

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO**  
**CENTRO TECNOLÓGICO**  
**MESTRADO PROFISSIONAL EM ENGENHARIA E DESENVOLVIMENTO**  
**SUSTENTÁVEL**

**FLÁVIA VITOI ROSA DE SOUZA**

**DESEMPENHO DE REATORES BIOLÓGICOS COM LEITO MÓVEL NO PÓS-  
TRATAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO**

Vitória - ES  
2019

**FLÁVIA VITOI ROSA DE SOUZA**

**DESEMPENHO DE REATORES BIOLÓGICOS COM LEITO MÓVEL NO PÓS-  
TRATAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial à obtenção de grau de Mestre em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, na área de concentração em Saneamento Ambiental.

Orientador: Prof.<sup>a</sup> Dra. Rosane Hein de Campos

Coorientador: Prof.<sup>a</sup> Dra. Cristiane Pereira Zdradek

Vitória - ES

2019

Ficha catalográfica disponibilizada pelo Sistema Integrado de Bibliotecas - SIBI/UFES e elaborada pelo autor

---

V845d Vitoi Rosa de Souza, Flávia, 1988-  
Desempenho de reatores biológicos com leito móvel no pós tratamento de reator anaeróbio / Flávia Vitoi Rosa de Souza. - 2019.  
104 f. : il.

Orientadora: Rosane Hein de Campos.

Coorientadora: Cristiane Pereira Zdradek.

Dissertação (Mestrado em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável) - Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Águas residuais - purificação. 2. Esgotos. I. Hein de Campos, Rosane. II. Pereira Zdradek, Cristiane. III. Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Tecnológico. IV. Título.

CDU: 628

---

**FLÁVIA VITOI ROSA DE SOUZA**

**DESEMPENHO DE REATORES BIOLÓGICOS COM LEITO MÓVEL  
NO PÓS-TRATAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável (Modalidade Profissional) da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável na área de concentração Sustentabilidade, Ambiente e Sociedade e linha de pesquisa Saneamento Ambiental e Saúde Pública.

Aprovada em 08 de fevereiro de 2019.

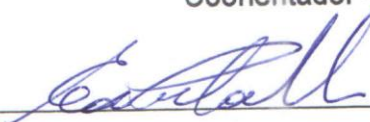
**COMISSÃO EXAMINADORA**



Profª. D.Sc. Rosane Hein de Campos  
Orientadora - PPGES / CT / UFES



Profª. D.Sc. Cristiane Pereira Zdradek  
Coorientador – IFES



Profª. D.Sc. Edumar Ramos Cabral Coelho  
Examinadora Interna – PPGES / CT / UFES



Profª. D.Sc. Delmira Beatriz Wolff  
Examinadora Externa – DESA / UFSM

“Somente quando for cortada a última árvore, poluído o último rio, pescado o último peixe, é que o homem vai perceber que dinheiro não se come.”

Greenpeace

## AGRADECIMENTOS

Agradeço à professora Cristiane Zdradek, pela orientação no início do trabalho, e à professora Rosane Hein por ter me “adotado” e ajudado para que pudesse concluir esse projeto. Obrigada por não me deixarem desistir desse sonho.

À Sanevix Engenharia pelo incentivo à busca por conhecimento e liberação da carga horária no trabalho, entendendo minha ausência em alguns períodos. Ao Carlinhos por auxiliar na montagem dos pilotos.

À Esther e Mylena pela ajuda e dedicação prestada durante o experimento no Ifes.

Ao Núcleo Água e ao Labsan na Ufes por permitirem que instalasse meu experimento e realizasse as análises, e a todos os alunos que lá frequentam, pela amizade e por se mostrarem sempre disponíveis para ensinar e ajudar.

À turma do PPGES 2016/2 pelas amizades criadas e pelos churrascos que ajudaram a aliviar a tensão.

Aos meus pais por sempre me apoiarem e à minha irmã que escutou todas as minhas angústias e alegrias ao longo desses 2 anos e meio, nunca me deixando desistir.

À Deus e ao Universo por me ensinarem a ter garra, perseverança e a acreditar no meu potencial.

## RESUMO

Esse trabalho avaliou o desempenho de um reator biológico com leito móvel (MBBR) como pós-tratamento de sistema anaeróbio, caracterizando o meio suporte utilizado e calculando os principais parâmetros utilizados para projeto de estações de tratamento de esgoto do tipo MBBR. O sistema de bancada funcionou durante 152 dias, e era composto por dois reatores MBBR que operaram com quatro diferentes configurações, ou seja, com 2 e 4 horas de tempo de detenção hidráulica (TDH) e com 50 e 70% de percentual de meio suporte. Os pilotos foram alimentados com efluente sintético com concentração de DQO afluente média de cerca de 200 mg/L e o oxigênio dissolvido do MBBR foi mantido próximo a 2,0 mg/L. Realizou-se a caracterização do meio suporte utilizado, encontrando área superficial específica média de 507 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. A biomídia foi capaz de reter elevada quantidade de biomassa em sua superfície, atingindo valores de até 14,6 gSV/m<sup>2</sup>, para a condição de 50% de recheio, mostrando que a mesma é eficiente para esse uso. A eficiência média de remoção de DQO variou de 66,7% a 75,9%, porém, segundo teste ANOVA, não ocorreu diferença estatística significativa entre as quatro fases. A carga orgânica superficial aplicada (COS) variou de 4,69 a 10,28 gDQO/m<sup>2</sup>.dia, sendo observada relação linear com a eficiência do tratamento. Também foi observada a ocorrência da nitrificação parcial do efluente, atingindo até 45,9% de eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal. Foi possível concluir que é viável utilizar um reator do tipo MBBR para o pós-tratamento de reator anaeróbio, obtendo eficiência de remoção de DQO superior de 70%, sendo o ponto ótimo de trabalho com 2,0 h de TDH e 50% de meio suporte.

**Palavras-chave:** MBBR. Pós-tratamento de reator anaeróbio. Tratamento secundário. Meio suporte.

## ABSTRACT

This work evaluated the performance of a moving bed biofilm reactor (MBBR) as an anaerobic system post-treatment, characterizing the carrier used and calculating the main parameters used to design sewage treatment plants of type MBBR. The bench system operated for 152 days, and was composed of two MBBR reactors that operated in four different configurations, that is, with 2 and 4 hours of hydraulic retention time (HRT) and with 50 and 70% percent of carrier. The pilots were fed with synthetic effluent with a mean affluent COD concentration of about 200 mg/L and the dissolved oxygen of the MBBR was maintained close to 2.0 mg/L. The characterization of the carrier was carried out, finding average specific surface area of 507 m<sup>2</sup> / m<sup>3</sup>. Biomedia was able to retain a high amount of biomass on its surface, reaching values of up to 14.6 gSV/m<sup>2</sup>, for the condition of 50% of filling, showing that it is efficient for this use. The average COD removal efficiency ranged from 66.7% to 75.9%, but according to ANOVA, there was no statistically significant difference between the four phases. The organic loading rate (OLR) ranged from 4.69 to 10.28 gDQOt / m<sup>2</sup>.day, with a linear relationship to treatment efficiency observed. It was also observed the occurrence of partial nitrification of the effluent, reaching up to 45.9% efficiency of ammoniacal nitrogen removal. It was possible to conclude that it is feasible to use an MBBR reactor for post-treatment of anaerobic reactor, obtaining a COD removal efficiency of more than 70%, the optimal working point being 2.0 h HRT and 50% of carrier.

**Keywords:** MBBR. Secondary treatment. Biofilm carrier.



## LISTA DE FIGURAS

|  |    |
|--|----|
| <b>Figura 1</b> – Modelo de reator aeróbio (a) com agitação através da aeração, e reator anaeróbio/anóxico (b) com agitação mecânica. ....                 | 20 |
| <b>Figura 2</b> – Esquema de um floco de lodo ativado.....   | 22 |
| <b>Figura 3</b> – Ciclo de vida de um biofilme.....  | 23 |
| <b>Figura 4</b> – COS aplicada versus COS removida. ....   | 29 |
| <b>Figura 5</b> – Meio Suporte Kaldnes K1.....   | 30 |
| <b>Figura 6</b> – Configuração típica de um sistema de tratamento UASB + lodos ativados, com recirculação do lodo aeróbio para o tratamento anaeróbio..... | 35 |
| <b>Figura 7</b> – Unidade experimental instalada no laboratório do UFES.....   | 39 |
| <b>Figura 8</b> – Rotômetros utilizados para controle da vazão de ar.....  | 40 |
| <b>Figura 9</b> – Fluxograma de funcionamento do experimento. ....   | 41 |
| <b>Figura 10</b> – Meio suporte retirado da ETE do tipo MBBR em Aracruz/ES.....  | 44 |
| <b>Figura 11</b> – Biomídia utilizada no estudo.....   | 45 |
| <b>Figura 12</b> – Biomassa sendo removida com escova odontológica. ....   | 48 |
| <b>Figura 13</b> – Superfície da biomídia: aumento 80 vezes.....   | 55 |
| <b>Figura 14</b> – Biomídia piloto I (a) e piloto II (b) no término da fase I, com a formação de biofilme.....   | 58 |
| <b>Figura 15</b> – Biomídia piloto I (a) e piloto II (b) no término da fase II, com a formação de biofilme.....  | 58 |
| <b>Figura 16</b> – Gráfico da variação do OD no período da fase I. ....  | 59 |
| <b>Figura 17</b> – Gráfico da variação do OD no período da fase II. ....   | 60 |
| <b>Figura 18</b> – Gráfico da variação do pH no período da fase I. ....  | 62 |
| <b>Figura 19</b> – Gráfico da variação do pH no período da fase II. ....   | 62 |
| <b>Figura 20</b> – Gráfico da variação da temperatura no período da fase I. ....   | 63 |
| <b>Figura 21</b> – Gráfico da variação da temperatura no período da fase II. ....  | 64 |
| <b>Figura 22</b> – Gráfico da variação do SST ao longo do período experimental. ....   | 65 |
| <b>Figura 23</b> – Biomassa gelatinosa no Piloto I durante a fase I.....   | 66 |
| <b>Figura 24</b> – Parte da biomassa que promoveu a obstrução do Piloto II. ....   | 67 |
| <b>Figura 25</b> – Remoção potencial de DQO no piloto I. ....  | 70 |
| <b>Figura 26</b> – Remoção potencial de DQO no piloto II. ....   | 70 |
| <b>Figura 27</b> – COS aplicada nos pilotos I e II ao longo do período experimental. ....  | 74 |

|  |    |
|--|----|
| <b>Figura 28</b> – Gráfico da relação entre a remoção potencial de DQO com a COS aplicada para os Pilotos I e II. .... | 75 |
| <b>Figura 29</b> – Relação entre COS aplicada e COS potencial removida. ....   | 76 |
| <b>Figura 30</b> – Gráfico da relação entre a COS potencial removida e A/M. ....                                       | 78 |
| <b>Figura 31</b> – Gráfico da relação entre COV aplicada e COV potencial removida. ....                                | 79 |
| <b>Figura 32</b> – Remoção de N-NH <sub>4</sub> no piloto I – fase II.....   | 81 |
| <b>Figura 33</b> – Remoção de N-NH <sub>4</sub> no piloto II – fase II.....  | 81 |
| <b>Figura 34</b> – Influência da DBO, OD e amônia na reação de nitrificação. ....                                      | 83 |
| <b>Figura 35</b> – Lodo descartado em dois dias diferentes. ....   | 83 |

**LISTA DE TABELAS**

|  |    |
|--|----|
| <b>Tabela 1</b> – Modelo e características de diferentes meios suportes. ....                | 31 |
| <b>Tabela 2</b> – Delineamento experimental. ....  | 41 |
| <b>Tabela 3</b> – Composição do efluente sintético. ....                                     | 42 |
| <b>Tabela 4</b> – Composição da solução padrão de micronutrientes. ....                      | 42 |
| <b>Tabela 5</b> – Rampa de partida dos pilotos. ....   | 44 |
| <b>Tabela 6</b> – Variáveis controladas, pontos de coleta e frequência. ....                 | 48 |
| <b>Tabela 7</b> – Cálculo da área superficial para os diferentes volumes analisados. ....    | 54 |
| <b>Tabela 8</b> – Peso médio da biomídia. ....   | 56 |
| <b>Tabela 9</b> – Peso das biomídias após período experimental. ....                         | 56 |
| <b>Tabela 10</b> – Parâmetros calculados para cada reator. ....                              | 57 |
| <b>Tabela 11</b> – Estatística descritiva para OD. ....                                      | 60 |
| <b>Tabela 12</b> – Estatística descritiva para pH. ....                                      | 62 |
| <b>Tabela 13</b> – Estatística descritiva para temperatura. ....                             | 64 |
| <b>Tabela 14</b> – Concentração de SST nos MBBR. ....  | 66 |
| <b>Tabela 15</b> – Concentração total de sólidos nos MBBR. ....                              | 68 |
| <b>Tabela 16</b> – Estatística descritiva para DQO. ....                                     | 71 |
| <b>Tabela 17</b> – Variáveis utilizadas no cálculo da COS aplicada. ....                     | 74 |
| <b>Tabela 18</b> – Valores médios de relação A/M e COV aplicada para os Pilotos I e II. .... | 77 |
| <b>Tabela 19</b> – Características do lodo produzido. ....                                   | 84 |

**LISTA DE SIGLAS**

A/M – Relação alimento/microrganismo

BF – Biofiltro aerado submerso

CH<sub>4</sub> – Metano

CNS – Carga de nitrogênio amoniacal superficial

CO<sub>2</sub> – Gás carbônico

COS – Carga orgânica superficial aplicada

COT – Carbono orgânico total

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO – Demanda Química de Oxigênio

DQO<sub>s</sub> – Demanda Química de Oxigênio solúvel

DQO<sub>t</sub> – Demanda Química de Oxigênio total

DS – Decantador secundário

EPS – Substâncias poliméricas extracelulares

ETE – Estação de tratamento de esgoto

H<sub>2</sub> – Hidrogênio

IFAS – Integrated Fixed-Film Activated Sludge

IL – Idade do lodo

LA – Lodos ativados

LABSAN – Laboratório de Saneamento

MBBR – Moving Bed Biofilm Reactor

MBR – Reator biológico de membrana

MEV – Microscopia eletrônica de varredura

N – Nitrogênio

N<sub>2</sub> – Nitrogênio gasoso

N-NH<sub>4</sub> – Nitrogênio amoniacal

N-NO<sub>3</sub> – Nitrato

N-NO<sub>2</sub> – Nitrito

N-total – Nitrogênio total

O<sub>2</sub> – Oxigênio

OD – Oxigênio dissolvido

P – Fósforo

PEAD – Polietileno de alta densidade

pH – Potencial hidrogeniônico

R – Razão de recheio

SAT – Sólidos Aderidos Total

SBR – Reator Sequencial Batelada

SND – Nitrificação e desnitrificação simultânea

SST – Sólidos em Suspensão Total

SSV – Sólidos em Suspensão Voláteis

ST – Sólidos Totais

SV – Sólidos Voláteis

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica

UASB – Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo

Ufes – Universidade Federal do Espírito Santo

Y<sub>obs</sub> – Coeficiente de produção celular observado

## SUMÁRIO

|            |   |           |
|------------|---|-----------|
| <b>1</b>   | <b>INTRODUÇÃO</b> .....   | <b>15</b> |
| <b>2</b>   | <b>OBJETIVOS</b> .....  | <b>17</b> |
| <b>2.1</b> | <b>Objetivo geral</b> .....                                       | <b>17</b> |
| <b>2.2</b> | <b>Objetivos específicos</b> .....                                | <b>17</b> |
| <b>3</b>   | <b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....                                | <b>18</b> |
| <b>3.1</b> | <b>Processos biológicos de tratamento de efluente</b> .....       | <b>18</b> |
| <b>3.2</b> | <b>Reatores biológicos com leito móvel</b> .....                  | <b>19</b> |
| 3.2.1      | Biomassa em suspensão .....                                       | 21        |
| 3.2.2      | Biomassa aderida .....  | 22        |
| 3.2.3      | Remoção biológica de matéria orgânica .....                       | 24        |
| 3.2.4      | Remoção de nitrogênio .....                                       | 24        |
| 3.2.5      | Aplicações do MBBR .....  | 26        |
| 3.2.6      | Parâmetros de projeto.....  | 26        |
| 3.2.6.1    | <i>Tempo de detenção hidráulica</i> .....                         | 26        |
| 3.2.6.2    | <i>Relação A/M</i> .....  | 27        |
| 3.2.6.3    | <i>Quantidade de biomassa por área</i> .....                      | 27        |
| 3.2.6.4    | <i>Razão de recheio</i> .....                                     | 27        |
| 3.2.6.5    | <i>Carga orgânica superficial</i> .....                           | 28        |
| 3.2.6.6    | <i>Carga orgânica volumétrica</i> .....                           | 29        |
| 3.2.6.7    | <i>Produção de lodo</i> .....                                     | 29        |
| <b>3.3</b> | <b>Meio suporte</b> .....   | <b>30</b> |
| <b>3.4</b> | <b>Pós-tratamento de reatores anaeróbios</b> .....                | <b>33</b> |
| 3.4.1      | Sistemas anaeróbios – aeróbios .....                              | 33        |
| 3.4.2      | Pós-tratamento em reator tipo MBBR .....                          | 37        |
| <b>4</b>   | <b>METODOLOGIA</b> .....  | <b>39</b> |
| <b>4.1</b> | <b>Unidade experimental</b> .....                                 | <b>39</b> |
| <b>4.2</b> | <b>Efluente sintético</b> .....                                   | <b>42</b> |
| <b>4.3</b> | <b>Start-up do sistema</b> .....                                  | <b>43</b> |
| 4.3.1      | Inóculo .....   | 43        |
| 4.3.2      | Rampa de partida e estabilização .....                            | 44        |
| <b>4.4</b> | <b>Avaliação do meio suporte</b> .....                            | <b>45</b> |
| 4.4.1      | Determinação da área superficial específica do meio suporte ..... | 45        |

|             |   |           |
|-------------|---|-----------|
| 4.4.2       | Quantificação da biomassa aderida ao meio suporte .....                     | 46        |
| <b>4.5</b>  | <b>Análises laboratoriais.....</b>  | <b>48</b> |
| 4.5.1       | DQO.....  | 49        |
| 4.5.2       | Sólidos suspensos totais e voláteis.....                                    | 49        |
| 4.5.3       | Nitrogênio amoniacal .....  | 49        |
| 4.5.4       | Cálculo da eficiência de remoção de DQO .....                               | 49        |
| <b>4.6</b>  | <b>Determinação do ponto ótimo de TDH e porcentagem de meio suporte ...</b> | <b>50</b> |
| <b>4.7</b>  | <b>Carga orgânica superficial de DQO.....</b>                               | <b>51</b> |
| <b>4.8</b>  | <b>Carga orgânica volumétrica .....</b>                                     | <b>51</b> |
| <b>4.9</b>  | <b>Relação A/M.....</b>   | <b>51</b> |
| <b>4.10</b> | <b>Produção de lodo.....</b>  | <b>52</b> |
| <b>4.11</b> | <b>Idade do lodo.....</b>   | <b>52</b> |
| <b>5</b>    | <b>RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>  | <b>54</b> |
| <b>5.1</b>  | <b>Avaliação do meio suporte .....</b>                                      | <b>54</b> |
| 5.1.1       | Determinação da área superficial específica do meio suporte .....           | 54        |
| 5.1.2       | Sólidos aderidos ao meio suporte .....                                      | 56        |
| <b>5.2</b>  | <b>Variáveis do processo .....</b>  | <b>59</b> |
| 5.2.1       | Oxigênio Dissolvido.....  | 59        |
| 5.2.2       | pH .....  | 61        |
| 5.2.3       | Temperatura.....  | 63        |
| <b>5.3</b>  | <b>Sólidos .....</b>  | <b>65</b> |
| 5.3.1       | Sólidos em suspensão total .....  | 65        |
| 5.3.2       | Sólidos totais.....   | 68        |
| <b>5.4</b>  | <b>Remoção carbonácea em termos de DQO.....</b>                             | <b>69</b> |
| 5.4.1       | DQO .....   | 69        |
| 5.4.2       | Carga orgânica superficial aplicada (COSaplic).....                         | 74        |
| 5.4.3       | Relação A/M e COV .....   | 77        |
| 5.4.4       | Ponto ótimo de trabalho .....   | 80        |
| <b>5.5</b>  | <b>Nitrogênio amoniacal.....</b>  | <b>81</b> |
| <b>5.6</b>  | <b>Características do lodo produzido .....</b>                              | <b>83</b> |
| <b>6</b>    | <b>CONCLUSÃO .....</b>  | <b>87</b> |
| <b>7</b>    | <b>RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....</b>                            | <b>89</b> |
| <b>8</b>    | <b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>                                      | <b>90</b> |

## 1 INTRODUÇÃO

O tratamento do esgoto doméstico é essencial para manter a qualidade dos corpos d'água e garantir a saúde da população. É necessário promover a remoção da matéria orgânica, para evitar o lançamento de elevadas concentrações nos corpos receptores. O descarte de efluentes com muita matéria orgânica promove o consumo do oxigênio dissolvido (OD) na água, devido a ação dos microrganismos, diminuindo ou até eliminando a concentração de OD, que leva à morte dos seres vivos presentes no corpo receptor (VON SPERLING, 1996).

O sistema de tratamento de esgoto por via anaeróbia, apesar de ter inúmeras vantagens, principalmente quando utilizado em regiões de clima quente, não consegue produzir efluente com as características impostas pela legislação, ou que estejam compatíveis com a capacidade de autodepuração do corpo receptor. Sendo assim, é necessária uma etapa de pós-tratamento para garantir eficiências de remoção de matéria orgânica superiores a 70% (CHERNICHARO *et al.*, 2000).

O processo de tratamento realizado por um reator biológico com leito móvel (MBBR) se baseia na introdução de meio suporte de elevada área superficial, também conhecido por biomídia, em tanques de aeração de sistemas do tipo lodos ativados (LA). Sendo assim, é possível obter alta concentração de biomassa nos reatores, devido à presença tanto de biomassa suspensa quanto de aderida (ØDEGAARD, 2004).

Os sistemas híbridos anaeróbio-aeróbio podem ser adotados quando o tratamento anaeróbio não atinge os padrões de lançamento. Essa configuração em série dos dois tipos de reatores possui diversas vantagens, como: menor produção de lodo, menor consumo de energia elétrica, possibilidade de reaproveitamento do biogás, não necessita de sistema de adensamento e digestão de lodo, elevada eficiência de remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão (CHERNICHARO, 2006).

O presente trabalho se propõe a analisar o desempenho de um reator tipo MBBR como pós-tratamento de sistema anaeróbio. A escolha do MBBR para o pós-tratamento é devido às seguintes características: demanda de volume inferior ao do processo de lodos ativados quando se deseja manter a mesma eficiência; é capaz de



suportar choques hidráulicos e de carga orgânica ao longo do dia; e, ainda por cima, promove um aumento da capacidade de ETEs do tipo LA já existentes (RUSTEN *et al.*, 2006).

O tempo de detenção hidráulica (TDH) e o percentual de recheio (R) são parâmetros utilizados nos projetos de ETEs tipo MBBR, e que impactam diretamente na eficiência da estação (MCQUARRIE E BOLTZ, 2011). A escolha correta desses parâmetros permite a otimização no projeto dos sistemas de tratamento, pois além da confiabilidade do produto, é possível construir o MBBR com o menor tamanho possível, fazendo com que seu custo se torne competitivo e acessível ao mercado, possibilitando uma maior cobertura de tratamento de esgoto, preservando o meio ambiente e promovendo a saúde pública.

Diante disso, esse trabalho visou estudar a influência do tempo de detenção hidráulica e do percentual de recheio, isto é, volume de meio suporte em relação ao volume útil do reator, no desempenho de um MBBR para remoção de matéria orgânica, recebendo efluente após tratamento anaeróbico. Também foi realizada a caracterização do meio suporte utilizado, definindo a área superficial específica e a quantidade de biomassa aderida por área da biomídia, sendo esses parâmetros também utilizados para o dimensionamento de estações de tratamento do tipo MBBR.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo geral**

Avaliar o desempenho de reatores biológicos com leito móvel (MBBR) para o tratamento de efluente sintético com características similares ao efluente de um reator anaeróbio, na remoção carbonácea em termos de demanda química de oxigênio (DQO), quando submetido a diferentes condições operacionais.

### **2.2 Objetivos específicos**

- Avaliar as características e o desempenho do meio suporte utilizado;
- Determinar a remoção potencial de DQO e N-NH<sub>4</sub> nos pilotos MBBR;
- Determinar a carga orgânica superficial para cada experimento;
- Definir as condições ótimas de tempo de detenção hidráulica e percentual de recheio.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 Processos biológicos de tratamento de efluente

O esgoto doméstico é originado das residências, estabelecimentos comerciais e quaisquer edificações que dispõem de banheiro, cozinha e lavanderia. É composto basicamente de água de banho, excretas, restos de comida, papel higiênico, sabão, detergente e águas de lavagem (BRASIL, 2007).

O lançamento de esgoto, com alta carga de matéria orgânica, em corpos d'água irá resultar, indiretamente, no consumo do oxigênio dissolvido do meio. Isso acontece devido ao processo de estabilização da matéria orgânica por bactérias, que utilizam o oxigênio disponível para sua respiração. A diminuição do OD no corpo receptor causa vários problemas do ponto de vista ambiental (VON SPERLING; CHERNICHARO, 2005).

O lançamento de efluente sem tratamento nos corpos d'água pode causar inconvenientes, como: produzir gostos e odores, formação de espuma, eutrofização, formação de bancos de areia e lama no fundo dos rios, dentre outros (JORDÃO; PESSÔA, 2014).

Os sistemas de tratamento biológicos tentam reproduzir os processos que ocorrem naturalmente no meio ambiente, quando se lançam despejos nos corpos d'água. A matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados inertes através da ação de diversos microrganismos como: bactérias, protozoários, fungos, algas e vermes (VON SPERLING, 1996).

Os processos biológicos para tratamento de efluentes dependem de microrganismos que possuem a função de oxidar os constituintes biodegradáveis particulados ou dissolvidos em produtos. Esses processos ocorrem via fermentação ou respiração, onde as substâncias complexas são convertidas em compostos simples, como: sais minerais, gás carbônico ( $\text{CO}_2$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ) e outros (METCALF; EDDY, 2003).

A conversão da matéria orgânica pode ocorrer por via aeróbia ou anaeróbia. Nos sistemas aeróbios é necessária a presença de oxigênio ( $\text{O}_2$ ), gerando  $\text{CO}_2$  e água. Já os sistemas anaeróbios devem ocorrer na ausência de  $\text{O}_2$ , sendo produzido principalmente  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$  (VON SPERLING; CHERNICHARO, 2005).

Os microrganismos utilizam as fontes de matéria orgânica presentes no esgoto para obter carbono necessário para o crescimento das células. Os organismos que utilizam carbono para a formação de nova biomassa são chamados de heterotróficos, já os autotróficos são capazes de sintetizar compostos orgânicos a partir de compostos inorgânicos, como o CO<sub>2</sub> (METCALF; EDDY, 2003).

As bactérias formam o grupo mais importante nos sistemas de tratamento biológicos, sendo as bactérias heterotróficas às responsáveis pela remoção da matéria orgânica (VON SPERLING, 1996).

### **3.2 Reatores biológicos com leito móvel**

O reator biológico com leito móvel, mais conhecido como MBBR (*Moving Bed Biofilm Reactor*) ou IFAS (*Integrated Fixed-Film Activated Sludge*), foi desenvolvido na Noruega, no final dos anos 1980. Atualmente, existem mais de 600 plantas em operação que utilizam esse tipo de tratamento em mais de 50 países. Ele pode ser usado para o tratamento de águas residuárias municipais e industriais, aquicultura, desnitrificação de água potável, entre outros (ØDEGAARD, 2006; RUSTEN *et al.*, 2006; MCQUARRIE; BOLTZ, 2011).

