

**UNIVERSIDADE TECNÓLOGICA FEDERAL DO PARANÁ**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL**

**REGIANE CALISTO DE SOUZA**

**INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE OXIGENAÇÃO E TDH NO SISTEMA  
COMBINADO AOA/AOA<sup>2</sup> NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E  
NUTRIENTES EM EFLUENTE SINTÉTICO**

**DISSERTAÇÃO**

**CURITIBA**

**2023**

**REGIANE CALISTO DE SOUZA**

**INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE OXIGENAÇÃO E TDH NO SISTEMA  
COMBINADO AOA/AOA<sup>2</sup> NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E  
NUTRIENTES EM EFLUENTE SINTÉTICO**

**INFLUENCE OF OXYGENATION AND TDH VARIATION IN THE COMBINED  
AOA/AOA<sup>2</sup> SYSTEM ON THE REMOVAL OF ORGANIC MATTER AND  
NUTRIENTS IN SYNTHETIC WASTEWATER**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental.

Área de Concentração: Tecnologias e Processos Ambientais.

Linha de Pesquisa: Tratamento de Águas de Abastecimento e Residuárias.

Orientador(a): Prof. Dr. Fernando Hermes Passig

**CURITIBA**

**2023**



[4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/)

Esta licença permite que outros distribuam, remixem, adaptem e criem a partir do seu trabalho, mesmo para fins comerciais, desde que lhe atribuam o devido crédito pela criação original.



**Ministério da Educação  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná  
Campus Curitiba**



REGIANE CALISTO DE SOUZA

**INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE OXIGENAÇÃO E TDH NO SISTEMA COMBINADO AOA /AOA<sup>2</sup> NA  
REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NUTRIENTES EM EFLUENTE SINTÉTICO**

Trabalho de pesquisa de mestrado apresentado como requisito para obtenção do título de Mestra Em Ciência E Tecnologia Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR). Área de concentração: Tecnologias E Processos Ambientais.

Data de aprovação: 28 de Fevereiro de 2023

Dr. Fernando Hermes Passig, Doutorado - Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Cristiane Kreutz, - Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Dra. Iolanda Cristina Silveira Duarte, Doutorado - Universidade Federal de São Carlos (Ufscar)

Documento gerado pelo Sistema Acadêmico da UTFPR a partir dos dados da Ata de Defesa em 28/02/2023.

Dedico este trabalho aos meus pais, João e Genilda, a minha irmã Josiane, por acreditarem nos meus sonhos e sempre me apoiarem. E ao meu marido Gilberto, por ser meu porto seguro nos momentos mais difíceis.

## AGRADECIMENTOS

A Deus, por me sustentar nos momentos mais difíceis e proporcionar a paz e a força necessária para continuar, e colocar pessoas incríveis na minha vida para facilitar essa jornada.

Aos meus pais, João e Genilda por serem a minha base, pela educação recebida, por todo apoio e amor recebidos em cada etapa da minha vida, e por serem meus maiores exemplos de caráter e empatia. Sem vocês, nada seria. Cada sonho conquistado, foi por vocês.

A minha irmã, Josiane, por todo amor e cuidado, por ser minha maior incentivadora e exemplo de dedicação e determinação.

Ao meu marido, Gilberto, por ser a minha rocha e refúgio em todos os momentos, pela paciência e amor imensamente ofertados, pelo apoio e ajuda de sempre, e por deixar a minha vida mais leve, feliz e bonita.

A Naiara e Daiane, pela amizade sincera, cuidadosa e prestativa ofertada durante todo esse processo, vocês me deram muita força e encorajamentos para seguir firme.

Amo muito vocês! Gratidão.

Aos colegas do LabSan, Silvana Svenar, Paula Letícia, Lucas Carvalho, Adelanía, Janaína, Mayra, Leonardo, Pedro, e Lucas Lacerda, por toda ajuda e socorro prestados, e por deixarem os dias mais alegres.

Aos professores dos programas de Pós-Graduação da UTFPR, PPGCTA e PPGECC, por todo conhecimento fornecido.

Ao meu orientador, Fernando Hermes Passig pela oportunidade, paciência e orientações.

As professoras Karina Querne de Carvalho e Cristiane Kreutz por todo conhecimento e direcionamento fornecidos no Exame de Qualificação.

As professoras Cristiane Kreutz e Iolanda Cristina Silveira Duarte por aceitarem compor a minha banca de Defesa de Dissertação.

A Jossy Karla Brasil Bernardelli, por toda ajuda e empenho com o artigo.

A todos servidores e colaboradores da UTFPR Sede Ecoville que trabalharam diariamente durante a pandemia e permitiram o acesso às dependências do compus.

A Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR) e ao Departamento de Engenharia Civil por proporcionar a realização desta pesquisa. A CAPES, Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, pela bolsa de pesquisa concedida, tornando possível a execução desta pesquisa, (código de financiamento 001).

“Tenham cuidado para que ninguém os escravize a filosofias  
vãs e enganosas, que se fundamentam nas tradições humanas e nos  
princípios elementares deste mundo, e não em Cristo.”

Colossenses 2:8

## RESUMO

Diversas configurações estão sendo estudadas visando alcançar a remoção simultânea de nutrientes de forma prática e econômica, dentre elas, a configuração anaeróbia – aeróbia – anóxica (AOA). O objetivo deste trabalho foi avaliar o sistema AOA na remoção de matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada, quanto a influência da vazão de aeração no aprimoramento da nitrificação, a relação do aumento do tempo de detenção hidráulica (TDH) no reator anóxico para o processo de desnitrificação e a identificação das comunidades microbianas no sistema. O sistema foi composto por um reator anaeróbio (22,1 L), um reator aeróbio (21,4 L), um decantador (12 L), e dois reatores anóxicos (19,8 L), com regime de escoamento ascendente e fluxo contínuo. A operação do sistema foi realizada em quatro etapas, 1) acompanhamento do sistema até atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente (EEDA); 2) utilizando-se concentração de oxigênio dissolvido no reator aeróbio de 2,5 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> (aeração contínua); 3) concentração de oxigênio dissolvido no reator aeróbio de 5 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> (aeração contínua); e 4) a inclusão do reator anóxico 2, prolongando o tempo de detenção hidráulica em ambiente anóxico de 8h para 16h. Os reatores anaeróbio, aeróbio e anóxico foram operados com TDH de 8h, o decantador com TDH de 4,4h e realizada adição da solução de glicose (5 g.L<sup>-1</sup>) como fonte externa de carbono na saída do decantador, nas quatro etapas de operação. Para monitoramento e avaliação do desempenho do sistema foram determinados os seguintes parâmetros físico-químicos: temperatura do líquido (TL), potencial hidrogeniônico (pH), alcalinidade total (AT), ácidos voláteis (AV), oxigênio dissolvido (OD), potencial de oxirredução (POR), demanda química de oxigênio (DQO bruta e filtrada), nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>), nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) e fósforo total (P-PO<sub>4</sub><sup>-3</sup>). Ao fim da operação do sistema realizou-se a coleta de amostras de lodo de todos os reatores, sendo encaminhadas ao Laboratório da empresa GoGenetic para análise de sequenciamento metagenômico do gene 16S do RNA ribossomal para identificação da diversidade microbiana. O sistema na Etapa 2 de operação alcançou remoções médias de DQO bruta, DQO filtrada, PT, NT, de 83%, 80%, 22 % e 26%, respectivamente. Na Etapa 4, obteve remoções médias de DQO bruta, DQO filtrada, PT, NT, de 93%, 91%, 21% e 61%, respectivamente. Concluiu-se que a concentração de oxigênio dissolvido e conseqüentemente a vazão de aeração no reator aeróbio possui influência direta na remoção de nitrogênio, apresentando aumento na eficiência de remoção de NT na Etapa 4 (OD em 5 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e adição do reator ANO2). O TDH em ambiente anóxico prolongado também favoreceu a remoção de NT, a eficiência de remoção com apenas o reator anóxico 1 foi de 46%, na Etapa 3, e com a inclusão do reator anóxico 2 atingiu eficiência de remoção de NT de 61%. O sequenciamento genético evidenciou a diversidade microbiana do sistema, foram observadas variações na composição microbiana de cada reator devido à condição de oxigenação. Os principais filos identificados no sistema AOA foram *Firmicutes*, *Bacteroidota*, *Chloroflexi*, *Proteobacteria*, *Caldisericota*, *Actinobacteriota*, *Verrucomicrobiota* e *Synergistota*.

**Palavras-chave:** Nitrificação; Desnitrificação; Desfosfatação; Remoção de Nutrientes; Tratamento Biológico de Efluentes;

## ABSTRACT

Several configurations are being studied in order to achieve the simultaneous removal of nutrients practically and economically; among them is the anaerobic–aerobic–anoxic (AOA) configuration. The objective of this work was to evaluate the AOA system in the removal of carbonaceous, nitrogenous, and phosphorous matter, regarding the influence of the aeration flow in the improvement of the nitrification, the relation of the increase of the hydraulic detention time (TDH) in the anoxic reactor for the process of denitrification and identification of microbial communities in the system. The system consisted of an anaerobic reactor (22.1 L), an aerobic reactor (21.4 L), a decanter (12 L), and two anoxic reactors (19.8 L), with an upward flow and continuous flow. The system operation was carried out in four stages, 1) monitoring the system until reaching the state of apparent dynamic equilibrium (EEDA); 2) using a dissolved oxygen concentration of  $2.5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  in the aerobic reactor (continuous aeration); 3) concentration of dissolved oxygen in the aerobic reactor of  $5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  (continuous aeration); and 4) the inclusion of anoxic reactor 2, extending the hydraulic detention time in an anoxic environment from 8h to 16h. The anaerobic, aerobic, and anoxic reactors were operated with TDH for 8h, the decanter with TDH for 4.4h, and glucose solution ( $5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ ) was added as an external carbon source at the decanter outlet in the four stages of operation. To monitor and evaluate the performance of the system, the following physicochemical parameters were determined: liquid temperature, hydrogen potential, total alkalinity, volatile acids, dissolved oxygen, potential water redox, chemical oxygen demand (COD), Kjeldahl total nitrogen (KTN), ammonia nitrogen, nitrite, nitrate and total phosphorus (TP). At the end of the system operation, sludge samples were collected from all the reactors, which were sent to the laboratory of the company GoGenetic for analysis of metagenomic sequencing of the 16S ribosomal RNA gene to identify microbial diversity. The system in Stage 2 of operation achieved average removals of gross COD, filtered COD, TP, TN, of 83%, 80%, 22%, and 26%, respectively. In Step 4, it obtained average removals of gross COD, filtered COD, PT, NT, of 93%, 91%, 21%, and 61%, respectively. It was concluded that the concentration of dissolved oxygen and, consequently, the aeration flow in the aerobic reactor has a direct influence on the removal of nitrogen, showing an increase in the efficiency of TN removal in Step 4 (DO at  $5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  and the addition of the ANO2 reactor). HDT in a prolonged anoxic environment also favored the removal of TN, the removal efficiency with just the anoxic reactor 1 was 46% in Step 3, and with the inclusion of the anoxic reactor 2, it reached an efficiency of TN removal of 61%. Genetic sequencing showed the microbial diversity of the system, and variations were observed in the microbial composition of each reactor due to the oxygenation condition. The main phyla identified in the AOA system were *Firmicutes*, *Bacteroidota*, *Chloroflexi*, *Proteobacteria*, *Caldisericota*, *Actinobacteriota*, *Verrucomicrobiota*, and *Synergistota*.

**Keywords:** Nitrification; Denitrification; Dephosphate; Nutrient Removal; Biological Treatment of Effluents;



## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1 – Distribuição do nitrogênio nos esgotos sanitários .....</b>	<b>19</b>
<b>Figura 2 – Esquema da remoção biológica de nitrogênio convencional .....</b>	<b>20</b>
<b>Figura 3 – Distribuição de amônia (NH<sub>3</sub>) e íon amônia (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) em função do pH a 25°C. .....</b>	<b>21</b>
<b>Figura 4 – Processo esquemático da nitrificação .....</b>	<b>22</b>
<b>Figura 5 – Concentração de ortofosfato em ambiente anaeróbio e aeróbio.....</b>	<b>27</b>
<b>Figura 6 – Reações Bioquímicas da RBF na fase anaeróbia .....</b>	<b>28</b>
<b>Figura 7 – Reações Bioquímicas da RBF na fase aeróbia.....</b>	<b>29</b>
<b>Figura 8 – Representação esquemática do sistema .....</b>	<b>34</b>
<b>Figura 9 – Resultados de Temperatura do Líquido do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>45</b>
<b>Figura 10 – Resultados de pH do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2). .....</b>	<b>46</b>
<b>Figura 11 – Resultados de Alcalinidade Total do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>47</b>
<b>Figura 12 – Resultados de Ácidos Voláteis do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>50</b>
<b>Figura 13 – Resultados de Oxigênio dissolvido do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>52</b>
<b>Figura 14 – Resultados de Potencial de Oxirredução do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>54</b>
<b>Figura 15 – Resultados da concentração de matéria orgânica expressa em DQO com amostras brutas do sistema AOA durante as Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>58</b>
<b>Figura 16 – Resultados de concentração de matéria orgânica expressa em DQO com amostras filtradas do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2). .....</b>	<b>61</b>
<b>Figura 17 – Resultados de concentração de matéria fosforada expressa em Fósforo Total do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>63</b>

<b>Figura 18 – Resultados de concentração de matéria nitrogenada expressa em Nitrito, Nitrato, N-amon, NTK e NT do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).....</b>	<b>66</b>
<b>Figura 19 – Resultados das concentrações das formas oxidadas de nitrogênio expressas em Nitrito (A) e Nitrato (B) do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub>L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2). .....</b>	<b>70</b>
<b>Figura 20 – Gráficos PCoA: Distância de Bray – Curtis (A), Índice Jaccard (B).....</b>	<b>76</b>
<b>Figura 21 – Abundância relativa em nível de filo (nível taxonômico), para cada um dos Reatores do sistema. ....</b>	<b>78</b>
<b>Figura 22 – Abundância relativa a nível de gênero para os reatores ANA, AE, ANO 1 e ANO 2. ....</b>	<b>80</b>

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1 – Definição dos diversos termos utilizados para definir as diversas espécies de nitrogênio.....</b>	<b>18</b>
<b>Tabela 2 – Estudos com configuração do tipo Anaeróbio-Aeróbio-Anóxico, condições operacionais e eficiência de remoção de DQO, Nitrogênio e Fósforo. ....</b>	<b>32</b>
<b>Tabela 3 – Características do sistema AOA.....</b>	<b>33</b>
<b>Tabela 4 – Características dos lodos utilizados na inoculação dos reatores .....</b>	<b>36</b>
<b>Tabela 5 – Composição do efluente sintético .....</b>	<b>37</b>
<b>Tabela 6 – Concentrações, Cargas Orgânicas e Relação C/N aplicadas no sistema AOA. ....</b>	<b>38</b>
<b>Tabela 7 – Condições operacionais do sistema AOA.....</b>	<b>39</b>
<b>Tabela 8 – Parâmetros físico-químicos analisados para o sistema AOA .....</b>	<b>40</b>
<b>Tabela 9 – Resultados dos parâmetros de Temperatura, pH, Alcalinidade Total, Ácidos Voláteis, OD, POR para Etapas 2, 3 e 4 do sistema AOA.....</b>	<b>44</b>
<b>Tabela 10 – Produção e Consumo de Alcalinidade Total no sistema AOA .....</b>	<b>49</b>
<b>Tabela 11 – Resultados dos parâmetros de Demanda Química de Oxigênio, Fósforo Total, Nitrogênio Total, NTK, N-Amon, Nitrito e Nitrato do sistema AOA .....</b>	<b>57</b>
<b>Tabela 12 – Diversidade alfa do sistema AOA.....</b>	<b>75</b>

## **LISTA DE QUADROS**

**Quadro 1 - Distribuição relativa das formas de nitrogênio segundo distintas condições 19**

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AOA	Sistema de Tratamento Anaeróbio, Aeróbio e Anóxico
ANA	Reator Anaeróbio
AE	Reator Aeróbio
AF	Afluente
ANO 1	Reator Anóxico 1
ANO 2	Reator Anóxico 2
AT	Alcalinidade Total
AV	Ácidos Voláteis
C/N	Relação Carbono Nitrogênio
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CV	Coefficiente de Variação
D	Decantador
DG	Decantador + Glicose
DP	Desvio Padrão
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
RBAF	Remoção Biológica Aprimorada de Fósforo
RDG	Reservatório Decantador + Glicose
EEDA	Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente
Máx	Máxima
Mín	Mínima
N	Número de amostras
N-NH <sub>4</sub> <sup>-</sup>	Nitrogênio na forma de íon amônio
N-NH <sub>3</sub>	Nitrogênio na forma de amônia livre
NT	Nitrogênio Total
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
OAP	Organismos Acumuladores de Fosfato
OAG	Organismos Acumuladores de Glicogênio
OD	Oxigênio Dissolvido
P-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	Fósforo na forma de fosfato
PT	Fósforo Total
PHA	Polihidroxialcalonatos
PHB	Polihidroxibutirato
PHV	Polihidroxivalerato
poli-P	Poli-P Polifosfato
PVC	PVC Policloreto de Polivinila
Q	Vazão
POR	Potencial de Oxirredução
ST	Sólidos Totais
STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis

TL	Temperatura do Líquido
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UAHB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UTFPR	Universidade Tecnológica Federal do Paraná
X	Média Aritmética
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>14</b>
<b>2 OBJETIVOS .....</b>	<b>16</b>
2.1 OBJETIVO GERAL.....	16
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	16
<b>3 REVISÃO DE LITERATURA.....</b>	<b>17</b>
3.1 NITROGÊNIO E FÓSFORO NO AMBIENTE.....	17
3.2 NITROGÊNIO .....	18
3.2.1 Remoção Biológica de Nitrogênio .....	19
3.2.1.1 Amonificação .....	20
3.2.1.2 Nitrificação.....	22
3.2.1.3 Desnitrificação.....	23
3.3 FÓSFORO .....	25
3.3.1 Remoção Biológica de Fósforo .....	26
3.4 TRABALHOS UTILIZADOS NO DESENVOLVIMENTO DA PESQUISA .....	30
<b>4 MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>33</b>
4.1 APARATO EXPERIMENTAL.....	33
4.1.1 Inoculação.....	36
4.2 EFLUENTE SINTÉTICO .....	37
4.3 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL .....	38
4.4 EFICIÊNCIAS DO TRATAMENTO .....	40
4.5 ESTATÍSTICA.....	41
4.6 ANÁLISE DA COMUNIDADE MICROBIANA .....	42
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>43</b>
5.1 COMPORTAMENTO DO SISTEMA AOA EM RELAÇÃO À TL, PH, AT, AV, OD, E POR.....	43
5.1.1 Temperatura do Líquido .....	45
5.1.2 Potencial Hidrogeniônico (pH).....	45
5.1.3 Alcalinidade Total .....	47
5.1.4 Ácidos Voláteis .....	50
5.1.5 Oxigênio Dissolvido .....	52
5.1.6 Potencial de Oxirredução (POR) .....	53

5.2 REMOÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA, FOSFORADA E NITROGENADA .....	55
5.2.1 Matéria orgânica carbonácea .....	58
5.2.2 Matéria fosforada.....	62
5.2.3 Matéria Nitrogenada .....	65
5.3 AVALIAÇÃO DA COMUNIDADE MICROBIANA .....	74
<b>6 CONCLUSÕES.....</b>	<b>84</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>85</b>



## 1 INTRODUÇÃO

O lançamento de efluentes sem tratamento em corpos d'água tem gerado diversos impactos aos ecossistemas aquáticos, dentre eles está a eutrofização. O excesso de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, causa o crescimento excessivo de algas e outros microrganismos, tal proliferação ocasiona o aumento da turbidez, reduzindo a penetração de raios solares no corpo d'água, e conseqüentemente reduz-se a fotossíntese, responsável pelo processo de oxigenação do meio (BARROS; SOBRAL; GUNKEL, 2013).

O nitrogênio se alterna entre várias formas e estados de oxidação como resposta aos diversos processos bioquímicos. No meio aquático o nitrogênio pode ser encontrado nas formas de: nitrogênio molecular, orgânico, amônia livre, nitrito e nitrato (MOTA *et al.*, 2009).

Assim como o nitrogênio, o fósforo é um elemento essencial para todas as formas de vida, um mineral e um nutriente pentavalente no ambiente aquático. Eles podem existir na forma de ortofosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$ ), polifosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$  tetraedros) e organofosforados. No esgoto, a forma mais comum de entrada do fósforo é o ortofosfato (FATIMA; DU; KOMMALAPATI, 2021).

