. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 94, n. 6, p.1111-1121, 2006.
- LEU, Horng-guang *et al.* Effects of organic matter on the conversion rates of nitrogenous compounds in a channel reactor under various flow conditions. **Water Research**, v. 32, n. 3, p.891-899, mar. 1998.
- LIAO, Z.; RASMUSSEN, V.; ØDEGAARD, H. A High-Rate secondary treatment based on a Moving Bed Bioreactor and multimedia filters for small wastewater treatment plants. **Journal of Environmental Science and Health**, v. 38, n. 10, p.2349-2358, out. 2003.
- LIMA, Jarleson dos Santos *et al.* Morbidade e mortalidade por doenças relacionadas ao saneamento ambiental inadequado em Belém do Pará. **Ciência e Sustentabilidade**, v. 4, n. 2, p.115-132, jul./dez. 2008.
- LIMA, P. S.; DEZOTTI, M.; BASSIN, J. P.. Interpreting the effect of increasing COD loading rates on the performance of a pre-anoxic MBBR system: implications on the attached and suspended biomass dynamics and nitrification–denitrification activity. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 39, n. 6, p.945-957, 3 mar. 2016.
- LIMA, Paula e Siqueira. **Avaliação do efeito da carga orgânica na operação de um sistema MBBR de dois estágios visando a remoção de matéria orgânica e nitrogênio**. 2015. 93 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Programa de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.
- MADIGAN, Michael T. *et al.* **Brock Biology of Microorganisms**. 15. ed. New York: Pearson, 2018. 1064 p.
- MAGDUM, Sandip *et al.* Evaluation of High Rate MBBR to Predict Optimal Design Parameters for Higher Carbon and Subsequent Ammoniacal Nitrogen Removal. **Current Science**, v. 116, n. 12, p.2083-2088, 25 jun. 2019.
- METCALF; EDDY. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4. ed.: Mc-graw-hill Companies, 2003. 1878 p.

MORLEY, N.; BAGGS, E.m.. Carbon and oxygen controls on N<sub>2</sub>O and N<sub>2</sub> production during nitrate reduction. **Soil Biology and Biochemistry**, v. 42, n. 10, p.1864-1871, out. 2010.

NOURMOHAMMADI, Davood *et al.* Nitrogen removal in a full-scale domestic wastewater treatment plant with activated sludge and trickling filter. **Journal of Environmental and Public Health**, v. 2013, p.1-6, 2013.

ODEGAARD, H. *et al.* High Rate biological/chemical treatment based on the moving bed biofilm process combined with coagulation. **Chemical Water and Wastewater Treatment Vi**, Turkey, p.245-255, 2000.

ODEGAARD, H. The Moving Bed Biofilm Reactor. **Water Environmental Engineering and Reuse of Water**, Norway, p.1-12, 1999.

OLIVEIRA, Daniel Vieira Minegatti de. **Caracterização dos parâmetros de controle e avaliação de desempenho de um reator biológico com leito móvel (MBBR)**. 2008. 103 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Civil, Programa de Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

ONO, Alexandre Fernandes. **Estratégias de operação de reatores aeróbio/anóxico operados em batelada sequencial para remoção de nitrogênio de água residuária industrial**. 2007. 134 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

PARK, Jason. B.k.; TANNER, Chris. C.; CRAGGS, Rupert. J. Assessment of sludge characteristics from a Biological Trickling Filter (BTF) system. **Journal of Water Process Engineering**, v. 22, p.172-179, abr. 2018.

PHILIPS, Angelina Maria de Lima. **Utilização de reator de biodiscos para tratamento de efluentes com altas concentrações de nitrogênio**. 2008. 194 f. Tese (Doutorado) - Curso de Programa de Pósgraduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Santa Catarina, 2008.

RUSTEN, Bjorn *et al.* Biological pretreatment of a chemical plant wastewater in high-rate Moving Bed Biofilm Reactors. **Wat. Sci. Tech**, Great Britain, v. 39, n. 10, p.257-264, 1999.