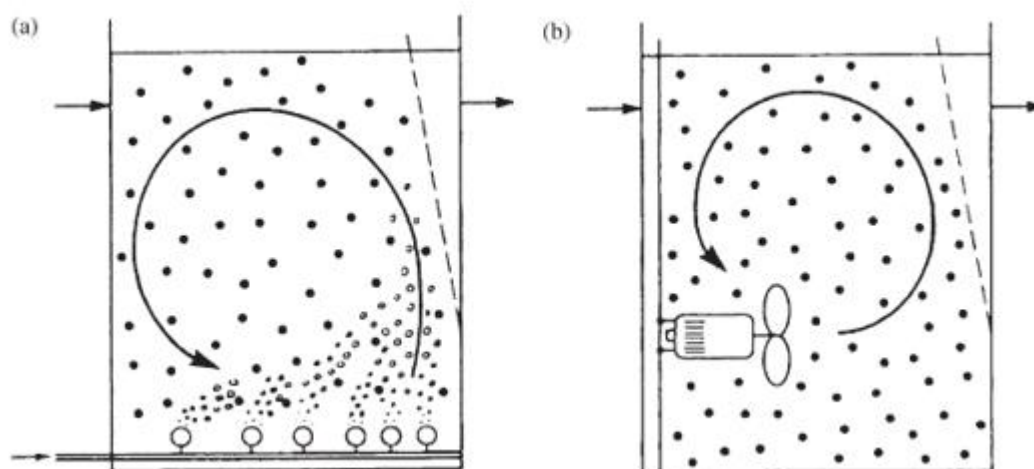
O MBBR surgiu devido à necessidade de aperfeiçoamento do desempenho e/ou para promover um aumento na capacidade de estações de tratamento do tipo lodos ativados, sem ser necessária ampliação da estrutura física do reator (VAN HAANDEL; VAN DER LUBE, 2012).

A principal ideia utilizada para o desenvolvimento do MBBR foi aliar as melhores características dos processos de biofilme e de lodos ativados. A biomassa cresce sobre os meios suportes que se movem livremente por todo volume do tanque. Um sistema de peneiras é colocado na saída do reator para evitar que a biomassa saia do mesmo. O MBBR pode ser utilizado nos processos aeróbio, anóxico e anaeróbio (ØDEGAARD, 2006; MCQUARRIE; BOLTZ, 2011).

No processo MBBR/IFAS o meio suporte plástico, que é de baixa densidade, é mantido em suspensão no reator. No reator aerado, o próprio sistema de aeração promove a agitação das peças, já no caso dos reatores anaeróbio e anóxico é necessária a instalação de misturadores mecânicos. Essas peças possuem alta

mobilidade, levando a uma exposição e contato com o efluente em suspensão. Sendo assim, são considerados reatores híbridos, pois os organismos responsáveis pela decomposição são mantidos em suspensão na massa líquida e aderidos aos meios suportes, mais conhecidos como biomídias. Esse comportamento híbrido que permite que um mesmo volume de reator consiga degradar uma quantidade maior de substrato (OLIVEIRA *et al.*, 2013).

**Figura 1** – Modelo de reator aeróbio (a) com agitação através da aeração, e reator anaeróbio/anóxico (b) com agitação mecânica.



Fonte: Ødegaard (2006).

Outras vantagens desse sistema é que ele utiliza todo o volume do tanque para crescimento da biomassa, sua operação é contínua, não é necessária a retrolavagem do meio, é pouco suscetível ao entupimento e não precisa de recirculação de lodo (RUSTEN *et al.*, 2006; METCCALF; EDDY, 2003). Sendo assim, sua implantação é, relativamente, simples.

Além disso requer pouca área quando comparado com LA, possui operação simples, o risco de perder toda a biomassa é pequeno devido à fração aderida, é menos dependente da temperatura do meio e menos sensível a cargas tóxicas (WANG *et al.*, 2005; ALMOMANI *et al.*, 2014). Ele também pode operar com alta carga orgânica e é menos sensível à sobrecarga hidráulica (BORKAR *et al.*, 2013).

O MBBR é considerado um sistema robusto, visto que consegue operar em uma larga faixa de temperatura, chegando a valores próximos de 1 °C sem que ocorra perda

significativa da eficiência ou da quantidade de biomassa aderida aos suportes (ALMOMANI *et al.*, 2014).

O sistema de tratamento via MBBR não necessita de recirculação de lodo e como resultado, os microrganismos de crescimento lento que se desenvolvem no meio suporte, são retidos no sistema juntamente com as biomédias (GEIGER E RAUCH, 2017).

Ademais, é indicado utilizar um sistema de decantação primária, antes do MBBR, para evitar que os sólidos promovam o entupimento das peneiras de saída do MBBR e até mesmo do meio suporte (ØDEGAARD *et al.*, 2004). Na ausência da decantação primária, a NBR 12209 (ABNT, 2011) determina que deve ser instalado sistema de peneiramento com abertura máxima de 3 mm.

### 3.2.1 Biomassa em suspensão

O princípio dos reatores com biomassa em suspensão floculada, conhecido como lodos ativados, é o desenvolvimento da atividade dos microrganismos em suspensão, estando esses sob a forma de flocos. É necessária uma etapa final de separação de fases sólido-líquido, onde a biomassa é separada, possibilitando o lançamento do efluente clarificado (WOLFF, 2005).

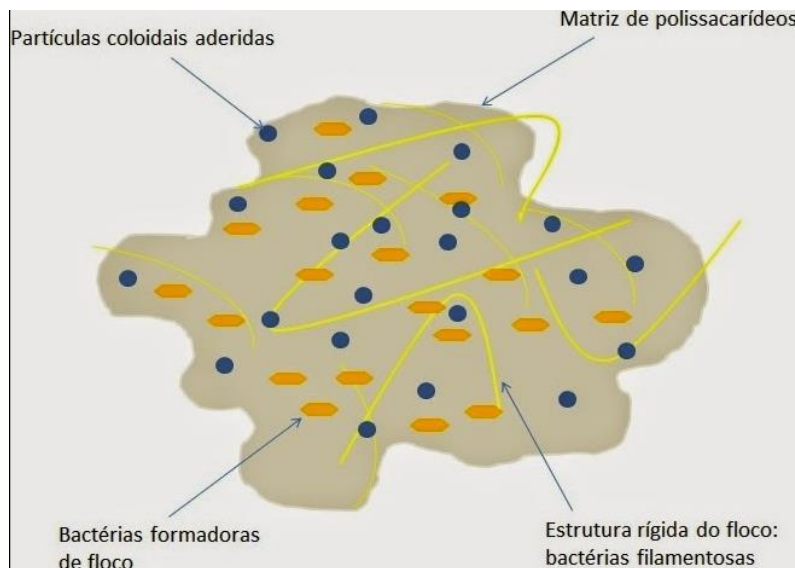
A biomassa em suspensão cresce de forma dispersa no meio líquido, não havendo nenhuma estrutura de sustentação. Os organismos se concentram, formando flocos, que são compostos por material orgânico adsorvido, material inerte dos esgotos, material microbiano produzido para a matriz, células vivas e mortas (VON SPERLING, 1996).

O floco de lodo ativo ideal deve ser composto por uma proporção adequada de bactérias formadoras de floco e de filamentosas, que garantem suporte e resistência. Também deve possuir protozoários, rotíferos, nematoides e fungos (JORDÃO; PESSÔA, 2014).

Devido à sua propriedade de flocular, a biomassa pode ser separada facilmente em um decantador secundário. As bactérias possuem uma matriz gelatinosa que

possibilita sua aglutinação junto de outros microrganismos. Além disso, o floco possui maiores dimensões, o que contribui para a sua sedimentação (VON SPERLING, 2002).

**Figura 2** – Esquema de um floco de lodo ativado.



Fonte: Cardoso (2015).

A concentração de biomassa em suspensão é definida como sendo o teor de SST ou SSV no reator. Os reatores do tipo MBBR apresentam valores de SST relativamente mais baixos, na faixa de 150 a 250 mg/L (ØDEGAARD *et al.*, 2010), porém alguns autores encontraram valores bem superiores, na faixa de 1.500 a 2.300 mg/L (ARAÚJO JÚNIOR *et al.*, 2013).

### 3.2.2 Biomassa aderida

O biofilme é uma estrutura complexa formada principalmente por microrganismos e polímeros extracelulares que ficam fixos sobre um suporte sólido. É uma estrutura dinâmica onde muitos mecanismos biológicos e físicos são intervenientes, como: perfis de difusão interna, forças externas de cisalhamento, competição bacteriana (WOLFF, 2005).

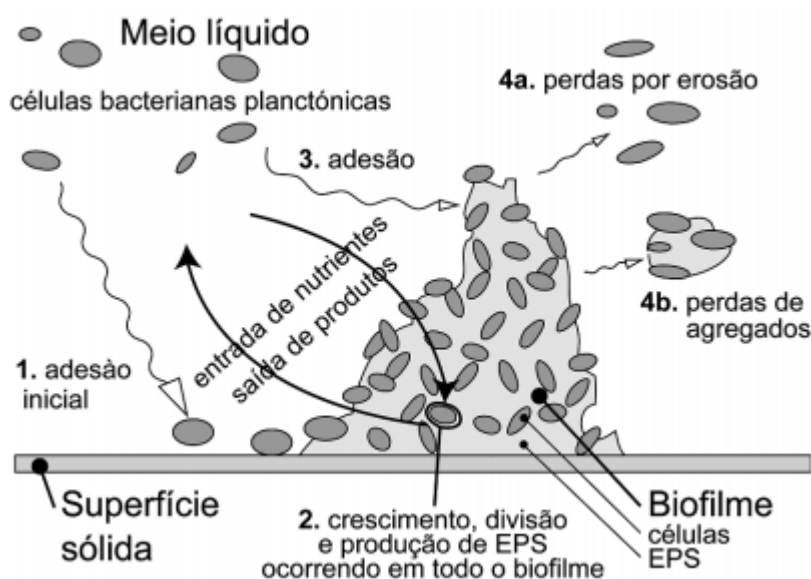
Devido a importância da difusão dos componentes para dentro e para fora do biofilme, a espessura desse possui papel relevante. Como, normalmente, a profundidade de penetração do substrato é inferior a 100  $\mu\text{m}$ , o biofilme ideal deve ser fino e uniformemente distribuído em toda superfície do suporte. Para obter essa situação, a turbulência no reator é extremamente importante, tanto para transportar o substrato

para o biofilme quanto para manter a fina espessura desse pela força de cisalhamento (Ø DEGAARD, 1999).

Entender o perfil de difusão no biofilme é essencial para definir as condições de processo operacional possibilitando, por exemplo, a redução da aeração, sem que ocorra perda da eficiência da ETE (LI *et al.*, 2016).

A espessura do biofilme é em função da produção e decaimento de material particulado no biofilme, devido à disponibilidade de nutrientes, e da fixação e desprendimento de células e partículas na superfície e interior do mesmo. Em geral, se consideram dois mecanismos de desprendimento do biofilme: erosão, que é a perda de pequenas partes na superfície, eventualmente apenas células; e descamação, que é a perda de pedaços maciços do biofilme, quebrados na superfície do substrato (WANNER *et al.*, 2006).

**Figura 3 – Ciclo de vida de um biofilme.**



Fonte: Xavier *et al.* (2005).

A força de adesão é definida como a força do biofilme aderido ao meio suporte, sendo determinada pela estrutura molecular e composição química do biofilme, propriedades da superfície das peças de suporte e também é afetada pelas condições externas como temperatura, nutrientes e velocidade (TANG *et al.*, 2016).

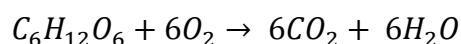


No meio suporte plástico, a espessura do biofilme tende a ser muito pequena, sendo que a colonização ocorre, principalmente, ao nível da rugosidade inicial do material, influenciando a natureza do biofilme (WOLFF, 2005).

Valores típicos de sólidos aderidos por volume de reator MBBR estão na ordem de 1.000 a 5.000 mg/L (WEF, 2011).

### 3.2.3 Remoção biológica de matéria orgânica

A remoção de matéria orgânica no sistema MBBR é realizada sob condições aeróbias, por organismos heterotróficos, tanto em suspensão quanto aderidos ao meio suporte, sendo convertida em carbono na forma inorgânica (CO<sub>2</sub>) e novas células (VON SPERLING; CHERNICHARO, 2005):



A performance de processos biológicos irá depender da dinâmica da utilização do substrato e do crescimento microbiano, sendo influenciados por algumas condições como pH e nutrientes (METCALF; EDDY, 2003).

Conforme demonstrado na reação de oxidação da matéria orgânica, é essencial a presença de oxigênio dissolvido no meio para possibilitar a reação sendo, portanto, uma variável limitante nos processos biológicos. A concentração de OD deve ser mantida entre 1,5 e 4,0 mg/l, porém há um consenso de que o valor mínimo deve ser igual a 2,0 mg/l (METCALF; EDDY, 2003).

Um dos fatores que influencia o metabolismo bacteriano é a temperatura, afetando as taxas de oxidação de matéria orgânica e nitrogênio. Em geral, as reações biológicas aumentam com a elevação da temperatura, atingindo um valor ótimo. Após esse valor, a tendência é que a taxa diminua, devido à destruição das enzimas em temperaturas mais elevadas. A temperatura também irá influenciar a taxa de transferência de gás e as características de sedimentabilidade dos sólidos biológicos (VON SPERLING; CHERNICHARO, 2005).

### 3.2.4 Remoção de nitrogênio

O lançamento de efluente com elevada concentração de nitrogênio e fósforo pode causar a eutrofização do corpo receptor, sendo necessária a remoção desses

compostos para diminuir os impactos no meio ambiente (BORKAR *et al.*, 2013). Uma das vantagens da utilização de MBBR, assim como os demais sistemas de biomassa aderida, é que eles favorecem o desenvolvimento de microrganismos de crescimento lento, como as bactérias nitrificantes (WANG *et al.*, 2006).

A remoção de nitrogênio é realizada quase que exclusivamente através de sistemas de tratamento biológicos, com biomassa suspensa ou biofilme. O método mais comum e econômico, para remoção de nitrogênio total (N-total) é o sistema de dois estágios, sendo (WANG *et al.*, 2006):

- Nitrificação: transformação da amônia (N-NH<sub>4</sub>) em formas mais oxidadas, como o nitrato (N-NO<sub>3</sub>) e nitrito (N-NO<sub>2</sub>), na presença de oxigênio;
- Desnitrificação: conversão do N-NO<sub>3</sub> e N-NO<sub>2</sub> em nitrogênio gasoso (N<sub>2</sub>), na ausência de oxigênio.

Em sistemas com biomassa aderida, tem-se um elevado consumo de oxigênio pelas bactérias heterotróficas, responsáveis pela degradação da matéria orgânica, na parte externa do biofilme. Sendo assim, para que seja possível obter a nitrificação a concentração de OD deve ser elevada, para que ele consiga penetrar nas camadas mais internas, onde estão localizadas as bactérias nitrificantes (FUJII *et al.*, 2013).

Elevadas cargas orgânicas tendem a impactar negativamente o processo de nitrificação, visto que o crescimento das bactérias heterotróficas é favorecido, e essas competem por espaço, oxigênio e nutrientes com as bactérias nitrificantes, levando à inibição da última (WEF, 2011).

Fujii *et al.* (2013) verificou que um sistema do tipo MBBR, operando com reciclo de lodo, foi mais eficiente e estável na remoção de nitrogênio do que um LA, mesmo quando submetido ao aumento da relação A/M e da redução da idade de lodo.

A biomassa aderida tem papel fundamental na eficiência das ETEs. Li *et al.* (2016) mostrou que esse tipo de biomassa realiza cerca de 2/3 da remoção de nitrogênio amoniacal, sendo a outra parcela realizada pelas bactérias em suspensão, em sistemas do tipo IFAS. Ademais, não foi observada variação na atividade das bactérias nitrificantes quando o OD abaixou de 8,0 para 4,0 mg/L.

### 3.2.5 Aplicações do MBBR

Os reatores do tipo MBBR são comumente utilizados para a remoção de matéria orgânica e nutrientes de efluentes domésticos, porém atualmente eles também têm sido empregados no tratamento de efluentes industriais e em conjunto com outros tipos de tratamento de esgoto como os de nitrificação e desnitrificação simultânea (SND) e os reatores biológicos de membrana (MBR).

Zinatizadeh e Ghaytooli (2015) estudaram o uso de reator MBBR no processo do tipo SND, conseguindo atingir eficiências de remoção superiores a 85% e 50% para matéria orgânica e nitrogênio total, respectivamente.

Reatores do tipo MBBR também têm sido utilizados para degradação de fármacos presentes no esgoto. Esse tipo de reator obteve melhores eficiências de remoção desses produtos se comparado com sistemas de lodos ativados convencionais. O MBBR também pode ser usado com um sistema de polimento, após o tratamento por LA, demonstrando capacidade de remoção de substâncias que até então eram consideradas recalcitrantes, como o diclofenaco, sendo que a remoção desse não é observada em sistemas de LA (TANG, K. *et al.*, 2017).

Outra utilização do MBBR que vem sendo estudada é seu uso para tratamento de águas afetadas pelo processo de areia petrolíferas, que possui hidrocarbonetos, produtos químicos, sais, sólidos em suspensão, metais pesados, componentes orgânicos e inorgânicos. Esse sistema demonstrou elevada eficiência na remoção de ácidos naftênicos e de fração extraível em ácido se comparado com sistemas que utilizam apenas biomassa suspensa (HUANG *et al.*, 2017)

### 3.2.6 Parâmetros de projeto

#### 3.2.6.1 Tempo de detenção hidráulica

O tempo de detenção hidráulica (TDH) é o tempo em que o efluente permanece dentro do reator. É calculado pela razão entre o volume do reator (V) e a vazão afluente (Q):

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad (Eq\ 01)$$

Quando se deseja remover apenas matéria orgânica, utiliza-se TDH na ordem de 15 a 90 minutos, porém o tempo deverá ser determinado de acordo com a carga orgânica e tipo de efluente (ØDEGAARD, 2006).

#### 3.2.6.2 *Relação A/M*

A relação alimento por microrganismo (A/M) mede a razão entre a quantidade de alimento presente no esgoto afluente, ou substrato, expressa em demanda bioquímica de oxigênio (DBO), e a quantidade de microrganismos suspensos e aderidos (JORDÃO; PESSÔA, 2014). É um parâmetro muito utilizado para dimensionamento e controle operacional de sistemas do tipo LA (IZQUIERDO, 2006).

Os microrganismos possuem uma capacidade limitada de consumo de substrato por unidade de tempo. Sendo assim, a relação A/M alta significa que existe mais substrato disponível do que a capacidade de assimilação da biomassa, resultando em matéria orgânica excedente no efluente final. Já a relação A/M baixa significa que a quantidade disponível de substrato é inferior à capacidade de absorção pelos microrganismos, dessa maneira eles irão consumir praticamente toda a matéria orgânica presente no efluente, bem como o seu próprio material orgânico celular (VON SPERLING; CHERNICHARO, 2005).

#### 3.2.6.3 *Quantidade de biomassa por área*

É a quantidade de biomassa aderida por área do meio suporte. O conhecimento desse valor é fundamental para que seja possível estimar a quantidade total de microrganismos em um reator. Sua medida é feita em gSS/m<sup>2</sup>.

Segundo a NBR 12209 (ABNT, 2011), não se deve considerar, para o dimensionamento de MBBR, massa superior a 12 gSSV/m<sup>2</sup>.

A quantidade de biomassa por área é influenciada pelas condições operacionais, como a fração de recheio, tipo de afluente e condições em que foram realizados os testes, e também pela forma e material do meio suporte. Além disso, até o próprio método de quantificação da biomassa pode influenciar no valor encontrado (FONSECA, 2016).

#### 3.2.6.4 *Razão de recheio*

A razão de recheio (R), ou percentual de recheio, do reator é caracterizada pela relação entre o volume de meio suporte ( $V_s$ ) e o volume útil total ( $V_t$ ) do reator:

$$R = \frac{V_s}{V_t} \quad (\text{Eq 02})$$

A NBR 12209 (ABNT, 2011) determina que a quantidade mínima de meio suporte a ser utilizada em reatores do tipo MBBR é de 30% do volume total do reator, e a quantidade máxima é de 70%.

Com o intuito de manter uma movimentação livre do meio suporte no reator, recomenda-se preencher no máximo 70% do volume do tanque com as peças plásticas (RUSTEN *et al.*, 2006).

Definindo o percentual de meio suporte a ser inserido em um reator, e de posse de sua superfície específica, é possível determinar a área total disponível para o crescimento da biomassa (IZQUIERDO, 2006).

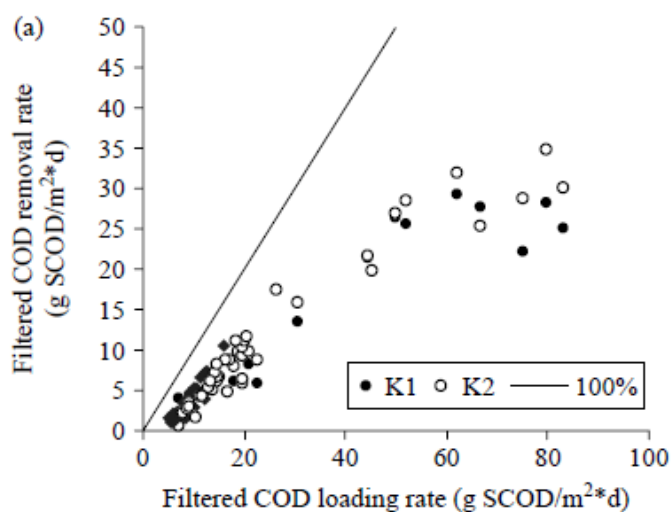
#### 3.2.6.5 Carga orgânica superficial

A taxa normalmente utilizada nos processos de biofilme é a carga orgânica superficial (COS), que é baseada na área superficial específica do meio suporte ( $\text{g}/\text{m}^2.\text{dia}$ ), visto que estudos demonstraram que a área do biofilme é o parâmetro chave nesse tipo de tratamento (ØDEGAARD, 1999).

Os sistemas de alta taxa trabalham com COS na faixa de  $30 \text{ gDQO}/\text{m}^2.\text{dia}$ , produzindo biofilmes compactos, com baixa população de protozoários. Os de taxa moderada, entre  $10$  e  $15 \text{ gDQO}/\text{m}^2.\text{dia}$ , desenvolvem um biofilme mais fofo, com grande variedade de protozoários. Já os de baixa taxa, com COS menor do que  $5 \text{ gDQO}/\text{m}^2.\text{dia}$ , geralmente possuem um biofilme dominado por ciliados (ØDEGAARD *et al.*, 2010).

Para atingir eficiência de remoção de DQO ente 75 e 80% a COS aplicada deve ser superior à  $20 \text{ gDBO}/\text{m}^2.\text{dia}$ . Para remoção de DQO entre 80 a 90% a COS deve variar de  $5$  a  $15 \text{ gDBO}/\text{m}^2.\text{dia}$ . Quando se deseja promover a nitrificação do afluente a COS deve ser inferior à  $5 \text{ gDBO}/\text{m}^2.\text{dia}$  (WEF, 2011).

**Figura 4 – COS aplicada versus COS removida.**



Fonte: Ødegaard *et al.* (2000).

A taxa máxima de remoção encontrada por Ødegaard *et al.* (2000) foi utilizando uma COS de até 30 gDQO<sub>s</sub>/m<sup>2</sup>.dia, considerando a DQO filtrada em membrana de 1 µm, conforme pode ser observado na Figura 4. Porém, pode-se trabalhar com COS mais altas, obtendo eficiência superiores a 90%, desde que se garanta um bom sistema de decantação, para separação dos SST do efluente final.

#### 3.2.6.6 Carga orgânica volumétrica

Segundo Minegatti (2008) os primeiros trabalhos sobre MBBR utilizam a carga orgânica volumétrica (COV) como parâmetro de análise. Ela corresponde à razão da carga orgânica aplicada em um determinado volume, sendo expressa em kg/m<sup>3</sup>.dia. Porém esse parâmetro vem sendo substituído pela COS, descrita no item 3.2.6.5. A literatura tem reportado valores bem distintos para COV, variando de 0,0088 a 4,0 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia.

#### 3.2.6.7 Produção de lodo

No sistema MBBR não é necessária a recirculação do lodo decantado. A biomassa aderida que é responsável por manter o tempo de retenção celular elevado. Sendo assim, o tempo de detenção celular da biomassa suspensa é equivalente ao TRH (Plattes *et al.*, 2006).

A idade do lodo, ou tempo de detenção celular, é o tempo médio em que uma partícula em suspensão permanece no sistema, sob aeração (JORDÃO e PESSÔA, 2014).

Usualmente a idade de lodo é utilizada para controle de processos do tipo LA, visto que no MBBR não é possível mensurar o tempo em que a biomassa aderida fica retida no reator. Sendo assim ele é utilizado para comparação com os valores já conhecidos de LA (MINEGATTI, 2008).

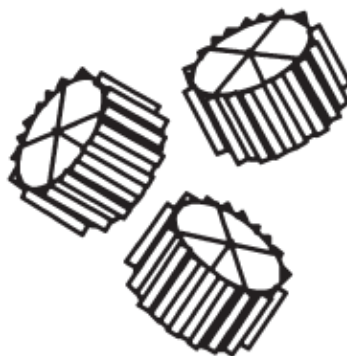
### 3.3 Meio suporte

Diversos estudos vêm sendo realizados com o intuito de incorporar o meio suporte em diversos tipos de tratamentos biológicos que utilizam apenas a biomassa suspensa para degradação de matéria orgânica e nutrientes. Leyva-Díaz *et al.* (2016) estudou a inclusão de meio suporte em um sistema de tratamento do tipo MBR, e obteve uma maior eficiência de remoção de matéria orgânica e nutrientes quando comparado com o MBR sem meio suporte.

A inclusão de meio suporte em reatores do tipo biomassa suspensa promove a diminuição na produção de lodo, pois parte da biomassa irá se desenvolver aderida ao suporte, diminuindo os custos com o gerenciamento de lodo. Araújo Junior *et al.* (2013) analisaram a influência da adição de biomídia em uma ETE do tipo lodos ativados. A adição de 7% e 18% de meio suporte no tanque de aeração, levaram a uma redução de lodo de 18% e 36%, respectivamente, quando comparado com o sistema LA.

O meio suporte original, o Kaldnes K1 (Figura 5), foi confeccionado com polietileno de alta densidade (PEAD), cerca de  $0,95 \text{ g/cm}^3$ . Ele é um pequeno cilindro de 10 mm de diâmetro e 7 mm de altura, com uma cruz no interior e aletas na face exterior (ØDEGAARD, 2006).

**Figura 5 – Meio Suporte Kaldnes K1.**







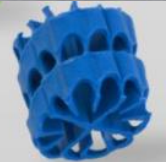
Fonte: Ødegaard (2006).

Atualmente, diferentes tipos de meios suportes têm sido utilizados em reatores do tipo MBBR, com diferentes configurações e tipos de material. Alguns deles são: suportes plásticos, espuma de poliuretano, carvão ativado, materiais naturais como zeólita, material cerâmico, pedaços de madeira, polímeros biodegradáveis (DENG *et al.*, 2016).



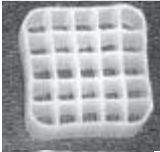



Os suportes fabricados hoje em dia são, em geral, de polietileno ou polipropileno, com densidade variando de 0,95 a 0,99 g/cm<sup>3</sup>. Possuem diâmetro entre 10 e 45 mm e altura variando de 7 a 30 mm (OLIVEIRA *et al.*, 2014).

Na Tabela 1 estão demonstrados diferentes tipos de meio suporte e suas principais características.

**Tabela 1** – Modelo e características de diferentes meios suportes.

| Fabricante  | Nome                          | Área Superficial Específica          | Dimensões (profundidade; diâmetro) | Fotografia do suporte   |
|-------------|-------------------------------|--------------------------------------|------------------------------------|---|
| Veolia Inc. | AnoxKaldnes™ K1               | 500 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>   | 7 mm; 10 mm                        |  |
|             | AnoxKaldnes™ K3               | 500 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>   | 12 mm; 25 mm                       |  |
|             | AnoxKaldnes™ Biofilm Chip (M) | 1.200 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> | 2 mm; 48 mm                        |  |
|             | ActiveCell™ 920               | 680 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>   | 15 x 15 x 10 mm                    |  |
| AqWise      | ABC5™                         | 650 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>   | 12 mm; 12 mm                       |  |



|                                  |           |                                    |                 |   |
|----------------------------------|-----------|------------------------------------|-----------------|---|
| Entex Technologies, Inc.         | Bioportz™ | 589 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> | 14 mm; 18 mm    |    |
| Siemens Water Technologies Corp. | CM-10D™   | 750 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> | 9 mm; 13 mm     |    |
| Biowater Technology              | BWT15™    | 828 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> | 15 x 15 x 5 mm  |    |
|                                  | BWTX™     | 640 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> | 15 x 15 x 10 mm |    |
| Poluição zero                    | PZE       | 614 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> | 15 x 26 mm      |   |
| AMBIO                            | MOD940    | 687 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> | 25 x 25 mm      |  |

Fonte: Adaptado de Mcquarrie e Boltz, 2011.