Para evitar descartes irregulares de poluentes em corpos hídricos e o cumprimento das legislações ambientais, as estações de tratamento de esgotos (ETEs) são projetadas com intuito de garantir eficiência adequada para o lançamento de efluentes em corpos d'água, reduzindo as concentrações de poluentes de acordo com as legislações pertinentes (CAVALCANTI, 2016).

Para Von Sperling (1996), uma alternativa simples e de baixo custo é o tratamento biológico de esgoto, que se baseia em processos biológicos naturais. Em geral, trata-se de acelerar o processo natural de autodepuração realizado por microrganismos presentes no ambiente, capazes de converter matéria orgânica em produtos mineralizados. Aceleração refere-se ao controle das condições ambientais para que, através da aplicação de diferentes tecnologias, seja imposta uma maior carga orgânica no menor tempo possível.

O tratamento convencional nas ETEs encontra-se ainda focado principalmente na remoção da matéria orgânica, gerando efluentes com concentrações de nutrientes similares ao do esgoto bruto, no entanto diversos métodos vêm sendo estudados e implantados em escala real promovendo a remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo, e o desafio é realizar a remoção de forma simultânea e economicamente viável (VON SPERLING, 2005).

A remoção biológica de nitrogênio é possível por meio de dois processos, a nitrificação e a desnitrificação. A nitrificação é um processo estritamente aeróbio, realizado por organismos quimioautótrofos que utilizam o oxigênio como aceptor final de elétrons e o dióxido de carbono

como fonte de carbono. A amônia é transformada em compostos nitrogenados oxidados, nitrito e nitrato, e posteriormente convertidos a gás nitrogênio por meio do processo de desnitrificação. A desnitrificação consiste na conversão biológica dos compostos produzidos na nitrificação, nitrito e nitrato, em compostos mais reduzidos, como óxido nítrico, óxido nitroso e gás nitrogênio, sob condições anóxicas (SANTOS, 2014).

A tecnologia de remoção biológica de fósforo baseia-se na capacidade de algumas bactérias heterotróficas presentes na biomassa ativa do lodo ativado de acumular fosfato dissolvido na forma de polifosfatos dentro das células, em condições ótimas de crescimento e metabolismo (WANG *et al.*, 2008). Os organismos que acumulam fósforo no sistema passam por um processo de etapas anaeróbias, garantindo um ambiente competitivo, capaz de utilizar fontes internas de energia (polifosfatos acumulados durante a fase aeróbia) e reter parte da matéria orgânica que é de rápida biodegradação durante a fase anaeróbia (BUENO *et al.*, 2019).

O uso de sistemas combinados como alternativa na remoção da matéria orgânica e dos nutrientes, permite unir as vantagens dos sistemas individuais, produzindo efluente com boa qualidade, a custos de implantação e de operação consideravelmente reduzidos (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; DAVEREY *et al.*, 2012).

A alternância entre fases anaeróbia, aeróbia e anóxicas apresentam-se como etapas importantes para remoção de nitrogênio e fósforo. Tendo em vista o desafio em realizar a remoção simultânea de nutrientes, neste trabalho propõe-se avaliar o desempenho do sistema combinado Anaeróbio – Aeróbio – Anóxico (AOA) de fluxo contínuo, composto por um reator anaeróbio, um reator aeróbio, decantador e dois reatores anóxicos, na remoção de nitrogênio, fósforo, além da matéria orgânica, assim como verificar a influência da concentração de oxigênio dissolvido no tanque de aeração e o tempo de detenção prolongado em ambiente anóxico na eficiência do sistema.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo deste trabalho foi avaliar o sistema AOA quanto a influência da vazão de aeração no aprimoramento da nitrificação e do aumento do tempo de detenção hidráulica (TDH) no reator anóxico para o processo de desnitrificação.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para obtenção do objetivo geral proposto foram definidos os seguintes objetivos específicos:

- Avaliar o desempenho do sistema combinado AOA na remoção de matéria orgânica e nutrientes do efluente sintético.
- Avaliar os processos de nitrificação e desnitrificação;
- Identificar a comunidade microbiana presente nos reatores anaeróbio, aeróbio e anóxicos.

### 3 REVISÃO DE LITERATURA

#### 3.1 NITROGÊNIO E FÓSFORO NO AMBIENTE

O lançamento de esgoto não tratado em um corpo d'água pode resultar na alteração das características da água, afetando o equilíbrio ecológico e a saúde humana. Um dos grandes problemas é o aumento da taxa de nutrientes, como o fósforo (P) e o nitrogênio (N). Estes são essenciais para o crescimento biológico e quando lançados em grandes concentrações nos corpos hídricos, favorecem o crescimento exacerbado de algas, macrófitas e plantas aquáticas. Este aumento da concentração de nutrientes e consequente desequilíbrio biológico é conhecido como eutrofização (JORDÃO; PESSÔA, 2014).

Quando acontece naturalmente, a eutrofização é gradual e muito lenta, entretanto, no processo artificial é acentuado pelas ações antrópicas, há um aumento desordenado na produção de biomassa, impossibilitando a sua incorporação pelo sistema aquático com a mesma velocidade, provocando, assim, um desequilíbrio ecológico (SOUZA, 2015; MARGALEF, 2005).

A eutrofização artificial causa uma série de alterações no ecossistema aquático, dentre elas: liberação de gases como amônia, metano, gás sulfídrico, elementos como ferro, fósforo e manganês devido à decomposição anaeróbia que ocorre no fundo dos corpos hídricos; o aumento da floração de algas, cianobactérias e macrófitas aquáticas que podem prejudicar o fluxo de embarcações; diminuição de teores de oxigênio dissolvido, tendo como consequência a diminuição da diversidade biológica; alteração na diversidade das comunidades algais presentes no meio devido à mudança na disponibilidade de nutrientes, podendo ocorrer maior desenvolvimento de espécies potencialmente tóxicas; presença de sabor e odor desagradável e aumento da turbidez da água devido ao aumento de carga orgânica (BRAGA *et al.*, 2005; KÖSE; KIVANÇ, 2011; YANG *et al.*, 2013).

Dessa forma, é imprescindível o tratamento eficaz de esgotos, reduzindo ao máximo a descarga de nitrogênio e fósforo no corpo receptor. A concentração desses poluentes no efluente despejado em corpos hídricos deve respeitar o limite estabelecido pela legislação vigente e a capacidade de autodepuração do corpo hídrico. Para atender a estes padrões, o esgoto deve passar por uma série de processos de tratamento (VON SPERLING, 2005).

### 3.2 NITROGÊNIO

De acordo com Von Sperling (1996) dentro do ciclo do nitrogênio na biosfera, este alterna-se entre várias formas e estados de oxidação, como resultado de diversos processos bioquímicos. Podendo ser encontrado no ambiente aquático como nitrogênio molecular, escapando para a atmosfera; nitrogênio orgânico, dissolvido ou em suspensão; amônia, livre e ionizada; nitrito e nitrato.

As diversas formas que o nitrogênio pode ser encontrado no ambiente indica o grau de estabilização da matéria orgânica em função da forma como estão presentes os compostos de nitrogênio no esgoto. O nitrogênio orgânico presente no esgoto é composto de proteínas, aminoácidos e ureia, por meio da oxidação biológica pelos microrganismos o nitrogênio presente é transformado primeiramente em amônia, depois em nitritos e então em nitratos. (JORDÃO; PESSÔA, 2011). As definições das formas de nitrogênio são apresentadas na Tabela 1:

**Tabela 1 – Definição dos diversos termos utilizados para definir as diversas espécies de nitrogênio**

Forma do Nitrogênio	Abreviação	Definição
Gás amônia	NH <sub>3</sub>	NH <sub>3</sub>
Íon amônia	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
Nitrogênio amoniacal total	NAT	NH <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
Nitrito	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>
Nitrato	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
Nitrogênio inorgânico total	NIT	NH <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
Nitrogênio total kjeldahl	NTK	NO + NH <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
Nitrogênio orgânico	NO	NTK – (NH <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )
Nitrogênio total	NT	NO + NH <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>

\* Todas as espécies expressas como N.

**Fonte: Metcalf e Eddy (2016).**

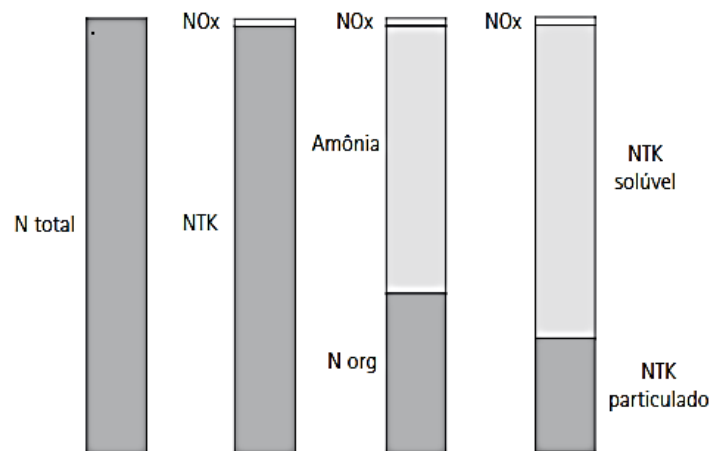
A determinação da forma predominante do nitrogênio pode indicar o estágio de poluição ocasionado por lançamentos de efluentes domésticos em copos d'água, se a poluição é recente, a forma predominante será nitrogênio orgânico ou amônia, e se for antiga, basicamente na forma de nitrato (MOTA *et al.*, 2009). No Quadro 1 são apresentadas as formas de nitrogênio encontradas em diversas condições.

**Quadro 1 - Distribuição relativa das formas de nitrogênio segundo distintas condições**

CONDIÇÃO	FORMA PREDOMINANTE DO NITROGÊNIO
Esgoto bruto	Nitrogênio orgânico Amônia
Poluição recente em um curso de água	Nitrogênio orgânico Amônia
Poluição recente em um curso de água	Nitrogênio orgânico Amônia Nitrito (em menores concentrações), Nitrato
Poluição remota em um curso de água	Nitrato
Efluente de tratamento sem nitrificação	Nitrogênio orgânico (em menores concentrações) Amônia
Efluente de tratamento com nitrificação	Nitrato
Efluente de tratamento com nitrificação/desnitrificação	Concentrações mais reduzidas de todas as formas de nitrogênio

Fonte: Von Sperling (1996)

A distribuição de nitrogênio no esgoto doméstico é apresentada na Figura 1, podendo observar que as formas predominantes compõem o NTK, nitrogênio orgânico e amônia, e as formas oxidadas, nitrito e nitrato, são praticamente desprezíveis.

**Figura 1 – Distribuição do nitrogênio nos esgotos sanitários**

Fonte: Von Sperling (2005).

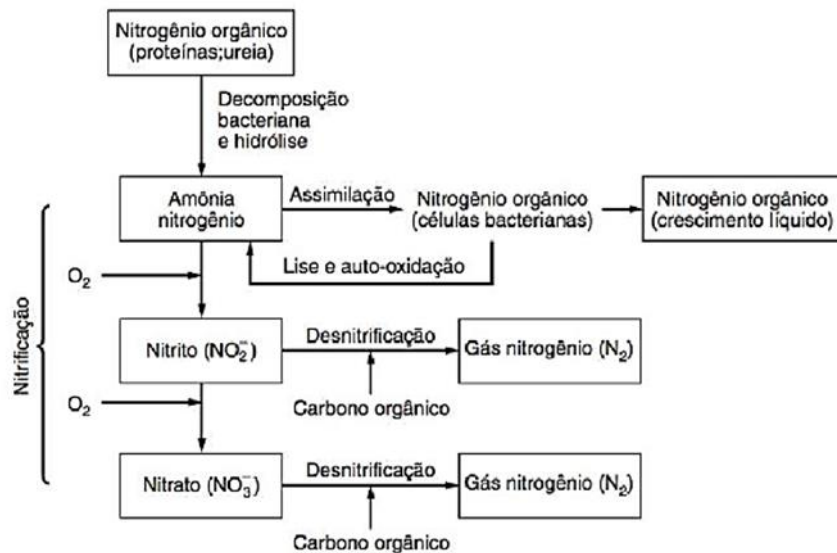
A composição do nitrogênio total no esgoto doméstico (Figura 1), tanto quanto a sua natureza química, como a física, pode-se afirmar que a parte mais representativa do nitrogênio total é o NTK, e deste a maior parte é representada pela amônia em sua forma solubilizada.

### 3.2.1 Remoção Biológica de Nitrogênio

O material nitrogenado em águas residuárias compõe-se principalmente de nitrogênio amoniacal (gasoso,  $\text{NH}_3$ ; e salino,  $\text{NH}_4^+$ ) e nitrogênio orgânico (ureia, aminoácidos e outras

substâncias orgânicas como o grupo amino). Ocasionalmente ocorrem traços de formas oxidadas do nitrogênio, nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) (MOTA *et al.*, 2009). O nitrogênio total é formado de amônia, nitrogênio orgânico, nitrito e nitrato e a parte orgânica do gás nitrogênio é constituída por açúcares e proteínas.

**Figura 2 – Esquema da remoção biológica de nitrogênio convencional**



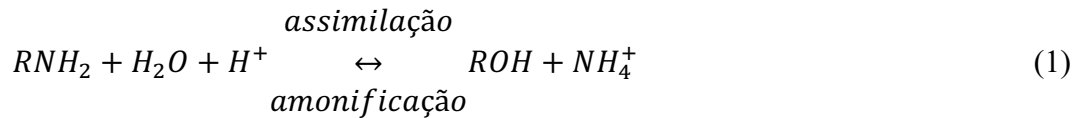
Fonte: Traduzido de Sedlak (1991).

Por meio da ação de microrganismos no meio aquático ou terrestre, esses nitrogênios são convertidos em amônia; a ureia encontrada em esgotos brutos também é facilmente convertida em carbonato de amônia. Já o nitrito e nitrato são formados por diferentes formas de oxidação desse ciclo, em diferentes ambientes: anaeróbico, aeróbico ou anóxico (METCALF; EDDY, 2016).

### 3.2.1.1 Amonificação

A matéria nitrogenada presente no esgoto sanitário pode ser dividida em duas categorias: biodegradável e não-biodegradável. A parte biodegradável consiste em amônia ( $\text{NH}_4^+$ ), nitrogênio orgânico solúvel e nitrogênio orgânico particulado. A matéria nitrogenada orgânica rapidamente biodegradável encontra-se na forma solúvel, e a matéria orgânica lentamente biodegradável encontra-se na forma particulada. Durante o tratamento biológico ocorre conversões da fração biodegradável, o nitrogênio orgânico particulado é hidrolisado a nitrogênio orgânico solúvel, e este convertido em amônia por bactérias heterotróficas pelo processo de amonificação. (SANTOS, 2014; VON SPERLING, 1996;)

Na reação de amonificação, o nitrogênio orgânico é convertido em nitrogênio amoniacal. Considerando que o nitrogênio amoniacal, a um pH perto do valor neutro, terá, predominantemente, a forma salina ionizada ( $\text{NH}_4^+$ ), conforme Equação 1 (MOTA *et al.*, 2009):



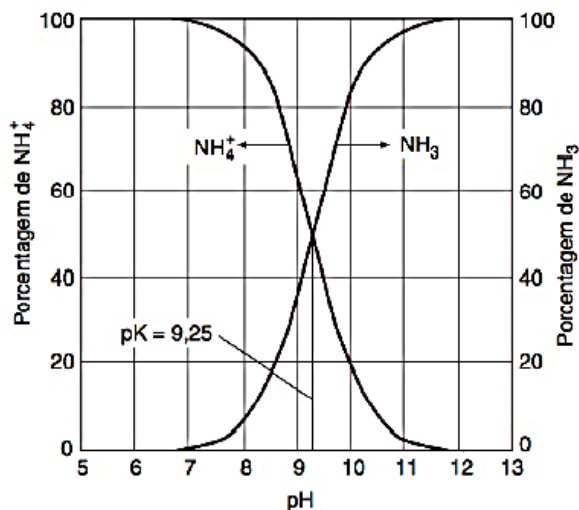
A amônia ( $\text{NH}_4^+$ ) produzida é utilizada como fonte de energia para crescimento de organismos autótrofos e na síntese de biomassas heterotrófica e autotrófica. Estima-se que cerca de 0,12 g de nitrogênio amoniacal é assimilado na forma de  $\text{NH}_4^+$  para cada 1 g de células formadas (METCALF; EDDY, 2016).

O nitrogênio amoniacal pode estar presente em fase aquosa na forma ionizada ou livre, dependendo do pH da solução e da constante de equilíbrio (K), conforme Equação 2:



A distribuição do nitrogênio amoniacal em função do pH é apresentada na Figura 3.

Figura 3 – Distribuição de amônia ( $\text{NH}_3$ ) e íon amônia ( $\text{NH}_4^+$ ) em função do pH a 25°C.



Fonte: Metcalf e Eddy (2016)

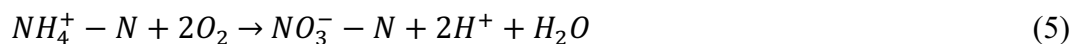
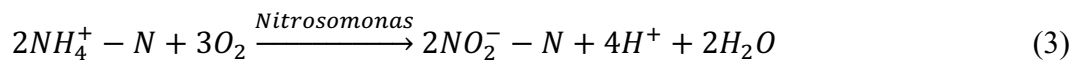
Pode-se observar o equilíbrio em pH 9,25, acima tem-se a predominância da forma livre, e abaixo tem-se o íon amônia predominante. De acordo com Metcalf e Eddy (2016) os esgotos sanitários encontram-se na faixa de pH entre 6 e 9, portanto apresentando o nitrogênio amoniacal predominantemente na forma de íon amônio.



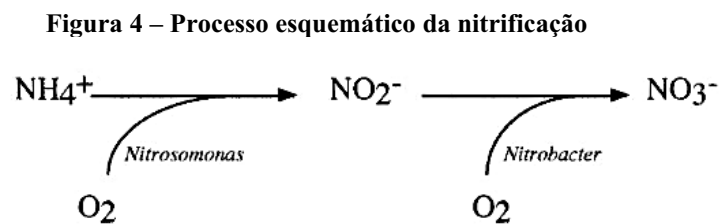
### 3.2.1.2 Nitrificação

A remoção biológica de nitrogênio em sistemas de tratamento se dá pelos processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação. Na nitrificação, bactérias autotróficas quimiossintetizantes mediam a oxidação de amônia para nitrito e, principalmente nitrato. Este processo requer a presença de oxigênio dissolvido e, portanto, só é possível em ambiente aeróbio (MOTA *et al.*, 2009).

Segundo Von Sperling (1996) a transformação da amônia em nitritos é efetivada por meio de bactérias, como as do gênero *Nitrosomonas*, conforme a reação (3). A oxidação dos nitritos a nitratos ocorre por meio das bactérias do gênero *Nitrobacter*, conforme reação (4). E reação global da nitrificação (5) é resultante da soma das equações 3 e 4.



O esquema geral do processo de nitrificação é apresentado na Figura 4:



Fonte: Gerardi (2002).

Durante o processo de nitrificação são notados a ocorrência de consumo de oxigênio livre, demanda nitrogenada e a liberação de  $\text{H}^+$ , consumindo a alcalinidade do meio e reduzindo o pH. De acordo com Metcalf e Eddy (2016) na reação global da nitrificação, o oxigênio requerido para a oxidação completa da amônia compreende 4,57  $\text{gO}_2/\text{gN-NH}_4^+$  oxidado, 3,43  $\text{gO}_2/\text{gN-NH}_4^+$  para oxidação de  $\text{N-NH}_4^+$  a  $\text{N-NO}_2^-$ , e 1,14  $\text{gO}_2/\text{gN-NO}_2^-$  para oxidação de  $\text{N-NO}_2^-$  a  $\text{N-NO}_3^-$ . Estima-se que 2 moles de alcalinidade são consumidos por mol de  $\text{N-NH}_4^+$  oxidado, que é igual a 7,14 g de alcalinidade como  $\text{CaCO}_3$  consumida por g de  $\text{N-NH}_4^+$  oxidado.

Embora alguns gêneros de bactérias nitrificantes sejam capazes de utilizar alguns compostos orgânicos para obter carbono, os principais gêneros de bactérias nitrificantes no

processo de lodo ativado, *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, utilizam dióxido de carbono ou carbono inorgânico como fonte de carbono para a síntese de material celular. Para cada molécula de dióxido de carbono assimilada no material celular por bactérias nitrificantes, aproximadamente 30 moléculas de íons amônio ou 100 moléculas de íons nitrito deve ser oxidadas. Devido à quantidade relativamente grande de íons de amônio e nitritos necessários para assimilar o dióxido de carbono, as bactérias nitrificantes têm uma taxa reprodutiva muito baixa. Mesmo sob as melhores condições, a taxa de reprodução de bactérias nitrificantes é mínima (GERARDI, 2002).