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

RUSTEN, Bjorn; KOLKINN, Odd; ODEGAARD, Hallvard. Moving Bed Biofilm Reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities. **Wat. Sci. Tech**, Great Britain, v. 35, n. 6, p.71-80, 1997.

RÜTTING, T. *et al.* Assessment of the importance of dissimilatory nitrate reduction to ammonium for the terrestrial nitrogen cycle. **Biogeosciences**, v. 8, n. 7, p.1779-1791, 8 jul. 2011.

SANCHEZ, Oscar *et al.* Recovery of particulate matter from a high-rate moving bed biofilm reactor by high-rate dissolved air flotation. **Water Quality Research Journal**, v. 53, n. 4, p.181-190, 2 jul. 2018.

SANT'ANNA, G. L.. **Tratamento Biológico de Efluentes: Fundamentos e Aplicações**. 2. ed. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2013. 395 p.

SANTIAGO, Erimar Pontes. **Tratamento combinado de lixiviado e esgoto sanitário em sistemas de biomassa em suspensão e biomassa aderida**. 2018. 137 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Civil, Programa de Engenharia Civil, Universidade Federal de Rondônia, Rio de Janeiro, 2018.

SATOH, H. *et al.* Significance of substrate C/N ratio on structure and activity of nitrifying biofilms determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4-5, p.317-321, fev. 2000.

SHI, Liangliang; DU, Rui; PENG, Yongzhen. Achieving partial denitrification using carbon sources in domestic wastewater with waste-activated sludge as inoculum. **Bioresource Technology**, v. 283, p.18-27, jul. 2019.

SIQUEIRA, Mariana Santiago *et al.* Interações por doenças relacionadas ao saneamento ambiental inadequado na rede pública de saúde da região metropolitana de Porto Alegre, Rio Grande do Sul, 2010-2014\*. **Epidemiologia e Serviços de Saúde**, v. 26, n. 4, p.795-806, nov. 2017.

SKIBA, U.. **Denitrification**. Ecological Processes, Penicuik, p.866-871, 2008.

SOUZA, Flávia Vitoi Rosa de. **Desempenho de reatores biológicos com leito móvel no pós-tratamento de reator anaeróbio**. 2019. 104 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, Programa de Pós-graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2019.

STEWART, P. S.. Diffusion in biofilms. **Journal of Bacteriology**, v. 185, n. 5, p.1485-1491, 1 mar. 2003.

STRAUSS, E. A.; LAMBERTI, G. A.. Regulation of nitrification in aquatic sediments by organic carbon. **Limnology and Oceanography**, v. 45, n. 8, p.1854-1859, ago. 2000.

SU, Peitao *et al.* Modelling the simultaneous effects of organic carbon and ammonium on two-step nitrification within a downward flow biofilm reactor. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 125, p.251-259, maio 2019.

SURAMPALLI, Rao Y. *et al.* Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, Great Britain, n. 61, p.151-157, 1997.

TANIKAWA, Daisuke *et al.* Elimination of hydrogen sulfide from biogas by a two-stage trickling filter system using effluent from anaerobic-aerobic wastewater

treatment. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v. 130, p.98-101, maio 2018.

TERÁN, Rubén Saucedo *et al.* Removing organic matter and nutrients from swine wastewater after anaerobic–aerobic treatment. **Water**, v. 9, n. 10, p.726-737, 25 set. 2017.

TONETTI, Adriano Luiz *et al.* Desnitrificação em um Sistema Simplificado de Tratamento de Esgoto. **Engenharia Ambiental e Sanitária**, v. 18, n. 4, p.381-392, 2013.

TUNDISI, José Galizia; TUNDISI, Takako Matsumura. **Limnology**. Boca Raton: Crc Press, 2011. 870 p.