O tipo de meio suporte utilizado em um reator irá influenciar na quantidade e na distribuição da biomassa aderida na peça, que afetará a atividade de grupos de microrganismos específicos no biofilme.

Um bom desempenho de um reator que utiliza biomassa aderida depende basicamente da formação de um biofilme estável na superfície do meio suporte. Para isso são necessárias condições operacionais adequadas, que está relacionada com a hidrodinâmica, oxigênio e nutrientes que são essenciais para a sobrevivência dos microrganismos, e de um habitat para desenvolvimento do biofilme, que está relacionado com o tipo de suporte que irá ser utilizado, que possua espaço suficiente para o crescimento dos microrganismos. Sendo assim, a escolha do meio suporte irá impactar diretamente no desempenho do sistema de tratamento (TANG, B. *et al.*, 2017).

Além do tamanho e da forma do meio suporte, as características da superfície também influenciam no desempenho de um reator. Biomédias com maior rugosidade possuem melhores condições para fixação de biomassa e, conseqüentemente, uma maior eficiência de oxidação da matéria carbonácea e nitrogênio (ØDEGAARD *et al.*, 2000; WOLFF *et al.*, 2010).

Outro fator que pode impactar na adesão do biofilme é o material de confecção do meio suporte. Mao *et al.* (2017) adicionou um aditivo que tornou a superfície de uma biomédia de polietileno de alta densidade (PEAD) positiva, e mostrou que reator que trabalhou com a mídia modificada obteve um período de *start up* mais curto e conseguiu manter uma maior concentração de sólidos aderidos total (SAT) e, conseqüentemente, uma maior eficiência de remoção de DQO e N-total. Isso porque o PEAD tem superfície negativa, assim como as bactérias, dificultando a adesão devido à repulsão eletrostática.

Bassin *et al.* (2016) testaram dois MBBR cada um preenchido com um tipo de meio suporte, porém ambos com a mesma área superficial total. No meio suporte do tipo Kaldness K1 foi encontrada uma quantidade maior de biomassa aderida do que no meio suporte utilizado no segundo reator, do tipo Mutag Biochip. Esse resultado sugere que a quantidade de biomassa aderida não depende apenas da área disponível, como também da configuração da mídia.

A definição do volume de recheio a ser utilizado é um parâmetro importante para a implantação de um sistema de tratamento, quando se analisa do ponto de vista econômico. Dependendo do valor a ser pago pela biomédia, o sistema de MBBR pode não ser viável se comparado com o de LA, a não ser em regiões em que o terreno é muito valorizado (FUJII *et al.*, 2013).

### **3.4 Pós-tratamento de reatores anaeróbios**

#### **3.4.1 Sistemas anaeróbios – aeróbios**

O reator UASB é uma tecnologia sustentável para o tratamento de esgoto doméstico, que atinge cerca de 70% de eficiência de remoção de matéria orgânica em países de clima quente. Porém, essa tecnologia não atende aos padrões de lançamento de efluentes, necessitando assim de um pós-tratamento para degradação da matéria

orgânica e dos sólidos em suspensão remanescentes e remoção de nutrientes e patógenos quando necessário (KHAN *et al.*, 2011; VAN HAANDEL *et al.*, 2006).

A concentração de DBO de um efluente de reator UASB, sem um sistema de pós-tratamento, tem sido reportada entre 60 a 120 mg/l (CHERNICHARO, 2006). A DQO varia entre 100 e 200 mg/l e os SST entre 50 a 100 mg/l (FORESTI *et al.*, 2006).

Apesar de possuir muitas vantagens, os reatores anaeróbios dificilmente irão produzir efluentes que estejam em acordo com os limites de lançamento impostos pela legislação e que não irão impactar na qualidade dos corpos receptores, necessitando assim de um pós-tratamento. Esse pode servir tanto para remover a matéria orgânica remanescente, quanto para redução de nitrogênio, fósforo e organismos patogênicos (CHERNICHARO, 2006).

Sistemas aerados, como o de lodo ativado, tem sido amplamente utilizado para o tratamento de efluente há mais de cem anos. Recentemente, vem surgido a preocupação sobre o processo de LA, devido ao seu alto consumo de energia e a produção de grande quantidade de lodo, que estão ligados às questões de sustentabilidade ambiental e à mudança climática. Diante dessa situação, muitos estudos vêm sendo realizados a fim de ampliar a utilização de sistemas híbridos anaeróbio/aeróbio, devido a possibilidade desse tipo de sistema se tornar neutro ou até mesmo positivo em consumo de energia (GU *et al.*, 2017).

Existe uma variedade de opções para o pós-tratamento de reator anaeróbio reportadas na literatura, sendo alguns deles: filtro percolador, biofiltro aerado submerso (BF), reator biológico rotacional, *wetlands*, reator sequencial batelada (SBR), tratamento primário quimicamente assistido, filtro de zeólita, flotação por ar dissolvido, lodos ativados (KHAN *et al.*, 2011).

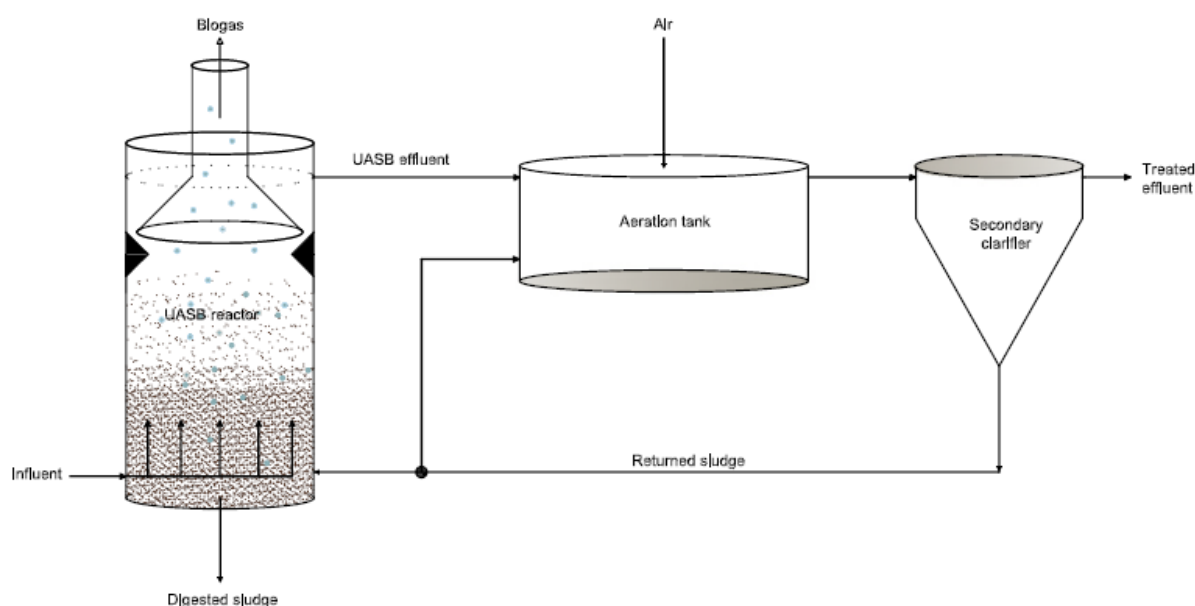
Sistemas combinados com tratamento anaeróbio e aeróbio são muito indicados para regiões de clima predominantemente quente, como o Brasil, pois favorece o tratamento por vias anaeróbias (CHERNICHARO, 2006).

A escolha do tipo de pós-tratamento pode depender de diversos fatores, como: área disponível, qualidade do efluente desejada, custo do tratamento, flexibilidade operacional, dentre outros (TAWFIK *et al.*, 2010).

O pós-tratamento em reatores aeróbios é muito indicado quando se deseja remover a matéria orgânica solúvel residual, incluindo micropoluentes. Pode-se utilizar os sistemas de biomassa suspensa ou aderida. Esse tipo de sistema está baseado na rota de mineralização biológica natural sendo uma tecnologia avançada e sustentável para proteção ambiental, preservação e recuperação de recursos (KHAN *et al.*, 2011).

A utilização de sistemas anaeróbio-aeróbio é uma alternativa extremamente viável, pois se comparada com sistemas convencionais aeróbios como lodos ativados, obtêm-se uma menor produção de lodo e menor consumo de energia, podendo ainda aproveitar o biogás gerado na etapa anaeróbia para geração de energia (KASSAB *et al.*, 2010).

**Figura 6** – Configuração típica de um sistema de tratamento UASB + lodos ativados, com recirculação do lodo aeróbio para o tratamento anaeróbio.



Fonte: Chong *et al.* (2012).

Algumas das vantagens do uso de sistema anaeróbio-aeróbio são: menor consumo de energia na etapa aerada, visto que o sistema anaeróbio já degradou grande parte da matéria orgânica; não é necessária etapa para adensamento e digestão do lodo, pois utiliza-se o próprio reator UASB para essa função; menor produção de lodo (CHERNICHARO, 2006).

Um dos maiores problemas das ETEs é o gerenciamento do lodo gerado. A utilização de sistema de tratamento que seguem a configuração reator UASB com pós-

tratamento em etapa aeróbia é uma alternativa interessante que vem sendo estudada. Nessa configuração o lodo produzido na etapa aeróbia é enviado para o reator UASB a fim de promover seu adensamento e digestão. Em estudos realizados com o sistema UASB seguido de BF, observou-se que o descarte do lodo do BF para o UASB não afetou a performance do tratamento anaeróbio, que obteve 64% de remoção de DQO trabalhando com taxa de 1,6 kg DQO/m<sup>3</sup>.dia e TDH de 8 h. O sistema UASB+BF atingiu eficiência de 85% para remoção de DQO e 88% para SST (GONÇALVES *et al.*, 2002).

Urbinati e Oliveira (2014) analisaram a eficiência de um sistema com dois reatores UASB em série, seguido de um reator sequencial batelada (SBR) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. O reator UASB trabalhou com TDH de 87, 65 e 51 h e o SBR com 240 e 180 h. A concentração de DQO afluente ao sistema variou de 20.755 mg/L a 22.105 mg/L. O sistema em série de UASB atingiu eficiência máxima de remoção de DQO<sub>total</sub> de 97%, já o SBR conseguiu atingir eficiência de 62% para DQO<sub>total</sub>.

Tawfik *et al.* (2008) avaliaram o desempenho de um sistema de tratamento do tipo UASB+LA para o tratamento de um efluente misto, sendo parte proveniente de laticínio e parte esgoto doméstico. O UASB operou com TDH de 24 h e taxa orgânica volumétrica entre 1,9 e 4,4 kg DQO/m<sup>3</sup>.dia, conseguindo eficiência de 69% para remoção de DQO e 79% para DBO. O LA operou com TDH de 2 h e obteve eficiência de 97,4% para DQO e 98,8% para DBO.

Gu *et al.* (2017) utilizaram um sistema em dois estágios para tratamento de um efluente sintético, visando redução do consumo de energia, menor produção de lodo e geração de biogás para aproveitamento energético. O sistema era composto de um reator anaeróbio tipo MBBR (AMBBR) seguido de um reator sequencial batelada do tipo reator biológico com leito móvel (IFAS-SBR). O AMBBR possuía um volume de 4 L, com 30% de meio suporte. O IFAS-SBR também possuía volume de 4 L e foi preenchido com 25% de meio suporte. O sistema foi alimentado com efluente sintético com as seguintes características: 400 mg/L de DQO, 45 mg/L de N-NH<sub>4</sub>, 20 mg/L de KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>. Eles obtiveram 85% de eficiência na remoção de DQO, 85% de N-total e uma produção de 0,28 kWh/m<sup>3</sup> de esgoto tratado no AMBBR. Comparando com

sistema de lodos ativados convencional, os autores conseguiram uma redução de 75% na produção de lodo.

Campos (2001) avaliou o desempenho de um reator combinado com tanque anaeróbio seguido por um sistema de leito fluidizado trifásico. Foram testados dois tipos de meio suporte no leito fluidizado, sendo um de poliestireno e o outro de PVC. O primeiro não apresentou bom desempenho nas condições testadas, já com o suporte de PVC obteve remoção de DQO filtrada de 36% e 78% para carga orgânica aplicada de 17 e 36 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia, respectivamente.

#### 3.4.2 Pós-tratamento em reator tipo MBBR

Tawfik *et al.* (2010) estudou a performance de um piloto composto por reator UASB seguido por MBBR para o tratamento do esgoto doméstico, sendo a temperatura entre 22 e 35 °C. O sistema foi operado sob diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH), variando entre 13,3 e 5,0 h, e alimentado com esgoto doméstico bruto com DQO média de 740 mg/L. O MBBR foi preenchido com 70% de meio suporte com área específica de 363 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Obtiveram uma redução de 80 e 86% para DQO total, operando com TRH total do sistema de 5 h (3 h no UASB e 2 h no MBBR) e 10 h (6 h no UASB e 4 h no MBBR), respectivamente. Analisando apenas a eficiência do MBBR encontrou-se uma eficiência de remoção de DQO<sub>t</sub> de 71, 57 e 49% e de N<sub>total</sub> de 58, 30 e 17% para TDH de 5,3, 4 e 2 horas, respectivamente.

Chrispim e Nolasco (2017) estudaram o uso de um reator MBBR para tratamento de águas cinzas, que é um efluente com baixa carga orgânica. O sistema de tratamento era composto por um tanque de equalização, um MBBR e um decantador secundário (DS). Utilizou-se um efluente sintético com cerca de 45 mg/L de DBO, 247 mg/L DQO e 88mg/L de SST, a uma vazão de 302 l/d. O TDH no MBBR foi de 4 horas, sendo 14% do volume útil do reator preenchido por meio suporte com área superficial de 490 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, mantendo o OD em torno de 7,0 mg/L no reator MBBR. Os autores obtiveram eficiências de remoção médias de 59% para DBO e 70% para DQO.

Tawfik *et al.* (2012) avaliaram o desempenho de um sistema de tratamento de esgoto do tipo reator UASB com preenchimento de esponja seguido de um MBBR com meio suporte de poliuretano. O MBBR foi operado com taxa de aplicação superficial de 7,0 g DQO/m<sup>2</sup>.dia, TDH de 3,6 horas e 63% de enchimento de poliuretano com 256 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

O OD do tanque de aeração foi mantido em torno de 2,0 mg/L. O sistema foi alimentado com esgoto doméstico da cidade de Cairo/Egito, com concentrações médias de 597 mg/L de DQO<sub>total</sub>. A concentração média de DQO<sub>total</sub> no efluente do sistema foi de 63 mg/L, sendo que o MBBR reduziu cerca de 80% da concentração de DQO<sub>total</sub> do efluente do reator UASB. Tawfik *et al.* (2012) também conseguiram obter uma redução de 81% de amônia no MBBR.

Luostarinen *et al.* (2006) avaliou a eficiência de um reator do tipo MBBR no pós-tratamento de reator UASB. O MBBR possui 50% do seu volume de meio suporte com área superficial de 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, com concentração de OD de 9,0 mg/L, e foi alimentado à vazão de 1,0 l/d, obtendo TDH de 2,4 dias. A concentração de DQO<sub>t</sub> afluente ao MBBR foi de 188 mg/L, obtendo eficiência de remoção variando entre 68% e 72%.

Faria (2010) estudou o uso de MBBR no pós-tratamento de um Reator UASB. A concentração média de DQO afluente ao tanque aerado foi de 214 mg/L. Foram analisados dois protótipos preenchidos com 40% de meio suporte. O MBBR 1 utilizou anel pall ring DN 5/8" e o MBBR 2 usou anel de polietileno DN 3/4", com área superficial de 341 e 350 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, respectivamente. O TDH foi de 6 horas, e a concentração de OD variou de 2,0 a 4,0 mg/L. A eficiência de remoção de DQO no MBBR 1 aumentou de 65% para 69% quando o OD aumento de 2 para 4 mg/L, já no MBBR 2 a eficiência aumentou de 72% para 74%. Quando se alterou o TDH do MBBR 1 de 6 para 2 horas, a eficiência de remoção de DQO caiu de 65% para 59%.

## 4 METODOLOGIA

### 4.1 Unidade experimental

Para avaliar o desempenho do reator MBBR como pós-tratamento de reator anaeróbio, foram confeccionados dois pilotos, conforme descrito abaixo.

Piloto I:

- 1 (um) reator aerado com 150 mm de diâmetro, 190 mm de altura útil e volume ( $V_1$ ) de 3,35 litros (MBBR I);
- 1 (um) decantador secundário com 100 mm de diâmetro e 406 mm de altura útil (DS I).

Piloto II:

- 1 (um) reator aerado com 150 mm de diâmetro, 220 mm de altura útil volume ( $V_2$ ) de 3,88 litros (MBBR II);
- 1 (um) decantador secundário com 100 mm de diâmetro e 288 mm de altura útil (DS II).

Esse sistema foi instalado no Núcleo Água e as análises foram realizadas no Laboratório de Saneamento (LABSAN), ambos localizados na Ufes.

**Figura 7** – Unidade experimental instalada no laboratório do UFES.



Fonte: Autoria própria (2018).

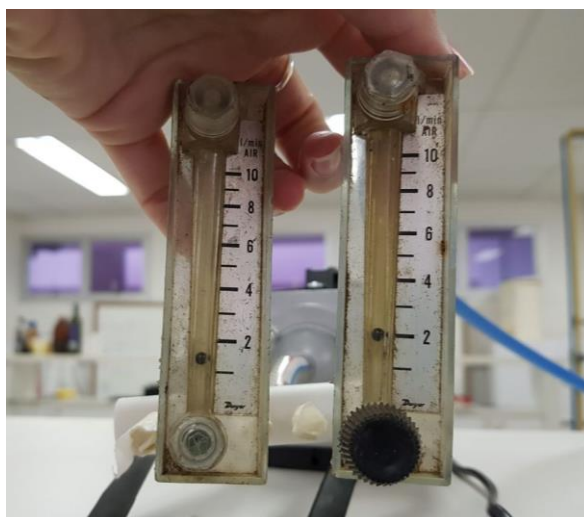


Os pilotos funcionaram em paralelo, sendo que o TDH foi de 2,0 e 3,0 h para o Piloto I e II, respectivamente. A escolha do TDH de 3,0 h baseou-se por ser um valor de referência para lodos ativados (VON SPERLING; CHERNICHARO, 2005) e próximo ao utilizado em MBBR por alguns autores, como Tawfik *et al.* (2010) e Tawfik *et al.* (2012). Definiu-se o segundo TDH inferior ao anteriormente citado, a fim de verificar a possibilidade de redução no volume do reator.

O decantador secundário foi dimensionamento de modo a manter a taxa de aplicação superficial inferior a  $28 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ , conforme preconizado pela NBR 12209 (ABNT, 2011).

O piloto I foi alimentado com o efluente sintético através de uma bomba dosadora marca Exatta, modelo EX0107, com a vazão de  $0,494 \text{ mL/s}$ . O piloto II foi alimentado por uma bomba dosadora da mesma marca e modelo do anterior, porém com a vazão de  $0,381 \text{ mL/s}$ . A ingestão de ar foi realizada utilizando um compressor tipo de aquário, marca Yuting, modelo ACO-001. A vazão de ar foi controlada através de rotômetros da marca Dwyer Instruments, modelo MMA-23, instalados na linha de alimentação do ar, a fim de manter a concentração de oxigênio dissolvido próxima a  $2,0 \text{ mg/L}$ , conforme utilizado por Tawfik *et al.* (2010).

**Figura 8** – Rotômetros utilizados para controle da vazão de ar.

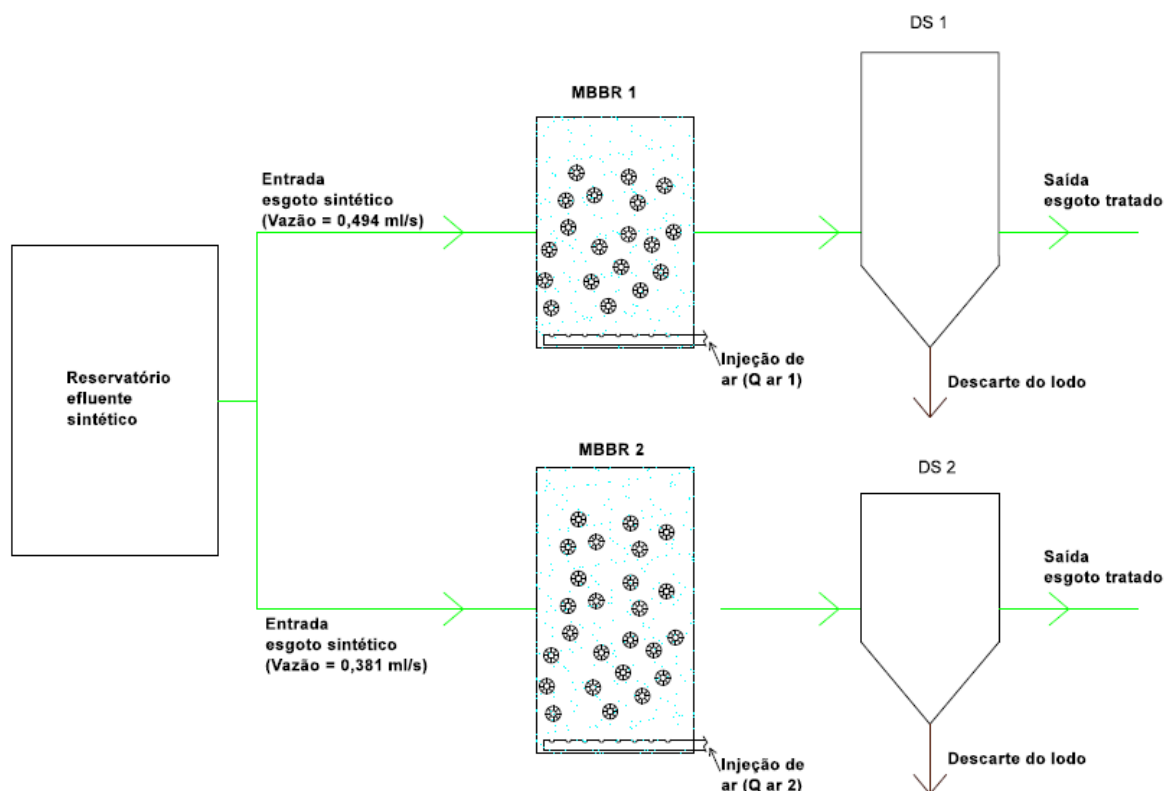


Fonte: Autoria própria (2018).

Não foi realizada a recirculação do lodo decantado, visto que esse tipo de sistema utiliza apenas a biomassa aderida para obter elevado tempo de retenção celular. Vale

salientar que o tempo de detenção celular da biomassa suspensa é equivalente ao TDH (Plattes *et al.*, 2006). A Figura 9 ilustra o funcionamento do sistema adotado.

**Figura 9** – Fluxograma de funcionamento do experimento.



Fonte: Autoria própria (2018).

O experimento foi dividido em duas fases (I e II), nas quais os pilotos foram preenchidos com diferentes porcentagens de meio suporte (50% e 70%), conforme descrito na Tabela 2.

**Tabela 2** – Delineamento experimental.

| Fase | Preenchimento biomédia | Quantidade de biomédia (peças) |         | TDH (h) |         |
|------|------------------------|--------------------------------|---------|---------|---------|
|      |                        | MBBR I                         | MBBR II | MBBR I  | MBBR II |
| I    | 70%                    | 118                            | 137     | 2,0     | 3,0     |
| II   | 50%                    | 84                             | 98      | 2,0     | 3,0     |

## 4.2 Efluente sintético

O sistema foi alimentado com efluente sintético, com características semelhantes à do esgoto doméstico após o tratamento em reator anaeróbio, com remoção média de 70% de matéria orgânica. Na Tabela 3 estão demonstradas as concentrações de cada componente utilizado. A sacarose foi utilizada como a fonte de matéria orgânica, expressa em DQO, sendo sua concentração média em torno de 180,0 mg/L. A concentração de amônia foi definida em 45,0 mg/L, através da adição do cloreto de amônio. O bicarbonato de sódio foi adicionado para fornecer alcalinidade ao sistema, a fim de manter o pH controlado, pois a nitrificação tende a abaixar o pH. A fonte de fósforo foi o fosfato,  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ , que também contribui para a manutenção do pH (HANAKI *et al.*, 1990). A concentração de fósforo afluente foi cerca de 7,0 mg/L.

Também foi adicionada uma solução de micronutrientes ao efluente sintético. Sua composição detalhada está na Tabela 4. O pH da solução de micronutrientes foi ajustada para valores entre 6,0 e 7,0 com a adição de NaOH.

**Tabela 3** – Composição do efluente sintético.

| Substância                 | Concentração (mg/L) | Parâmetro        | Concentração (mg/L) |
|----------------------------|---------------------|------------------|---------------------|
| Sacarose                   | 210                 | DQO              | 180                 |
| $\text{KH}_2\text{PO}_4$   | 31                  | $\text{PO}_4$    | 7                   |
| $\text{NH}_4\text{Cl}$     | 172                 | N- $\text{NH}_4$ | 45                  |
| $\text{NaHCO}_3$           | 200                 | Alcalinidade     | 200                 |
| NaCl                       | 250                 | Salinidade       | 250                 |
| Solução de micronutrientes | 0,5 ml/L            | -                | -                   |

Fonte: Adaptado de Minegatti (2015).

**Tabela 4** – Composição da solução padrão de micronutrientes.

| Substância                                | Concentração da solução padrão (mg/L) | Concentração no efluente sintético (mg/L) |
|---|---------------------------------------|---|
| EDTA                                      | 50000                                 | 25  |
| $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}$ | 1036                                  | 0,52                                      |
| $\text{MnCl}_2$                           | 3220                                  | 1,61                                      |

|                   |       |      |
|-------------------|-------|------|
| ZnSO <sub>4</sub> | 12354 | 6,18 |
| MgCl <sub>2</sub> | 8600  | 4,30 |
| CaCl <sub>2</sub> | 5540  | 2,77 |
| CoCl <sub>2</sub> | 880   | 0,44 |
| CuSO <sub>4</sub> | 1004  | 0,50 |
| FeSO <sub>4</sub> | 2728  | 1,36 |

Fonte: Campos *et al.* apud Zdradek (2005).

O reservatório de armazenamento do afluyente sintético bruto era preenchido com efluente duas vezes na semana, e era lavado uma vez na semana, a fim de minimizar o crescimento de biomassa no mesmo e a consequente degradação do efluente bruto dentro do reservatório. As mangueiras de alimentação das bombas eram substituídas mensalmente, também devido ao crescimento da biomassa.

### 4.3 Start-up do sistema

#### 4.3.1 Inóculo

Os pilotos foram inoculados com lodo de uma ETE do tipo MBBR localizada no município de Aracruz/ES que trata esgoto de origem doméstica, a fim de acelerar o desenvolvimento e adaptação da biomassa. Adicionou-se um volume de lodo equivalente a 10% do volume útil de cada MBBR, sendo 340 mL no MBBR I e 390 mL no MBBR II.

O meio suporte também foi retirado da mesma ETE citada acima (Figura 10), visto que ele já possuía biofilme formado, o que também contribuiu para uma estabilização mais rápida dos reatores.

**Figura 10** – Meio suporte retirado da ETE do tipo MBBR em Aracruz/ES.



Fonte: Autoria própria (2018).

O inoculo do lodo e a adição do meio suporte nos MBBRs foram realizados no mesmo dia, sendo esse dia considerado o dia 1 do período experimental.

#### 4.3.2 Rampa de partida e estabiliza o

Os reatores foram alimentados com vazão crescente, durante quatro semanas (28 dias), a fim de possibilitar a adapta o da biomassa. A contagem iniciou-se a partir do dia em que foi realizado o inóculo (dia 1).

A Tabela 5 mostra como foi feita a rampa de partida dos pilotos.

**Tabela 5** – Rampa de partida dos pilotos.

| Fase    | TDH (h)               |                       |                       |                       |
|---------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|
|         | 1 <sup>a</sup> semana | 2 <sup>a</sup> semana | 3 <sup>a</sup> semana | 4 <sup>a</sup> semana |
| MBBR I  | 8,0                   | 6,0                   | 4,0                   | 2,0                   |
| MBBR II | 12,0                  | 9,0                   | 6,0                   | 3,0                   |

Após o vigésimo oitavo dia, o sistema entrou em fase de estabiliza o. Nesse período foram necessários ajustes na vazão das bombas de recalque, na concentra o de DQO afluyente e na vazão de ar, afim de obter os parâmetros previamente definidos para esse estudo, e para que os valores de eficiência de remo o de DQO no MBBR atingissem certa estabilidade.