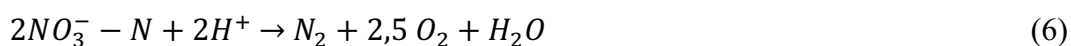
Em temperaturas baixas (< 20 °C), a nitratação é muito mais rápida que a nitrificação, de modo que se pode considerar que a nitratação é imediata e a acumulação de nitrito sempre será muito reduzida em sistemas sob condições estagnadas. Em contraste, em temperaturas elevadas (>25 °C) a nitrificação é mais rápida que a nitratação, e por esta razão pode haver acumulação de nitrito quando se cria condições adequadas (MOTA *et al.*, 2009).

Em sistemas biológicos de tratamento de esgoto a taxa de nitrificação depende de diversos fatores ambientais, como: temperatura, pH, alcalinidade, oxigênio dissolvido, toxicidade, tempo de detenção e outros (HENZE *et al.*, 1997).

### 3.2.1.3 Desnitrificação

Na desnitrificação, o nitrato, ou o nitrito, é reduzido para nitrogênio molecular, tendo se material orgânico como redutor e bactérias heterotróficas mediando o processo. O resultado dos processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação é a conversão de nitrogênio amoniacal em nitrogênio molecular — que se desprende como gás da fase líquida (MOTA *et al.*, 2009).

Em condições anóxicas (ausência de oxigênio, mas presença de nitratos), os nitratos são utilizados por microrganismos heterotróficos como o aceptor de elétron, em substituição ao oxigênio. Neste processo, denominado desnitrificação, o nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso, segundo a equação 6 (VON SPERLING, 1996):



Na reação de desnitrificação ocorre economia de oxigênio, já que a matéria orgânica pode ser estabilizada na ausência de oxigênio; e consumo de  $H^+$ , gerando economia de alcalinidade e aumento da capacidade tampão do meio (VON SPERLING, 1996).

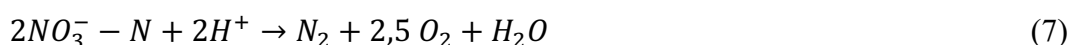
A eficiência da desnitrificação depende acentuadamente da disponibilidade de material orgânico para a redução de nitrato (ou nitrito) e da temperatura (que influi na velocidade do processo). No caso de a disponibilidade de material orgânico no afluente ser insuficiente, tem-se como alternativa adicionar um composto de baixo custo e rápida degradação como, por exemplo, glicose, metanol, etanol (MOTA *et al.*, 2009).

O processo de desnitrificação pode ser do tipo assimilatório ou dissimilatório. A desnitrificação assimilatória é responsável pela desnitrificação biológica para a melhoria da remoção de nitrogênio e envolve nitrato/nitrito servindo como receptor definitivo de elétron, em lugar de oxigênio na cadeia de transporte do elétron na célula respiratória bacteriana, para a oxidação de diversos substratos orgânicos e inorgânicos. A redução assimilatória de nitrato é independente da concentração de oxigênio dissolvido, envolvendo a redução de nitrato a N-NH<sub>4</sub>, para ser utilizado na síntese celular quando N-NH<sub>4</sub>, não está disponível (METCALF; EDDY, 2016).

A desnitrificação dissimilatória ocorre em condições anóxicas por meio de bactérias heterotróficas facultativas que utilizam o nitrato como acceptor final de elétrons, requerendo matéria orgânica como fonte de energia (doador de elétrons). Nesse processo, as formas oxidadas do nitrogênio (nitrito e nitrato), formadas no processo de nitrificação, são reduzidas a produtos gasosos como: nitrogênio molecular ou óxido nitroso, em um processo também chamado respiração do nitrato (METCALF; EDDY, 2016; ISOLDI, LORRAINE; KOETZ; ISOLDI, LAÉRCIO, 2005; CAO, 2018).

Os gêneros de bactérias heterotróficas desnitrificantes mais difundidos são *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Chromobacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum* (ROUT *et al.*, 2021; METCALF; EDDY, 2016)

Existem diversas reações químicas para estequiometria da desnitrificação, dada a variedade de substratos que podem ser adicionados no processo de desnitrificação. A forma mais expressiva para definir a estequiometria do processo de desnitrificação é baseada na transferência de elétrons (TORRE, 2004). A liberação de oxigênio no meio líquido através da redução do nitrato ocorre segundo a Equação 7 (VON SPERLING, 2002):



Na reação apresentada na Equação 7, a cada 2 mols de nitrato correspondem à liberação de 2,5 mols de oxigênio. Assim, cada miligrama de nitrogênio na forma de nitrato

desnitrificado libera 2,86 mg de oxigênio, e a oxidação de 1mg de nitrogênio na forma de amônia implica no consumo de 4,57mg de oxigênio. Portanto, caso ocorra desnitrificação total, há produção de alcalinidade, e é recuperado cerca de 62,5% de oxigênio consumido na nitrificação (TORRE, 2004).

No processo de desnitrificação, são formados 3,57 g de  $\text{CaCO}_3$  por grama de  $\text{NO}_3^-$  reduzido que recupera metade da alcalinidade perdida durante o processo de nitrificação. A desnitrificação deve seguir o processo de nitrificação para obter a remoção de NT (GERARDI, 2002).

### 3.3 FÓSFORO

O fósforo (P) é um nutriente essencial e insubstituível para a sustentabilidade da vida no planeta. A presença de compostos de fósforo em moléculas críticas para o metabolismo energético, como Trifosfato de adenosina (ATP) e difosfato de adenosina (ADP), em membranas celulares, em elementos estruturais como ossos e dentes e em componentes genéticos (DNA e RNA), etc. Ademais, se mostra elemento estritamente necessário na fotossíntese, fenômeno inerente ao crescimento das plantas, onde organismos fotossintéticos convertem energia solar e dióxido de carbono em compostos (contendo energia). Caso haja déficit de fósforo no solo, é inevitável que tal fato resulte no comprometimento do crescimento das plantas (produção secundária de alimentos) (SMIT *et al.*, 2009; CORDELL *et al.*, 2009).

O fósforo possui ampla distribuição na natureza, mas ainda assim não é encontrado em sua forma elementar em ambientes naturais. Em sistemas naturais, como solo e água, encontra-se como fosfato (KLEIN; AGNE, 2012). O P se torna disponível através do intemperismo das rochas e da mineralização decorrente da ação de micro-organismos, podendo ser assimilado pelas plantas e transferido na cadeia trófica (MULLINS, 2009; MARTINEZ *et al.*, 2015).

Nesse sentido, o fósforo é um macronutriente utilizado em larga escala na produção de fertilizantes entre outros insumos e produtos extremamente necessários à manutenção da vida na sociedade moderna, tanto a nível doméstico, como industrial. Sua presença exerce significativa importância como componente tanto de esgotos domésticos quanto industriais.

As concentrações de fósforo nas águas residuais variam de 3,7 a 11,0 mg.  $\text{L}^{-1}$  com base em uma excreção média per capita de 2 gramas de fósforo por dia. Esses valores estão distribuídos em diferentes formas de fósforo, que incluem matéria reativa, hidrolisada por ácido e matéria orgânica na forma dissolvida e particulada (VERSTRAETE *et al.*, 2009; METCALF; EDDY, 2014).

O fósforo do esgoto pode ser dividido em duas frações: particulado e dissolvido, podendo cada uma destas frações ser reativa ou não. O fósforo reativo é definido como a forma de fósforo que reage a um teste de contraste, hidrólise ou digestão oxidativa prévia. Deve-se notar que esses chamados ortofosfatos reativos incluem tanto a forma reativa quanto a forma que está fracamente ligada ou adsorvida ao precipitado (KLEIN; AGNE 2012).

As formas não reativas incluem as formas hidrolisadas ácidas e as formas digestíveis, que podem ser as formas orgânicas do fósforo não reativo. As formas solúveis de fósforo encontradas em soluções aquosas incluem ortofosfatos (reativos), polifosfatos (ácido hidrolisável) e organofosforados (digeríveis). Ortofosfatos (por exemplo,  $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ ,  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) podem ser usados para o metabolismo biológico sem degradação adicional. Os polifosfatos incluem aquelas moléculas com dois ou mais átomos de fósforo, átomos de oxigênio e, em alguns casos, átomos de hidrogênio combinados em moléculas complexas. Os polifosfatos podem ser hidrolisados em solução aquosa e revertidos para a forma ortofosfato; no entanto, essa hidrólise geralmente ocorre lentamente (METCALF; EDDY, 2016).

As águas residuais municipais são uma fonte de fósforo, com taxas de recuperação estimadas em 15 a 20 por cento da demanda mundial (YUAN; PRATT; BATSTONE, *et al.*, 2012). No entanto, o custo da recuperação do fósforo limita sua aplicação quando existem baixas concentrações (abaixo de  $50 \text{ mg P.L}^{-1}$ ) (CORNEL; SCHAUM, 2009). Portanto, desenvolver tecnologias para remover e recuperar fósforo de esgoto doméstico é um desafio por si só, mas também uma oportunidade para reduzir o consumo de fósforo no planeta (ACEVEDO *et al.*, 2015).

### 3.3.1 Remoção Biológica de Fósforo

Os métodos utilizados atualmente no tratamento de águas residuais, com o objetivo de remover fósforo dos efluentes, podem ser físicos, químicos ou biológicos. Sendo que por diversos fatores as alternativas biológicas, vem se mostrando as mais atrativas, amplamente aplicadas e estudadas.

Dentre as alternativas biológicas podemos citar: sistemas de microalgas; a absorção em géis de polissacarídeos com vários microrganismos imobilizados ou não; os sistemas denominados *wetlands* construídos ou a remoção biológica aprimorada de fósforo (RBAF) em sistemas de lodos ativados (MANN; BAVOR, 1993; MAURER; BOLLER, 1999).

O tratamento biológico de esgoto é uma alternativa simples e de baixo custo baseada em processos biológicos naturais de autodepuração, trata-se de acelerar o processo natural

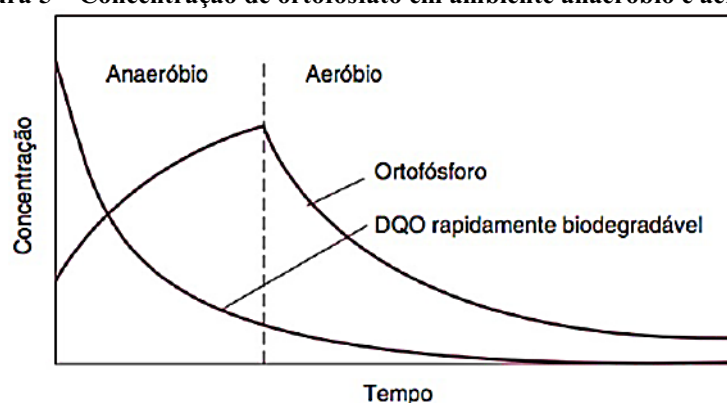
realizado por microrganismos presentes no ambiente, capazes de converter a matéria orgânica em produtos mineralizados (VON SPERLING, 1996).

A tecnologia de remoção biológica de fósforo baseia-se na capacidade de algumas bactérias heterotróficas presentes na biomassa ativa do lodo ativado de acumular fosfato dissolvido na forma de polifosfatos dentro das células, em condições ótimas de crescimento e metabolismo (WANG *et al.*, 2008).

Os organismos acumuladores de fósforo (OAPs) são capazes de armazenar cerca de 5% de seu peso seco em fósforo, se for empregada uma configuração de processo que aumente a competitividade e probabilidade de sobrevivência de OAP em ETEs biológicas (KROISS *et al.*, 2011).

Segundo Van Haandel e Marais (1999), a remoção do fósforo por este processo é realizada pela introdução do esgoto em uma zona anaeróbia (sem oxigênio e nitratos) e seguindo condições aeróbias. A alternância na disponibilidade de oxigênio no ambiente resulta em elevada absorção de fósforo pelos microrganismos escolhidos, quando comparado aos processos metabólicos usuais, o que permite a obtenção de uma massa de lodo rica em fósforo, logo o fosfato a priori presente na fase líquida termina expelido do sistema de tratamento no processo de descarte do excesso de lodo. Na Figura 5 é possível observar o comportamento da concentração de ortofosfato em ambiente anaeróbio e aeróbio durante o processo de remoção biológica de fósforo.

Figura 5 – Concentração de ortofosfato em ambiente anaeróbio e aeróbio.



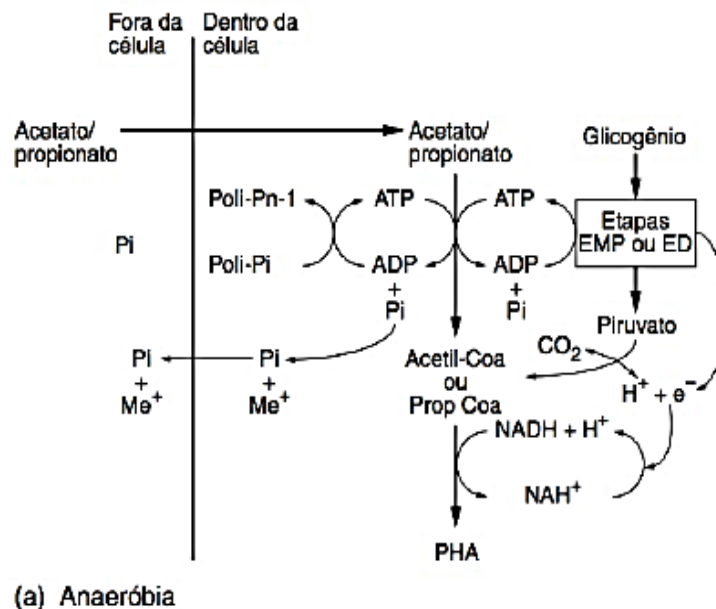
Fonte: Metcalf e Eddy (2016)

Alcançando taxas de remoção entre 75 a 85%, em uma faixa de carga de fósforo total de  $25\text{mg L}^{-1}$  a  $125\text{mg L}^{-1}$ , a aplicação de organismos acumuladores de fósforo tem se mostrado alternativa de tratamento eficiente em esgoto doméstico e efluentes industriais; (LEMAIRE *et al.*, 2009; MULKERRINS *et al.*, 2004; KISHIDA *et al.*, 2009).

A remoção de fósforo das águas residuárias resulta do processo biológico de incorporação de polifosfato, ortofosfato e fósforo orgânico à biomassa celular e posterior descarte da mesma junto ao lodo da unidade de tratamento. Esse processo é conhecido como remoção biológica aprimorada de fósforo (RBAF) tendo como intermediários os organismos acumuladores de fosfato (OAPs). Os microrganismos essenciais ao processo RBAF são da subclasse beta-2 de *Proteobacteria* possui poucos exemplares como *Accumulibacter*, *Acinetobacter sp.* etc.; (DE-BASHAN; BASHAN, 2004).

A RBAF necessita das combinações de condições anaeróbias e anóxicas/aeróbias (TAYÀ; GUIASOLA; BAEZA, 2011), como representado nas Figuras 6 e 7.

Figura 6 – Reações Bioquímicas da RBF na fase anaeróbia



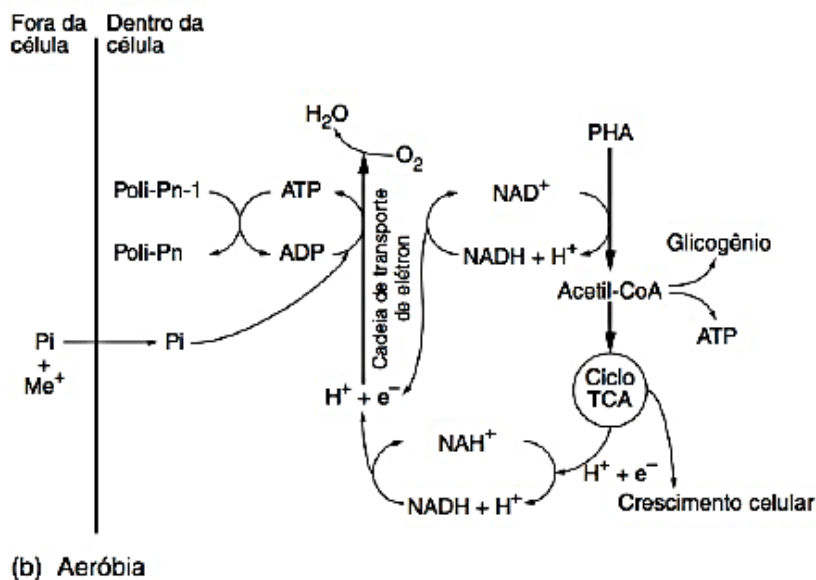
Fonte: Metcalf e Eddy (2016)

Na fase anaeróbia, os OAPs realizam a assimilação dos ácidos graxos voláteis (AGVs) em poli-hidroxicanoatos (PHA) no interior das células. A hidrólise do polifosfato intracelular (poli-P) fornece a energia necessária para esse processo, também liberando ortofosfato para o meio ambiente. O glicogênio intracelular também é transformado em PHA, utilizando a energia obtida da quebra de polifosfatos armazenados. Isso aumenta as concentrações de PHA dentro dos OAPs e o conteúdo de glicogênio e polifosfato diminui. Exposição sucessiva a condição aeróbia/anóxica, faz os OAPs oxidarem o PHA armazenado para produzir glicogênio (WINKLER; COATS; BRINKMAN, 2011).

A energia liberada é utilizada para sintetizar ligações poli-P no interior da célula. O que permite a remoção do ortofosfato solubilizado da fase líquida e sua incorporação na célula

microbiana como poli-P. Os OAPs geralmente armazenam mais poli-P na fase aeróbia/anóxica do que foi liberado na fase anaeróbia (LI *et al.*, 2015).

Figura 7 – Reações Bioquímicas da RBF na fase aeróbia



Fonte: Metcalf e Eddy (2016)

A remoção do poli-P armazenado se dá no descarte da biomassa junto ao lodo, quando o mesmo é removido do sistema de tratamento para disposição final. Outros organismos de ocorrência comum no processo RBAF são os organismos acumuladores de glicogênio (OAGs), estes têm baixa capacidade de remoção de fósforo. A dominância dos OAGs decorrerá na falha do processo RBAF, uma vez que os OAPs às vezes são atacados por OAGs. Logo, mostra-se necessário maior controle do processo para a remoção biológica de fósforo visando minimizar a contaminação de OAPs por OAGs e para controlar a competição entre os OAPs e OAGs (ROUT *et al.*, 2021).

Ainda que haja questões irresolutas, a remoção biológica de fósforo mostra relevância quanto a questões como (WENTZEL *et al.*, 1989; STENSEL, 1991; Van HAANDEL; MARAIS, 1999):

a) em condições anaeróbias o lodo ativado tende a liberação de fosfato para a fase líquida, desde que haja substrato orgânico de fácil degradação disponível. Nestas condições, a hidrólise dos polifosfatos libera energia que as bactérias poli-P usam para capturar substratos orgânicos e armazena-los na forma de polihidroalcanoatos (PHA), como poli- $\beta$ -hidroxi-butarato (PHB) ou poli- $\beta$ -hidroxivalerato (PHV);

b) em condições aeróbias, o metabolismo dos PHA fornece energia para a acumulação de polifosfato no interior da célula. Os processos biológicos de remoção de fósforo envolvem



a sua incorporação em biomassa. O posterior descarte desta biomassa decorre na retirada de fósforo do sistema.

### 3.4 TRABALHOS UTILIZADOS NO DESENVOLVIMENTO DA PESQUISA

Esta pesquisa foi embasada em trabalhos realizados anteriormente por Belini (2016), Ferro *et al.* (2021), Belini (2020) e Franzoni *et al.* (2022) do grupo de pesquisa do Laboratório de Saneamento (LabSan), e nos trabalhos apresentados na Tabela 2. Com base em seus estudos e resultados obtidos foram delimitados o tipo de sistema combinado, tempo de detenção hidráulica, meio suporte, concentração de oxigênio dissolvido, e fonte externa de carbono.

Belini (2016) estudou um sistema combinado composto por reator anaeróbio e reator aeróbio, ambos com leito fixo (fragmentos de tubos corrugados de PVC), fluxo contínuo e ascendente. Foram operadas 6 etapas variando a taxa de recirculação (50%, 100% e 150%) e vazão de aeração ( $10 \text{ L min}^{-1}$ ,  $5 \text{ L min}^{-1}$  e  $2,5 \text{ L min}^{-1}$ ). As três primeiras etapas com variação da taxa de recirculação obtiveram eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO superiores a 97% para amostras brutas, e acima de 95% de remoção de matéria nitrogenada, na forma de N-NTK. A remoção de N-NTK teve eficiências de remoção reduzidas com o decaimento da vazão de aeração do sistema, 96% ( $Q_a = 10 \text{ L min}^{-1}$ ), 90 % ( $Q_a = 5 \text{ L min}^{-1}$ ) e 45% ( $Q_a = 2,5 \text{ L min}^{-1}$ ).