VAN HAANDEL, A. C.; EKAMA, G. A.; MARAIS, G. V. R.. The activated sludge process: Single sludge denitrification. **Water Research**, v. 15, p.1135-1152, 1981.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. G. M. **Handbook of Biological Wastewater Treatment: Design and Optimization of Activated Sludge Systems**. 2. ed. London: IWA Publishing, 2012. 818 p.

VANZETTO, Suelen Cristina. **Estudos de viabilidade de tratamento de efluente de indústria de celulose Kraft por reator biológico com leito móvel (MBBR)**. 2012. 53 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciência e Tecnologia Ambiental, Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2012.

VON SPERLING, Marcos. **Activated sludge and aerobic biofilm reactors**. 5. ed. London: IWA Publishing, 2007. 338 p.

VON SPERLING, Marcos. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed. Belo Horizonte: Desa, 1996. 239 p.

WANG, Jie *et al.* The combined effect of dissolved oxygen and COD/N on nitrogen removal and the corresponding mechanisms in intermittent aeration constructed wetlands. **Biochemical Engineering Journal**, v. 153, p.107400-107400, jan. 2020.

WARD, B. B. *et al.* Denitrification as the dominant nitrogen loss process in the Arabian Sea. **Nature**, v. 461, n. 7260, p.78-81, set. 2009.

Water Environment Federation. **Nutrient Removal**. 34. ed. Virginia: WEF Press, 2010. 676 p.

World Health Organization. **Guidelines for Drinking-water Quality**. 4. ed. Geneva: Gutenberg, 2011. 564 p.

XAVIER, J. B. *et al.* Monitorização e modelação da estrutura de biofilmes. **Biomatemática**, p.1-12, 2003.

XIE, Li *et al.* Effect of carbon source and COD/NO<sub>3</sub>-N ratio on anaerobic simultaneous denitrification and methanogenesis for high-strength wastewater treatment. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 113, n. 6, p.759-764, jun. 2012.

YOUNG, Bradley *et al.* Meso and micro-scale response of post carbon removal nitrifying MBBR biofilm across carrier type and loading. **Water Research**, v. 91, p.235-243, mar. 2016.

YOUNG, Bradley *et al.* Post carbon removal nitrifying MBBR operation at high loading and exposure to starvation conditions. **Bioresource Technology**, v. 239, p.318-325, set. 2017.

ZAFARZADEH, Ali *et al.* Effect of dissolved oxygen and chemical oxygen demand to nitrogen ratios on the partial nitrification/denitrification process in moving bed biofilm reactors. **Iranian Journal of Biotechnology**, v. 9, n. 3, p.197-205, 2011.

ZHANG, Ting *et al.* Achieving partial nitrification in a continuous post-denitrification reactor treating low C/N sewage. **Chemical Engineering Journal**, v. 335, p.330-337, mar. 2018.

ZHANG, Xinbo *et al.* Behavior of nitrogen removal in an aerobic sponge based moving bed biofilm reactor. **Bioresource Technology**, v. 245, p.1282-1285, dez. 2017.

ZHANG, Xinbo *et al.* Effect of filling fraction on the performance of sponge-based moving bed biofilm reactor. **Bioresource Technology**, v. 219, p.762-767, nov. 2016.

ZHANG, Yang *et al.* Investigation of growth kinetics and partial denitrification performance in strain *Acinetobacter johnsonii* under different environmental conditions. **Royal Society Open Science**, v. 6, n. 12, p.1-17, dez. 2019.

ZHAO, Qingliang *et al.* Removal and transformation of organic matters in domestic wastewater during lab-scale chemically enhanced primary treatment and a trickling filter treatment. **Journal of Environmental Sciences**, v. 25, n. 1, p.59-68, jan. 2013.

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

ZOPPAS, Fernanda Miranda; BERNARDES, Andrea Moura; MENEGUZZI, Álvaro. Parâmetros operacionais na remoção biológica de nitrogênio de águas por nitrificação e desnitrificação simultânea. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 21, n. 1, p.29-42, mar. 2016.