Para definir se o sistema estava estável ou não, analisou-se o desvio padrão dos resultados de eficiência de remo o de DQO. Quando o desvio padrão entre os

valores das 4 últimas análises foi baixo, nesse caso adotou-se menor que 20%, definiu-se que os sistemas estavam estáveis e esses valores começaram a contar como os resultados da fase I.

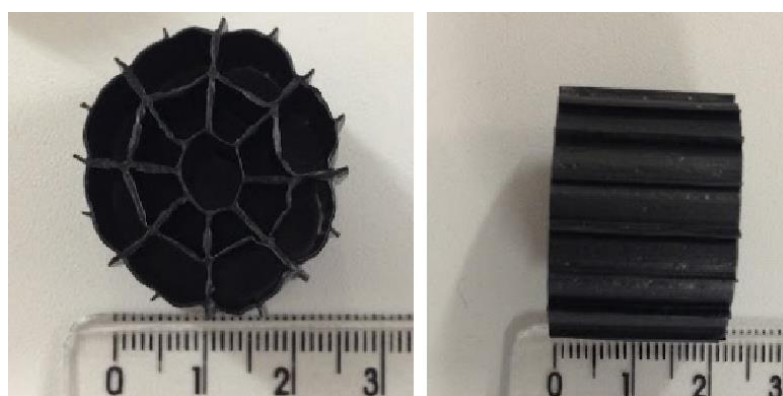
A fase de estabilização teve duração de 33 dias (28<sup>o</sup> ao 61<sup>o</sup> dia), no 62<sup>o</sup> dia iniciou-se a fase experimental 1 com duração de 45 dias (62<sup>o</sup> ao 106<sup>o</sup> dia), e no 107<sup>o</sup> dia iniciou-se a fase 2, que teve 46 dias de duração (107<sup>o</sup> ao 152<sup>o</sup> dia).

#### 4.4 Avaliação do meio suporte

##### 4.4.1 Determinação da área superficial específica do meio suporte

O reator foi preenchido com o meio suporte confeccionado pela Sanevix Engenharia Ltda. Segundo informações repassadas pelo fabricante, a biomídia possui 25 mm de diâmetro e 21 mm de altura (Figura 11), é confeccionada em PEAD e possui densidade entre 0,94 e 0,97 g/cm<sup>3</sup>.

**Figura 11** – Biomídia utilizada no estudo.



Fonte: Autoria própria (2017).

A área superficial específica é a razão entre a área total da biomídia e o volume ocupado por cada peça. Para determiná-la, seguiu-se o procedimento abaixo:

- Preencher um recipiente de volume conhecido ( $V$ ) com as biomídias. As mesmas devem ser dispostas de forma aleatória dentro do recipiente, a fim de considerar o efeito de empacotamento das peças, ou seja, considerar os espaços vazios entre elas;
- Contar a quantidade de biomídias ( $n_m$ ) que foram colocadas dentro do recipiente;

- Desenhar a peça no *software* SolidWorks, considerando a espessura e a geometria da mesma;
- Anotar a área total ( $A_t$ ) e a área interna ( $A_i$ ) da peça, determinada pelo *software*;
- Calcular a área superficial específica total ( $AS_t$ ) e a área superficial específica interna ( $AS_i$ ), utilizando as Equações 3 e 4, respectivamente.

$$AS_t = \frac{A_t * n_m}{V} \quad (\text{Eq 3})$$

$$AS_i = \frac{A_i * n_m}{V} \quad (\text{Eq 4})$$

Foram utilizados 3 volumes distintos, a fim de diminuir o erro da metodologia. A área superficial foi definida como sendo a média dos valores encontrados nas 3 repetições.

#### 4.4.2 Quantificação da biomassa aderida ao meio suporte

Devido à pequena quantidade de meio suporte nos pilotos, optou-se por realizar a quantificação da biomassa aderida apenas no final de cada fase, a fim de manter a área total constante ao longo do período da fase.

A análise da biomassa aderida foi realizada utilizando a metodologia de pesagem direta, na qual a biomassa não é removida do meio suporte (GU *et al.*, 2014; MINEGATTI, 2008; Plattes *et al.*, 2006). Após o término de cada uma das fases, realizou-se a quantificação conforme descrito abaixo:

- Pesar 20 peças virgens em uma balança analítica, obtendo a massa em gramas. Calcular a média ( $P_0$ );
- Retirar seis peças de cada piloto e colocar uma em cada cápsula de porcelana;
- Levar as cápsulas com a biomídia para estufa, com temperatura entre 103 e 105°C, por 24 horas até que o peso se mantivesse constante, onde todo o líquido foi evaporado;
- Resfriar as peças em dessecador a temperatura ambiente;
- Pesar a biomídia seca obtendo o peso ( $P_1$ );
- A massa de sólidos totais ( $m_{ST}$ ) foi definida pela diferença entre  $P_1$  e  $P_0$ ;
- Calcular a quantidade de biomassa aderida, em termos de sólidos totais (ST), por área superficial específica do meio suporte ( $T_{BA}$ ), conforme Equação 5.

$$T_{BA} = \frac{m_{ST}}{A_t} \quad (Eq\ 5)$$

Em que:

$T_{BA}$  = biomassa por área (g/m<sup>2</sup>);

$A_t$  = área total de uma biomídia (m<sup>2</sup>).

A metodologia descrita acima utiliza uma temperatura de secagem inferior à temperatura de fusão do PEAD, que é entre 130 e 135 °C, sendo assim, não compromete a estrutura e não promove a perda de massa da biomídia.

Foi possível observar crescimento expressivo de biomassa na superfície externa das peças, por esse motivo optou-se por utilizar a área total da biomídia no cálculo da  $T_{BA}$ .

Também foi realizada a metodologia proposta por Fujii *et al.* (2013), que consiste na remoção da biomassa com o auxílio de pequenas escovas odontológicas. Na execução desse procedimento teve-se muita dificuldade de remover todo o material que estava aderido às paredes plásticas, sendo assim ela foi utilizada apenas para obter a relação entre SV e ST.

Segue detalhamento da metodologia proposta por Fujii *et al.* (2013):

- Retirar três peças de cada piloto e colocar cada peça em um cadinho de porcelana;
- Raspar as biomídias com o uso de uma escova odontológica a fim de remover toda a biomassa aderida. Utilizar água destilada para auxiliar na remoção da biomassa, sendo todo o volume armazenado no cadinho;
- Quantificar os SV ( $m_{SV}$ ) e ST ( $m_{ST}$ ) de cada amostra conforme método gravimétrico 2540 detalhado pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012).



**Figura 12** – Biomassa sendo removida com escova odontológica.



Fonte: Autoria própria (2018).

#### 4.5 Análises laboratoriais

Para avaliar os resultados obtidos nos testes foram analisados os seguintes parâmetros: DQO, SST, SSV, pH, OD, temperatura e N-NH<sub>4</sub>.

Os pontos de coleta, sua periodicidade e método de análise estão demonstrados na Tabela 6.

O efluente bruto era coletado no interior do tanque de armazenamento, já a saída do MBBR e saída do DS foram coletados através de torneiras (Figura 7) instaladas na tubulação de saída de cada compartimento. A amostra do interior do MBBR era retirada pela parte superior mergulhando um pequeno béquer dentro desse reator.

**Tabela 6** – Variáveis controladas, pontos de coleta e frequência.

| Variável    | Pontos de coleta                                     | Frequência da análise | Método de análise  |
|-------------|--|-----------------------|--------------------|
| DQO         | Efluente bruto e saída do DS                         | 2 vezes na semana     | Colorimétrico 5220 |
| SST e SSV   | Interior do MBBR, saída do DS e lodo excedente do DS | 2 vezes na semana     | Gravimétrico 2540  |
| pH          | Saída do MBBR  | Diariamente           | pHmetro bancada    |
| OD          | Saída do MBBR  | Diariamente           | Oxímetro portátil  |
| Temperatura | Saída do MBBR  | Diariamente           | Termômetro         |

| N-NH <sub>4</sub> | Efluente bruto e saída do DS | Esporádico <sup>(1)</sup> | Titulométrico |
|-------------------|------------------------------|---------------------------|---------------|
|-------------------|------------------------------|---------------------------|---------------|

(1) A análise de N-NH<sub>4</sub> foi realizada apenas na fase II com o intuito de investigar se o sistema estava oxidando a amônia, apesar de não ter sido projetado com essa finalidade.

A medida do pH e da temperatura foi realizada com pHmetro de bancada da marca Hanna, modelo Edge. Para a medição do OD utilizou-se um medidor portátil da marca Instrutherm, modelo 910.

#### 4.5.1 DQO

A determinação da concentração de DQO foi realizada seguindo o método colorimétrico 5220 detalhado pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012). Foi realizada a análise da DQO total (DQO<sub>t</sub>) no efluente bruto e de DQO solúvel (DQO<sub>s</sub>) no efluente bruto e na saída do DS.

#### 4.5.2 Sólidos suspensos totais e voláteis

A determinação da concentração dos sólidos em suspensão total e sólidos em suspensão voláteis (SSV) foi realizada conforme método gravimétrico 2540 detalhado pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012).

A análise dos SSV do efluente do DS, no interior do MBBR e no lodo excedente descartado do DS tem por finalidade estimar a quantidade de biomassa presente no meio. Além disso, com a relação de SSV por SST foi possível verificar se o lodo excedente descartado estava digerido ou não.

#### 4.5.3 Nitrogênio amoniacal

A análise de nitrogênio amoniacal (N-NH<sub>4</sub>) foi realizada apenas na segunda fase, seguindo o método titulométrico do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012).

#### 4.5.4 Cálculo da eficiência de remoção de DQO

A eficiência de remoção potencial de DQO<sub>s</sub> foi calculada de acordo com a Equação 6.

$$Ef (\%) = \left(1 - \frac{C_f}{C_i}\right) * 100 \quad (Eq 6)$$

Em que:

Ef = eficiência de remoção potencial (%)

C<sub>i</sub> = concentração de DQO<sub>t</sub> no efluente bruto (mgO<sub>2</sub>/l);

C<sub>f</sub> = concentração de DQO<sub>s</sub> na saída do DS (mgO<sub>2</sub>/l).

O cálculo da remoção de N-NH<sub>4</sub> foi realizado de maneira análoga ao da DQO, porém substituindo os valores de DQO por N-NH<sub>4</sub> na Equação 6.

#### **4.6 Determinação do ponto ótimo de TDH e porcentagem de meio suporte**

A análise estatística descritiva dos resultados das análises físico-químicas foi realizada utilizando o *software* Excel, sendo calculados os valores de: média, mediana, desvio padrão, máximos e mínimos.

Para avaliar se ocorreu ou não diferença significativa entre os valores médios de eficiências de remoção de DQO encontrados para cada fase do teste, foi realizado teste de Análise de Variância (ANOVA) One-Way, com nível de significância de 5% (sigma = 0,05).

O ponto ótimo de trabalho do MBBR foi definido como aquele em que a eficiência de remoção de DQO foi mais próxima de 70%, porém devendo sempre ser superior a esse valor, nunca inferior.

Definiu-se, para esse trabalho, que a remoção de DQO ideal é de 70% no MBBR. A escolha desse valor se baseia no fato de que se busca uma eficiência global do sistema em torno de 90%. Como o reator anaeróbio reduz em média 70% da carga orgânica, basta o MBBR também reduzir esse mesmo valor para garantir a eficiência global almejada (superior a 90%), estando assim o efluente em conformidade com as legislações, podendo ser lançando nos corpos hídricos (CHERNICHARO, 2006).

#### 4.7 Carga orgânica superficial de DQO

A carga orgânica superficial (COS) é definida como a carga de DQO que é aplicada por área do meio suporte, sendo sua unidade igual a gDQO/m<sup>2</sup>.dia. Ela foi calculada utilizando a Equação 7, adaptada de Lima (2015).

$$COS = \frac{DQO_i * Q_e * 86,4}{A_t * n_b} \quad (Eq\ 7)$$

Em que:

COS = carga orgânica superficial (g/m<sup>2</sup>.dia);

DQO<sub>i</sub> = concentração de DQO<sub>i</sub> no efluente bruto (mg/L);

Q<sub>e</sub> = vazão de entrada de efluente (L/s);

A<sub>t</sub> = área total da biomídia (m<sup>2</sup>);

n<sub>b</sub> = quantidade de biomídia no MBBR.

O cálculo da carga de nitrogênio amoniacal superficial (CNS) foi realizado de maneira análoga ao da COS, porém substitui-se o valor da DQO<sub>i</sub> na Equação 7 pela concentração de N-NH<sub>4</sub> no efluente bruto.

#### 4.8 Carga orgânica volumétrica

A carga orgânica volumétrica é calculada pela Equação 8:

$$COV = \frac{DQO_i * Q_e * 86,4}{V} \quad (Eq\ 8)$$

Em que:

COV = carga orgânica volumétrica (g/L.dia);

DQO<sub>i</sub> = concentração de DQO no efluente bruto (mg/L);

Q<sub>e</sub> = vazão de entrada de efluente (L/s);

V = volume do reator MBBR (L).

#### 4.9 Relação A/M

O cálculo da relação A/M (Equação 9) foi realizado considerando a biomassa suspensa mais a aderida, sendo assim é definida como relação equivalente, A/M<sub>eq</sub>.

$$\frac{A}{M_{eq}} = \frac{Q_e * DQO_i}{V * (SST_a + SAT)} \quad (Eq\ 9)$$

Em que:

$A/M_{eq}$  = relação equivalente de alimento por microrganismo ( $d^{-1}$ );

$Q_e$  = vazão de entrada de efluente ( $m^3/d$ );

$DQO_i$  = concentração de  $DQO_t$  no efluente bruto (mg/L);

$SST_a$  = concentração de SST no tanque de aeração (mg/L);

SAT = concentração de SAT no tanque de aeração (mg/L);

$V$  = volume do reator MBBR ( $m^3$ ).

#### 4.10 Produção de lodo

Os sólidos em suspensão produzidos no MBBR eram enviados para o decantador para separação das fases sólido/líquido. Os sólidos ficavam acumulados no fundo do DS, sendo o lodo concentrado removido diariamente através da abertura da válvula de descarte de fundo.

O volume de lodo descartado era determinado conforme cor e concentração do fluido que estava saindo, e o descarte era interrompido quando o lodo descartado ficava claro, ou seja, com coloração semelhante ao efluente do reator aerado.

O coeficiente de produção celular observado ( $Y_{obs}$ ) foi então calculado, seguindo a Equação 10 (ARAÚJO JUNIOR *et al.*, 2013):

$$Y_{obs} = \frac{Q_l * C_l + Q_e * C_e}{Q_e * (DQO_i - DQO_s)} \quad (Eq\ 10)$$

Em que:

$Y_{obs}$  = coeficiente de produção celular observado;

$Q_l$  = vazão de lodo descartado (L/s);

$C_l$  = concentração do lodo descartado (mgSSV/L);

$Q_e$  = vazão de entrada de efluente (L/s);

$C_e$  = concentração do efluente final (mgSSV/L);

$DQO_i$  = concentração de  $DQO_t$  no efluente bruto (mg/L);

$DQO_s$  = concentração de  $DQO_s$  na saída (mg/L).

#### 4.11 Idade do lodo

A idade do lodo é definida como o tempo médio de residência de uma partícula em suspensão no tanque de aeração, ou seja, é a relação dos sólidos no tanque de

aeração com a massa de sólidos que é descartada por dia (JORDÃO e PESSÔA, 2014). Na fórmula adaptada para MBBR, utilizou-se o somatório das concentrações dos SST com os SAT.

O cálculo da idade do lodo foi realizado utilizando a Equação 11 (WOLFF, 2005).

$$IL = \frac{(SST_a + SAT) * V}{SST_l * Q_l + SST_e * Q_e} \quad (Eq\ 11)$$

Em que:

IL = idade do lodo (d);

SST<sub>a</sub> = concentração de SST no tanque de aeração (mg/L);

SAT = concentração de SAT no tanque de aeração (mg/L);

V = volume do reator MBBR (L);

SST<sub>l</sub> = concentração de SST no lodo descartado (mg/L);

Q<sub>l</sub> = vazão de lodo descartado (L/d);

SST<sub>e</sub> = concentração de SST no efluente final (mg/L);

Q<sub>e</sub> = vazão de entrada de efluente (L/d).

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 Avaliação do meio suporte

#### 5.1.1 Determinação da área superficial específica do meio suporte

Para o cálculo da área superficial específica do meio suporte empregado nesse experimento, utilizou-se os valores de área fornecidos pelo *software* SolidWorks, conforme figuras do Anexo A.

A área superficial interna total ( $A_i$ ) foi de 0,00681 m<sup>2</sup> e a área superficial total ( $A_t$ ) igual a 0,01008 m<sup>2</sup>. De acordo com os valores encontrados na Tabela 7, tem-se que a área superficial interna média da biomídia é igual a 342 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> e a área superficial total média é 507 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

**Tabela 7** – Cálculo da área superficial para os diferentes volumes analisados.

| Parâmetro  | Volume 1 | Volume 2 | Volume 3 |
|--|----------|----------|----------|
| Largura (m)  | 0,192    | 0,143    | 0,140    |
| Comprimento (m)  | 0,223    | 0,143    | 0,194    |
| Altura (m)   | 0,140    | 0,097    | 0,065    |
| Volume (m <sup>3</sup> )                                   | 0,0060   | 0,0020   | 0,0018   |
| Quantidade de peças no volume analisado                    | 304      | 100      | 88       |
| Quantidade de peças/m <sup>3</sup>                         | 50715    | 50414    | 49847    |
| Área superficial interna (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ) | 345      | 343      | 339      |
| Área superficial total (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )   | 511      | 508      | 502      |

As dimensões da biomídia, assim como os valores de área superficial interna e externa, estão dentro das faixas citadas por Oliveira *et al.* (2014), como sendo as mais utilizadas atualmente (diâmetro entre 10 e 45 mm e altura entre 7 e 30 mm).

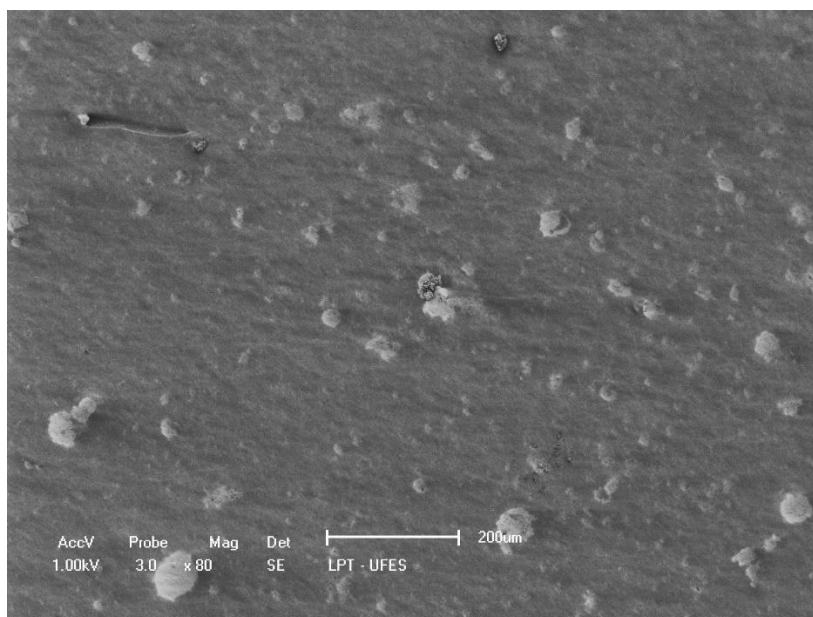
Mcquarrie e Boltz (2011) citaram diversos tipos de meio suporte que estão sendo comercializados para uso em ETEs com áreas superficiais variando de 408 a 1200

$m^2/m^3$ , o que mostra que a biomídia em análise está dentro dos padrões adotados internacionalmente.

Alguns autores consideram a área externa no cálculo da área superficial específica, porém outros a definem somente como a área potencial para crescimento da biomassa (MINEGATTI, 2008). Como nesse estudo foi possível observar o desenvolvimento de biofilme na face externa da biomídia, optou-se por utilizar a área total nos cálculos que necessitam dessa variável.

A análise da superfície da biomídia virgem, ou seja, sem colonização de biofilme, utilizando microscópio eletrônico de varredura (MEV), mostrou que a mesma é predominantemente lisa, com pouca rugosidade (Figura 13). Apesar disso, a peça apresentou uma aderência de biomassa satisfatória, conforme será detalhado no item 5.3.2.

**Figura 13** – Superfície da biomídia: aumento 80 vezes.



Wolff (2005) comparou dois meios suportes distintos, P4 e P5. O P4 possuía superfície específica efetiva maior, além de ser mais rugoso, o que contribui para a adesão dos microrganismos. Ela concluiu que o suporte P4 tinha um maior potencial para remoção de carga orgânica por área. Dessa maneira, percebe-se que, caso seja feito algum tratamento na superfície da biomídia utilizada nesse estudo, a fim de aumentar a rugosidade da mesma, ela pode ter seu potencial de remoção aumentado.



### 5.1.2 Sólidos aderidos ao meio suporte

No final do período experimental, foram retiradas 6 biomédias de cada MBBR e contabilizada a quantidade total de sólidos que estavam aderidos em cada peça, pela metodologia de pesagem direta.

O peso médio da biomédia, sem a presença de biofilme, foi de 1,886 gramas, conforme demonstrado na Tabela 8.

**Tabela 8 –** Peso médio da biomédia.

|              |              |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
|--------------|--------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Biomédia     | 1            | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     | 8     | 9     | 10    |
| Peso (g)     | 1,941        | 1,941 | 1,930 | 1,921 | 1,920 | 1,908 | 1,892 | 1,892 | 1,834 | 1,880 |
| Biomédia     | 11           | 12    | 13    | 14    | 15    | 16    | 17    | 18    | 19    | 20    |
| Peso (g)     | 1,934        | 1,973 | 1,937 | 1,701 | 1,786 | 1,834 | 1,792 | 1,826 | 1,906 | 1,969 |
| <b>Média</b> | <b>1,886</b> |       |       |       |       |       |       |       |       |       |

O peso médio encontrado para as biomédias no final de cada fase estão apresentados na Tabela 9.

**Tabela 9 –** Peso das biomédias após período experimental.

| Biomédia     | Peso (g)             |                       |                      |                       |
|--------------|----------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
|              | Fase I               |                       | Fase II              |                       |
|              | MBBR I<br>(2h - 70%) | MBBR II<br>(3h - 70%) | MBBR I<br>(2h - 50%) | MBBR II<br>(3h - 50%) |
| 1            | 1,882                | 1,963                 | 2,062                | 2,132                 |
| 2            | 1,810                | 2,097                 | 1,922                | 2,054                 |
| 3            | 1,946                | 2,090                 | 1,921                | 2,277                 |
| 4            | 1,978                | 2,093                 | 1,931                | 1,947                 |
| 5            | 2,037                | 1,959                 | 1,923                | 1,931                 |
| 6            | 2,021                | 1,939                 | 1,952                | 1,953                 |
| <b>Média</b> | 1,945                | 2,023                 | 1,952                | 2,049                 |

Como esses valores foi possível calcular a quantidade de biomassa por peça, a quantidade de sólidos aderidos total (SAT) e a quantidade de biomassa por área de biomédia (Tabela 10). Conforme já descrito no item da metodologia, a relação de SV/ST foi realizada pela metodologia de raspagem do biofilme da peça, e utilizada para se ter uma estimativa da quantidade de SV.

**Tabela 10** – Parâmetros calculados para cada reator.

| Parâmetro  | Fase I               |                       | Fase II              |                       |
|--|----------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
|  | MBBR I<br>(2h - 70%) | MBBR II<br>(3h - 70%) | MBBR I<br>(2h - 50%) | MBBR II<br>(3h - 50%) |
| Biomassa aderida por peça (g)                              | 0,060                | 0,138                 | 0,066                | 0,163                 |
| SAT em cada reator (mg)                                    | 7.037,91             | 18.859,42             | 5.551,84             | 15.986,41             |
| SAT (mg/L)   | 2.100,87             | 4.860,68              | 1.657,27             | 4.120,21              |
| Biomassa por área interna<br>(g ST/m <sup>2</sup> )        | 8,76                 | 20,23                 | 9,71                 | 23,97                 |
| Biomassa por área total<br>(g ST/m <sup>2</sup> )          | 5,92                 | 13,66                 | 6,56                 | 16,18                 |
| Porcentagem SV/ST  | 90,8%                | 95,8%                 | 91,6%                | 90,6%                 |
| Biomassa por área total estimada<br>(g SV/m <sup>2</sup> ) | 5,37                 | 13,08                 | 6,00                 | 14,66                 |

Os dois reatores tiveram uma maior aderência de biomassa na segunda fase. Conforme pode ser observado na Figura 15, na fase II houve um intenso crescimento em especial na face externa da biomódia. O material apresentava aspecto gelatinoso e era de difícil remoção da superfície.

Bassin *et al.* (2016) estudou a influência da COS na espessura do biofilme, e observou que, à medida que a COS aumenta, ocorre também uma maior adesão de biofilme. Esse comportamento também foi observado nesse estudo, visto que na fase II a COS foi superior à da fase I, conforme será detalhado no item 5.4.2.

Quando comparamos o teor de sólidos voláteis entre as duas fases para o mesmo reator, observa-se que os valores foram bem próximos, sendo 90,8% e 91,6% para a fase I e II do Piloto I e 95,8% e 90,6% para a fase I e II do Piloto II. A porcentagem de SSV/SST foi superior à 90% em todos os experimentos, evidenciando que o biofilme é composto praticamente por material orgânico, assim como foi obtido por Lima (2015).

Wang *et al.* (2005) observaram que, à medida que aumentaram a porcentagem de suporte no meio, o biofilme se tornou mais fino. Fonseca (2016) comparou reatores com diferentes percentuais de meio suporte (70% a 10%), e encontrou resultado semelhante ao desse estudo quando comparou os reatores com 70 e 50% de meio

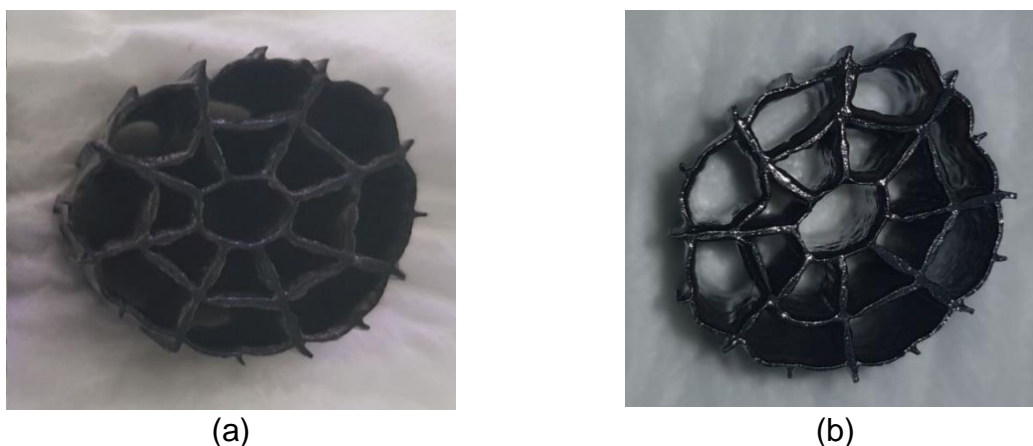
suporte, ou seja, obteve-se maior quantidade de biomassa por peça na configuração com 50% de recheio.

Segundo WEF (2011) a faixa de valores típicos para a concentração de sólidos aderidos por volume de reator é entre 1.000 a 5.000 mg/L, estando os valores do presente estudo dentro dessa faixa.

Lopez-Lopes *et al.* (2012) avaliaram sistemas de tratamento tipo MBBR com 20, 35 e 50% de meio suporte. Foram encontradas concentrações de SAT entre 1.500 e 6.500 mg/L, valores que estão na mesma faixa dos encontrados no presente estudo.