Ferro *et al.* (2021) avaliaram um sistema de tratamento combinado anaeróbio, aeróbio e anóxico (AOA) tratando efluente sintético. Foram avaliadas quatro etapas em função da influência da adição de fonte de carbono no reator anóxico e a redução do TDH nos reatores anaeróbio e aeróbio. As eficiências do sistema para remoção de matéria orgânica carbonácea foram superiores a 95% em todas as etapas, as eficiências de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-NTK ficaram entre 43% e 57%. Já a remoção de fósforo chegou a 50%, e na etapa com adição de fonte externa de carbono (efluente bruto) não houve remoção de fósforo.

Belini (2020) avaliou o desempenho de um sistema combinado composto por reatores anaeróbio, aeróbio e anóxico de leito fixo (fragmentos de tubos corrugados de PVC), escoamento ascendente e fluxo contínuo, tratando efluente sintético com adição de micropoluentes (MOPs), paracetamol, ibuprofeno e etinilestradiol. O sistema foi operado variando a aeração do reator aeróbio, as taxas de recirculação e nas concentrações de MOPs. Eficiências médias de remoção de matéria orgânica em termos de DQO, em amostras brutas, foram superiores a 94%, para remoção de matéria nitrogenada na forma de NT, o sistema

atingiu 78,6% na condição com maior taxa de recirculação e aeração intermitente. Já para remoção de matéria fosforada, não obteve resultados satisfatórios, atingindo apenas 17,2%.

Franzoni *et al.* (2022) avaliaram sistema combinado composto por reatores anaeróbio-aeróbio-anóxico em série, com escoamento ascendente e fluxo contínuo, na remoção de nitrogênio, fósforo e micropoluentes de efluente sintético. O sistema foi operado com variação na vazão de aeração e tempo de aeração e adição de glicose como fonte externa de carbono no reator anóxico. As eficiências do sistema foram melhores na condição com aumento da vazão de aeração e com redução do tempo de intermitência sem aeração no reator aeróbio.

As eficiências médias de remoção alcançadas foram de 95,62% para matéria orgânica na forma de DQO bruta, 88,30% para matéria nitrogenada na forma de N-amon, 85,29% para matéria nitrogenada na forma de NTK, e de 20,15% para matéria fosforada na forma de PT.

Outros trabalhos que utilizaram tratamento biológico e configurações de reatores anaeróbio, aeróbio e anóxico para remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, com suas respectivas condições operacionais e resultados das eficiências de remoção são apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 – Estudos com configuração do tipo Anaeróbio-Aeróbio-Anóxico, condições operacionais e eficiência de remoção de DQO, Nitrogênio e Fósforo.

Tipo de Sistema	Afluente	Vol. (L)	TDH (h)	Concentrações no Afluente (mg/L)			Eficiências de remoção (%)			Referência
				DQO	NT/NTK*	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	DQO	NT/NTK*	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	
SBR – AOA	Doméstico	10	11 / 14	198 - 275,9	67,1 - 77,2	6,2 - 7,4	-	90,36	91,93	Deng <i>et al.</i> (2021)
SBR – AAO	Doméstico	11	6 / 8	243,2 - 326,0	46,5 - 68,1	3,4 - 8,3	91,5	90,7	99,4	Du <i>et al.</i> (2019)
Contínuo – AOA	Sintético	22,1 - 19,9 - 17,4	4 / 4 / 6,4	550	50*	17	98	81*	70	Ferro <i>et al.</i> (2021)
Cont. - AOA + Dec.	Doméstico	84,5 - 37,2	16	158,63	47,66	-	-	84,3	-	Gao <i>et al.</i> (2022b)
Contínuo – AOA	Sintético	22 L	9	300	28 - 30	4,8 - 5,2	95	87	82	Li <i>et al.</i> (2019)
SBR – AOA	Doméstico	11,5	12	200	50,6	6,3	81,2	88,8	99,3	Liu <i>et al.</i> (2017)
SBR – AOA	Doméstico	10	4 / 12	440 – 480	26,1 - 30,1	4,3 - 4,7	96,81	96,32	94,33	Liu <i>et al.</i> (2020)
SBR – AOA	Doméstico	11,5	12,5	164	59,8	-	72,33	92,51	-	Qiu <i>et al.</i> (2021)
SBR – AOA	Sintético	10,2	9,5	520	39,57 - 40,04	9,95- 10,04	96,6	98,48	51,27	Ramos <i>et al.</i> (2017)
SBR – AO	Doméstico	56	6,8 - 9,7	176	21,3	1,8 - 2,6	81	85	91	Roots <i>et al.</i> (2020)
SBR – AOA	Doméstico	8	8	203,8 - 281,6	48,4 - 69	5,1 - 7,9	86,9	92,1	93,9	Wang <i>et al.</i> (2016)
SBR - AO e AOA	Doméstico	120	6	160 – 320	36 - 59,1	3 - 8,7	82	81	95	Yang <i>et al.</i> (2017)
SBR – AOA	Doméstico	10	22	160,4 - 224,8	58,8 - 73,5	3,6 - 9,3	85	94,9	92,4	Zhao <i>et al.</i> (2018)
Cont. - AOA + Dec.	Doméstico	4 - 5 – 9	3,1 / 3,9 / 7	117,34 – 150,45	21,28 - 40,33	1,15 - 4,18	72,9	92,15	92,67	Zhao <i>et al.</i> (2018)

Fonte: Aatoria própria (2023)

## 4 MATERIAIS E MÉTODOS

Nesta seção serão apresentadas as metodologias utilizadas para alcançar os objetivos propostos utilizados na pesquisa, assim como os métodos para desenvolver as análises de monitoramento do sistema.

O estudo experimental foi realizado no Laboratório de Saneamento (LabSan) do Departamento Acadêmico de Construção Civil (DACOC), na Universidade Tecnológica Federal do Paraná, campus Curitiba, Sede Ecoville, durante o período de abril de 2021 a março de 2022.

### 4.1 APARATO EXPERIMENTAL

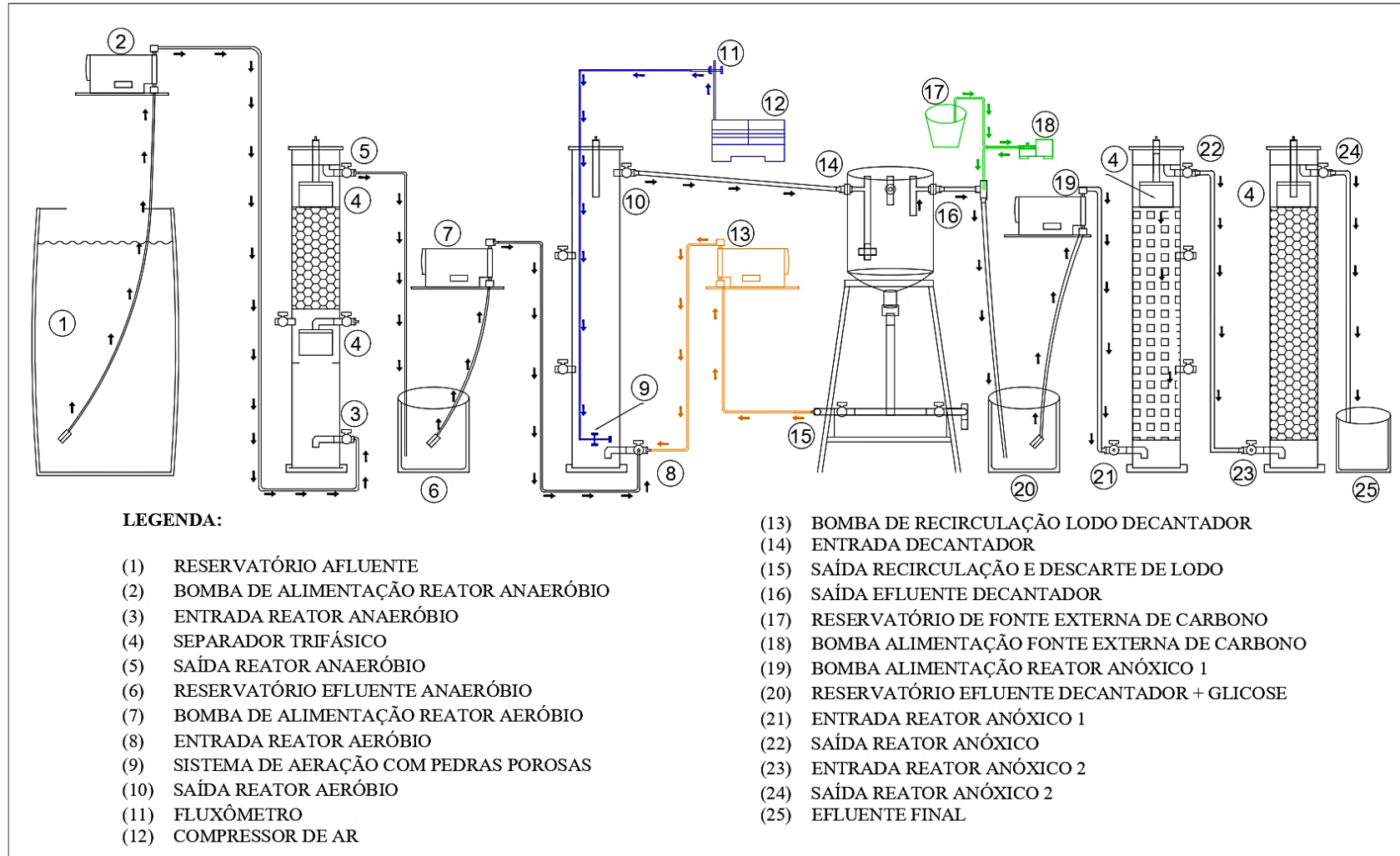
O sistema denominado Anaeróbio-Aeróbio-Anóxico (AOA) é composto por um reservatório, um reator anaeróbio híbrido, um reator aeróbio, um decantador e dois reatores anóxicos, conforme apresentando na representação esquemática da Figura 8. E as principais características do aparato experimental são apresentadas na Tabela 3.

**Tabela 3 – Características do sistema AOA**

<b>Características</b>	<b>Reator Anaeróbio</b>	<b>Reator Aeróbio</b>	<b>Decantador</b>	<b>Reator Anóxico 1</b>	<b>Reator Anóxico 2</b>
Altura Total (m)	1,0	1,0	0,76	1,0	1,0
Altura útil (m)	0,953	0,9	0,42	0,9	0,9
Área da base do reator (m <sup>2</sup> )	0,024	0,02	0,057	0,02	0,02
Volume Total (L)	25,0	21,4	16,3	21,4	21,4
Volume Útil (L)	22,1	21,4	12,0	19,8	19,8
Porcentagem de meio suporte (%)	34	-	-	38,6	10,1

**Fonte: Autoria própria (2023).**

Figura 8 – Representação esquemática do sistema



Fonte: Autoria própria (2023)

O sistema foi alimentado com efluente sintético armazenado em um reservatório em polietileno com capacidade de 240 L. Do reservatório, o efluente sintético era encaminhado para o reator anaeróbio por meio de uma bomba peristáltica da marca ProMinent®.

O reator anaeróbio híbrido (UAHB) de fluxo ascendente, foi construído em vidro com 8 mm de espessura, base retangular de dimensões 12,5 x 20 cm, altura de 100 cm, com volume total de 25 L e volume útil de 22,1 L.

A estrutura do reator UAHB foi dividida em duas partes, com biomassa de forma dispersa na parte inferior do reator, e na parte superior a biomassa aderida a um meio suporte constituído de anéis corrugados de Policloreto de Polivinila (PVC) com 2,0 cm de diâmetro externo, 3,0 cm de comprimento, 33 cm<sup>2</sup> de área superficial e densidade de 1,4 g mL<sup>-1</sup>. O reator possui dois separadores trifásicos com altura de 8 cm e volume de 460 mL, sendo um inferior acima do leito de lodo, localizado há 40 cm da base do reator, e o outro superior após a camada do meio suporte, localizado 90 cm da base do reator.

O selo hídrico instalado conecta a mangueira do separador trifásico inferior. O efluente do reator anaeróbio era encaminhado para o reator aeróbio por meio de uma bomba peristáltica da marca ProMinent®.

O reator aeróbio foi construído em vidro temperado de 8 mm de espessura, com base retangular de dimensões 11 x 20 cm, altura de 100 cm, volume total de 21 L e volume útil de 19,8 L. O sistema de aeração contínua do reator inclui um compressor de ar, da marca BOYU modelo ACQ-008, um fluxômetro para controle da vazão de aeração com capacidade de 10 L min<sup>-1</sup>, e três pedras porosas, com dimensões de 0,4 x 0,5 cm, para difusão do ar, localizadas na base do reator.

O decantador foi construído em polipropileno, com 27 cm de diâmetro e 37 cm de profundidade, com volume útil de 12 L. A recirculação do lodo entre o decantador e o reator aeróbio foi feita por uma bomba peristáltica da marca ProMinent®.

A glicose (solução com concentração de 5 g L<sup>-1</sup>) foi utilizada como fonte externa de carbono no reator anóxico 1, visando suplementar a matéria carbonácea para reações metabólicas nos reatores anóxicos. O reator anaeróbio é responsável pela remoção de mais de 80% da matéria carbonácea afluente, dessa forma ao chegar no reator anóxico o efluente possui baixas concentrações de matéria carbonácea, sendo necessária adição de fonte externa de carbono. A solução de glicose foi armazenada em um reservatório de 18 L mantida em temperatura ambiente, dosada na saída do decantador por meio de uma bomba peristáltica confeccionada por Franzoni *et al.* (2022), utilizando motor de passo e componentes eletrônicos, com vazão de 0,095 L h<sup>-1</sup> permitiu a dosagem da solução de glicose ao efluente do decantador.

O efluente do decantador e a solução de glicose foram armazenados em um reservatório (12 L), dotado de uma saída, e bombeado para o reator anóxico 1 por uma bomba peristáltica da marca ProMinent®.

O reator anóxico 1 foi confeccionado em vidro temperado de 8 mm de espessura, com base retangular de dimensões 11 x 20 cm, altura de 100 cm, volume total de 21 L e volume útil de 19,8 L. Fragmentos de blocos de cerâmica vermelha foram utilizados como meio suporte para imobilização da biomassa, utilizando 38,6% do volume útil do reator, com comprimento variável de 5 cm a 8 cm e largura de 3 cm a 6 cm. Há um separador trifásico, com altura de 8 cm e volume de 460 mL, localizado na parte superior do reator.

O reator anóxico 2 foi confeccionado em vidro temperado de 8 mm de espessura, com base retangular de dimensões 11 x 20 cm, 100 cm de altura, volume total de 21 L e volume útil de 19,8 L. Como meio suporte foram utilizados anéis corrugados de Policloreto de Polivinila (PVC) de 1,0 cm de diâmetro, 2,5 cm de comprimento e área superficial de 12 cm<sup>2</sup> cada, distribuídos ao longo do leito do reator, utilizando 10,1% do volume útil do reator. Há um separador trifásico, com altura de 8 cm e volume de 460 mL, localizado na parte superior do reator.

#### 4.1.1 Inoculação

O reator aeróbio foi inoculado com 4 L de lodo aeróbio, correspondendo a 20% do volume do reator, proveniente do tanque de aeração de uma estação de tratamento de efluentes domésticos. Os reatores anóxicos foram inoculados com 4 L (cada) de lodo proveniente de reatores anaeróbios em operação no laboratório, representando 20% do volume de cada reator.

As características físico-químicas dos lodos utilizados na inoculação são mostradas na Tabela 4.

**Tabela 4 – Características dos lodos utilizados na inoculação dos reatores**

	N	Lodo Aeróbio				Lodo Anaeróbio			
		X	DP	Mín.	Máx.	X	DP	Mín.	Máx.
ST (g.L <sup>-1</sup> )	3	21,49	0,32	21,13	21,73	74,33	0,27	74,11	74,63
STF (g.L <sup>-1</sup> )	3	5,46	0,07	5,39	5,51	26,39	0,22	26,18	26,61
STV (g.L <sup>-1</sup> )	3	16,03	0,26	15,74	16,24	47,95	0,48	47,50	48,45

Legenda: ST = Sólidos Totais; SFT = Sólidos Totais Fixos; SVT = Sólidos Totais Voláteis; n = Número de amostras; X = Média; DP = Desvio Padrão; Mín. = valor mínimo; Máx. = valor máximo.

**Fonte: Autoria própria (2023)**

As concentrações médias de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV) foram de 21,49 g L<sup>-1</sup>, 5,46 g L<sup>-1</sup> e 16,03 g L<sup>-1</sup> para lado aeróbio e 74,33 g L<sup>-1</sup>, 26,39 g L<sup>-1</sup> e 47,95 g L<sup>-1</sup> para lodo anaeróbio.

#### 4.2 EFLUENTE SINTÉTICO

O sistema foi alimentado com efluente sintético preparado no laboratório simulando esgoto sanitário devido à dificuldade e custos com transporte envolvidos para coletar esgotos sanitários. A composição utilizada para preparar o efluente sintético foi adaptada da composição desenvolvida por Torres (1992), e vem sendo amplamente utilizada pelo grupo de pesquisa do LabSan (Tabela 5).

**Tabela 5 – Composição do efluente sintético**

Componentes	Concentração (g L <sup>-1</sup> )	DQO (g L <sup>-1</sup> )
Extrato de Carne	0,20	0,32
Amido Solúvel	0,01	0,17
Farinha de Trigo	0,20	0,13
Sacarose	0,02	0,18
Cloreto de Amônio	0,08	-
Cloreto de Magnésio	0,25	-
Cloreto de Cálcio	0,007	-
Fosfato de Potássio	0,005	-
Cloreto de Sódio	0,01	-
Bicarbonato de Sódio	0,15	-

**Fonte: Adaptado de Torres (1992)**

O substrato utilizado apresentou concentração média de matéria carbonácea em termos de DQO de 600 mg L<sup>-1</sup>. De acordo com Von Sperling (2005), a DQO média encontrada em esgotos sanitários varia na faixa de 450 a 800 mg.L<sup>-1</sup>. Para nitrogênio em termos de NTK e fósforo em termos de ortofosfato, as concentrações médias foram de 50 e 17 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente.

O efluente (180 L) era preparado a cada 2 dias, um dia antes das análises laboratoriais, e armazenado em um reservatório com capacidade de 240 L.

As cargas orgânicas aplicadas no sistema, em função do efluente sintético são apresentadas na Tabela 6.



**Tabela 6 – Concentrações, Cargas Orgânicas e Relação C/N aplicadas no sistema AOA.**

Etapa	Concentração (mg/L)			Carga Orgânica (g/d)			Carga Orgânica Volumétrica (gm <sup>3</sup> /d)			Relação C/N
	DQO	FT	NT	DQO	FT	NT	DQO	FT	NT	
1	325	17	-	22	1,1	-	988	50	-	-
2	406	18	70	27	1,2	4,7	1235	55	213	5,8
3	425	18	72	29	1,2	4,8	1292	55	219	5,9
4	425	18	72	29	1,2	4,8	1292	55	219	5,9

Legenda: DQO: Demanda Bioquímica de Oxigênio; FT: Fósforo Total; NT: Nitrogênio Total; C/N: Relação Carbono Nitrogênio;

**Fonte: A autoria própria (2023)**

Conforme mostrado na Tabela 6, a carga orgânica aplicada e consequentemente as concentrações e relação C/N não tiveram variações entre as etapas. As cargas orgânicas no efluente foram de 22 a 29 gDQO d<sup>-1</sup>, 4,7 e 4,8 gNT d<sup>-1</sup>, e 1,1 e 1,2 gFT d<sup>-1</sup>, e relação C/N de 5,8.

Ferro *et al.* (2021) ao operarem sistema AOA alimentado com efluente sintético, obtiveram variações de carga orgânica entre as etapas estudadas. As cargas orgânicas encontradas pelos autores foram de 30 a 76 gDQO d<sup>-1</sup>, 3,4 a 7,9 gNT d<sup>-1</sup>, e 0,9 a 1,3 gFT d<sup>-1</sup>, as relações C/N variaram entre 8,9 – 9,5 – 10,2 – 12,5.

#### 4.3 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A operação do sistema foi realizada em quatro etapas, sendo a primeira etapa correspondente ao monitoramento do sistema até atingir o estado de equilíbrio dinâmico aparente (EEDA) realizada entre Agosto e Outubro de 2021, totalizando 94 dias; a segunda etapa, correspondente ao monitoramento do sistema estabilizado, realizada entre Novembro e Dezembro de 2021, totalizando 47 dias; e a terceira e quarta etapa realizadas entre Janeiro e Fevereiro de 2022, corresponde ao monitoramento do sistema após as alterações operacionais, totalizando 35 dias. Foram utilizadas condições operacionais distintas entre as etapas para avaliar a influência da concentração de oxigênio dissolvido no tanque de aeração e do tempo de detenção hidráulica prolongado na zona anóxica. Um resumo das condições adotadas para cada uma das etapas de operação do sistema é apresentado na Tabela 7.

Tabela 7 – Condições operacionais do sistema AOA

Etapa	Operação Dia	Q (L h <sup>-1</sup> )					Qar (L min <sup>-1</sup> )	Qc (L h <sup>-1</sup> )	Qrec (L h <sup>-1</sup> )	θ (h)				
		Ana.	Ae.	Dec.	Ano 1	Ano 2				Ana.	Ae.	Dec.	Ano 1	Ano 2
1	1 a 94	2,8	2,8	2,8	2,8	-	5,0	0,095	2,8	8	8	4,4	8	-
2	95 a 142	2,8	2,8	2,8	2,8	-	5,0	0,095	2,8	8	8	4,4	8	-
3	143 a 178	2,8	2,8	2,8	2,8	-	10,0	0,095	2,8	8	8	4,4	8	-
4	143 a 178	2,8	2,8	2,8	2,8	2,8	10,0	0,095	2,8	8	8	4,4	8	8

Legenda: (Q) = Vazão; (Qar) = Vazão de ar; (Qc) = Vazão de glicose como fonte de carbono; (Qrec) = Vazão de recirculação de lodo; θh = Tempo de detenção hidráulica; (Ana.) = Reator Anaeróbio; (Ae.) = Reator Aeróbio; (Dec.) = Decantador; (Ano 1) = Reator Anóxico 1; (Ano 2) = Reator Anóxico 2.

**Fonte: Autoria própria (2023).**

A primeira etapa consiste no período de aclimação do sistema, período entre a inoculação dos reatores até atingir o Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente (EEDA). O EEDA verificado por meio de análises físico-químicas realizadas uma vez por semana, em unicata, com determinação do pH, turbidez, alcalinidade total, ácidos voláteis, oxigênio dissolvido, DQO em amostras brutas, nitrito, nitrato e fósforo total.

A primeira e segunda etapa foram operadas com tempo de detenção hidráulica de 8 horas para o reator anaeróbio, reator aeróbio e reator anóxico 1. O TDH do decantador foi de 4,4 horas, taxa de recirculação do lodo para o reator aeróbio de 100 %, taxa de decantação foi de 1,17 m<sup>3</sup> m<sup>2</sup>d<sup>-1</sup>, e realizada adição da solução de glicose (5 g L<sup>-1</sup>), como fonte externa de carbono no efluente da saída do decantador. A aeração do reator aeróbio foi contínua, com vazão de ar de 5,0 L min<sup>-1</sup> e concentração de oxigênio dissolvido de 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>.

A terceira e quarta etapa foram realizadas concomitantemente como uma etapa e foram separadas para facilitar a apresentação e discussão dos resultados. A terceira etapa foi operada com tempo de detenção hidráulica de 8 horas para o reator anaeróbio, reator aeróbio, e reator anóxico 1. O TDH do decantador foi de 4,4 horas, taxa de recirculação do lodo para o reator aeróbio de 100 %, taxa de decantação foi de 1,17 m<sup>3</sup> m<sup>2</sup>d<sup>-1</sup>, e realizada adição da solução de glicose (5 g L<sup>-1</sup>), como fonte externa de carbono no efluente da saída do decantador. A aeração do reator aeróbio foi contínua, com vazão de ar de 10 L min<sup>-1</sup> e concentração de oxigênio dissolvido de 5,0 mg O<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>.

A quarta etapa consiste na inclusão do reator anóxico 2 à etapa 3, portanto os resultados desta etapa serão apresentados apenas em relação ao reator anóxico 2, visto que os demais resultados são os mesmos da etapa 3. O reator ANO 2 foi operado com TDH de 8 horas, prolongando o tempo de detenção hidráulica em ambiente anóxico para 16 horas.

O monitoramento do sistema após o alcance do EEDA foi realizado por meio de determinação dos parâmetros e métodos indicados na Tabela 8, com frequência de duas a três vezes por semana.

**Tabela 8 – Parâmetros físico-químicos analisados para o sistema AOA**

Parâmetros	Método de Análise	Nº do método	Referência
TL (°C)	Potenciométrico	-	-
pH	Potenciométrico	4500_H <sup>+</sup>	Rice <i>et al.</i> (2012)
Potencial de Oxirredução	Potenciométrico	2580_ORP	Rice <i>et al.</i> (2012)
AT (mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Ripley <i>et al.</i> (1986)
AV (mgHAc L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Dillalo e Albertson (1961)
OD (mg L <sup>-1</sup> )	Polarográfico*	4500_O	Rice <i>et al.</i> (2012)
DQO (mg L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	5220_D	Rice <i>et al.</i> (2012)
NTK (mgNTK.L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	4500_NTK	Rice <i>et al.</i> (2012)
N-amoniaco (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	4500_NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Rice <i>et al.</i> (2012)
Nitrito (mgNO <sub>2</sub> <sup>-</sup> L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>2</sub>	Rice <i>et al.</i> (2012)
Nitrato (mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>3</sub>	Rice <i>et al.</i> (2012)
Fósforo Total (mgPO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_P	Rice <i>et al.</i> (2012)

Nota: \* Concentração de oxigênio dissolvido determinada pela sonda YSI, modelo F-1550A.

**Fonte: Autoria própria (2023)**

#### 4.4 EFICIÊNCIAS DO TRATAMENTO

As eficiências do sistema na remoção de matéria orgânica carbonácea (DQO), matéria nitrogenada (NT), e matéria fosforada (PT), e eficiências dos processos de nitrificação e desnitrificação, foram calculadas para cada etapa de acordo com as Equações 8-12, respectivamente.

Para remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO e matéria fosforada em termos de FT:

$$\text{Eficiência de Remoção (\%)} = \frac{\text{Concentração afluente} - \text{Concentração efluente}}{\text{Concentração afluente}} \times 100 \quad (8)$$

Para remoção de matéria nitrogenada em termos de NT:

$$\text{NT} = \text{NTK} + \text{NO}_2 + \text{NO}_3 \quad (9)$$

$$\text{NT (\%)} = \frac{[\text{NTK Afl} + \text{NO}_2\text{Afl} + \text{NO}_3\text{Afl}] - [\text{NTK Efl} + \text{NO}_2\text{Efl} + \text{NO}_3\text{Efl}]}{[\text{NTK Afl} + \text{NO}_2\text{Afl} + \text{NO}_3\text{Afl}]} \times 100 \quad (10)$$

$$\text{Nitrificação (\%)} = \frac{\text{NTK Afl} - \text{NTK Efl}}{\text{NTK Afl}} \times 100 \quad (11)$$

$$\text{Desnitrificação (\%)} = \frac{\text{NTK Afl} - \text{NTK Efl} - \text{NO}_2\text{Efl} - \text{NO}_3\text{Efl}}{\text{NTK Afl} - \text{NTK Efl}} \times 100 \quad (12)$$

Em que:

NTK Afl = Concentração de NTK no afluente ( $\text{mgNTK L}^{-1}$ );

NTK Efl = Concentração de NTK no efluente ( $\text{mgNTK L}^{-1}$ );

$\text{NO}_2\text{-Afl}$  = Concentração de nitrito no afluente ( $\text{mgNO}_2\text{-L}^{-1}$ ).

$\text{NO}_2\text{-Efl}$  = Concentração de nitrito no efluente ( $\text{mgNO}_2\text{-L}^{-1}$ ).

$\text{NO}_3\text{-Afl}$  = Concentração de nitrato no afluente ( $\text{mgNO}_3\text{-L}^{-1}$ );

$\text{NO}_3\text{-Efl}$  = Concentração de nitrato no efluente ( $\text{mgNO}_3\text{-L}^{-1}$ ).

#### 4.5 ESTATÍSTICA

As análises estatísticas dos dados coletados durante o procedimento experimental foram realizadas por meio do *software* livre BioEstat 5.0. Aplicou-se estatística descritiva nos dados, obtendo-se média aritmética, desvio padrão e valores mínimo e máximo.

Com o intuito de comparar as etapas, realizou-se análise estatística dos seguintes parâmetros: DQO bruta, DQO filtrada, Nitrogênio Total, Fósforo Total, Nitrificação e Desnitrificação. A normalidade da distribuição dos dados foi verificada pelo teste de Shapiro-Wilk, de acordo com as seguintes hipóteses:

$H_0$ : Os dados seguem distribuição normal;

$H_1$ : Os dados não seguem distribuição normal.

A identificação de diferenças entre as etapas foi realizada aplicando o teste ANOVA (um critério) para resultados com distribuição normal e o teste Kruskal-Wallis para o resultados que não possuem distribuição normal. A diferença significativa entre os dados foi avaliada por meio do pós-teste de Tukey para os resultados que apresentaram distribuição normal e pelo pós-teste de Studente-Newman-Keuls para os resultados que não apresentaram distribuição normal.

Para analisar a influência do aumento da aeração no reator aeróbio, na Etapa 3, foram avaliadas as eficiências dos processos de nitrificação e desnitrificação, remoção de matéria orgânica carbonácea, nitrogenada e fosforada considerando o seguinte par de hipóteses:

$H_0$ : O aumento de aeração no reator aeróbio não interfere na eficiência do processo de nitrificação, remoção de DQO bruta e filtrada, Nitrogênio Total, N-NTK, N-Amon e Fósforo Total.

$H_1$ : O aumento de aeração no reator aeróbio interfere na eficiência do processo de nitrificação, remoção de DQO bruta e filtrada, Nitrogênio Total, N-NTK, N-Amon e Fósforo Total.

Para analisar a influência do aumento do tempo de detenção hidráulico no reator anóxico, na Etapa 4, foram avaliadas as eficiências nos processos de nitrificação e desnitrificação, remoção de matéria orgânica carbonácea, nitrogenada e fosforada considerando o seguinte par de hipóteses:

H<sub>0</sub>: O aumento do tempo de detenção hidráulico no reator anóxico não interfere na eficiência do processo de desnitrificação, remoção de DQO bruta e filtrada, Nitrogênio Total, N-NTK, N-Amon e Fósforo Total.

H<sub>1</sub>: O aumento do tempo de detenção hidráulico em ambiente anóxico interfere na eficiência do processo de desnitrificação, remoção de DQO bruta e filtrada, Nitrogênio Total, N-NTK, N-Amon e Fósforo Total.

Para todas as comparações analisadas, a hipótese nula (H<sub>0</sub>) foi aceita quando p-valor > 0,05, rejeitando-se a hipótese alternativa. Caso p-valor < 0,05, rejeitou-se a hipótese nula e aceitou-se a hipótese alternativa (H<sub>1</sub>).

#### 4.6 ANÁLISE DA COMUNIDADE MICROBIANA

A identificação da diversidade microbiana do sistema AOA foi realizada por meio do sequenciamento metagenômico do gene 16S do RNA ribossomal (rRNA), ao fim da operação do sistema. Foram coletadas amostras de lodo dos reatores anaeróbio, aeróbio, e anóxicos 1 e 2.

As amostras foram identificadas como ANA para reator anaeróbio, AE para reator aeróbio, ANO 1 para reator anóxico 1 e ANO 2 para reator anóxico 2.

A coleta de amostras de lodo foi realizada em béqueres de vidro higienizados, transferido para tubos Falcon de 15mL identificados e centrifugado na centrífuga de bancada modelo Excelsa II 2016-BL – Fanem, por um período de 5 minutos em rotação de 3500 rpm, repetindo o processo até obter 10mL de lodo sem excesso de líquido.

As amostras de lodo centrifugadas foram armazenadas a temperatura de -80 °C e posteriormente entregues ao laboratório da empresa GoGenetic (Curitiba, Brasil).

Para caracterização da comunidade microbiana foram empregadas técnicas de biologia molecular consistindo em extração de DNA, Reação em Cadeia de Polimerase (PCR) e sequenciamento genético em metabarcoding do gene 16S do RNA ribossomal usando a plataforma Miseq (Miseq™, Illumina Inc., USA), aproximadamente 50 mil reads/amostra, com 250bp PE, verificação de qualidade por eletroforese e quantificação em Qubit (Invitrogen).

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 COMPORTAMENTO DO SISTEMA AOA EM RELAÇÃO À TL, PH, AT, AV, OD E POR

Os resultados obtidos durante as análises físico-químicas das amostras para os parâmetros de temperatura do líquido (TL), potencial hidrogeniônico (pH), alcalinidade total (AT), ácidos voláteis (AV), oxigênio dissolvido (OD), e potencial de oxirredução (POR) são apresentados na Tabela 9, resumidos em valor mínimo (Mín), valor máximo (Máx), média aritmética (Méd) e desvio padrão (DP), para os componentes do sistema: Afluente (AF); Reator anaeróbio (ANA); Reator Aeróbio (AE); Decantador (D); Decantador + Glicose (DG); Reservatório DG (RDG); Reator Anóxico 1 (ANO 1); Reator Anóxico 2 (ANO 2).

Tabela 9 – Resultados dos parâmetros de Temperatura, pH, Alcalinidade Total, Ácidos Voláteis, OD, POR para Etapas 2, 3 e 4 do sistema AOA.

		ETAPA 2							ETAPA 3							ETAPA 4
		AF	ANA	AE	D	DG	DGB	ANO 1	AF	ANA	AE	D	DG	DGB	ANO 1	ANO 2
T (°C)	Mín	13	13	13	13	13	13	13	16	16	16	16	16	16	16	16
	Máx	22	22	22	22	22	22	22	23	23	23	23	23	23	23	23
	Méd	18	18	18	18	18	18	18	20	20	20	20	20	20	20	20
	DVP	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
pH	Mín	6,4	6,5	6,7	6,8	7,0	6,1	6,9	6,5	6,9	7,1	7,2	7,0	6,6	7,3	7,1
	Máx	7,2	7,5	7,7	7,8	7,8	7,3	7,7	7,0	7,1	7,5	7,7	7,6	7,3	7,6	7,5
	Méd	6,8	7,2	7,5	7,6	7,5	6,9	7,4	6,7	7,0	7,3	7,4	7,3	7,1	7,5	7,4
	DVP	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,2	0,1	0,1	0,1	0,2	0,2	0,2	0,1	0,2
AT (mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	Mín	62	117	108	99	101	65	95	97	116	59	52	50	70	102	102
	Máx	123	156	150	141	133	117	133	119	148	137	128	106	118	119	126
	Méd	104	133	127	126	118	99	121	104	132	96	94	88	96	110	110
	DVP	17	11	12	14	10	16	12	7	10	21	23	19	17	6	7
AV (mgHAc L <sup>-1</sup> )	Mín	54	14	12	14	16	19	13	87	18	15	20	16	30	16	17
	Máx	120	29	34	24	28	53	46	142	54	54	44	54	52	39	36
	Méd	86	21	20	18	20	42	24	111	31	31	28	27	43	28	29
	DVP	18	5	6	3	5	13	10	18	12	14	7	10	7	7	6
OD (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	0,1	0,1	1,7	0,6	-	0,0	0,0	0,3	0,3	4,8	1,1	-	0,9	0,6	0,4
	Máx	0,9	0,6	4,3	2,2	-	1,5	0,7	0,9	0,9	6,0	4,0	-	1,9	1,2	1,0
	Méd	0,3	0,2	2,7	1,4	-	0,4	0,3	0,7	0,6	5,5	2,5	-	1,2	0,9	0,7
	DVP	0,2	0,2	0,9	0,6	-	0,4	0,2	0,2	0,2	0,4	0,8	-	0,3	0,2	0,2
POR (mV)	Mín	-68	-84	15	11	-	-60	-77	-166	-172	91	73	-	35	-160	-169
	Máx	-10	-17	69	67	-	62	21	-67	-87	132	123	-	108	-62	-100
	Méd	-37	-54	38	37	-	-4	-32	-126	-140	110	97	-	75	-118	-145
	DVP	21	22	20	21	-	40	33	30	28	14	15	-	29	31	24

Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbico; AE: reator aeróbico; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

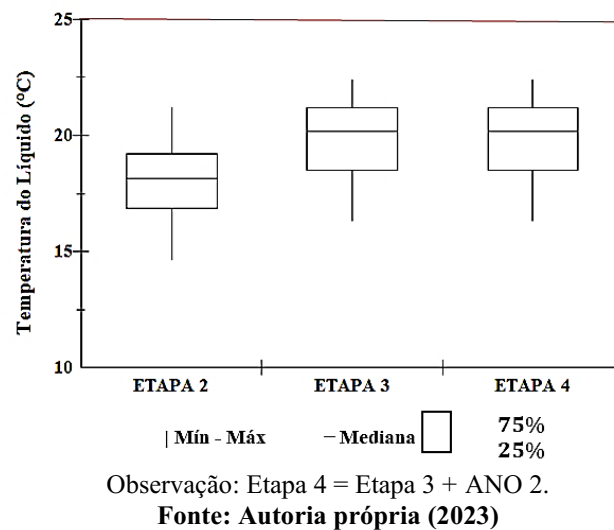
Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

### 5.1.1 Temperatura do Líquido

A temperatura do líquido apresentou variação de 2 °C da Etapa 2 para as Etapas 3 e 4, com valores médios de 18 °C e 20 °C, respectivamente. A Etapa 2 apresentou maior amplitude de variação da temperatura, com 9 °C, variando entre mínima de 13 °C e máxima de 22 °C. A temperatura nas Etapas 3 e 4 variou de 16 °C de mínima a 23 °C de máxima, com amplitude de 7 °C. Na Figura 9 são apresentados os resultados em gráfico Box-Plot.

**Figura 9 – Resultados de Temperatura do Líquido do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Observa-se a variação da temperatura do líquido entre as etapas (Figura 9), a análise estatística demonstrou ser significativa a diferença entre as Etapas 2 e 3, com p-valor < 0,01. Tal variação pode ser explicada pela mudança de estação climática, as Etapas 1 e 2 foram realizadas durante a primavera, e as Etapas 3 e 4 durante o verão.

A nitrificação, pode ocorrer em ampla faixa de variação da temperatura de 4 °C a 45 °C (EPA, 1993), porém é reportado que a faixa ótima se situa entre 30 e 35 °C. No processo de desnitrificação, a faixa ótima da temperatura está entre 10 e 30°C (HENZE *et al.*, 1997).

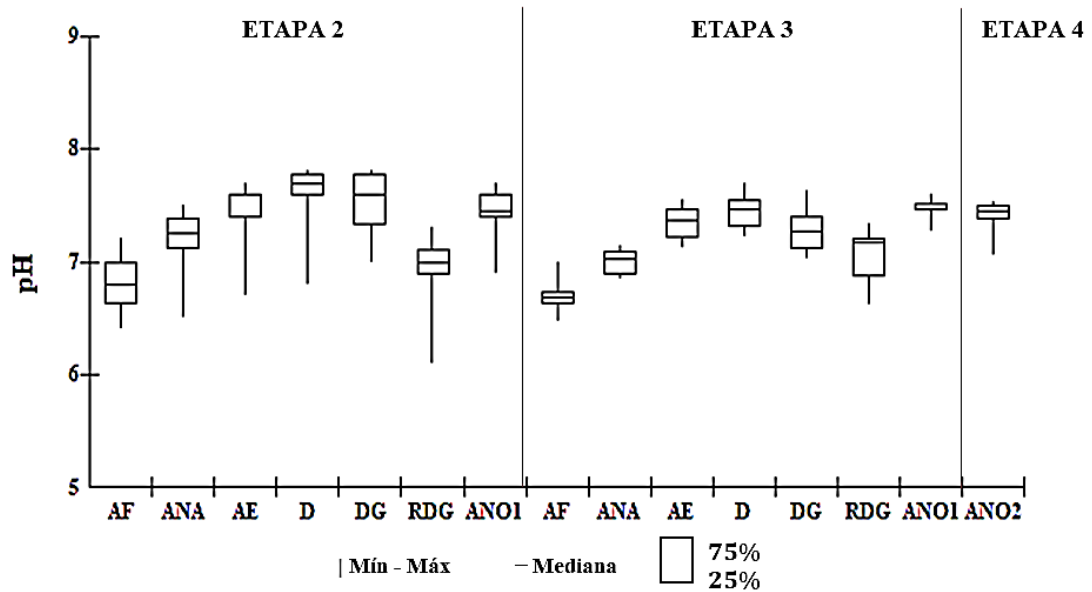
No sistema AOA observou-se que a nitrificação ocorreu mesmo fora da faixa de variação ótima de temperatura reportada na literatura, no entanto a desnitrificação apresentou melhor eficiência dentro da faixa de variação ótima de temperatura reportada.

### 5.1.2 Potencial Hidrogeniônico (pH)

Os resultados de pH obtidos para as Etapas 2, 3 e 4 são apresentados na Figura 10.