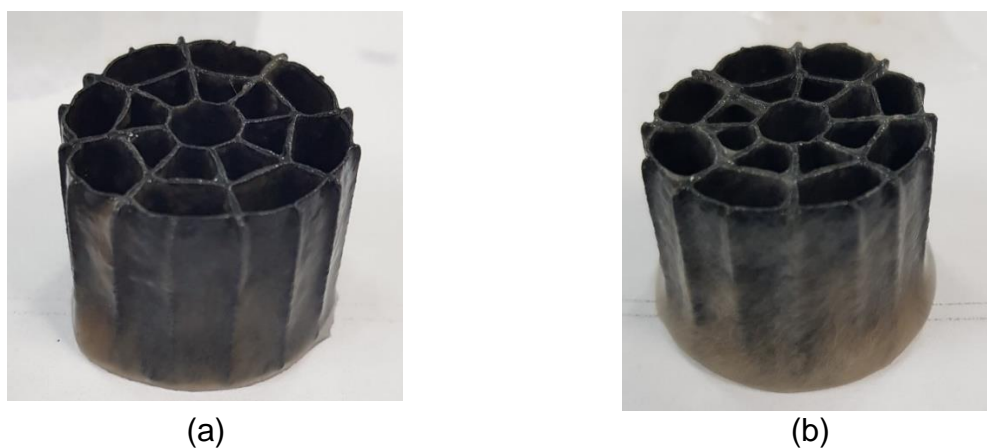
As Figuras 14 e 15 mostram a formação de biofilme nas biomédias no final de cada fase experimental.

**Figura 14** – Biomédia piloto I (a) e piloto II (b) no término da fase I, com a formação de biofilme.



Fonte: Autoria própria (2018).

**Figura 15** – Biomédia piloto I (a) e piloto II (b) no término da fase II, com a formação de biofilme.



Fonte: Autoria própria (2018).

Os valores encontrados para a biomassa aderida por  $m^2$  (SAT/ $m^2$ ) foram de 5,92 e 6,56 gST/ $m^2$  para o MBBR I nas fases I e II, e 13,66 e 16,18 gST/ $m^2$  para o MBBR II nas fases I e II, respectivamente. Esses valores foram, em geral, superiores aos encontrados por Rusten et al. (1998), que estavam na faixa de 3,0 a 5,6 g/ $m^2$ , evidenciando que foi possível obter elevada concentração de biomassa, favorecendo o tratamento. Já Di Trapani et al. (2013), utilizou 60% de meio suporte com 300  $m^2/m^3$ , adotando a metodologia de detecção da biomassa aderida por diferença de massa, e chegou em valores próximos à 20 gST/ $m^2$ .

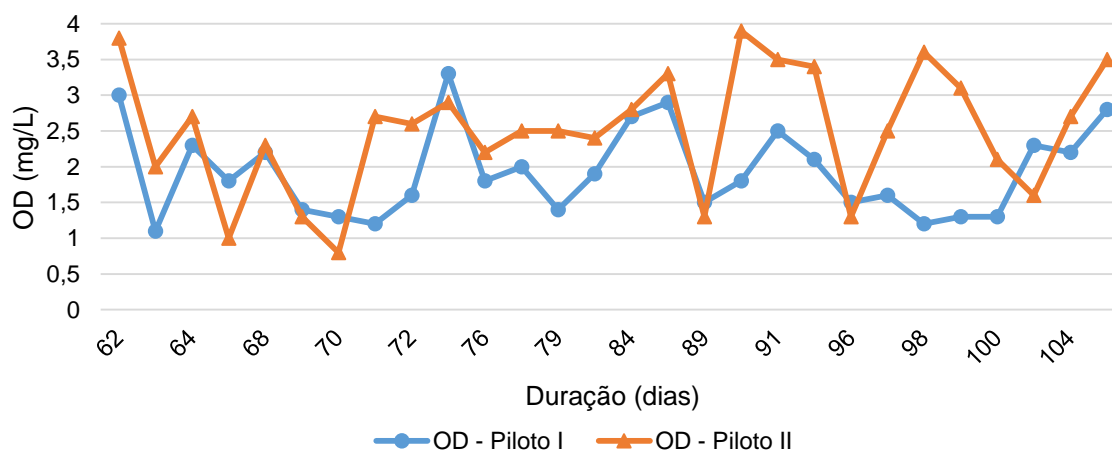
A análise da superfície da biomódia no MEV mostrou pouca rugosidade na peça, o que dificulta a adesão do biofilme e provoca seu desprendimento. Se o biofilme se desenvolve sob superfícies plana, lisa ou macia, ele tende a ser rapidamente desprendido e de maneira descontrolada, ou pode ocorrer o crescimento de um biofilme denso que contém biomassa inativa nas camadas inferiores. Nos dois casos, ocorre um impacto negativo no sistema, com a diminuição da sua eficiência (GEIGER E RAUCH, 2017). Sendo assim, caso a biomódia tivesse uma superfície mais rugosa, poderia obter uma concentração de SAT mais elevada.

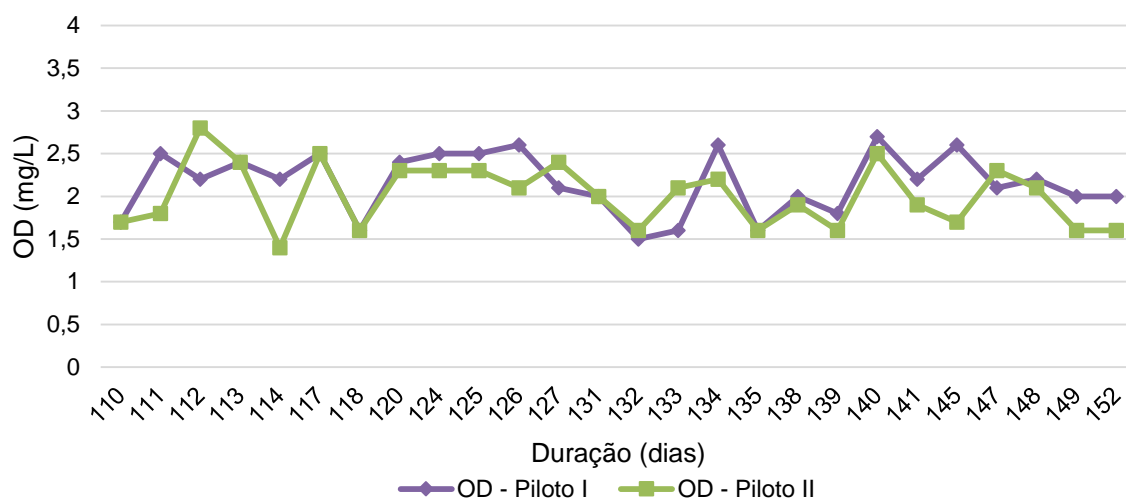
## 5.2 Variáveis do processo

### 5.2.1 Oxigênio Dissolvido

As Figuras 16 e 17 mostram a variação da concentração de oxigênio dissolvido em cada reator ao longo do período experimental das fases I e II.

**Figura 16** – Gráfico da variação do OD no período da fase I.



**Figura 17** – Gráfico da variação do OD no período da fase II.

É possível perceber que a concentração de OD oscilou muito. Tal comportamento ocorreu em função do ajuste da vazão de ar ter sido realizado manualmente através dos rotâmetros, e esses eram de difícil ajuste, não permitindo pequenas alterações na vazão.

A Tabela 11 demonstra os valores médios, mínimos, máximos e desvio padrão dos resultados de oxigênio dissolvido ao longo do período experimental. A concentração média de OD foi 1,9 e 2,5 mg/L para os pilotos I e II na fase I e de 2,2 e 2,0 para os pilotos I e II na fase II, respectivamente. Esses valores estão de acordo com o proposto para o experimento, que era trabalhar com OD na faixa de 2,0 mg/L.

**Tabela 11** – Estatística descritiva para OD.

| Estatística   | OD (mg/L)              |                         |                        |                         |
|---------------|------------------------|-------------------------|------------------------|-------------------------|
|               | Fase I                 |                         | Fase II                |                         |
|               | Piloto I<br>(2h - 70%) | Piloto II<br>(3h - 70%) | Piloto I<br>(2h - 50%) | Piloto II<br>(3h - 50%) |
| Média         | 1,9                    | 2,5                     | 2,2                    | 2,0                     |
| Mediana       | 1,8                    | 2,6                     | 2,2                    | 2,1                     |
| Desvio padrão | 0,6                    | 0,9                     | 0,4                    | 0,4                     |
| Mínimo        | 1,1                    | 0,8                     | 1,5                    | 1,4                     |
| Máximo        | 3,3                    | 3,9                     | 2,7                    | 2,8                     |

Apenas o reator II na fase I que teve uma média de OD um pouco superior (2,5 mg/L), e também um desvio padrão maior (0,9). Porém observou-se que a concentração de OD mais alta não impactou positivamente na remoção da matéria orgânica, quando

comparado com a fase II. O que indica que é viável trabalhar com nível de OD de 2,0 mg/L, o que permite uma redução na vazão de ar injetada no sistema e, conseqüentemente, do consumo de energia elétrica.

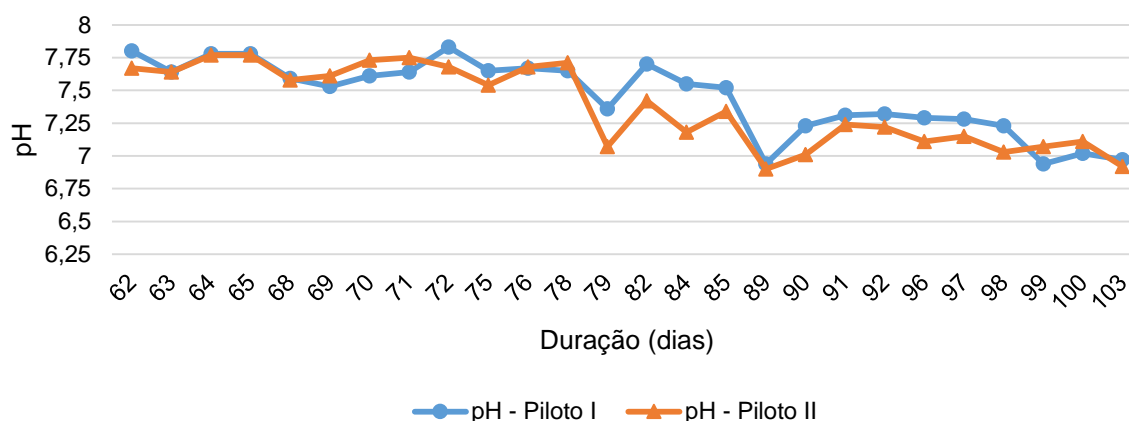
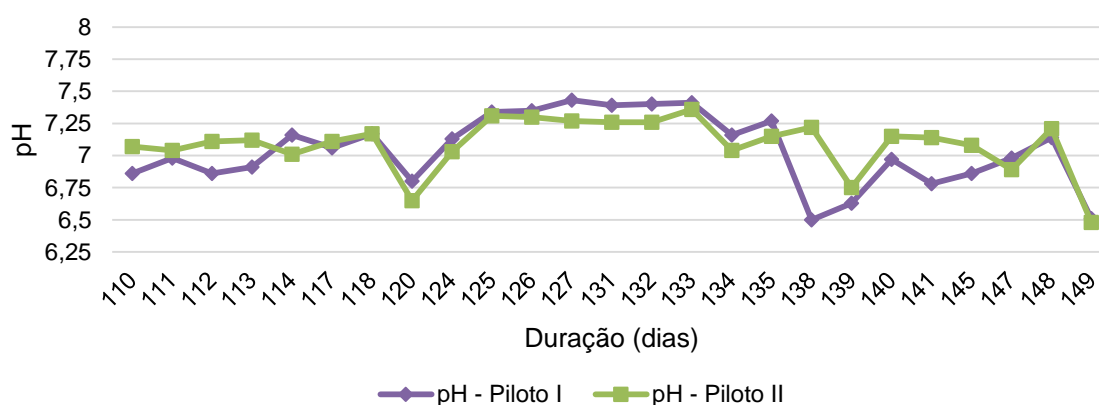
Segundo Faria (2010) existe um consenso de que é necessário manter a concentração de OD acima de 2,0 mg/L para obter adequada operação de sistemas MBBR. Ela estudou dois reatores MBBR, com diferentes tipos de meio suporte, utilizando OD de 2,0 mg/L e 4,0 mg/L. Quando ocorreu o aumento do OD, o MBBR I que estava com eficiência de remoção de DQO de 65% subiu para 69%, já o MBBR II subiu de 72% para 74%. Percebe-se que o ganho de eficiência foi pequeno, sendo assim, quando é necessária apenas a remoção de DQO, é mais vantajoso economicamente trabalhar com OD de 2,0 mg/L, visto que o impacto do desempenho do tratamento não é relevante.

Em sistemas com biomassa aderida é muito importante encontrar o nível ideal de aeração. O aumento da aeração pode melhorar as condições hidrodinâmicas no reator e acelerar a transferência de OD, porém a agitação provoca o desprendimento do biofilme da superfície do suporte, o que leva ao consumo de OD e, conseqüentemente, diminui o gradiente de OD no reator (TANG, B. *et al.*, 2017).

Vale salientar que o experimento proposto objetivou manter o OD médio no MBBR em 2,0 mg/L, entretanto, muitos autores sugerem a adoção de valores superiores. WEF (2011) sugere que, para remoção apenas de matéria orgânica, é suficiente manter o OD entre 2,0 e 3,0 mg/L. Segundo Rusten *et al.* (2006), mantendo o OD em 3,0 mg/L consegue-se boa turbulência devido ao alto fluxo de ar, que tem sido mais que suficiente para manter um biofilme razoavelmente fino e prevenir o entupimento das biomédias.

### 5.2.2 pH

As Figuras 18 e 19 mostram a variação do pH em cada reator ao longo do período experimental para a fase I e II, respectivamente.

**Figura 18** – Gráfico da variação do pH no período da fase I.**Figura 19** – Gráfico da variação do pH no período da fase II.

A Tabela 12 demonstra os valores médios, mínimos, máximos e desvio padrão dos resultados de pH obtidos ao longo do experimento.

**Tabela 12** – Estatística descritiva para pH.

| Estatística   | pH                     |                         |                        |                         |
|---------------|------------------------|-------------------------|------------------------|-------------------------|
|               | Fase I                 |                         | Fase II                |                         |
|               | Piloto I<br>(2h - 70%) | Piloto II<br>(3h - 70%) | Piloto I<br>(2h - 50%) | Piloto II<br>(3h - 50%) |
| Média         | 7,46                   | 7,38                    | 7,04                   | 7,09                    |
| Mediana       | 7,54                   | 7,38                    | 7,06                   | 7,12                    |
| Desvio padrão | 0,3                    | 0,3                     | 0,28                   | 0,21                    |
| Mínimo        | 6,94                   | 6,9                     | 6,50                   | 6,48                    |
| Máximo        | 7,83                   | 7,77                    | 7,43                   | 7,36                    |

Os valores de pH ao longo do experimento variaram entre 6,48 a 7,84, não chegando a valores que poderiam afetar na atividade microbiana, visto que as bactérias heterotróficas suportam variação de pH desde 4,0 até 9,0 (MINEGATTI, 2015). Já a

faixa ideal para crescimento das bactérias autotróficas nitrificantes é entre 7,2 e 9,0 (METCALF; EDDY, 2003), estando os valores médios encontrados na fase II ligeiramente inferiores ao ideal.

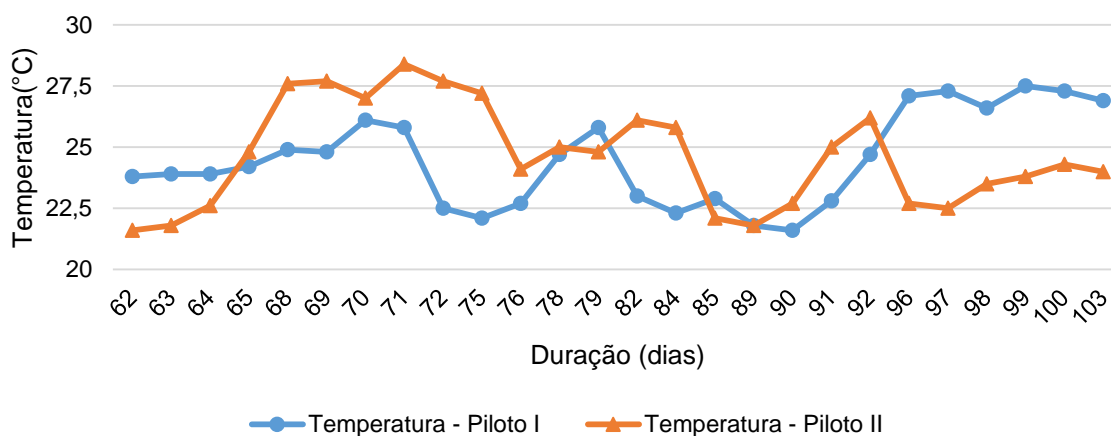
As quedas de pH devem estar relacionadas ao processo de nitrificação, tendo em vista que na fase II, quando determinou-se a concentração de nitrogênio amoniacal do meio líquido e do afluente bruto, e foi observado que ocorreu o processo de oxidação do mesmo.

Na reação de nitrificação há o consumo da alcalinidade, que é responsável pelo tamponamento do meio líquido, devido à geração de íons  $H^+$ . Dessa maneira, quando a alcalinidade do meio fica baixa, o efeito tampão não ocorre, fazendo com que o pH diminua (JORDÃO; PESSÔA, 2014).

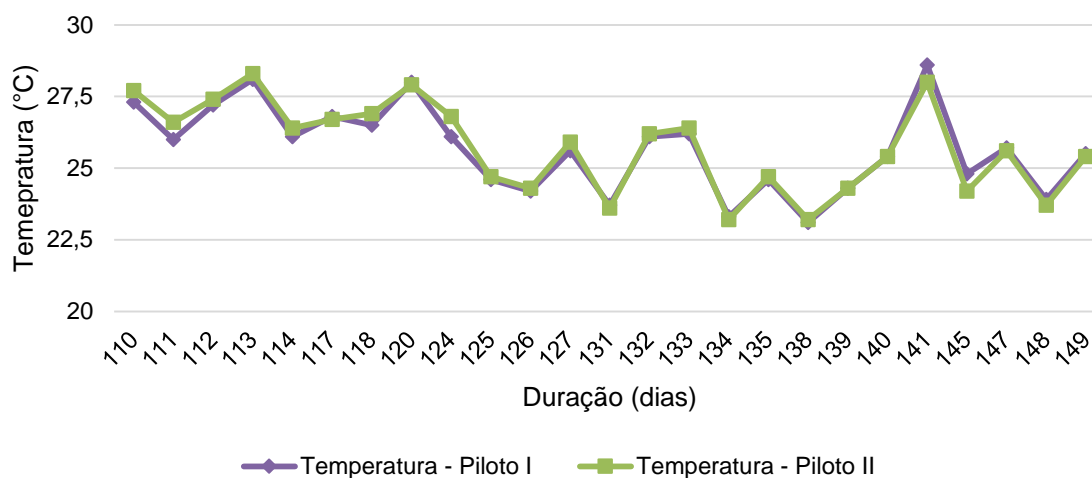
### 5.2.3 Temperatura

As Figuras 20 e 21 mostram a variação da temperatura em cada reator ao longo do período experimental para a fase I e II, respectivamente.

**Figura 20** – Gráfico da variação da temperatura no período da fase I.





**Figura 21** – Gráfico da variação da temperatura no período da fase II.

A Tabela 13 demonstra os valores médios, mínimos, máximos e desvio padrão dos resultados de temperatura obtidos ao longo do experimento.

**Tabela 13** – Estatística descritiva para temperatura.

| Estatística   | Temperatura (°C)       |                         |                        |                         |
|---------------|------------------------|-------------------------|------------------------|-------------------------|
|               | Fase I                 |                         | Fase II                |                         |
|               | Piloto I<br>(2h - 70%) | Piloto II<br>(3h - 70%) | Piloto I<br>(2h - 50%) | Piloto II<br>(3h - 50%) |
| Média         | 24,5                   | 24,6                    | 25,7                   | 25,7                    |
| Mediana       | 24,5                   | 24,6                    | 24,6                   | 25,9                    |
| Desvio padrão | 1,9                    | 2,1                     | 1,5                    | 1,6                     |
| Mínimo        | 21,6                   | 21,6                    | 23,1                   | 23,2                    |
| Máximo        | 27,5                   | 28,4                    | 28,6                   | 28,3                    |

Como os reatores foram instalados ao ar livre, a tendência é de que a temperatura do efluente esteja próxima da temperatura ambiente. A temperatura variou de 21,6°C a 28,6°C, estando dentro da faixa ideal para crescimento das bactérias heterotróficas que degradam a matéria orgânica, que é de 10 a 30°C e da faixa ideal para nitrificação, que é entre 15 e 32°C (VON SPERLING, 2002).

Observa-se que a temperatura média da fase I foi inferior à da fase II, devido ao período do ano em que cada fase ocorreu, a primeira de agosto a setembro, e a segunda de outubro a novembro, sendo esses últimos meses mais quentes em relação aos primeiros. Esse aumento na temperatura pode ser um dos fatores que impactou na eficiência do tratamento, pois a fase II teve desempenho superior à I, e

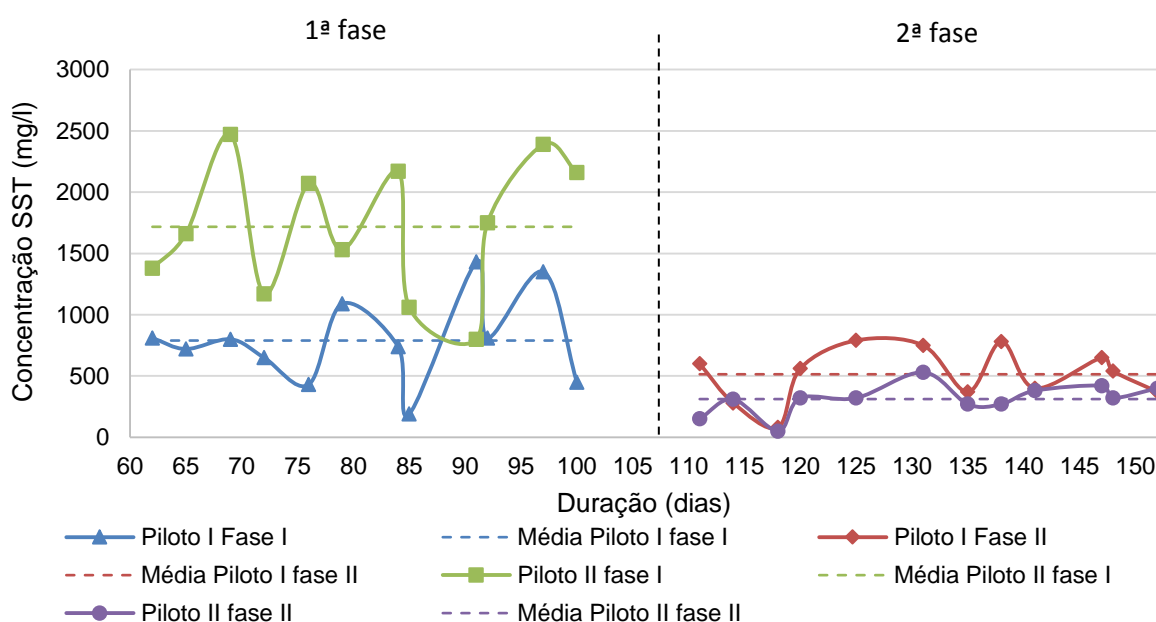
segundo Von Sperling (2002) o aumento da temperatura impacta positivamente o tratamento, influenciando o metabolismo bacteriano.

### 5.3 Sólidos

#### 5.3.1 Sólidos em suspensão total

As concentrações de SST no MBBR para os dois pilotos, ao longo das fases I e II, estão demonstradas no gráfico da Figura 22.

**Figura 22** – Gráfico da variação do SST ao longo do período experimental.

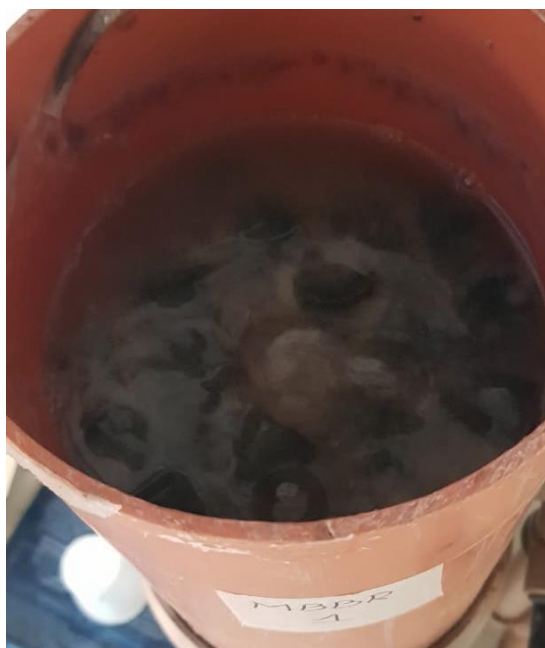


A análise do gráfico da Figura 22 mostra que ocorreu uma grande variação dos valores de SST ao longo do período experimental, exceto para o Piloto II na fase II. Esse comportamento pode ser explicado pelo desprendimento do biofilme do meio suporte, e pelo próprio método de análise, pois devido ao grande volume de peças, a mistura do efluente não era perfeita, dificultando que fossem retiradas amostras uniformes do tanque aerado.

**Tabela 14 – Concentração de SST nos MBBR.**

| Parâmetro                        | Fase I               |                       | Fase II              |                       |
|----------------------------------|----------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
|                                  | MBBR I<br>(2h - 70%) | MBBR II<br>(3h - 70%) | MBBR I<br>(2h - 50%) | MBBR II<br>(3h - 50%) |
| Concentração SST<br>média (mg/L) | 789,17               | 1717,50               | 514,17               | 311,67                |
| Relação média de<br>SSV/SST      | 96%                  | 92%                   | 92%                  | 87%                   |

Durante a fase I, observou-se o desenvolvimento uma biomassa suspensa com característica gelatinosa. Fonseca (2016) também observou o desenvolvimento desse tipo de biomassa em reator de bancada, sendo o material encontrado altamente hidratado, rico em proteínas e polissacarídeos e com uma ampla comunidade microbiana. A presença desse material estava relacionada com a produção excessiva de substâncias poliméricas extracelulares (EPS), característica do uso de efluente sintético quando comparado com o uso de efluente real.

**Figura 23 – Biomassa gelatinosa no Piloto I durante a fase I.**

Fonte: Autoria própria (2018).

O crescimento dessa biomassa foi tão intenso no piloto II, que no 90º dia ocorreu a obstrução da tubulação de passagem do MBBR para o DS com esse material. Durante a desobstrução ocorreu a perda de grande parte da biomassa, fato que pode ser

constatado na Figura 22, onde se observa uma queda na concentração de SST após o dia 90.

**Figura 24** – Parte da biomassa que promoveu a obstrução do Piloto II.



Fonte: Autoria própria (2018).

Quando os reatores estavam trabalhando com 70% de recheio, percebeu-se que havia uma dificuldade na movimentação do meio suporte, devido à baixa vazão de ar, para manter o OD em 2,0 mg/L, existindo apenas uma pequena movimentação das biomédias, semelhantes à uma vibração. A grande quantidade de suporte, acabou promovendo a retenção de muita biomassa suspensa nos espaços entre as peças, contribuindo para o aumento da concentração de SST na fase I. Tal fato também pode ter levado à formação de caminhos preferenciais dentro do reator, devido à baixa fluidização do meio. Fonseca (2016) também relatou problemas com reator em escala piloto utilizando grande volume de meio suporte, visto que o tamanho das biomédias não eram compatíveis com o pequeno volume do MBBR.

A concentração média de SST na fase I foi superior à da fase II, e os valores foram inferiores ao usualmente encontrados em sistemas de lodos ativados, de 1.500 a 4.500 mg/L, porém dentro da faixa usual para MBBR. Segundo Ødegaard *et al.* (2010), os reatores do tipo MBBR apresentam valores de SS relativamente mais baixos, na faixa de 150 a 250 mg/L, para o tratamento de efluente doméstico.

Araújo Júnior *et al.* (2013) obteve concentrações de SST no tanque de aeração variando entre 1.500 e 2.300 mg/L, porém o percentual de recheio (7 e 18%) foi bem

inferior ao utilizado nesse trabalho, o que favorece o aumento da concentração de SST. Ademais, ele também concluiu que, quanto maior a carga orgânica afluyente, maior tende a ser a concentração de SST.