**Figura 10 – Resultados de pH do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Observou-se a semelhança entre as etapas no comportamento do sistema em relação ao pH, confirmada pela análise estatística resultando em p-valor > 0,05 para todos os componentes do sistema. Os resultados de pH obtidos foram de 6,8 e 6,7 nas amostras do afluente para as Etapas 2 e 3, respectivamente, possuindo comportamento crescente até o decantador com média de 7,6 na Etapa 2 e 7,4 na Etapa 3. Após adição de glicose, ponto DG, e no reservatório RDG, resultaram em pH 7,5 e 6,9 na Etapa 2, e 7,3 e 7,1 na Etapa 3, terminando com efluente com média de 7,4 nas Etapa 2 e 4, e 7,5 na Etapa 3. Os resultados de pH mais baixos no reservatório RDG podem ser explicados pelo acúmulo de ácidos voláteis ocasionado provavelmente pela degradação da matéria orgânica em ambiente anaeróbio (reservatório sem aeração), provocando a queda de pH e consumo de alcalinidade.

Metcalf e Eddy (2016) discorrem que valores altos de pH dificultam os processos de assimilação e tratamento e que os valores ideais de pH para atividades biológicas seriam na faixa de 6 a 9. Portanto quanto aos resultados obtidos no sistema AOA, verifica-se concordância, haja vista que o efluente do sistema está na faixa ideal para pH com variação de 6,9 a 7,5.

Metcalf e Eddy (2016) constatarem que valores de pH entre 5,0 e 7,4 são ideais para o crescimento dos microrganismos anaeróbios. Para Campos (1999), os valores ideais de pH para reatores anaeróbios estão na faixa entre 6,5 e 7,5. No sistema AOA, o pH no reator anaeróbio

ficou em média de 7,2 para a Etapa 2 e 7,0 na Etapa 3, estando na faixa ideal indicada pelos autores.

A Resolução CONAMA N° 430/2011, estipula condições e padrões de lançamentos de efluentes, estabelece que os valores de pH devem estar na faixa de 5 a 9 para lançamentos em corpos hídricos receptores, dessa forma os valores aferidos no sistema AOA atendem as condições de lançamento da Resolução CONAMA.

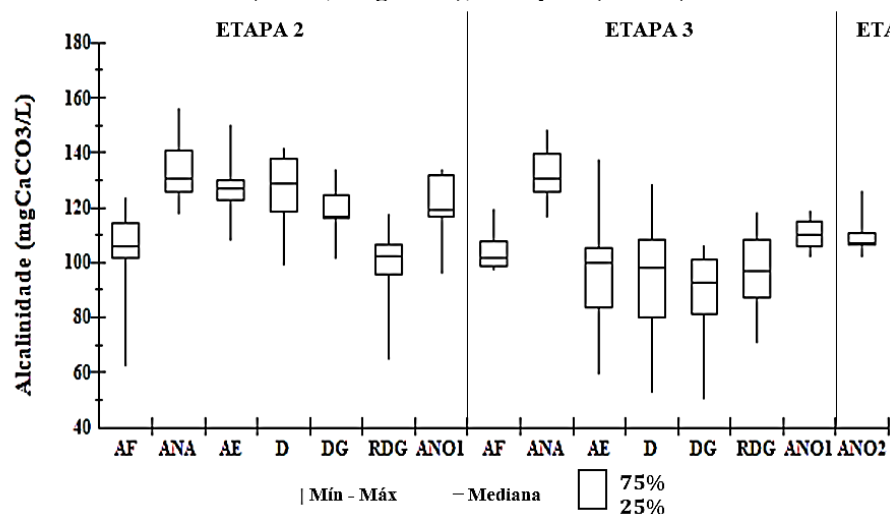
Como mostrado na Figura 10, os valores de pH do sistema tiveram baixa variação, sendo considerado um aspecto positivo que corrobora ao bom funcionamento do sistema. Liu *et al.* (2013) registraram pH variando entre 7,0 a 7,5 em um sistema AOA de fluxo contínuo no tratamento de esgotos sanitários de origem doméstica, a porcentagem de remoção alcançada foi acima de 90% para nutrientes.

Morais (2015) operou um reator anaeróbio-anóxico-aeróbio, tratando esgoto doméstico e obteve valores de eficiência de remoção acima de 80% para matéria orgânica e de até 60% na remoção de nitrogênio, com pH variando entre 7,0 a 7,8.

### 5.1.3 Alcalinidade Total

A variação da alcalinidade total nas unidades componentes do sistema AOA durante as etapas de operação são mostradas na Figura 11.

**Figura 11 – Resultados de Alcalinidade Total do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2)**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Observa-se a oscilação na produção (reator anaeróbio e anóxico) e consumo da alcalinidade (reator aeróbio) ao longo do sistema ( Figura 11 e Tabela 9).

Os resultados obtidos evidenciaram aumento da concentração de alcalinidade total do afluente para efluente anaeróbio. Na Etapa 2, de 104 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no afluente para 133 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente anaeróbio. Na Etapa 3, de 104 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no afluente para 132 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente anaeróbio. Esse aumento na concentração de AT pode ser explicado pelos processos de amonificação e metanogênese no reator anaeróbio, ocasionando a produção de alcalinidade.

Além do processo de amonificação, a alcalinidade gerada em reatores anaeróbios pode ter origem da metanogênese devido à remoção dos ácidos voláteis e geração de bicarbonato, e por meio da sulfetogênese a partir propionato e butirato (FREITAS, 2020).

Para Metcalf e Eddy (2016), a alcalinidade é produzida em sistemas anaeróbios em resposta a variação da faixa de pH, realizando seu controle para que o pH se mantenha neutro, e para promover o tamponamento do reator anaeróbio, quanto à produção de ácidos voláteis que ocorre em zonas anaeróbias. A alcalinidade total no efluente do reator anaeróbio aumentou tanto na Etapa 2 quanto na Etapa 3, como esperado (Tabela 9).

O monitoramento sistemático da alcalinidade se expressa significativamente mais necessário que a verificação do pH nos reatores anaeróbios. Isso ocorre devido à escala logarítmica do pH, ou seja, mínimas variações neste parâmetro resultam no consumo de alta quantidade de alcalinidade, minimizando o potencial de tamponamento no meio. Portanto, a alcalinidade contribui diretamente no processo anaeróbio através da manutenção do pH no intervalo ideal demandado pela população metanogênica, haja vista que, a digestão de substratos complexos produz ácidos orgânicos que precisam ser tamponados (FORESTI *et al.*, 1999; BARCELOS, 2009; ZINATIZADEH *et al.*, 2009).

Já no reator aeróbio e no decantador, observa-se comportamento inverso, obtendo consumo de alcalinidade em relação ao reator anaeróbio. Na Etapa 2, de 133 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente anaeróbio para 127 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente aeróbio e 118 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente do decantador. E na Etapa 3, de 132 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente anaeróbio para 96 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente aeróbio e 88 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> no efluente do decantador. Essa redução da concentração de alcalinidade total pode ser explicada pelo processo de nitrificação, ocasionando consumo de alcalinidade.

No processo de nitrificação, as reações de síntese celular e produção de ácido nitroso (HNO<sub>2</sub>) são responsáveis pelo consumo de alcalinidade, como fonte de carbono (GERARDI, 2006).

Durante a nitrificação, a oxidação das formas amoniacais a nitrato ocorre por meio da liberação de íons  $H^+$  ao meio, e desta forma o controle da alcalinidade é fundamental para que não haja interrupção do processo. Para equilíbrio do pH na faixa ideal (7,2) é necessário fornecer alcalinidade suficiente de  $7,14 \text{ gCaCO}_3/\text{g N-NH}_4^+$  para garantir o tamponamento do sistema, sem causar prejuízos aos microrganismos pela redução do pH (METCALF; EDDY 2016). A escassez de alcalinidade no sistema compromete as reações metabólicas dos microrganismos nitrificantes por déficit de carbono inorgânico. O fornecimento de alcalinidade pode ser feito por meio de fontes externas ou com outros processos biológicos, como a amonificação e a desnitrificação capazes de fornecer alcalinidade ao meio (METCALF, EDDY, 2014).

Os resultados obtidos para os reatores anóxicos evidenciaram aumento na concentração de AT em todas as etapas. Na Etapa 2, de  $99 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  no efluente do reservatório RDG para  $121 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  no efluente final do reator anóxico 1. Nas Etapa 3 e 4, de  $96 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  no efluente do reservatório RDG para  $110 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  no efluente final. Assim como verificado no processo de amonificação, o processo de desnitrificação ocorrido nos reatores anóxicos realizam a produção de alcalinidade.

Estequiometricamente o processo de amonificação gera de  $3,57 \text{ mg}$ , em função de  $\text{CaCO}_3$ , por  $\text{mg}$  de nitrogênio amonificado, enquanto que o processo de nitrificação consome  $7,14 \text{ mg}$  de alcalinidade por  $\text{mg}$  de nitrogênio oxidado, e o de desnitrificação repõe  $3,57 \text{ mg}$  de alcalinidade por  $\text{mg}$  de nitrato reduzido. (METCALF; EDDY, 2016; CALLADO; CHAGAS; DAMIANOVIC, 2020). A variação da alcalinidade nas etapas analisadas é apresentada na Tabela 10:

**Tabela 10 – Produção e Consumo de Alcalinidade Total no sistema AOA**

Variação de Alcalinidade ( $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ )	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
<b>Afluente</b>	$104 \pm 16$	$104 \pm 7$	$104 \pm 7$
<b>Amonificação</b>	$+30 \pm 12$	$+28 \pm 11$	$+28 \pm 11$
<b>Nitrificação</b>	$-6 \pm 16$	$-35 \pm 26$	$-35 \pm 26$
<b>Desnitrificação</b>	$+22 \pm 16$	$+14 \pm 18$	$+14 \pm 18$
<b>Geral</b>	$+46 \pm 35$	$+7 \pm 22$	$+7 \pm 20$

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

**Fonte: Autoria própria (2023)**

A alcalinidade no sistema variou de acordo com os processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação (Tabela 10). Observou-se que a variação total no sistema ficou em torno de  $+46 \pm 35 \text{ mg CaCO}_3$ , na Etapa 2, de  $+7 \pm 22 \text{ mg CaCO}_3$  na Etapa 3 e  $+7 \pm 20 \text{ mg CaCO}_3$

na Etapa 4. Dessa forma, a alcalinidade não deve ter sido fator limitante para o desempenho do sistema.

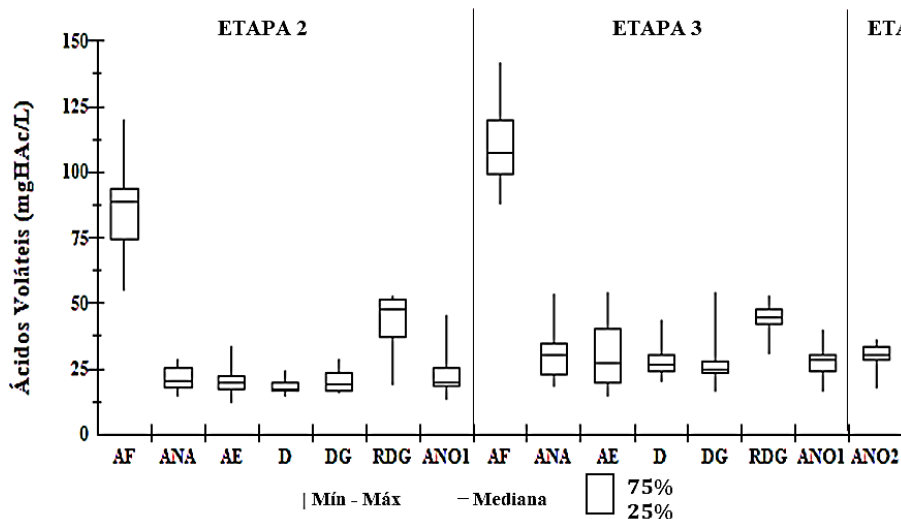
A variação da alcalinidade na fase aeróbia entre as etapas pode ser relacionada ao aumento na eficiência do processo de nitrificação resultante das alterações operacionais (aumento da vazão de aeração no reator aeróbio e adição do reator anóxico 2). Na Etapa 2, o consumo de alcalinidade foi de  $-6 \pm 16$  mg  $\text{CaCO}_3$  e a eficiência de 21% de nitrificação, enquanto nas Etapas 3 e 4 foi de  $-35 \pm 26$  mg  $\text{CaCO}_3$ , com eficiências de 45% e 54%, respectivamente.

Franzoni *et al.* (2022) operou um sistema AOA de fluxo contínuo, aeração intermitente e adição de fonte externa de carbono, obteve comportamento semelhante entre as duas etapas avaliadas, apresentando aumento no consumo de alcalinidade de  $-25 \pm 10$  mg  $\text{CaCO}_3$  na Etapa 1 para  $-110 \pm 12$  mg  $\text{CaCO}_3$  na Etapa 2, assim como aumento da eficiência de nitrificação, de 49% para 85%.

### 5.1.4 Ácidos Voláteis

Os resultados obtidos das análises de ácidos voláteis para cada componente do sistema AOA são apresentados na Figura 12.

**Figura 12 – Resultados de Ácidos Voláteis do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Na Etapa 2, a concentração média encontrada de ácidos voláteis (AV) afluente foi de 86 mgHAc L<sup>-1</sup>. Os efluentes ANA, AE, D e DG obtiveram concentrações médias de AV de 21, 20, 18 e 20 mgHAc L<sup>-1</sup>, respectivamente. E os efluentes RDG e ANO 1 tiveram como resultado concentrações médias de 42 e 24 mgHAc.L<sup>-1</sup>. Observou-se que as concentrações do afluente e do reservatório RDG foram as maiores identificadas, o ponto RDG possivelmente apresenta acúmulo de AV.

O acúmulo de AV provoca queda no pH como ocorrido no sistema, os resultados de pH do afluente e reservatório RDG foram os menores registrados, com médias de 6,8 e 6,9 respectivamente. Segundo Lew *et al.* (2004), a diminuição do pH em ambientes anaeróbios pode indicar acúmulo de ácidos voláteis.

Na Etapa 3, a concentração média de ácidos voláteis afluente foi de 111 mgHAc L<sup>-1</sup>. Em ANA, AE, D e DG obtiveram-se concentrações médias de AV de 31, 31, 28, 27 mgHAc.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Já os pontos RDG e ANO 1 tiveram como resultado concentrações médias de 43 e 28 mgHAc.L<sup>-1</sup>. Assim como na Etapa 2, houve acúmulo de ácidos voláteis no reservatório RDG, reduzindo pH para 7,1. Já o efluente final obteve baixa concentração de AV, provavelmente o AV fora consumido durante o processo de desnitrificação no reator anóxico.

Na Etapa 4, tem-se os mesmos resultados da Etapa 3 e 29 mgHAc.L<sup>-1</sup> para o ponto ANO 2. Não houve alteração no efluente final, mantendo baixa a concentração de AV.

Observou-se que, em todas as etapas, houve redução de AV do afluente para o reator anaeróbio, assim como produção de alcalinidade e aumento do pH. De acordo com Metcalf e Eddy (2016) a redução de AV no reator anaeróbio pode indicar ocorrência do processo de oxidação da matéria orgânica, com equilíbrio entre as bactérias acidogênicas e arqueias metanogênicas sem acúmulo de ácidos voláteis. Com relação ao pH é normal ocorrer aumento devido à remoção dos ácido orgânicos voláteis e geração de bicarbonato (SLOMPO *et al.*, 2019).

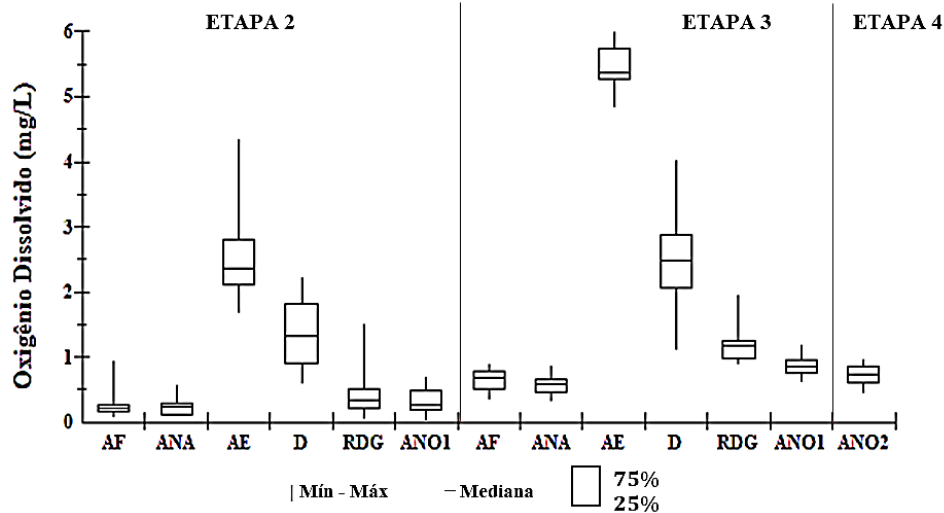
Dessa forma, observa-se a relação entre pH, alcalinidade e ácidos voláteis. O acúmulo de ácidos voláteis acarreta na redução do pH, e alcalinidade realiza o tamponamento e controle do pH, de forma que a produção de alcalinidade mantém o pH equilibrado.

Silva (2018) ao operar um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF) tratando efluente de matadouro identificou concentrações afluentes de ácidos voláteis de  $89,7 \pm 9,4$  na fase 1,  $105,2 \pm 36,0$  na fase 2 e  $138,6 \pm 38,8$  na fase 3, com efluente final concentrações de  $46,6 \pm 6,0$  na fase 1,  $42,2 \pm 18,6$  na fase 2, e  $56,9 \pm 15,5$  na fase 3. Assim como nesta pesquisa, as concentrações de AV efluente foram menores que o afluente.

### 5.1.5 Oxigênio Dissolvido

A variação de oxigenação do sistema, em suas diferentes fases, anaeróbia, aeróbia e anóxica é apresentada na Figura 13.

**Figura 13 – Resultados de Oxigênio dissolvido do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

O reator aeróbio foi o único componente do sistema provido de aeração mecânica, durante as três etapas. A condição operacional da Etapa 2 para o reator aeróbio foi concentração de oxigenação do reator em 2 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, tendo como concentração média obtida 2,7 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>. As Etapas 3 e 4 foram operadas com concentração de oxigenação do reator aeróbio em 5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, obtendo concentração média de 5,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>.

A recirculação de lodo do decantador para o reator aeróbio permitiu manter minimamente os níveis de oxigênio dissolvido necessários para manutenção das atividades microbianas aeróbias, além de retorná-las para o reator aeróbio.

Na Etapa 2, as concentrações médias de OD obtidas para os pontos AF, ANA, RDG e ANO 1 foram abaixo de 0,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>. Os pontos AE e D obtiveram concentrações médias de OD de 2,7 e 1,4 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup> (Tabela 9 e Figura 13).

Na Etapa 3, as concentrações médias de OD obtidas para os pontos AF, ANA e ANO 1 foram abaixo de 1,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>. Os pontos AE, D e RDG obtiveram concentrações médias de OD de 5,5, 2,5 e 1,2 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>. Na Etapa 4, a concentração média de OD no reator ANO 2 foi de 0,7 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>.

A aeração é essencial para que ocorra a nitrificação, pois o oxigênio é requisito obrigatório para as espécies nitrificantes. O processo de nitrificação necessita de grandes quantidades de oxigênio, 4,57 g de O<sub>2</sub> são consumidos para cada 1 g de amônia oxidada (Ó *et al.*, 2023). A concentração de OD deve ser mantida acima de 2 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, caso seja inferior a 0,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, a velocidade de nitrificação é drasticamente reduzida e o processo pode ser interrompido (HAANDEL E MARAIS, 1999; FERREIRA, 2010).

O sistema foi mantido com concentrações de OD acima de 2 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup> como recomendado na literatura, no entanto como será abordado adiante, a eficiência no processo de nitrificação não foi satisfatória com OD em torno de 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, as melhores eficiências, inclusive de nitrificação, foram observadas com concentrações em torno de 5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, após a alteração na condição operacional (Figura 13).

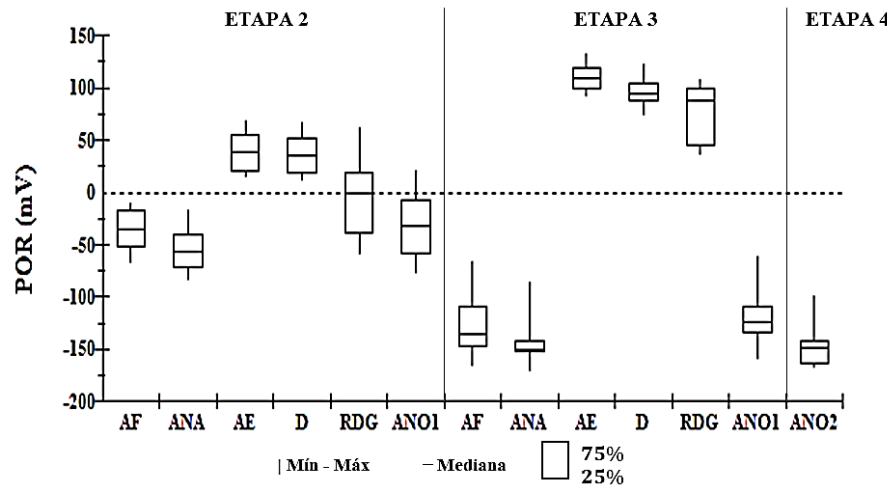
O teor oxigênio dissolvido (OD) é um fator importante para que o processo de desnitrificação ocorra de forma eficiente. A ausência de OD faz-se necessária para que as bactérias desnitrificantes não mudem de aceptores de elétrons, do nitrato para o oxigênio, deixando assim de ocorrer a desnitrificação. (METCALF e EDDY, 2014; SANTOS, 2014). Dessa forma os níveis de OD nos reatores anóxicos abaixo de 1 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup> são adequados e favorecem a desnitrificação.

#### **5.1.6 Potencial de Oxirredução (POR)**

Os resultados obtidos das medições de POR para cada componente do sistema AOA são apresentados na Figura 14.



**Figura 14 – Resultados de Potencial de Oxirredução do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Identificou-se mudança no comportamento entre as etapas, influenciadas pela alteração na condição operacional na Etapa 3 com o aumento da concentração de oxigênio dissolvido no reator aeróbio (Tabela 10 e Figura 14).

De acordo com Lima (2014) durante as atividades microbianas ocorrem reações de oxidação e redução, em função do estado de oxidação-redução do ambiente. Os valores positivos de POR representam as reações em que há o favorecimento à oxidação, enquanto os valores negativos representam o favorecimento da redução.

O potencial de oxirredução (POR) está relacionado a facilidade de determinado elemento ganhar ou perder elétrons. Um elemento é oxidado quando perde elétrons e reduzido quando ganha elétrons. Os valores positivos de POR estão associados à presença de oxigênio no meio, dessa forma os valores de POR encontrados em ambientes aeróbios estão acima de +100 mV. Em condições anóxicas os valores encontrados de POR estão na faixa de -100 a +100 mV e em condições anaeróbias o POR é encontrado abaixo de -100 mV (MATOS *et al.*, 2010).

Autores como Vitoratto (2004), Gerardi (2006), Silveira (2009) afirmam que o POR ideal para o processo aeróbio deve ser entre +50 mV e -50 mV e para o processo anaeróbio deve ser inferior a -300 mV. As médias de POR obtidas na Etapa 2 foram de -37 mV para AF, -54 mV para ANA, 38 mV para AE, 37 mV para D, -4 mV para RDG, -32 mV para ANO 1.

Os índices elevados do POR em ambiente anaeróbio indicam a entrada de oxigênio no ambiente, que é tóxica para as arqueias metanogênicas (ZAYED; WINTER, 2000; PEREIRA-

RAMIREZ *et al.*, 2004). De acordo com autores citados, na Etapa 2, o resultado do POR do reator anaeróbio está fora da faixa indicada, apresentando valores acima do esperado, podendo indicar entrada de oxigênio no sistema.

Na Etapa 2, o resultado para o reator aeróbio (38 mV) também se encontra fora da faixa recomendada na literatura, podendo ter influenciado na baixa eficiência do processo de nitrificação identificado na etapa. O processo de nitrificação requer um potencial de oxirredução (POR) na faixa de +100 e +350 mV, enquanto que para a desnitrificação deve ficar entre -50 e +50 mV (GERARDI, 2010; JORDÃO; PESSÔA, 2014; VON SPERLING, 2012). O resultado obtido do reator anóxico (-32 mV) encontra-se dentro da faixa indicada pelos autores para que ocorra a desnitrificação.

Na Etapa 3 as medições resultaram em -127 mV para AF, -140 mV para ANA, 110 mV para AE, 97 mV para D, 75 mV para RDG e -118 mV para ANO 1. A Etapa 4, teve como resultado da medição -145 mV para ANO 2. Na Etapa 4, o POR médio do ANO 2 foi de -145 mV.

Nas Etapas 3 e 4, os reatores anaeróbio, aeróbio e anóxico apresentaram resultados das medições do POR dentro do esperado, estando de acordo com a literatura. Assim como as eficiências de remoção de matéria carbonácea e nitrogenada foram melhores comparadas a Etapa 2.

A remoção biológica de fósforo por organismos acumuladores de fósforo (OAPs) é favorecida em condições anaeróbias e aeróbias alternadas. Em ambiente anaeróbio, com o POR na faixa de -250 e -100 mV, os OAPs assimilam ácidos orgânicos voláteis gerados por bactérias facultativas, e há a liberação de fosfato no meio. Já em ambiente aeróbio, os microrganismos acumulam o fosfato em suas células para a produção de energia (ATP) e ao realizar o descarte do lodo, o fósforo é efetivamente removido do sistema (JORDÃO; PESSÔA, 2014). Apesar das Etapas 3 e 4, estarem de acordo com a literatura em relação ao POR a remoção de matéria fosforada não obteve eficiências satisfatórias, como será abordado adiante.

## 5.2 REMOÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA, FOSFORADA E NITROGENADA

Os resultados das etapas obtidos durante as análises físico-químicas das amostras para os parâmetros de Demanda Química de Oxigênio (DQO) para amostras brutas e filtradas, Fósforo Total (FT), Nitrogênio Total (NT), Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK), Nitrogênio Amoniacal (N-Amon), Nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e Nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) são apresentados na Tabela 11,

resumidos em valor mínimo (Mín), valor máximo (Máx), média aritmética (X) e desvio padrão (DP), para os componentes do sistema: Afluente (AF) Reator anaeróbico (ANA); Reator Aeróbico (AE); Decantador (D); Decantador + Glicose (DG); Reservatório DG (RDG); Reator Anóxico 1 (ANO 1); Reator Anóxico 2 (ANO 2).

Tabela 11 – Resultados dos parâmetros de Demanda Química de Oxigênio, Fósforo Total, Nitrogênio Total, NTK, N-Amon, Nitrito e Nitrato do sistema AOA

		ETAPA 2							ETAPA 3							ETAPA 4
		AF	ANA	AE	D	DG	DGB	ANO 1	AF	ANA	AE	D	DG	DGB	ANO 1	ANO 2
<b>DQO BRUTA</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	284	38	22	19	104	82	36	369	42	19	14	106	86	39	15
	Máx	520	89	53	41	194	175	101	488	74	55	49	194	145	76	39
	Méd	406	61	41	31	158	144	70	425	55	36	31	145	115	57	30
	DVP	73	18	11	8	33	29	21	42	10	12	13	28	21	14	8
<b>DQO FILTRADA</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	213	20	18	13	89	75	27	156	12	18	11	84	38	15	8
	Máx	320	39	35	40	182	152	79	287	34	29	29	140	92	40	31
	Méd	259	31	23	25	138	108	52	234	24	24	21	110	61	29	21
	DVP	38	6	5	9	33	27	21	38	6	4	6	19	18	9	7
<b>FÓSFORO TOTAL</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	14	12	13	12	13	12	12	14	13	13	13	13	13	12	12
	Máx	22	16	16	17	17	17	16	22	20	20	20	20	20	17	16
	Méd	18	15	15	15	16	15	14	18	16	16	16	16	16	14	14
	DVP	3	1	1	1	1	1	1	2	2	3	2	2	2	2	1
<b>NT</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	56	47	43	44	39	45	44	62	52	43	40	44	46	34	25
	Máx	90	68	65	60	57	74	61	80	65	62	51	57	55	45	32
	Méd	70	55	51	51	47	57	51	72	57	52	46	49	50	39	28
	DVP	11	7	6	5	5	8	6	6	4	6	4	4	3	4	3
<b>NTK</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	43	45	41	39	35	42	35	53	47	26	27	29	27	26	22
	Máx	72	62	64	58	49	52	51	58	54	39	38	38	36	33	29
	Méd	56	52	48	48	44	45	44	55	51	36	34	35	33	30	25
	DVP	9	7	7	5	4	3	4	2	2	4	5	3	3	3	2
<b>N-AMON</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	29	37	34	24	28	32	28	32	42	21	22	20	22	22	20
	Máx	41	50	48	48	42	40	43	43	47	38	36	37	34	31	28
	Méd	36	43	41	39	38	35	36	38	45	31	30	31	28	26	23
	DVP	4	4	4	7	4	3	5	3	2	5	5	5	4	4	3
<b>NITRITO</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	0,014	0,002	0,006	0,010	0,021	0,005	0,007	0,013	0,006	0,081	0,146	0,184	0,018	0,008	0,003
	Máx	0,035	0,011	0,867	1,265	0,849	0,636	0,580	0,030	0,021	1,828	1,695	1,866	1,731	0,018	0,028
	Méd	0,021	0,006	0,226	0,293	0,244	0,131	0,095	0,021	0,011	0,942	0,830	0,915	0,282	0,013	0,008
	DVP	0,007	0,003	0,341	0,416	0,308	0,208	0,176	0,006	0,004	0,605	0,539	0,574	0,578	0,004	0,007
<b>NITRATO</b> (mg L <sup>-1</sup> )	Mín	6,64	2,05	0,30	0,16	0,10	2,27	2,97	9,30	3,10	7,10	5,20	8,70	11,10	4,10	0,80
	Máx	20,18	6,02	10,72	9,68	10,58	17,90	10,38	21,90	10,40	22,40	21,20	24,20	32,90	12,00	4,20
	Méd	13,65	3,46	2,33	2,48	2,63	10,46	7,05	16,57	5,35	14,75	11,18	12,57	17,21	8,00	2,52
	DVP	4,96	1,20	3,14	2,93	3,22	5,06	2,11	4,42	2,52	5,40	5,02	4,46	6,87	2,40	1,24

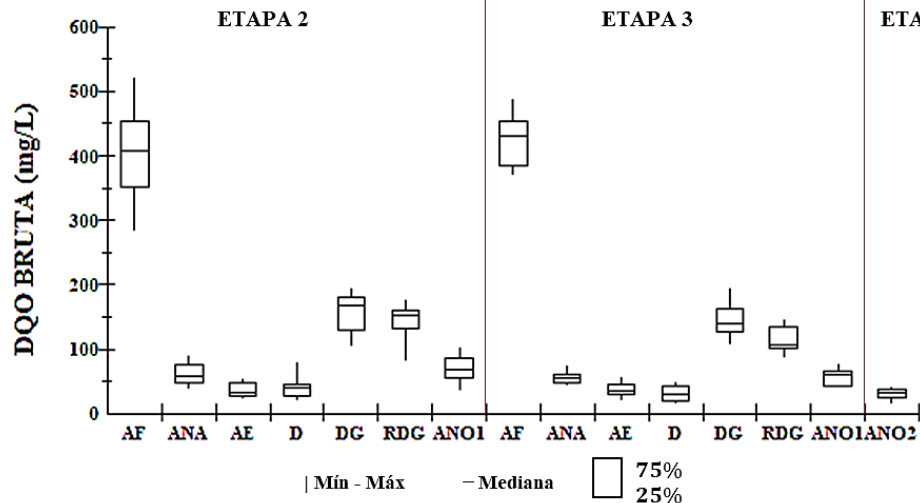
Legenda: AF: afluente; ANA: R. Anaeróbio; AE: R. Aeróbio; D: Decantador; DG: Decantador + Glicose; RDG: Res. DG; ANO 1: R. Anóxico1; ANO 2: R. Anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2. **Fonte: Autoria própria (2023)**

### 5.2.1 Matéria orgânica carbonácea

Os resultados de concentração de matéria orgânica em termos de DQO em amostras brutas do sistema AOA são apresentados na Figura 15.

**Figura 15 – Resultados da concentração de matéria orgânica expressa em DQO com amostras brutas do sistema AOA durante as Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Na Etapa 2, a DQO média afluente foi de 406 mg L<sup>-1</sup>, o efluente do reator anaeróbio obteve redução significativa de DQO, com média de 61 mg L<sup>-1</sup>, conforme esperado (Figura 15). A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta no reator anaeróbio foi de 85%.

Gao *et al.* (2022a) operaram um reator de fluxo contínuo em escala piloto, composto por um biorreator com volume útil de 54 m<sup>3</sup> (dividido em zonas anaeróbias, aeróbias e anóxicas) e um decantador secundário com volume útil de 27 m<sup>3</sup>, TDH de 10,8 horas, e oxigênio dissolvido na zona aeróbia controlado em 1,5 ± 1,0 mg/L. Nas zonas anaeróbias, a DQO removida foi de 51,28 mg/L, representando 86,7% da DQO total removida no sistema AOA. Além da DQO consumida pela desnitrificação (7,94%), ainda foi removida grande quantidade de DQO na zona anaeróbia, possivelmente através do armazenamento de fonte de carbono intracelular por organismos acumuladores de fosfato (OAPs) e organismos acumuladores de glicogênio (OAGs).

De acordo com Giustina, Miranda e Monteggia (2010) a matéria orgânica é um fator importante para o processo de nitrificação, pois os compostos orgânicos dissolvidos e

particulados fornecem substratos para os microrganismos heterotróficos, que possuem velocidade específica de crescimento maior que as bactérias autotróficas nitrificantes. Dessa forma, ao ter matéria orgânica em excesso, as bactérias heterotróficas competem com as nitrificantes, e tem-se como resultado uma queda na eficiência da etapa de nitrificação. Portanto, o reator anaeróbio precedendo o reator aeróbio permite que a maior parte de matéria orgânica do afluente seja removida, permitindo então que as bactérias nitrificantes tenham vantagem sobre as heterotróficas para realizar a nitrificação.

Na Etapa 2, a média de DQO para o reator aeróbio e decantador foi de 41 e 36 mg L<sup>-1</sup>. Apresentando eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta de 41%. A concentração de matéria orgânica restante para o processo de desnitrificação é insuficiente, justificando-se a adição da glicose como fonte externa de carbono na saída do decantador. A eficiência da desnitrificação heterotrófica é afetada por fontes de carbono e doadores de elétrons. A falta de fonte de carbono biodisponível leva à baixa eficiência de remoção de nitrato (XU; DAI; CHAI, 2018).

Após adição da fonte externa de carbono, o resultado de DQO no ponto DG foi de 158 mg L<sup>-1</sup>, no reservatório RDG foi de 154 mg L<sup>-1</sup> e efluente do reator anóxico foi de 70 mg L<sup>-1</sup>, para Etapa 2. Durante o processo de desnitrificação obteve-se consumo de 54% da matéria orgânica carbonácea no reator anóxico. A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta global do sistema foi de 83%.

De acordo com a resolução CONAMA nº 430/2011, para o lançamento direto de efluentes oriundos de sistemas de tratamento de esgotos sanitários, o limite para Demanda Bioquímica de Oxigênio - DBO<sub>5</sub> dias, 20°C é de no máximo de 120 mg L<sup>-1</sup>, eficiência de remoção mínima de 60% de DBO, ou mediante estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor. Como os valores de DBO são inferiores ao valor de DQO, pois a DBO refere-se apenas a materiais biodegradáveis, enquanto a DQO aplica a qualquer matéria passível de oxidação, o atendimento a resolução será válido também para DBO, caso a DQO esteja de acordo. Sendo assim, o efluente final da Etapa 2 atende aos critérios da resolução CONAMA nº 430/2011 em relação a remoção de matéria orgânica carbonácea.

Na Etapa 3, a DQO média afluente foi de 425 mg L<sup>-1</sup>, assim como na etapa anterior, o efluente do reator anaeróbio obteve redução significativa de DQO, com média de 55 mg L<sup>-1</sup>, conforme esperado (Figura 15). A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta no reator anaeróbio foi de 87%.

A média de DQO para o reator aeróbio e decantador, na Etapa 3, foi de 31 mg L<sup>-1</sup>. Apresentando eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta de 39%. Assim como na Etapa 2, foi necessário adicionar glicose, como fonte externa de carbono, na saída do decantador para que o processo de desnitrificação ocorresse.

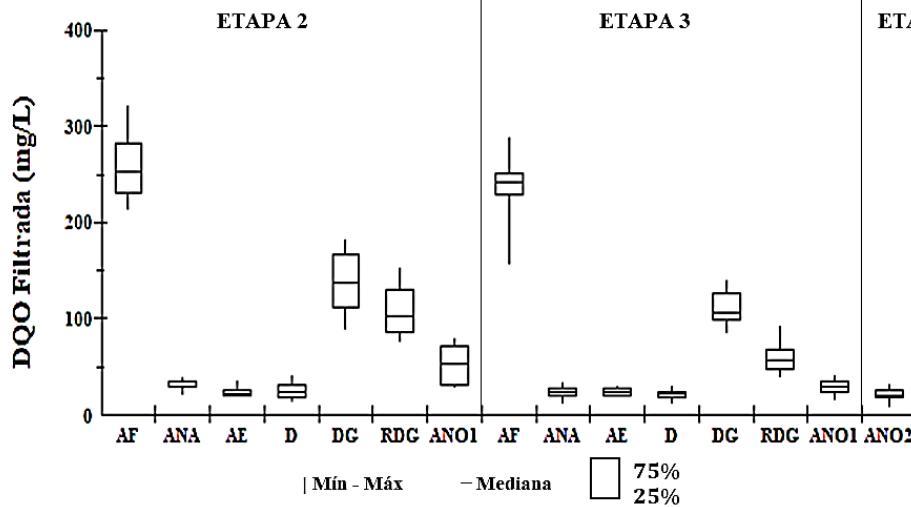
Na Etapa 3, observa-se redução de matéria orgânica em termos de DQO ocorrendo no reservatório RDG. A DQO identificada no ponto DG foi média de 145 mg L<sup>-1</sup> e RDG de 115 mg L<sup>-1</sup>. Como discutido anteriormente, nesse ponto também ocorre o consumo de alcalinidade, acúmulo de ácidos voláteis e a redução do pH. O reservatório RDG tem por função armazenar temporariamente a mistura efluente do decantador + solução de glicose, foi adicionado ao sistema para evitar o entupimento da tubulação ao realizar ligação direta entre a saída do decantador e entrada do reator anóxico.

O efluente do reator anóxico 1 obteve médias de DQO bruta de 57 mg L<sup>-1</sup>, na Etapa 3. Durante o processo de desnitrificação obteve-se consumo de 50% da matéria orgânica carbonácea no reator anóxico. A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta global do sistema foi de 87%. Dessa forma, o efluente final da Etapa 3 também atende aos critérios da resolução CONAMA nº 430/2011 em relação a remoção de matéria orgânica carbonácea.

Na Etapa 4, o acréscimo do reator anóxico 2 resultou em DQO média de 30 mg L<sup>-1</sup>. Durante o processo de desnitrificação obteve-se consumo de 47% da matéria orgânica carbonácea no reator anóxico 2. A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta global do sistema foi de 93%. Dessa forma, o efluente final da Etapa 4 também atende aos critérios da resolução CONAMA nº 430/2011 em relação a remoção de matéria orgânica carbonácea.

Os resultados de concentração de matéria orgânica em termos de DQO em amostras filtradas do sistema AOA são mostrados na Figura 16.

**Figura 16 – Resultados de concentração de matéria orgânica expressa em DQO com amostras filtradas do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbico; AE: reator aeróbico; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.  
Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

O comportamento do sistema em relação a DQO filtrada segue o mesmo comportamento da DQO bruta com concentrações inferiores (Figura 16). As concentrações médias para Etapa 2 foram de 259 mg L<sup>-1</sup> para afluente, 31 mg L<sup>-1</sup> para reator anaeróbico, 23 mg L<sup>-1</sup> para reator aeróbico e 25, mg L<sup>-1</sup> para decantador (Tabela 11). A eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO filtrada no reator anaeróbico atingiu 88%. Com adição da glicose como fonte externa de carbono tem-se o aumento da DQO filtrada no efluente do decantador (DG) para 138 mg L<sup>-1</sup>, o reservatório RDG com 108 mg L<sup>-1</sup> e reator anóxico com 52 mg L<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO filtrada global do sistema foi de 80 %.

Na Etapa 3, as concentrações médias de DQO foram de 254 mg L<sup>-1</sup> para afluente, 24 mg L<sup>-1</sup> para os reatores anaeróbico e aeróbico, e 21, mg L<sup>-1</sup> para decantador. A eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO filtrada no reator anaeróbico atingiu 90 %. Com adição da glicose como fonte externa de carbono tem-se o aumento da DQO filtrada no efluente do decantador (DG) para 110 mg L<sup>-1</sup>, o reservatório RDG com 61 mg L<sup>-1</sup> e reator anóxico com 29 mg L<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO filtrada global do sistema foi de 88%.