Lima (2015) operando com dois reatores MBBR, sendo o primeiro anóxico e o segundo aerado, com OD de 1,0 a 2,0 mg/L e 40% de meio suporte, obteve cerca de 200 e 650 mg/L de SST no último MBBR, quando a DQO afluyente a ele foi de 56 e 272 mg/L, respectivamente. A relação entre SSV e SST foi aproximadamente 95%, visto que grande parte dos sólidos em suspensão eram originados do desprendimento do biofilme. Assim como neste trabalho, a baixa concentração de DQO afluyente contribuiu para baixa concentração de SST.

Zilli (2013) também obteve baixas concentrações de SST no MBBR, mesmo trabalhando com pequeno volume de meio suporte (25%). Os valores médios encontrados foram 120, 378, 167 e 209 mg/L, para DQO afluyente de 394, 387, 362 e 286 mg/L, respectivamente.

### 5.3.2 Sólidos totais

A Tabela 15 mostra a concentração total de sólidos no reator aerado, que é equivalente à soma da parcela em suspensão com a parcela aderida.

**Tabela 15 – Concentração total de sólidos nos MBBR.**

| Parâmetro                            | Fase I               |                       | Fase II              |                       |
|--------------------------------------|----------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
|                                      | MBBR I<br>(2h - 70%) | MBBR II<br>(3h - 70%) | MBBR I<br>(2h - 50%) | MBBR II<br>(3h - 50%) |
| SAT (mg/L)                           | 2.100,87             | 4.860,68              | 1.657,27             | 4.120,21              |
| SST (mg/L)                           | 789,17               | 1.717,50              | 514,17               | 311,67                |
| Concentração de Sólidos Total (mg/L) | 2.890,04             | 6.578,18              | 2.171,43             | 4.431,88              |

Ao analisar o comportamento de um mesmo piloto, observa-se que a concentração de sólidos total na fase I foi superior à da fase II, sendo esse resultado influenciado pela quantidade de meio suporte (20% a mais na fase I do que na II), que possibilitou o crescimento de uma quantidade maior de biofilme, e promoveu elevada retenção de SST, devido à dificuldade de movimentação das biomédias.

Ademais, é possível verificar que a biomassa aderida que teve maior contribuição na quantidade total de sólidos, representando cerca de 70%, sendo que no MBBR II na fase II foi superior à 90%.

A quantidade de sólidos total no MBBR II fase I foi cerca de 50% superior à fase II. Essa diferença está atrelada à concentração de sólidos em suspensão, que reduziu de 1.171,50 mg/L na fase I para 311,67 mg/L. A concentração de SST no piloto II na fase I foi bem superior aos valores dos demais experimentos, devido ao crescimento excessivo de substância com aspecto gelatinoso e dificuldade de movimentação das peças, conforme explicado no item 5.3.1. Ademais, nessa fase também ocorreu uma dificuldade de remoção do lodo excedente, contribuindo para uma maior retenção de sólidos no tanque.

A concentração total de sólidos em sistemas do tipo MBBR ficam na faixa de 2.000 a 5.000 mg/L, valores próximos aos de lodos ativados, porém no MBBR a biomassa tende a estar mais disponível (ØDEGAARD, 2006). No experimento em questão, obteve-se concentrações de sólidos totais variando de 2.171,43 a 6.578,18 mg/L, atingindo valores até mais alto do que na faixa típica citada por Ødegaard (2006), mostrando que o mesmo obteve desempenho satisfatório no desenvolvimento de biomassa.

## **5.4 Remoção carbonácea em termos de DQO**

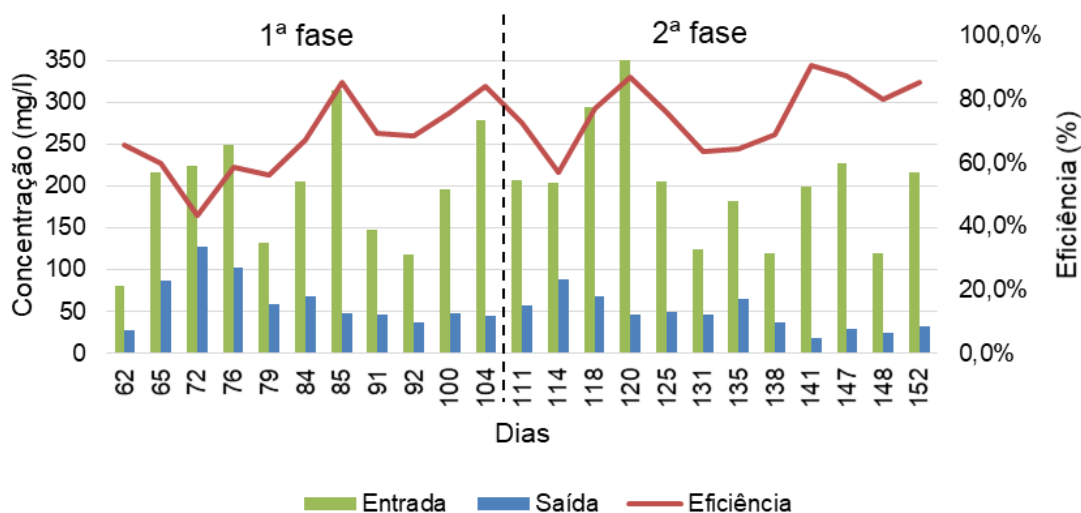
### **5.4.1 DQO**

A DQO foi analisada em termos de DQO solúvel, sendo caracterizada como remoção potencial de DQO, ou seja, a diferença entre a carga orgânica total afluenta e a carga orgânica solúvel efluente. Essa é a taxa de remoção considerando 100% da separação da biomassa no decantador secundário (ØDEGAARD, 1999). Sendo assim, o decantador secundário não foi considerado e apenas o desempenho dos compartimentos MBBR foi avaliado, conforme realizado por PLATTES *et al.* (2006).

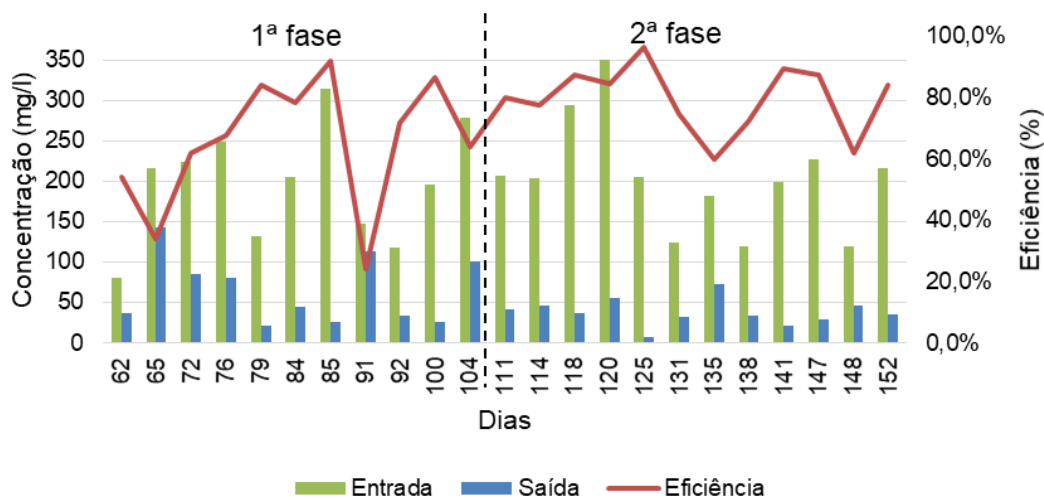
A DQO média de entrada foi igual a 196,7 e 204,03 mg/L, para a fase I e II, respectivamente. Utilizou-se uma concentração afluenta baixa, pois a intenção foi simular um efluente pré-tratado em reator anaeróbio.

As Figuras 25 e 26 mostram o comportamento dos pilotos I e II, respectivamente, em relação à remoção potencial de DQO.

**Figura 25 – Remoção potencial de DQO no piloto I.**



**Figura 26 – Remoção potencial de DQO no piloto II.**



Observa-se que, ocorreu uma queda acentuada na eficiência do piloto II na análise do 91º dia (Figura 26). Esse comportamento foi devido à perda de biomassa em suspensão após o entupimento da tubulação do reator, conforme já detalhado no item 5.3.1. Tal evento também impactou no desvio padrão desse experimento (Tabela 16), que foi muito superior aos dos demais, atingindo 21,3%.

Conforme demonstrado na Tabela 16, na primeira fase (com 70% de meio suporte), ambos os reatores tiveram eficiências médias inferiores à 70%, sendo 66,7% e 65,3%

para o piloto I e II, respectivamente. Já na segunda fase (50% de meio suporte) foi possível obter resultados superiores, 75,8% para o piloto I e 79,5% para o piloto II.

Os valores da mediana estão bem próximos aos da média, porém ligeiramente superiores, o que nos mostra que a eficiência do sistema tende a ser ainda maior, caso não se considere os eventos *outliers*.

**Tabela 16 – Estatística descritiva para DQO.**

| Estatística   | Fase I             |                                |                                 | Fase II            |                                |                                 |
|---------------|--------------------|--------------------------------|---------------------------------|--------------------|--------------------------------|---------------------------------|
|               | DQO entrada (mg/L) | Eficiência Piloto I (2h - 70%) | Eficiência Piloto II (3h - 70%) | DQO entrada (mg/L) | Eficiência Piloto I (2h - 50%) | Eficiência Piloto II (3h - 50%) |
| Média         | 196,70             | 66,7%                          | 65,3%                           | 204,03             | 75,8%                          | 79,5%                           |
| Mediana       | 205,39             | 67,2%                          | 67,4%                           | 204,71             | 76,4%                          | 82,0%                           |
| Desvio padrão | 71,31              | 12,3%                          | 21,3%                           | 68,29              | 10,8%                          | 11,0%                           |
| Mínimo        | 81,11              | 43,2%                          | 24,0%                           | 119,35             | 56,9%                          | 60,0%                           |
| Máximo        | 314,66             | 85,1%                          | 92,0%                           | 350,17             | 90,8%                          | 96,4%                           |

A eficiência mais alta na fase II pode estar relacionada com a menor quantidade de meio suporte (50%), que permite uma movimentação melhor das peças, e conseqüentemente, podendo promover o desenvolvimento de um biofilme mais fino e ativo, bem como proporcionar melhor transferência de oxigênio entre o meio líquido e a biomassa. Conforme já descrito no item 5.3.1, com 70% de recheio a movimentação das peças foi praticamente nula, devido à limitação da vazão de ar para manter o OD em torno de 2,0 mg/L.

Em processos que utilizam biofilme, um meio suporte com maior área superficial fornece maior adesão e crescimento de microrganismos. Sendo assim, até certo ponto, quanto maior o percentual de recheio maior será a biomassa retida no reator. Quando se aumenta a quantidade de meio suporte, ocorre um maior choque entre as peças, tornando o biofilme mais denso e fino, que possui uma atividade mais alta, e conseqüentemente uma melhor eficiência de remoção de poluente por unidade de área. Porém, quando o percentual de recheio é muito elevado, a fluidização das peças é mais difícil, diminuindo então o atrito entre elas. Sendo assim, é possível afirmar que existe uma concentração ótima de recheio para reatores tipo MBBR (WANG *et al.*, 2005). O presente trabalho vai de encontro com a conclusão obtida por Wang *et al.*



(2005), visto que as maiores eficiências não estavam relacionadas com o maior percentual de recheio (70%).

Leiknes e Ødegaard (2007) avaliaram a eficiência de um MBBR tratando esgoto doméstico com  $DQO_t$  variando entre 242 e 251 mg/L. Para um TRH de 3,0 h, COS de 7,0 g DQO/m<sup>2</sup>.dia e com 70% do volume total com meio suporte, obtiveram eficiência média de 55% para  $DQO_f$ , valor inferior ao obtido nesse trabalho.

Faria (2010) conseguiu eficiência de remoção média de DQO de 59%, quando tratava efluente de reator UASB com DQO afluente de 214 mg/L, OD no MBBR de 2,0 mg/L, 6 horas de TDH e 40% de suporte com 350 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. A condição experimental utilizada por ela foi semelhante à adotada nesse estudo para o MBBR I, com exceção do percentual de meio suporte e TDH. Quando se compara os dois trabalhos em relação ao meio suporte, percebe-se que o acréscimo de biomódia de 40% no estudo de Faria para 50% no presente trabalho, com área superficial maior, foi benéfico para o tratamento, pois foi possível obter eficiências de até 75,8%, já um percentual ainda maior (70%) não se mostrou viável. Em relação ao TDH, nota-se que apesar do experimento de Faria ter utilizado um valor muito superior (6 horas), ele não trouxe acréscimo de eficiência para a remoção de DQO.

Wang *et al.* (2005) estudaram o comportamento de um reator em escala de bancada, alimentado com efluente sintético, com DQO afluente média de 200 mg/L, TDH de 1 h, com OD entre 3,0 e 5,6 mg/L e variou a razão de recheio de 10 a 75%. A maior eficiência foi obtida quando utilizou 50% de meio suporte, uma média de 68,4% de remoção de  $DQO_s$  e 30% de N-NH<sub>4</sub>. Os resultados encontrados nesse trabalho estão de acordo com os obtidos por Wang *et al.* (2005), inclusive para a remoção de N-NH<sub>4</sub> que esteve na faixa de 34% para TDH de 2 horas (ver item 5.5). Apesar dele ter atingindo a eficiência de DQO próxima a 70% com apenas 1 hora de TDH, o OD utilizado no seu estudo foi superior ao mantido no trabalho em questão.

Gu *et al.* (2014) avaliaram o efeito do percentual de meio suporte na performance de um MBBR, utilizando a porcentagem de 20, 30, 40, 50 e 60%. Para a concentração de DQO afluente de 800 mg/L, não foi observada diferença entre as eficiências de remoção de DQO para os diversos percentuais de recheio. Porém, quando a concentração de entrada subiu para 2020 mg/L, o resultado foi diferente, sendo que a maior eficiência de remoção de DQO ocorreu com 50% de enchimento.

Zhang *et al.* (2016) avaliaram o desempenho de um MBBR preenchido com cubos de espuma de poliuretano, tratando esgoto doméstico sintético, com TDH de 12 horas. O experimento comparou o desempenho do MBBR quando preenchido com diferentes percentuais de recheio (10, 20 e 30%), não sendo encontrada diferença significativa na remoção de carbono orgânico total (COT) e amônia. Porém, concluiu que o aumento do volume de meio suporte levou a uma maior eficiência de remoção de N-total e na SND.

Para obter uma eficiência de remoção de DQO<sub>s</sub> em torno de 75%, Lopez-Lopez *et al.* (2012) necessitaram de um TDH mínimo de 7 horas, sendo a concentração média de DQO afluente igual a 207 mg/L. Essa eficiência foi obtida com 35 e 50% de recheio, já quando se utilizou 20% de recheio a eficiência máxima foi de 71,9%.

Chripim e Nolasco (2017) obtiveram eficiência de 70% para DQO, tratando água cinza, com concentração afluente de 247 mg/L DQO. O TDH no MBBR foi de 4 horas, com 14% de recheio e OD em torno de 7,0 mg/L. Observa-se que, mesmo com TDH acima do utilizado nesse trabalho, a eficiência foi similar. Sendo assim, não é necessário TDH maior que 2 horas quando se deseja remover apenas matéria orgânica.

Ødegaard *et al.* (2000) observaram que o tempo de detenção no reator influencia nos resultados de remoção de matéria orgânica apenas em longos períodos de permanência (maiores que 3 horas), quando ocorre a degradação da matéria orgânica lentamente biodegradável, não sendo um parâmetro determinante em valores mais baixos. Esse comportamento foi evidenciado no estudo em questão, pois não ocorreu diferença de performance entre os dois pilotos, principalmente pelo fato de que se utilizou uma fonte de DQO facilmente biodegradável.

Kamstra *et al.* (2017) estudaram o efeito da escala e da mistura em reatores MBBR operando sob as mesmas condições. Ele concluiu que experimentos em pequena escala tendem a obter resultados inferiores quando comparados com sistemas em escala real. Eles também observaram que quando se utiliza um alto percentual de meio suporte em reatores de pequena escala, a movimentação das biomédias fica comprometida, sendo que com 75% de enchimento o meio suporte praticamente não se movimenta. Sendo assim, a capacidade de sistemas em larga escala tendem a ser subestimadas quando baseado somente em experimentos de pequena escala.

Portanto, a eficiência do presente estudo pode ser potencializada quando as condições operacionais forem reproduzidas em um sistema em escala real.

#### 5.4.2 Carga orgânica superficial aplicada (COSaplic)

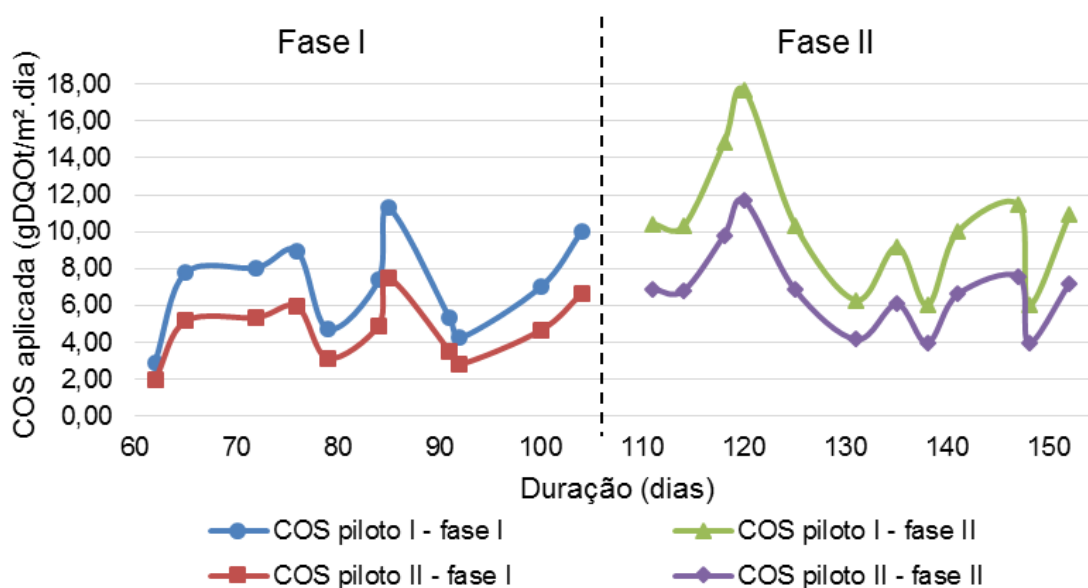
A carga orgânica superficial média calculada ao longo do período experimental para o piloto I foi de 8,70 gDQO/m<sup>2</sup>.dia, sendo a média para a fase I de 7,06 e para a fase II de 10,28 gDQO/m<sup>2</sup>.dia. Já para o reator II, a COS média total foi de 5,79 gDQO/m<sup>2</sup>.dia, sendo a média para a fase I de 4,69 e para a fase II de 6,80 gDQO/m<sup>2</sup>.dia. A Tabela 17 apresenta as variáveis utilizadas para cálculo da COS aplicada média.

**Tabela 17** – Variáveis utilizadas no cálculo da COS aplicada.

| Experimento       | DQO média (mg/L) | Vazão (ml/s) | Área total disponível (m <sup>2</sup> ) | Eficiência DQO média (%) | COS aplicada média (g/m <sup>2</sup> .dia) |
|-------------------|------------------|--------------|---|--------------------------|--|
| Fase I Piloto I   | 196,70           | 0,494        | 1,189                                   | 66,7                     | 7,06                                       |
| Fase I Piloto II  |                  | 0,381        | 1,381                                   | 65,3                     | 4,69                                       |
| Fase II Piloto I  | 204,03           | 0,494        | 0,847                                   | 75,8                     | 10,28                                      |
| Fase II Piloto II |                  | 0,381        | 0,988                                   | 79,5                     | 6,80                                       |

A Figura 27 mostra a variação da COS aplicada ao longo do experimento para os dois reatores.

**Figura 27** – COS aplicada nos pilotos I e II ao longo do período experimental.

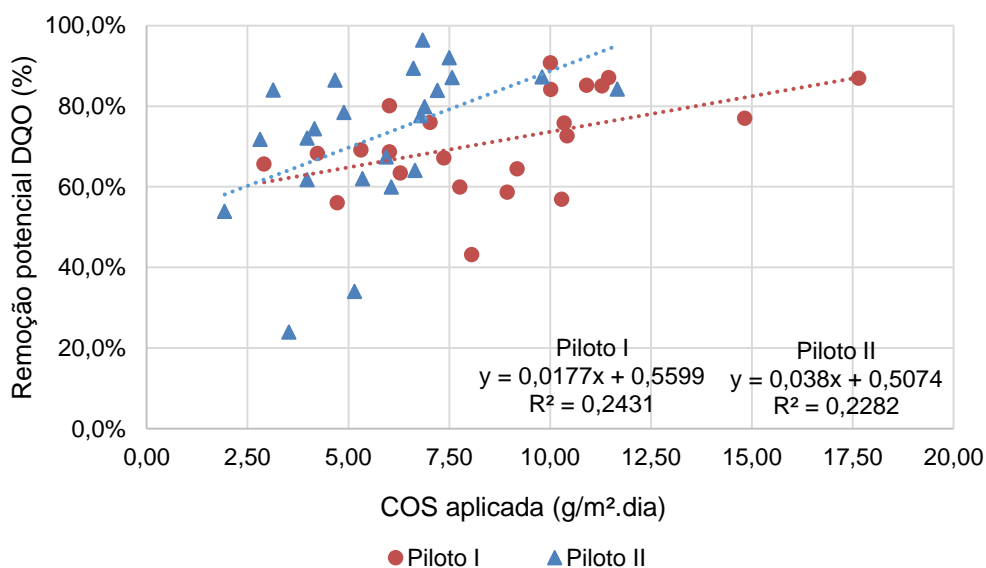


O piloto I possuía volume de 3,35 L, sendo inferior ao piloto II (3,88 L), conseqüentemente tinha menor quantidade de biomédias e menor área superficial total, conforme demonstrado na Tabela 17. Sendo assim, como a DQO afluente dos dois reatores era a mesma, o piloto I sempre trabalhou com uma COS superior à do piloto II, o que pode explicar o fato de que, apesar de possuir menor TDH, o piloto I conseguiu eficiências similares ao do reator II, ou seja, na fase I foi de 66,7% e 65,3% para o reator I e II, respectivamente e na fase II 75,8% e 79,5% para o reator I e II, respectivamente.

Quando se compara o comportamento de um piloto entre as duas fases, a fase II obteve eficiência de remoção de DQO superior à da primeira etapa, justificada pela maior COS aplicada.

O gráfico da Figura 28 mostra a relação entre a COS aplicada e a remoção potencial de DQO. É possível observar que existe uma leve tendência de que, quanto maior a carga orgânica superficial aplicada, maior será a eficiência de remoção da matéria orgânica. Esse comportamento ocorre, pois quanto menor a COS aplicada, menor será a disponibilidade de substrato para a biomassa, pois a carga de matéria orgânica aplicada por área onde se desenvolvem os microrganismos é mais baixa. Sendo assim, o crescimento da biomassa é limitado pela falta de alimento, prejudicando a remoção de DQO.

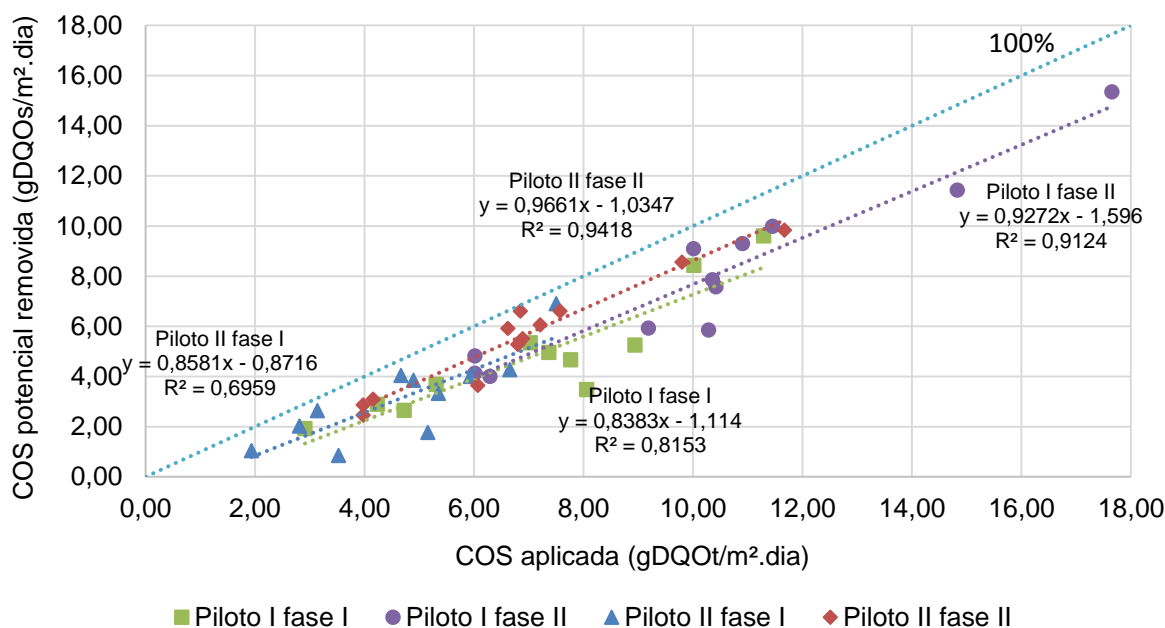
**Figura 28** – Gráfico da relação entre a remoção potencial de DQO com a COS aplicada para os Pilotos I e II.



Baixas concentrações de substrato levam à uma menor taxa de crescimento bacteriano, e conseqüentemente, menor taxa de remoção de substrato. Sendo assim, a matéria orgânica carbonácea é usualmente, no tratamento de esgoto, o fator limitante do crescimento (VON SPERLING, 1996).

A Figura 29 apresenta a relação entre a COS aplicada e a COS potencial removida para cada experimento. É possível perceber que existe uma relação linear, de primeira ordem, entre as duas variáveis. Analisando as duas retas de regressão (fase I e II) de um mesmo piloto, observa-se que elas estão bem próximas, evidenciando que o percentual de meio suporte não parece impactar muito na eficiência do sistema. Ressalta-se que as retas da fase II estão mais próximas da linha de 100%, o que condiz com os resultados superiores dessa fase, apesar de não terem sido estatisticamente diferentes.

**Figura 29** – Relação entre COS aplicada e COS potencial removida.



Vale lembrar que não é aconselhável trabalhar com COS muito elevadas, sendo o valor máximo recomendado por Ødegaard *et al.* (2004) igual a 30 gDQOs/m².dia, pois acima desse valor a reação de consumo do substrato não é mais de primeira ordem.

Javid *et al.* (2013) observou que, com a diminuição da carga orgânica aplicada a um MBBR, ocorreu redução da biomassa, devido à queda na síntese da massa celular. Isso vem ao encontro deste trabalho, pois houve maior formação de SAT quando a

COS aplicada ao reator foi maior. Aygun *et al.* (2008) também observou o mesmo fato para reator MBBR, quanto maior a COS aplicada, maior foi a quantidade de biomassa/m<sup>2</sup>, para um TDH fixo.

Leiknes e Ødegaard (2007) sugerem trabalhar com COS na ordem de 12 a 15 gDBO/m<sup>2</sup>.dia, cerca de 24 a 30 gDQO/m<sup>2</sup>.dia, quando se utiliza somente MBBR para tratamento secundário, a fim de obter eficiências elevadas. Para o tratamento de efluente fraco, com DQO<sub>t</sub> na faixa de 250 mg/L e utilizando COS aplicada de 24 gDQO/m<sup>2</sup>.dia, a remoção potencial foi de 78%, já com COS de 7 gDQO/m<sup>2</sup>.dia removeu-se em média 74%.

Tawfik *et al.* (2012) estudou um MBBR, no pós-tratamento de UASB, com COS de 7,0 g DQO/m<sup>2</sup>.dia, TDH de 3,6 horas e 63% de enchimento de poliuretano com 256 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. O OD do tanque de aeração foi mantido em torno de 2,0 mg/L. O MBBR reduziu cerca de 80% da concentração de DQO<sub>total</sub> do efluente do reator UASB.

#### 5.4.3 Relação A/M e COV

A Tabela 18 mostra os valores médios de A/M e COV aplicadas para os quatro experimentos, bem como a eficiência de remoção média de DQO de cada um deles.

**Tabela 18** – Valores médios de relação A/M e COV aplicada para os Pilotos I e II.

| Experimento |           | A/M médio (d <sup>-1</sup> ) | COV aplicada média (g/L.dia) | Eficiência DQO média (%) |
|-------------|-----------|------------------------------|------------------------------|--------------------------|
| Fase I      | Piloto I  | 0,89                         | 2,51                         | 66,7                     |
|             | Piloto II | 0,25                         | 1,67                         | 65,3                     |
| Fase II     | Piloto I  | 1,23                         | 2,60                         | 75,8                     |
|             | Piloto II | 0,39                         | 1,73                         | 79,5                     |

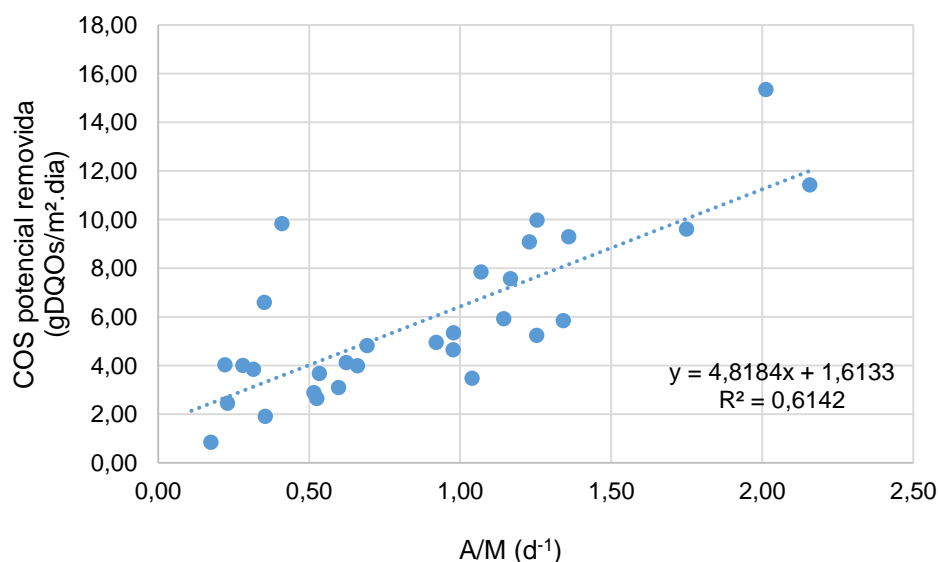
Os valores médios de A/M encontrados foram: 0,89 e 1,23 kgDQO/kgSST.dia para o Piloto I nas fases I e II, respectivamente e 0,25 e 0,39 kgDQO/kgSST.dia para o Piloto II nas fases I e II, respectivamente.

O valor de A/M foi calculado utilizando os valores de DQO, visto que não foram realizadas análises de DBO, porém como a relação de DBO e DQO tende a ser fixa para efluente doméstico (em torno de 0,5), o valor do A/M pode ser utilizado para fins de verificação da tendência do comportamento do sistema estudado. Para o cálculo

da quantidade de microrganismos, utilizou-se a soma da biomassa suspensa e aderida, em termos de sólidos totais, sendo assim é mais usual definir a relação como equivalente, ou seja,  $A/M_{eq}$ .

O gráfico da Figura 30, mostra a relação entre a COS potencial removida e a relação de alimento por microrganismo ( $A/M_{eq}$ ). Percebe-se que existe uma relação linear diretamente proporcional entre a COS potencial removida e o  $A/M_{eq}$ , sendo que quanto mais substrato disponível para os microrganismos, maior será a quantidade de matéria orgânica removida. Resultado semelhante foi encontrado por Fonseca (2016), mostrando que o sistema está de acordo com a situação de substrato limitante, e que não foi evidenciada influência do TDH e da fração de recheio na remoção de DQO.

**Figura 30** – Gráfico da relação entre a COS potencial removida e  $A/M$ .



Javid *et al.* (2013) estudou um MBBR com 60% de meio suporte com área superficial de  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , tratando esgoto doméstico. O TDH variou de 1 a 4 horas, a fim de verificar o comportamento do sistema. Ele observou que, o MBBR é capaz de tolerar relação  $A/M$  muito maiores do que sistemas de lodos ativados. Mesmo trabalhando com alta relação  $A/M$ , na ordem de  $1,8 \text{ kgDBO}/\text{kgSSV.d}$ , ele conseguiu eficiência de 80% de remoção de DBO, sendo que para LA a relação  $A/M$  a ser utilizada para essa eficiência é de  $0,5 \text{ kgDBO}/\text{kgSSV.d}$ .

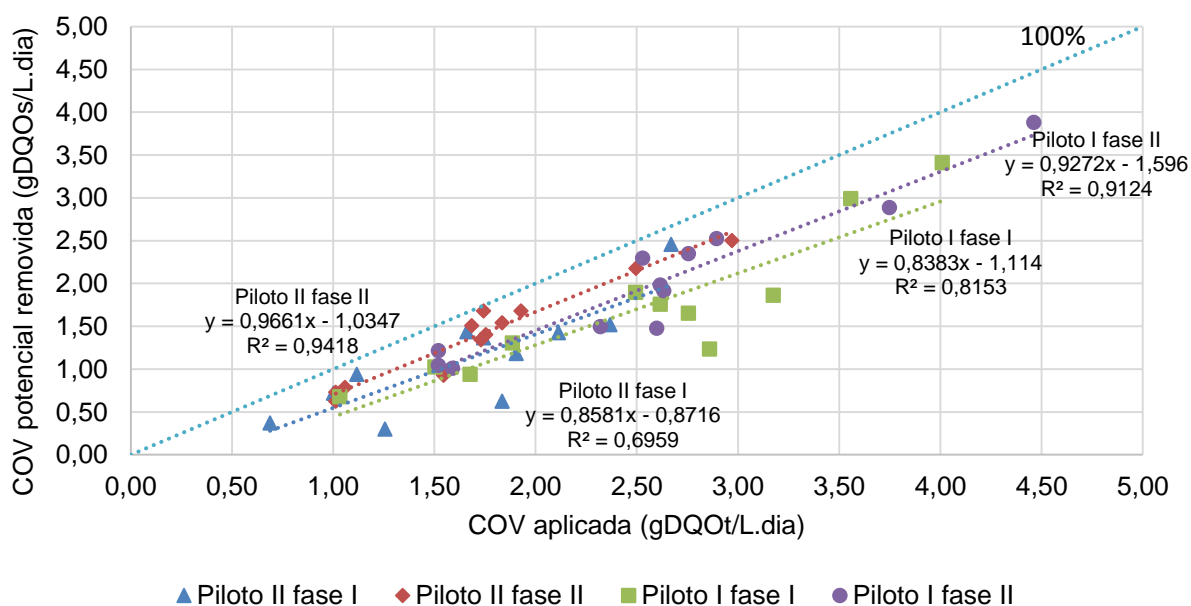
Izquierdo (2006) comparou um sistema LA com um MBBR, e mostrou que o MBBR foi capaz de suportar vazão 2,5 vezes maior e relação  $A/M$  cinco vezes maior do que o

LA, mantendo alta eficiência de remoção de matéria orgânica, possibilitando grande economia no dimensionamento de tanques de aeração de MBBR.

Os valores médios de COV aplicada encontrados foram: 2,51 e 2,60 gDQO/L.dia para o Piloto I nas fases I e II, respectivamente e 1,67 e 1,73 gDQO/L.dia para o Piloto II nas fases I e II, respectivamente. Nota-se que, os valores de COV aplicada para um mesmo piloto na fase I e II foram praticamente os mesmos, visto que não houve alteração no volume do reator. A diferença de volume ocorreu apenas entre o reator I e II.

A Figura 31 apresenta a relação entre a COV aplicada e a COV potencial removida ao longo do período experimental para os dois reatores. Observa-se um melhor desempenho do Piloto II em relação ao Piloto I, principalmente devido ao maior tempo de detenção hidráulica. Ao analisar o comportamento do mesmo reator nas fases I e II, também é possível verificar que houve diferença na relação COV aplicada com COV removida. Como a única diferença entre esses dois pontos analisados foi o percentual de meio suporte, é possível concluir que o mesmo impactou na eficiência do tratamento, sendo que a linha de regressão dos experimentos com 50% de recheio se aproximou mais da remoção de 100%.

**Figura 31** – Gráfico da relação entre COV aplicada e COV potencial removida.





Wolff (2005) avaliou o desempenho de dois reatores MBBR com diferentes TDH, e encontrou uma correlação entre COV aplicada e COV removida mais próxima de 100% para o reator com maior TDH, resultando semelhante ao obtido no presente trabalho.

Segundo ØDEGAARD *et al.* (2004) a taxa de remoção volumétrica para o MBBR é maior quando comparada com sistemas convencionais, tipo LA. Sistemas do tipo LA convencional, usualmente utilizam COV entre 0,6 e 0,8 gDQO/L.dia, para uma idade de lodo entre 4 e 10 dias (WOLFF, 2005), já as taxas aplicadas no presente estudo foram superiores a 1,6 gDQO/L.dia.

#### 5.4.4 Ponto ótimo de trabalho

Foi utilizado o teste de ANOVA (ANEXO B) para verificar se existe diferença significativa entre as médias das eficiências de DQO dos quatro ensaios. Primeiramente foi realizado o teste de Levene, no qual se verificou que as variâncias são homogêneas, pois o sigma foi maior do que 0,05 ( $\alpha = 0,131$ ).

Dessa maneira, foi possível utilizar o teste ANOVA, o qual gerou um valor de sigma de 0,06. Como o valor é superior à 0,05 pode-se concluir que não houve diferença significativa entre as médias das eficiências, ou seja, os resultados obtidos são estatisticamente iguais.

Como os valores foram estatisticamente iguais, conclui-se que o ponto ótimo de trabalho é utilizando TDH de 2,0 h e 50% de percentual de recheio, pois é a configuração que leva ao menor volume de reator e de meio suporte, e conseqüentemente, a que irá possuir menor custo de implantação. Ademais, esse ponto ótimo, que foi do Piloto I na fase II, obteve remoção de DQO superior a 70%, que era o valor que se desejava ultrapassar.

MBBRs com menores volume de meio suporte, além de possuírem um custo de implantação mais baixo, também são vantajosas em termos energéticos pois, quando a porcentagem de biomídia é muito alta, a fluidização das peças é dificultada, necessitando de uma maior vazão de ar para suspendê-las, aumentando o custo operacional (WANG *et al.*, 2005).

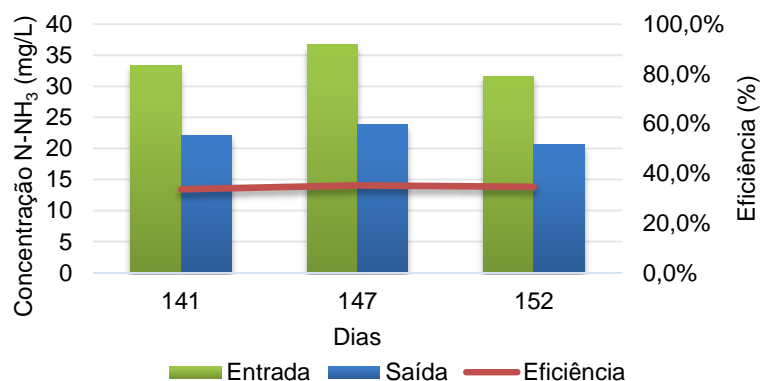
Fonseca (2016) trabalhou com reator de bancada, com DQO afluente próxima a 400 mg/L e OD de 6,0 mg/L, não encontrando diferença de eficiência quando variou a fração de recheio (70% a 10%) e o TDH (1,5 e 3,3 h), sendo a remoção de DQO média igual a 87%. Essa remoção está acima da encontrada neste estudo, porém ressalta-se que a quantidade de OD disponível e a DQO afluente no experimento de Fonseca eram muito superiores, o que favorece o tratamento.

### 5.5 Nitrogênio amoniacal

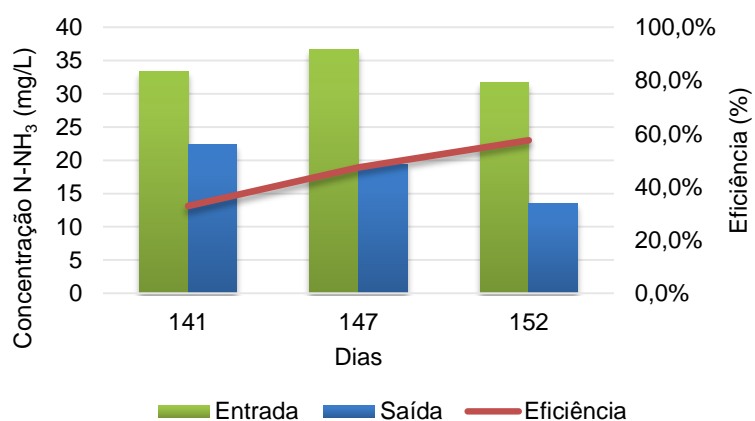
Como a concentração de matéria orgânica no efluente final estava baixa, decidiu-se realizar análise de  $N-NH_4$  para verificar se já estava ocorrendo o processo de nitrificação, pois sabe-se que, quando acaba a carga orgânica disponível, as bactérias autotróficas iniciam o processo de conversão de amônia.

As Figuras 32 e 33 mostram a eficiência dos MBBR em relação à conversão do nitrogênio amoniacal, durante a fase II.

**Figura 32 – Remoção de  $N-NH_4$  no piloto I – fase II.**



**Figura 33 – Remoção de  $N-NH_4$  no piloto II – fase II.**



Diferentemente do que ocorreu em relação à degradação da matéria orgânica, a conversão da amônia foi influenciada positivamente pelo aumento do tempo de detenção, sendo a remoção média de N-NH<sub>4</sub> de 34,4% e 45,9% para o piloto I e II, respectivamente.

Como as bactérias nitrificantes são autotróficas, essas possuem crescimento mais lento. Sendo assim, a reação de nitrificação é favorecida por altos TDH (RUSTEN *et al.*, 2006).

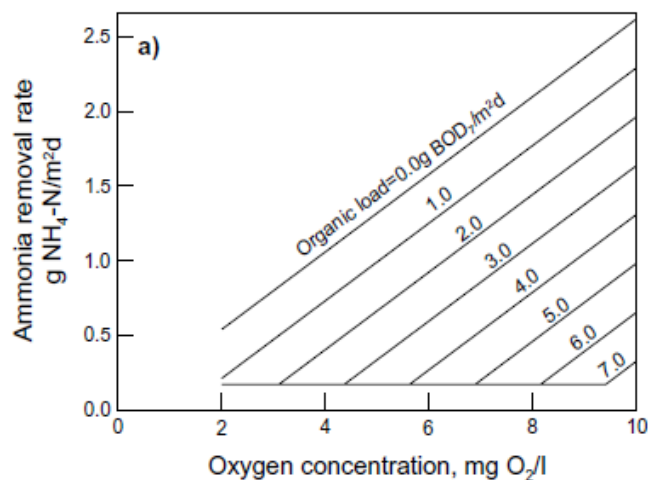
Faria (2010) obteve eficiência de remoção média de N-NH<sub>4</sub> entre 41 e 45%, tratando efluente de reator UASB com N-NH<sub>4</sub> afluente de 41 mg/L, OD de 4,0 mg/L, 6 horas de TDH e 40% de suporte. Minegatti (2008) operou um MBBR com 5,5 h de TDH, 20% de meio suporte, OD na faixa de 4,5 mg/L e DQO e N-NH<sub>4</sub> afluente de 533 e 45 mg/L. Para a CNS aplicada de 0,87 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>.dia a remoção média obtida de N-NH<sub>4</sub> foi de 44%.

Os resultados encontrados por Faria (2010) e Minegatti (2008) foram semelhantes ao encontrado no presente estudo, porém os dois primeiros autores utilizaram concentração de OD e TDH mais elevados, superiores a 4,0 mg/L e 5,5 horas, respectivamente. Avaliando os valores adotados no estudo em questão, evidencia-se que mesmo em baixo teor de OD (2,0 mg/L) e TDH (2 e 3 h) é possível obter uma remoção de N-NH<sub>4</sub> significativa.

A carga de nitrogênio amoniacal superficial (CNS) para o piloto I foi igual a 1,71 e para o piloto II igual a 1,13 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>.dia. Segundo Ødegaard (1999), para se obter eficiência de nitrificação na faixa de 90%, é necessário utilizar CNS inferior a 1,0 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>.dia com OD maior do que 5,0 mg/L. Sendo assim, pode-se concluir que, tanto a CNS maior quanto o OD menor (2,0 mg/L), influenciaram na baixa eficiência de nitrificação do estudo em questão.

Ødegaard (1999) demonstrou que a COS é o fator chave que influencia a nitrificação, e ela deve ser o mais baixo possível (Figura 34). Caso se trabalhe com COS elevada, é necessário manter uma concentração de OD no reator muito alta, como pode ser visto na Figura 34. Portanto, percebe-se que, na condição de trabalho imposta nesse experimento, a concentração de OD estava muito baixa, o que limitou a eficiência de remoção de N-NH<sub>4</sub>.

**Figura 34** – Influência da DBO, OD e amônia na reação de nitrificação.



Fonte: Ødegaard (1999).

Ademais, conforme demonstrado por Tawfik *et al.* (2012), o aumento da COS resulta em uma diminuição da eficiência de nitrificação. O piloto II trabalhou com COS média de 6,8 g DQO/m<sup>2</sup>.dia, enquanto que a média para o I foi de 10,28 g DQO/m<sup>2</sup>.dia, fato que explica a melhor eficiência de conversão de amônia no reator II.

### 5.6 Características do lodo produzido

Diariamente era realizado o descarte do lodo que ficava acumulado no fundo da unidade de decantação. A quantidade e qualidade do lodo variou consideravelmente ao longo do experimento, sendo possível perceber visualmente que em alguns dias ele estava com coloração mais clara e com menor quantidade de sólidos (Figura 35 a) e em outros apresentava coloração mais escura e concentrado (Figura 35 b). A Figura 35 mostra a diferença do lodo em dois dias distintos.

**Figura 35** – Lodo descartado em dois dias diferentes.



Fonte: Autoria própria (2018).

A produção de lodo estimada ao longo do experimento, o teor de sólidos voláteis, o coeficiente de produção celular observado e a idade do lodo estão demonstrados na Tabela 19.

**Tabela 19 – Características do lodo produzido.**

| Parâmetro                                       | Fase I               |                       | Fase II              |                       |
|---|----------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
|   | Lodo I<br>(2h - 70%) | Lodo II<br>(3h - 70%) | Lodo I<br>(2h - 50%) | Lodo II<br>(3h - 50%) |
| Concentração SST média no lodo excedente (mg/L) | 1586,67              | 1349,17               | 1634,17              | 1177,27               |
| Relação SSV/SST                                 | 0,91                 | 0,89                  | 0,92                 | 0,93                  |
| Volume de lodo descartado (L/dia)               | 0,293                | 0,282                 | 0,224                | 0,196                 |
| Produção de lodo (gSST/dia)                     | 0,465                | 0,380                 | 0,366                | 0,231                 |
| Yobs (kgSSV/kgDQOrem)                           | 1,29                 | 0,98                  | 0,90                 | 1,16                  |
| Yobs (kgSST/kgDQOrem)                           | 1,40                 | 1,19                  | 0,96                 | 1,32                  |
| Idade do lodo (d)                               | 2,37                 | 5,22                  | 2,11                 | 3,96                  |

A produção de lodo é influenciada pela concentração de SST no tanque de aeração, sendo que, quanto maior a concentração de SST maior será a produção de lodo. Esse comportamento foi observado nesse trabalho, sendo que a produção de lodo da fase I foi superior à da fase II.

Conforme valores demonstrados acima, o lodo produzido nos reatores possui elevado teor de SSV/SST, em torno de 0,9, o que evidencia que o mesmo ainda não estava digerido. Ao se realizar o descarte, era possível sentir um odor forte proveniente do lodo, um indício da não digestão do mesmo. Como não estava sendo realizada a recirculação do lodo, a tendência é que ele, efetivamente, apresentasse elevado teor de SSV. Segundo Von Sperling (2002), quanto menor a idade do lodo, maior será a relação SSV/SST, sendo que, para idade do lodo de 2 e 6 dias, a relação é cerca de 0,89 e 0,87, respectivamente. O trabalho em questão obteve resultados semelhantes aos descritos por Von Sperling (2002), obtendo um lodo mais digerido quando a idade do lodo foi maior.

Araújo Júnior *et al.* (2013) relataram que a produção de lodo tende a diminuir com o aumento do percentual de meio suporte e com a diminuição da carga orgânica afluyente. Nesse trabalho observou-se uma relação inversa em relação ao meio suporte, porém, conforme já relatado no item 5.3.1, a dificuldade de movimentação das biomídias com percentual de recheio de 70%, devido a fixação da concentração de OD em 2,0 mg/L, acabou favorecendo a retenção dos sólidos em suspensão.

O coeficiente de produção celular ( $Y_{obs}$ ), expresso na forma de kg de sólidos suspensos voláteis (SSV) por kg de DQO removida, variou entre 0,90 e 1,29.

Araújo Junior *et al.* (2013) mostraram que a inclusão de meio suporte em reatores do tipo LA provoca a diminuição da produção de lodo. Segundo Von Sperling (2002) a taxa de produção celular observada para LA é na faixa de 0,5 a 0,7 kgSST/kgDBOrem. O presente estudo encontrou valores variando de 0,96 a 1,4 kgST/KgDQOrem, que equivale a cerca de 0,48 a 0,7 kgST/kgDBOrem, mostrando que a produção de lodo no MBBR foi ligeiramente inferior à dos sistemas de LA.

Segundo Ødegaard (2006), a taxa de produção de lodo em MBBR utilizado apenas para remoção de matéria orgânica é na ordem de 0,5 kg ST/kgDQO<sub>s</sub>rem. Minegatti (2008) encontrou  $Y$  correspondente à 0,79 kgSSV/kgDBOrem, já Zilli (2013) obteve valores variando de 0,82 a 1,33 kgSSV/kgDQOrem. Os dois últimos autores, assim como o presente trabalho, encontram valores de  $Y_{obs}$  superiores ao encontrado por Ødegaard (2006).

Analisando a idade do lodo, nota-se que ela variou de 2,11 a 5,22 dias. O valor mais alto foi encontrado para o Piloto II na fase I, que foi quando ocorreu o problema com a obstrução do tanque. Como a biomassa estava muito densa, a mesma não era completamente eliminada quando se realizava o descarte do lodo, levando a um pequeno volume descartado, que faz com que a idade do lodo seja mais alta. Esse fato foi evidenciado pelo fato de que, quando se conseguia desobstruir a passagem, o volume de lodo descartado era muito alto (cerca de 2,0 litros) devido à quantidade de lodo acumulado.

Fazendo uma analogia com sistemas de LA, os valores de idade de lodo são compatíveis com os de sistemas de alta taxa, na qual, segundo a NBR 12209 (ABNT,

2011), a idade de lodo deve ser entre 2 e 4 dias (VON SPERLING; CHERNICHARO, 2005).

Outro fato a ser analisado é a quantidade de sólidos que foram perdidos no efluente final. Esse fator corrobora para o aumento da idade de lodo, o que de fato foi observado nesse estudo. A concentração de SST foi de 177 e 112 mg/L para o Piloto I nas fases I e II, respectivamente e 231 e 169 mg/L para o Piloto II nas fases I e II, respectivamente. Nota-se que, de fato, a idade do lodo foi maior para os experimentos que tiveram uma maior perda de sólidos no efluente final.

Karizmeh *et al.* (2014) verificou em seu estudo que, quando o TDH subiu de 1 para 2 horas, sob a mesma COS aplicada, ocorreu maior perda de SST no efluente final enquanto que a sedimentabilidade do lodo foi diminuída.

Desta forma, esse estudo demonstrou que apesar da produção de lodo no MBBR ter sido alta, se comparado com sistemas que utilizam apenas biomassa aderida, e o lodo descartado apresentar elevado teor de sólidos voláteis (não digerido), é viável trabalhar com esse tipo de sistema após o tratamento anaeróbio, pois é possível retornar esse lodo em excesso para o reator UASB, promovendo seu adensamento e digestão. Sendo assim, o volume de lodo não terá grandes impactos no custo operacional da ETE.

## 6 CONCLUSÃO

Esse trabalho avaliou o comportamento de um reator do tipo MBBR tratando efluente sintético com características de pós-tratamento por reator anaeróbio, ou seja, baixa carga orgânica. Foram avaliados dois TDH, de 2 e 3 horas, e dois percentuais de meio suporte, 50% e 70%.

De acordo com os resultados apresentados foi possível concluir que, o meio suporte estudado se mostrou adequado para uso em MBBR, com área superficial de  $507\text{m}^2/\text{m}^3$ , e conseguindo boa aderência de biofilme, com valores entre 5,37 e 14,66  $\text{gSV}/\text{m}^2$ , sendo a quantidade de biomassa aderida por área dentro do que preconiza a norma brasileira NBR 12209 (ABNT, 2011).

O ponto ótimo de trabalho foi com o TDH de 2 horas e 50% de biomídia (piloto I na fase II. A eficiência média de remoção de DQO foi de 75,8%, sendo superior ao valor mínimo de 70%, definido como ótimo. Essa configuração favorece o menor custo de implantação, dentro dos cenários estudados, pois o volume do reator e de meio suporte é menor.

Observou-se através da análise ANOVA que para os quatro experimentos realizados, não houve diferença estatística significativa entre as eficiências de remoção de DQO, logo utilizar um reator MBBR com maior volume de meio suporte e TDH maior ou superior a 3h não se justifica.

Verificou-se que é viável, em termos de eficiência de remoção de matéria orgânica, manter o OD em 2,0  $\text{mg}/\text{L}$  no tanque de aeração, promovendo assim uma possível redução no custo com energia elétrica, devido à menor demanda de ar, com ressalva quando o percentual de meio suporte for elevado (70%), pois ocorreu limitação na movimentação das peças no interior do reator.

Os reatores apresentam bom desempenho na eficiência de remoção do nitrogênio amoniacal, atingindo até 45,9% de eficiência, levando-se em conta o baixo TDH (3h) e o baixo teor de OD aplicado (2  $\text{mg}/\text{L}$ ).

A produção de lodo no MBBR foi alta, com coeficientes de produção celular entre 0,9 e 1,29  $\text{kgSSV}/\text{kgDQOrem}$ , e o lodo não apresentou características de estar digerido, sendo que o teor de SSV/SST foi superior a 0,89 em todas as fases. Porém, como o objetivo do estudo era de utilizar MBBR em conjunto com reator anaeróbio, o lodo



aeróbio pode ser recirculado para adensamento e digestão no compartimento anaeróbio, diminuindo o volume a ser desidratado e eliminando a etapa de digestão.

## **7 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

Como considerações para trabalhos futuros, sugere-se:

- Utilizar tempo de detenção e percentual de meio suporte inferiores aos trabalhados nesse estudo, visando uma redução ainda maior do volume Do MBBR, para tratamento secundário;
- Verificar a eficiência em um sistema em escala maior, a fim de eliminar os problemas ocorridos devido ao pequeno tamanho do reator piloto;
- Estudar a utilização de UASB com MBBR, sendo o último trabalhando com o processo SND, visando a remoção de matéria orgânica e nitrogênio total.

## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMOMANI, F. A.; DELATOLLA, R.; ORMECI, B. Field study of moving bed biofilm reactor technology for post-treatment of wastewater lagoon effluent at 1°C. **Environmental Technology**. V. 35, n. 13, p. 1596–1604, 2014.

APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 22th. Washington: Public Health Association. 2012.

ARAUJO JUNIOR, M. M.; LERMONTOV, A.; ARAUJO, P. L. S.; ZAIAT, M. Reduction of sludge generation by the addition of support material in a cyclic activated sludge system for municipal wastewater treatment. **Bioresource Technology**. V. 143, p. 483–489, 2013.

ABNT – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 12209: Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitário**. Rio de Janeiro, 2011.

AYGUN, A.; NAS, B.; BERKTAY, A. Influence of High Organic Loading Rates on COD Removal and Sludge Production in Moving Bed Biofilm Reactor. **Environmental Engineering Science**. V. 25, n. 9, 2008.

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

BASSIN, J. P.; KLEEREBEZEM, R.; ROSADO, A. S.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; DEZOTTI, M. Effect of Different Operational Conditions on Biofilm Development, Nitrification, and Nitrifying Microbial Population in Moving-Bed Biofilm Reactors. **Environmental Science and Technology**. V. 46, p. 1546–1555, 2012.

BORKAR, R. P.; GULHANE, M. L.; KOTANGALE, A. J. Moving Bed Biofilm Reactor – A New Perspective in Wastewater Treatment. **Journal of Environmental Science, Toxicology and Food Technology**. V. 6, p. 15–21, 2013.

BRASIL, FUNDAÇÃO NACIONAL DA SAÚDE. **Manual de saneamento**. 3ª ed, 2007.

- CAMPOS, R. H. **Utilização de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em sistemas de tratamento combinado de águas residuárias**. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Santa Catarina / Programa de Engenharia Ambiental, 2001.
- CARDOSO, J. L. S. **Controle de Sólidos em Sistema Aeróbio de Lodo Ativado**. 2015. Disponível em: <<https://biotrakti.blogspot.com/2015/04/controle-de-solidos-em-sistema-aerobio.html>>. Acesso em: 04/01/2019.
- CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A. C.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. **Introdução**. In: **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. CHERNICHARO, C. A. L. (Coordenador). Belo Horizonte, Projeto PROSAB. 2001.
- CHERNICHARO, C. A. L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**. V. 5, p.73–92, 2006.
- CHONG, S.; SEN, T. K.; KAYAALP, A.; ANG, H. M. The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment e A State-of-the-art review. **Water research**. V. 46, p. 3434-3470, 2012.
- CHRISPIM, M. C.; NOLASCO, M. A. Greywater treatment using a moving bed biofilm reactor at a university campus in Brazil. **Journal of Cleaner Production**. V. 142, p. 290 – 296, 2017.
- DENG, L.; GUO, W.; NGO, H. H.; ZHANG, X.; WANG, X. C.; ZHANG, Q.; CHEN, R. New functional biocarriers for enhancing the performance of a hybrid moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor system. **Bioresource Technology**. V. 208, p. 87–93, 2016.
- DI TRAPANI, D.; CHRISTENSSON, M.; TORREGROSSA, M.; VIVIANI, G.; ODEGAARD, H. Performance of a hybrid activated sludge/biofilm process for wastewater treatment in a cold climate region: influence of operating conditions. **Biochemical Engineering Journal**. V. 77, p. 214–219, 2013.
- FARIA, D. C. **Influência dos aspectos operacionais no desempenho do reator biológico de leito móvel (MBBR)**. Dissertação (Mestrado), Universidade Federal do Tocantins, Palmas, 2010.

- FONSECA, D. L. **Desempenho de sistemas MBBR em diferentes condições de recheio e vazão: estudo em escala piloto e laboratorial.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro / Programa de Engenharia Química, 2016.
- FUJII, F. Y.; PIVELI, R. P.; CAMPOS, F.; BUENO, R. F.; SOBRINHO, P. A. **Desempenho de reator integrado de lodo ativado com biofilme em leito móvel.** Engenharia Sanitária e Ambiental. V. 18, n. 4, 2013.
- GEIGER, M.; RAUCH, B. Diffusion depth: a crucial factor for MBBR carrier. **Filtration+Separation.** January/February, p. 30–32, 2017.
- GONÇALVES, R. F.; VERONEZ, F. A.; KISSLING, C. M. S.; CASSINI, S. T. A. Using a UASB reactor for thickening and digestion of discharged sludge from submerged aerated biofilters. **Water Science and Technology.** V. 45, N. 10, p. 299–304, 2002.
- GU, Q.; SUN, T.; WU, G.; LI, M.; QIU, W. Influence of carrier filling ratio on the performance of moving bed biofilm reactor in treating coking wastewater. **Bioresource Technology.** V. 166, p. 72–78, 2014.
- GU, J.; XU, G.; LIU, Y. An integrated AMBBR and IFAS-SBR process for municipal wastewater treatment towards enhanced energy recovery, reduced energy consumption and sludge production. **Water Research.** V. 110, p. 262–269, 2017.
- HANAKI, K.; WANTAWIN, C.; OHGAKI, S. Effects of the activity of heterotrophs on nitrification in a suspended-growth reactor. **Water Research.** V. 24, n. 3, p. 289–296, 1990.
- HUANG, C.; SHI, Y.; XUE, J.; ZHANG, Y.; EL-DIN, M. G.; LIU, Y. Comparison of biomass from integrated fixed-film activated sludge (IFAS), moving bed biofilm reactor (MBBR) and membrane bioreactor (MBR) treating recalcitrant organics: Importance of attached biomass. **Journal of Hazardous Materials.** V. 326, p. 120–129, 2017.
- IZQUIERDO, B. K. H. **Estudo do comportamento de um sistema de lodos ativados com reator de leito móvel (MBBR).** 116 p. Dissertação (Mestrado) – COPPE/UFRJ - Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2006.
- JAVID, A. H.; HASSANI, A. H.; GHANBARI, B.; YAGHMAEIAN, K. Feasibility of Utilizing Moving Bed Biofilm Reactor to Upgrade and Retrofit Municipal Wastewater

Treatment Plants. **International Journal of Environmental Research**. V. 7, p. 963–972, 2013.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 7ª edição, Rio de Janeiro, 2014.

KAMSTRA, A.; BLOM, E.; TERJESEN, B. F. Mixing and scale affect moving bed biofilm reactor (MBBR) performance. **Aquacultural Engineering**. V. 78, p. 9–17, 2017.

KARIZMEH, M. S.; DELATOLLA, R.; NARBAITZ, R. M. Investigation of settleability of biologically produced solids and biofilm morphology in moving bed bioreactors (MBBRs). **Bioprocess and Biosystems Engineering**. V. 37, p. 1839–1848, 2014.

KASSAB, G.; HALALSHEH, M.; KLAPWIJK, A.; FAYYAD, M.; VAN LIER, J. B. Sequential anaerobic–aerobic treatment for domestic wastewater – A review. **Bioresource Technology**. V. 101, p. 3299–3310, 2010.

KHAN, A. A.; GAUR, R. Z.; TYAGI, V. K.; KHURSHEED, A.; LEW, B.; MEHROTRA, I.; KAZMI, A. A. Sustainable options of post treatment of UASB effluent treating sewage: A review. **Resources, Conservation and Recycling**. V. 55, p. 1232–1251, 2011.

LEIKNES, T.; ØDEGAARD, H. The development of a biofilm membrane bioreactor. **Desalination**. V. 202, p. 135–143, 2007.

LEYVA-DÍAZ, J. C.; MUÑÍO, M. M.; GONZÁLEZ-LÓPEZ, J.; POYATOS, J. M. Anaerobic/anoxic/oxic configuration in hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor for nutrient removal from municipal wastewater. **Ecological Engineering**. V. 91, p. 449–458, 2016.

LI, Y. Q. B.; ZHANG, C.; CHEN, L.; SHI, H. Understanding biofilm diffusion profiles and microbial activities to optimize integrated fixed-film activated sludge process. **Chemical Engineering Journal**. V. 302, p. 269–277, 2016.

LIMA, P. S. **Avaliação do efeito da carga orgânica na operação de um sistema MBBR de dois estágios visando a remoção de matéria orgânica e nitrogênio**. Dissertação (Mestrado) – COPPE/UFRJ, Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2015.

LOPEZ-LOPEZ, C.; MARTÍN-PASCUAL J.; GONZÁLEZ-MARTÍNEZ, A.; CALDERÓN, K.; GONZÁLEZ-LOPEZ, J.; HONTORIA, E.; POYATOS, J. M. Influence of filling ratio and carrier type on organic matter removal in a moving bed biofilm reactor with pretreatment of electrocoagulation in wastewater treatment. **Journal of Environmental Science and Health, Part A**. V. 47, p. 1759–1767, 2012.

LUOSTARINEN, S.; LUSTE, S.; VALENTIN, L. RINTALA, J. Nitrogen removal from on-site treated anaerobic effluents using intermittently aerated moving bed biofilm reactors at low temperatures. **Water Research**. V. 40, p. 1607–1615, 2006.

MAO, Y.; QUAN, X.; ZHAO, H.; ZHANG, Y.; CHEN, S.; LIU, T.; QUAN, W. Accelerated startup of moving bed biofilm process with novel electrophilic suspended biofilm carriers. **Chemical Engineering Journal**. V. 315, p. 364–372, 2017.

MCQUARRIE, J.; BOLTZ, J. Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance. **Water Environment Research**. V. 83, n. 6, p. 560-575, 2011.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4 th ed. rev. New York: McGraw-Hill, 2003.

MINEGATTI, D. V. O. **Caracterização dos parâmetros de controle e avaliação de desempenho de um reator biológico com leito móvel (MBBR)**. 103p. Dissertação (Mestrado) – COPPE/UFRJ - Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2008.

MINEGATTI, D. V. O. **Avaliação da remoção de nitrogênio via nitrificação e desnitrificação simultânea em um reator biológico com leito móvel (IFAS)**. 117p. Dissertação (Doutorado) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2015.

ØDEGAARD, H. The Moving Bed Biofilm Reactor. **Water Environmental Engineering and Reuse of Water**. Hokkaido Press, p. 250 – 305, 1999.

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

ØDEGAARD, H. "State of the art in Europe of the Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR) process". **WEFTEC**. Anais. 2004.

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

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

OLIVEIRA, D. V. M.; JUNIOR, I. V.; PIVELI, R. P. Avaliação comparativa entre custos dos processos MBBR/IFAS e lodo ativado para o tratamento de esgoto sanitário. **Revista DAE**. Nº 193, p. 46 –55, 2013.

OLIVEIRA, D. V. M.; RABELO, M. D.; NARIYOSHI, Y. N. Evaluation of a MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) pilot plant for treatment of pulp and paper mill wastewater. **International Journal of Environmental Monitoring and Analysis**. V. 2, n. 4, p. 220–225, 2014.

PLATTES, M.; HENRY, E.; SCHOSSELER, P. M.; WEIDENHAUPT, A. Modelling and dynamic simulation of a moving bed bioreactor for the treatment of municipal wastewater. **Biochemical Engineering Journal**. V. 32, p. 61–68, 2006.

RUSTEN, B. MATTSSON, E.; BROCH-DUE, A.; WESTRUM, T. Treatment of pulp and paper industry wastewater in novel moving bed biofilm reactors. **Water Science and Technology**. V. 30, p. 161–171, 1994.

RUSTEN, B.; SILJUDALEN, J. G.; WIEN, A.; EIDEM, D. Biological pretreatment of poultry processing wastewater. **Water Science and Technology**. V. 38, p. 19–28, 1998.

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

TANG, K. OOI, G. T. H.; LITTY, K.; SUNDMARK, K.; KAARSHOLM, K. M. S.; SUND, C.; KRAGELUND, C.; CHRISTENSSON, M.; BESTER, K.; ANDERSON, H. R. Removal of pharmaceuticals in conventionally treated wastewater by a polishing



moving bed biofilm reactor (MBBR) with intermittent feeding. **Bioresource Technology**. V. 236, p. 77–86, 2017.

TANG, B.; SONG, H.; BIN, L.; HUANG, S.; ZHANG, W.; FU, F.; ZHAO, Y.; CHEN, C. Determination of the profile of DO and its mass transferring coefficient in a biofilm reactor packed with semi-suspended bio-carriers. **Bioresource Technology**. V. 241, p. 54–62, 2017.

TANG, B.; YU, C.; BIN, L.; ZHAO, Y.; FENG, X.; HUANG, S.; FU, F.; DING, J.; CHEN, C.; LI, P.; CHEN, Q. Essential factors of an integrated moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor: Adhesion characteristics and microbial community of the biofilm. **Bioresource Technology**. V. 211, p. 574–583, 2016.

TAWFIK, A.; SOBHEY, M.; BADAWEY, M. Treatment of a combined dairy and domestic wastewater in an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor followed by activated sludge (AS system). **Desalination**. V. 227, p. 167–177. 2008.

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

TAWFIK, A.; BADR, N.; TALEB, R.; EL-SENOUOUSY, W. Sewage treatment in an up-flow anaerobic sponge reactor followed by moving bed biofilm reactor based on polyurethane carrier material. **Desalination and Water Treatment**. V. 37, p. 350-358, 2012.

URBINATI, E.; OLIVEIRA, R. A. Anaerobic-aerobic treatment of swine wastewater in UASB and batch reactors in series. *Engenharia Agrícola*. V. 34, n. 1, p. 124-142, 2014.

VAN HAANDEL, A.; KATO, M. T.; CAVALCANTI, P. F. F.; FLORENCIO, L. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**. V. 5, p. 21–38, 2006.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBE, J. G. M. **Handbook of Biological Wastewater Treatment: Design and optimization of Activated Sludge Systems**. 2nd ed. IWA Publishing, 2012.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1996.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 2002.

VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C. A. L. **Biological wastewater treatment in warm climate regions**. V. 1 e 2, IWA Publishing, 2005.

WANNER, O.; EBERL, H. J.; MORGENROTH, E.; NOGUERA, D. R.; PICIOREANU, C.; RITTMANN, B. E.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. **Mathematical modeling of biofilms**. IWA publishing, 2006.

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

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

WEF – WATER ENVIRONMENT FEDERATION. **Biofilm reactors: WEF manual of practice n° 35**. Alexandria: Mcgraw Hill, 608 p; 2011.

WOLFF, D. B. **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flutuantes**. Tese (doutorado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Santa Catarina, 2005.

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

XAVIER, J. B.; PICIOREANU, C.; ALMEIDA, J. S.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Monitorização e modelação da estrutura de biofilme. **Boletim de Biotecnologia**. 2005.

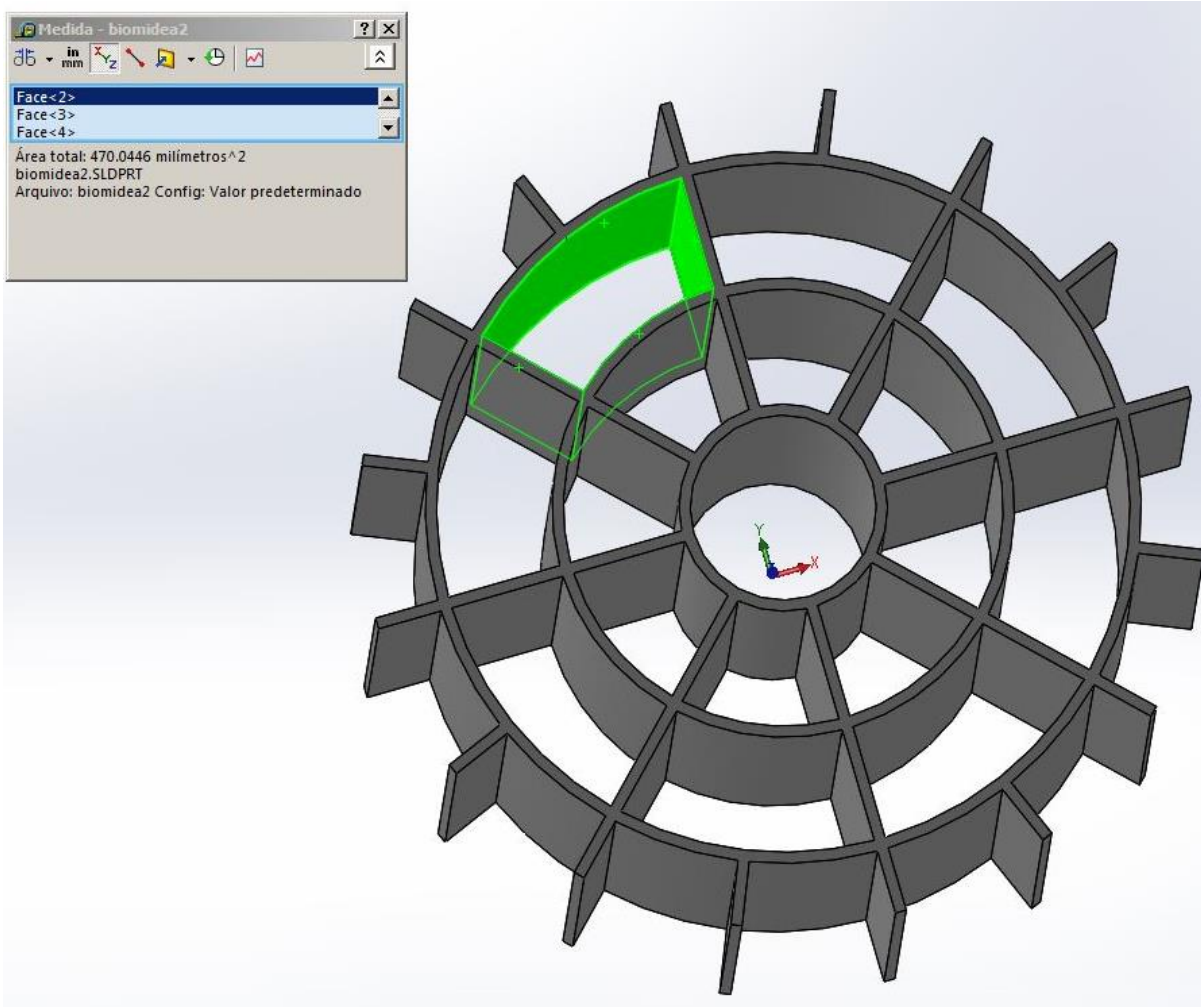
ZDRADEK, C. P. **Seleção de linhagens oxidadoras de amônio e remoção de nitrogênio via nitrito em reator descontínuo alimentado (SBR), sob condições de limitação de oxigênio**. Tese (doutorado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Santa Catarina, 2005.

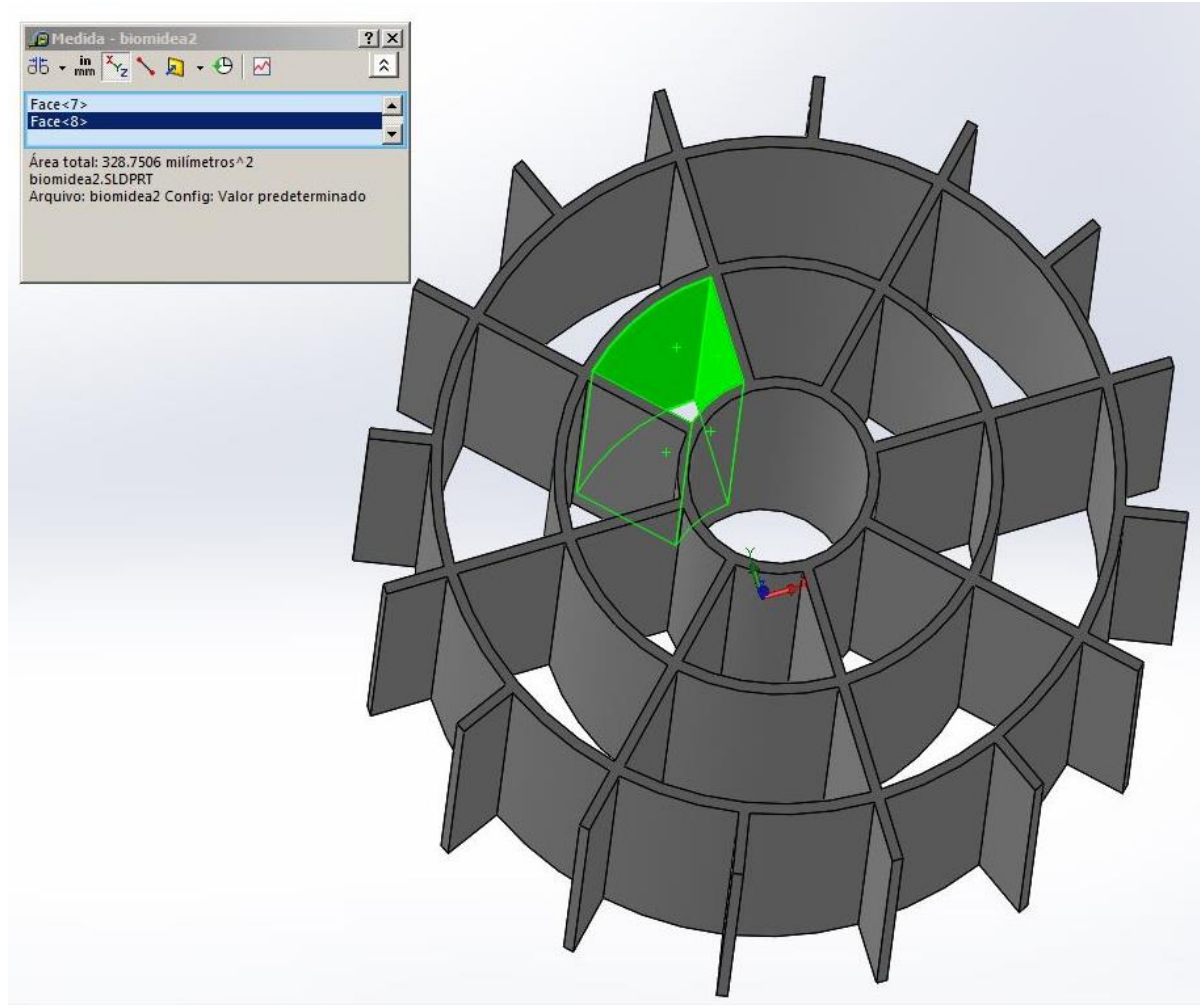
ZHANG, X.; CHEN, X.; ZHANG, C.; WEN, H.; GUO, W.; HGO, H. H. Effect of filling fraction on the performance of sponge-based moving bed biofilm reactor. **Bioresource Technology**. V. 219, p. 762–767, 2016.

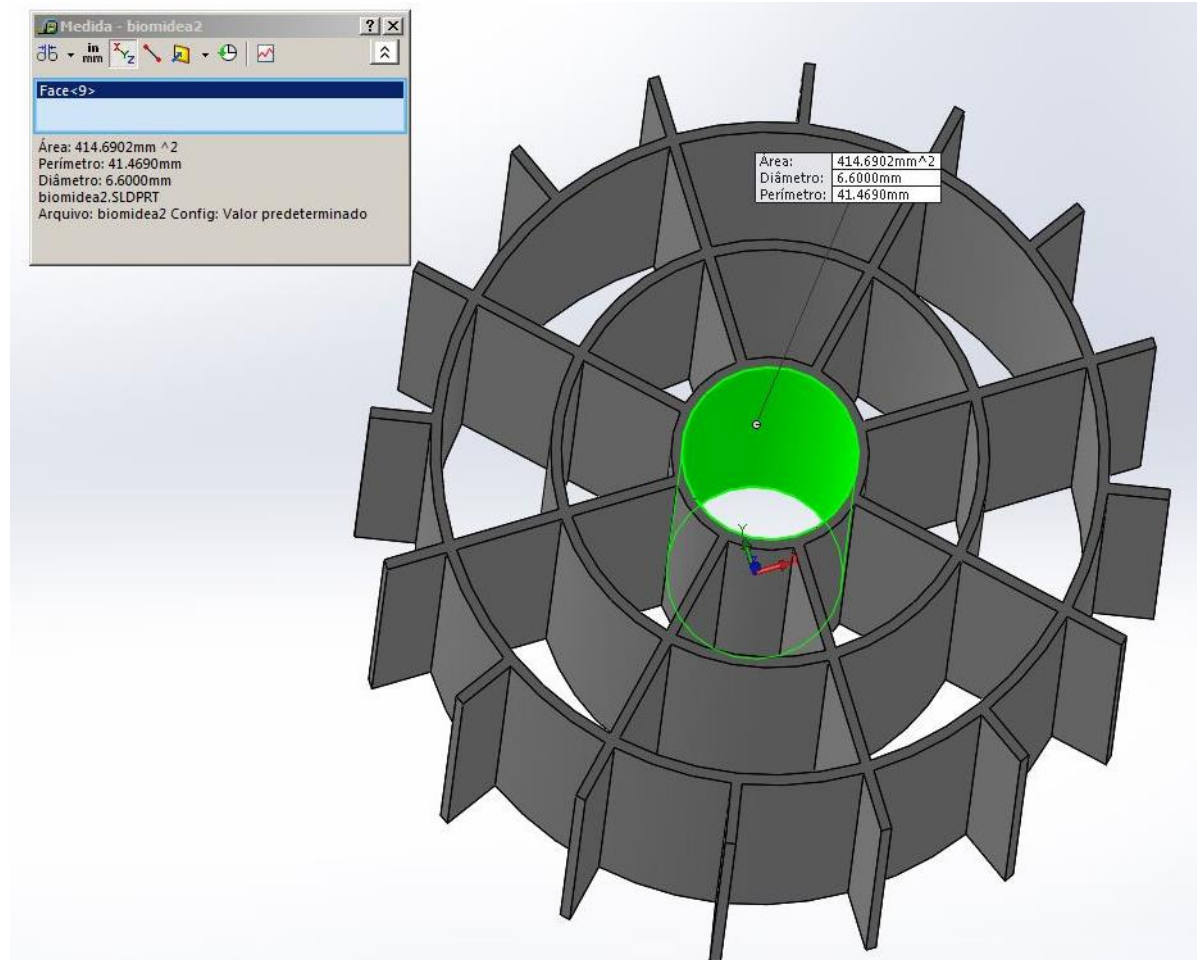
ZILLI, R. P. **Influência do tempo de retenção hidráulica e da velocidade superficial do ar no desempenho de um reator de leito móvel com biofilme (MBBR)**. Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Santa Catarina, 2013.

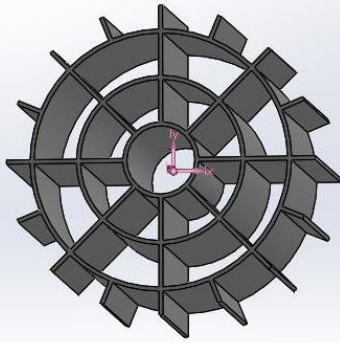
ZINATIZADEH, A. A. L.; GHAYTOOLI, E. Simultaneous nitrogen and carbon removal from wastewater at different operating conditions in a moving bed biofilm reactor (MBBR): Process modeling and optimization. **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**. V. 53, p. 98–111, 2015.

## ANEXO A – Área superficial da biomídia fornecida pelo software SolidWorks









Propriedades de massa

biomidea2.SLDPRT

Opções...

Substituir propriedades da massa... Recalcular

Incluir corpos/componentes ocultos

Criar recurso Centro de massa

Exibir massa do cordão de solda

Registrar valores de coordenadas: -- valor predeterminado --

Propriedades de massa de biomidea2  
 Configuração: Valor predeterminado  
 Sistema de coordenadas: -- valor predeterminado --

Densidade = 0.00095 gramas por milímetro cúbico

Massa = 1.92848 gramas

Volume = 2025.71678 milímetros cúbicos

Área de superfície = 0.01008 metros quadrados

Centro de massa: ( metros )  
 X = 0.00000  
 Y = 0.00000  
 Z = 0.01000

Eixos principais de inércia e momentos de inércia principais: ( gramas \* metros quadrados )  
 Tomado no centro da massa.

|                                |              |
|--------------------------------|--------------|
| Ix = 1.00000, 0.00000, 0.00000 | Px = 0.00017 |
| Iy = 0.00000, 1.00000, 0.00000 | Py = 0.00017 |
| Iz = 0.00000, 0.00000, 1.00000 | Pz = 0.00021 |

Momentos de inércia: ( gramas \* metros quadrados )  
 Obtido no centro de massa e alinhado com o sistema de coordenadas de saída.

|               |               |               |
|---------------|---------------|---------------|
| Lxx = 0.00017 | Lxy = 0.00000 | Lxz = 0.00000 |
| Lyx = 0.00000 | Lyx = 0.00017 | Lyz = 0.00000 |
| Lzx = 0.00000 | Lzy = 0.00000 | Lzz = 0.00021 |

Momentos de inércia: ( gramas \* metros quadrados )  
 Tomados no sistema de coordenadas de saída.

|               |               |               |
|---------------|---------------|---------------|
| Ixx = 0.00036 | Ixy = 0.00000 | Ixz = 0.00000 |
| Iyx = 0.00000 | Iyy = 0.00036 | Iyz = 0.00000 |
| Izx = 0.00000 | Izy = 0.00000 | Izz = 0.00021 |

Ajuda Imprimir... Copiar para a área de transferência

## ANEXO B – Resultado do teste ANOVA

### Teste de Homogeneidade de Variâncias

Eficiência

| Estadística de Levene | df1 | df2 | Sig. |
|-----------------------|-----|-----|------|
| 1,983                 | 3   | 42  | ,131 |

### ANOVA

Eficiência

|              | Soma dos Quadrados | df | Quadrado Médio | Z     | Sig. |
|--------------|--------------------|----|----------------|-------|------|
| Entre Grupos | 1656,163           | 3  | 552,054        | 2,670 | ,060 |
| Nos grupos   | 8683,019           | 42 | 206,739        |       |      |
| Total        | 10339,182          | 45 |                |       |      |

Fonte: SPSS Statistics.