Na Etapa 4, com o acréscimo do reator anóxico 2, resultou em DQO média de 21 mg L<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO filtrada global do sistema foi de 91%.



As eficiências globais de remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO bruta no sistema foram de 83% na Etapa 2, com concentração de oxigênio dissolvido em  $2,5 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ , 87% na Etapa 3 ao aumentar a concentração de oxigênio dissolvido para  $5 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  e 93 % na Etapa 4 ao manter a concentração de oxigênio dissolvido em  $5 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  e acrescentar o reator anóxico 2. As eficiências globais de remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO filtrada do sistema foram de 80% na Etapa 2, 88% na Etapa 3 e 91 % na Etapa 4.

Franzoni *et al.* (2022) operando um sistema AOA contínuo obtiveram eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta de 97%, e DQO filtrada de 96%, com concentrações médias efluentes de  $13 \text{ mgDQO}_b \text{ L}^{-1}$  e  $13 \text{ mgDQO}_f \text{ L}^{-1}$ .

Freitas (2020) operando um Reator Anaeróbio–Aeróbio–Nitrificante–Anóxico (RAANA), em escala piloto com volume útil de 364L, obteve eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta de 81%, e DQO filtrada de 81%, com concentrações médias efluentes de  $74 \text{ mgDQO}_b \text{ L}^{-1}$  e  $33 \text{ mgDQO}_f \text{ L}^{-1}$ .

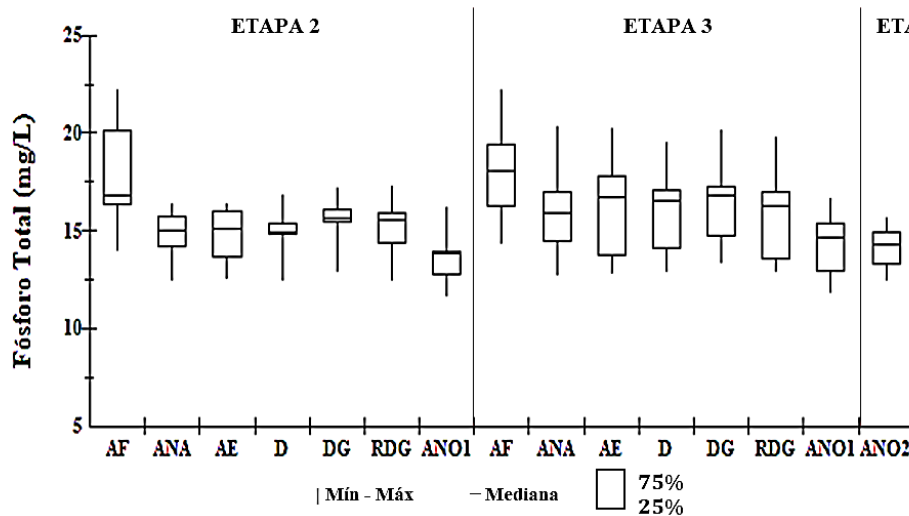
A análise estatística aplicada as etapas de operação, verificou que não houve diferença significativa (ns) entre as Etapas 2 e 3 para DQO bruta. Na comparação entre Etapa 2 e Etapa 4 houve diferença significativa com  $p\text{-valor} < 0,01$ . Ao aplicar o teste estatístico para comparar as etapas de operação em relação a DQO filtrada, verificou-se que houve diferença significativa com  $p\text{-valor} < 0,01$  entre as Etapas 2 e 3, e entre as Etapas 2 e 4.

Dessa forma, as alterações das condições operacionais influenciaram na remoção de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO. Para DQO bruta, apenas o tempo de detenção hidráulica em ambiente anóxico prolongado, com adição do reator anóxico 2, influenciou na remoção de matéria orgânica carbonácea expressa em relação a DQO e para DQO filtrada tanto o aumento do TDH em ambiente anóxico, quanto o aumento da aeração no reator aeróbio foram benéficos para a remoção de matéria orgânica carbonácea.

### **5.2.2 Matéria fosforada**

O comportamento do sistema em relação ao parâmetro de fósforo total para as etapas de operação é mostrado na Figura 17.

**Figura 17 – Resultados de concentração de matéria fosforada expressa em Fósforo Total do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

As concentrações médias de fósforo total na forma de fosfato encontradas na Etapa 2 foram de 18 mg L<sup>-1</sup> para afluente, e de 15 mg L<sup>-1</sup> para os efluentes dos reatores anaeróbio e aeróbio, e decantador. Os resultados obtidos para o efluente do DG, RDG e ANO 1 foram de 16 mg L<sup>-1</sup>, 15 mg L<sup>-1</sup> e 14 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente (Figura 17 e Tabela 11).

Na Etapa 3, observou-se concentração média de FT afluente de 18 mg L<sup>-1</sup> e de 16 mg L<sup>-1</sup> para os reatores anaeróbio e aeróbio, decantador, decantador + glicose e reservatório RDG. Para o reator anóxico foi identificada concentração média de FT de 14 mg L<sup>-1</sup>. Na Etapa 4, mesmo com o acréscimo do reator anóxico 2, a concentração média de FT permaneceu em 14 mg L<sup>-1</sup>.

As eficiências de remoção de FT do sistema foram de 22% na Etapa 2, com concentração de oxigênio dissolvido no reator aeróbio em 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, 20% na Etapa 3 com aumento da com concentração de OD no reator aeróbio em 5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, e 21% na Etapa 4 mantendo a concentração de OD no reator aeróbio em 5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup> e adicionando o reator anóxico 2.

A análise estatística demonstrou que não houve diferença significativa entre as etapas de operação, com p-valor 0,55 para comparação entre Etapa 2 e Etapa 3, e p-valor 0,70 para comparação entre a Etapa 2 e a Etapa 4. Dessa forma, o aumento da concentração de oxigênio dissolvido no reator aeróbio e aumento do TDH em ambiente anóxico não influenciaram a eficiência de remoção de FT.

Ferro *et al.* (2021) operaram um sistema AOA contínuo tratando efluente sintético, avaliando quatro etapas de operação. Na primeira etapa, com TDH de 8h para reator anaeróbio, 7,3 h para reator aeróbio e 6,4 h para reator anóxico, obteve eficiência de remoção de matéria fosforada de 50%. Na segunda etapa, observou redução na eficiência de remoção de matéria fosforada após adição de fonte externa de carbono no reator anóxico, apresentando concentrações no efluente superiores às do afluente. Na terceira etapa, após a retirada da fonte externa de carbono e redução em 50% do TDH dos reatores anaeróbio e aeróbio, obteve-se eficiência de remoção de matéria fosforada de 40%. Ao voltar o TDH do reator aeróbio para 7,3h e mantendo o reator anaeróbio com 4h e reator anóxico com 6,4 h, sem adição de fonte externa de carbono, a eficiência de remoção de matéria fosforada foi de 41%.

A temperatura pode afetar a eficiência de remoção biológica de fósforo, temperaturas acima de 20 °C estimulam o crescimento dos microrganismos acumuladores de glicogênio (GAOs) (BASSIN *et al.*, 2012). Aplicar sistemas de remoção biológica de fósforo em altas temperaturas (>25° C), torna-se desafiador, nessa condição os GAOs teriam a dominância dos processos de acúmulo sobre os microrganismos acumuladores de fosfato (PAO) (LI *et al.*, 2010; SHEN; CHEN; ZHOU, 2017). Nessa pesquisa, mesmo a temperatura média ter ficado em 18°C na Etapa 2 e 20°C nas Etapas 3 e 4, as eficiências de remoção de matéria fosforada foram baixas (20%).

Outro fator que pode afetar a remoção de fósforo é a presença de altas concentrações de nitrato em ambiente anaeróbio. De acordo com Metcalf e Eddy (2016) e Von Sperlin (2002) a operação do sistema deve ser ajustada a fim de minimizar a entrada de nitrato na zona anaeróbia, favorecendo a eficiência na remoção de fósforo. A presença de nitrato na etapa anaeróbia causa diminuição ou até a inibição dos microrganismos PAOs, além da competição entre os microrganismos PAOs e DPAOs (GUERRERO; GUIASOLA; BAEZA, 2011). A concentração de nitrato no afluente manteve-se alta durante a pesquisa, em média de 13,65 mgNO<sub>3</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup> na Etapa 2 e de 16,54 mgNO<sub>3</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup> nas Etapas 3 e 4, podendo ter atuado como fator limitante na remoção de fósforo do sistema.

Observou-se que no reator anaeróbio não ocorreu aumento na concentração de PT, como observado em diversos estudos de remoção biológica de fósforo em sistemas AOA, como de Liu *et al.* (2017), ao operarem um sistema SBR-AOA com capacidade volumétrica de 11,5 L, observaram que a concentração de fosfato afluente foi de 6,3 ± 3,5 mgPO<sub>4</sub><sup>-3</sup> L<sup>-1</sup>, atingindo concentração de 55 mgPO<sub>4</sub><sup>-3</sup> L<sup>-1</sup> no reator anaeróbio indicando a liberação de fosfato, posteriormente assimilado no reator aeróbio por organismos acumuladores de fósforo (POA),

resultando em baixas concentrações no efluente final, em torno de  $0,5 \text{ mgPO}_4^{3-} \text{ L}^{-1}$ , obtendo eficiência de remoção de matéria fosforada global do sistema em 99,30%.

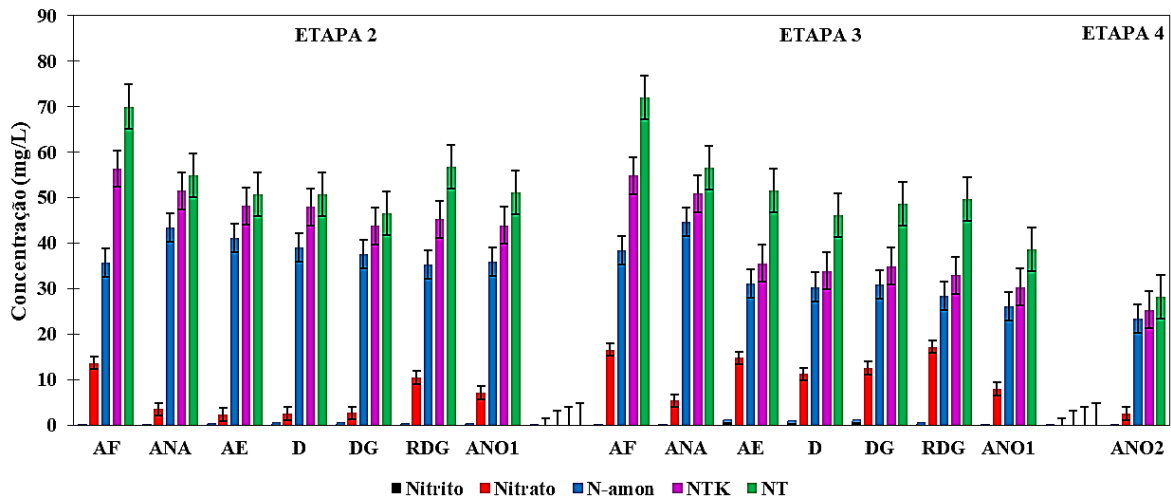
Gao *et al.* (2022a) verificaram no sistema AOA ( $54\text{m}^3$ ) capacidade de remoção de fósforo por desnitrificação (RPD) garantindo baixa concentração de FT de  $0,24 \pm 0,13 \text{ mg L}^{-1}$  no efluente após o estágio pós anóxico de longa duração. A baixa liberação de fosfato na zona anaeróbia garantiu o armazenamento de fontes de carbono suficientes para desnitrificação endógena em uma baixa relação C/N (5,07). Dessa forma, foi possível atingir uma maior remoção de nitrogênio, com eficiência de remoção de NT de 85,72% e concentração de NT no efluente de  $3,60 \pm 1,55 \text{ mg/L}$ .

Deng *et al.*, 2021 operaram um sistema SBR – AOA com volume de trabalho de 10 L, diâmetro de 18 cm e altura de 47 cm, OD fase aeróbia de 0,2 a  $0,5 \text{ mg L}^{-1}$ . O sistema apresentou nitrificação estável durante o estudo, mesmo com baixa concentração de OD e TDH na fase aeróbia reduzida (5h). Obtiveram efluente com concentrações de fósforo abaixo de  $0,5 \text{ mg L}^{-1}$ , e eficiência remoção de matéria nitrogenada na forma de NT de 90,36%.

### 5.2.3 Matéria Nitrogenada

Os resultados obtidos das análises das formas nitrogenadas, NT, NTK, N-Amon, nitrito e nitrato para as etapas operacionais do sistema AOA são apresentados na Tabela 11 e Figura 18.

**Figura 18 – Resultados de concentração de matéria nitrogenada expressa em Nitrito, Nitrato, N-amon, NTK e NT do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Na Etapa 2, a concentração média de NTK foi de 56 mg L<sup>-1</sup> para afluente, 52 mg L<sup>-1</sup> para reator anaeróbio, 48 mg L<sup>-1</sup> para reator aeróbio e decantador, 44 mg L<sup>-1</sup> para DG, 45 mg L<sup>-1</sup> para reservatório RDG e 44 mg L<sup>-1</sup> para reator anóxico. A redução de NTK na Etapa 2 é gradativa, mas pouco significativa. A eficiência de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-NTK foi de 21%.

Na Etapa 3, a concentração média de NTK foi de 55 mg L<sup>-1</sup> para afluente, 51 mg L<sup>-1</sup> para reator anaeróbio, 36 mg L<sup>-1</sup> para reator aeróbio, 34 mg L<sup>-1</sup> para decantador, 35 mg L<sup>-1</sup> para DG, 33 mg L<sup>-1</sup> para reservatório RDG e 30 mg L<sup>-1</sup> para reator anóxico. A redução da concentração de NTK é mais acentuada do efluente do reator anaeróbio para o efluente do reator aeróbio, e após o reator anóxico, tem-se concentração no efluente final inferior a Etapa 2 (Figura 18). A eficiência de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-NTK foi de 45%.

Na Etapa 4, concentração média de NTK no reator anóxico 2 foi de 25 mg L<sup>-1</sup>, permitindo atingir eficiência de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-NTK de 54%.

A matéria nitrogenada na forma de N-NTK representa o nitrogênio nas formas orgânica e amoniacal. O N-NTK no reator anaeróbio teve redução nas Etapas 2 e 3, assim como houve aumento do N-Amon, indicando que parte do nitrogênio orgânico do NTK foi convertido a N-Amon no processo de amonificação. As concentrações de N-NTK permaneceram altas no sistema demonstrando conversões parciais da matéria nitrogenada, resultando em concentrações residuais de nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato no efluente final.

Verifica-se ainda que a redução na concentração de N-NTK é mais acentuada na Etapa 3, provavelmente ocasionada pela oxidação de nitrogênio amoniacal a nitrito e nitrato, por meio do processo de nitrificação, ao fornecer maior concentração de OD do que na Etapa 2. A redução na concentração de N-NTK entre reator anaeróbio e aeróbio foi em média de  $4 \text{ mg L}^{-1}$  na Etapa 2 e de  $15 \text{ mg L}^{-1}$  na Etapa 3.

Ao aplicar teste estatístico evidenciou-se que houve diferença significativa comparando a Etapa 2 e Etapa 3, com  $p\text{-valor} < 0,01$ , assim como na comparação entre Etapa 2 e Etapa 4. Dessa forma as duas alterações, ou seja, o aumento da concentração de OD no reator aeróbio e aumento do TDH em ambiente anóxico, influenciaram na remoção de matéria nitrogenada em termos de N-NTK do sistema.

A eficiência na remoção de matéria nitrogenada na forma de N-NTK foi intensificada após o aumento do OD no reator aeróbio para as Etapas 3 e 4, devido ao aumento na eficiência do processo de nitrificação, responsável por realizar a oxidação dos compostos nitrogenados (Figura 18).

De acordo com Metcalf e Eddy (2016) para promover o bom desempenho do processo de nitrificação a relação DQObruta/N-NTK deve ser inferior a 3. Nessa pesquisa, considerando o efluente aeróbio como afluente do processo de nitrificação, a relação DQObruta/N-NTK foi de 1,2 na Etapa 2 e 1,1 nas Etapas 3 e 4.

Belini (2020) operando sistema AOA contínuo com TDH 8h, aeração intermitente e variando as taxas de recirculação nas condições 3 (sem a recirculação), 4 (100%) e 5 (200%), encontrou relações DQObruta/N-NTK de 2,1 para condição 3, de 2,3 para condição 4 e de 1,0 para condição 5, e eficiências de nitrificação de 80,9% para condição 3, 67,3% para condição 4 e 69,4% para condição 5. As eficiências de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-NTK foram de 83,6%, 85,3% e 89,4% para as condições 3, 4 e 5, respectivamente.

De acordo com Metcalf e Eddy (2016) para promover o bom desempenho do processo de desnitrificação a relação DQObruta/N-NTK deve ser superior a 5. A relação DQObruta/N-NTK afluente foi de 5,8, porém boa parte da matéria orgânica é removida no reator anaeróbio, chegando a relações inferiores a 1 em todas as etapas, dessa forma justifica-se a necessidade da adição de fonte externa de carbono para permitir que haja carbono suficiente aos microrganismos desnitrificantes. Após adição da solução de glicose ( $5 \text{ g L}^{-1}$  e vazão de  $0,095 \text{ L h}^{-1}$ ) a relações DQObruta/N-NTK foi de 3,2 na Etapa 2 e de 3,5 nas Etapas 3 e 4, abaixo do recomendado pela literatura. Ainda assim, na Etapa 4, a desnitrificação atingiu 91% de eficiência, não sendo um fator limitante para o processo.

Outro fator a ser observado, é o início de degradação de matéria orgânica no reservatório RDG que antecede a zona anóxica, reduzindo a relação DQObruta/N-NTK, verificou-se que as relações seriam de 3,7 na Etapa 2 e de 4,7 para as Etapas 3 e 4, removendo o reservatório RDG, aproximando-se as últimas da relação ideal.

Franzoni *et al.* (2022) obtiveram melhores eficiências no processo de nitrificação e de remoção de matéria nitrogenada após aumento da concentração de OD no reator aeróbio. Obteve aumento nas eficiências de remoção de matéria nitrogenada nas formas de N-NTK de 49,4% para 85,3% e N-Namon de 13,4% para 88,3%.

Leite, Vich e Callado (2021) operaram um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e um reator em batelada sequencial (RBS), ambos em escala de bancada, tratando águas residuárias da suinocultura. O RBS foi submetido a condições aeróbias e anóxicas com adição de metanol como fonte externa de carbono no início da fase anóxica para o processo de desnitrificação e remoção biológica de fósforo. Obteve-se eficiências de remoção de matéria nitrogenada nas formas de N-NTK de 94%, N-Amon de 99% e NT de 81%. Os processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação tiveram eficiência de 70,8%, 99,4% e 82,9%, respectivamente.

As etapas apresentaram comportamento similar em relação ao reator anaeróbio, há um aumento da concentração de N - Amon do afluente para o reator anaeróbio (Tabela 11 e Figura 18). Na Etapa 2, esse aumento foi de 36 para 43 mg L<sup>-1</sup>. Esse comportamento deve-se provavelmente pelo processo de amonificação ocorrido no reator anaeróbio, produzindo também alcalinidade total e consumo de ácidos voláteis conforme discutido anteriormente.

Os resultados das concentrações médias de N-Amon na Etapa 2 para o reator aeróbio foi de 31 mg L<sup>-1</sup>, para o decantador de 39 mg L<sup>-1</sup>, para DG de 38 mg L<sup>-1</sup>, para o reservatório RDG foi de 35 mg L<sup>-1</sup> e para o reator anóxico de 36 mg L<sup>-1</sup>. Não houve eficiência de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-Amon nesta etapa.

Na Etapa 3, as concentrações médias de N-Amon foram de 38 mg L<sup>-1</sup> para afluente, 45 mg L<sup>-1</sup> para o reator anaeróbio, 31 mg L<sup>-1</sup> para o reator aeróbio, 30 mg L<sup>-1</sup> para o decantador, 31 mg L<sup>-1</sup> para o DG, 28 mg L<sup>-1</sup> reservatório RDG, e 26 mg L<sup>-1</sup> para reator anóxico. A eficiência de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-Amon foi de 32%.

Na Etapa 4, a concentração média de N-Amon para o reator anóxico 2 foi de 23 mg L<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de matéria nitrogenada em termos de N-Amon foi de 39%.

Ao aplicar o teste estatístico para N-Amon, verificou-se que houve diferença significativa entre as etapas, apresentando p-valor < 0,01 para as duas comparações, Etapa 2 e Etapa 3, e Etapa 2 e Etapa 4. Assim sendo, o aumento da concentração de OD no reator aeróbio

e o aumento do TDH em ambiente anóxico influenciaram na remoção de matéria nitrogenada em termos de N-Amon do sistema.

Além do aumento na concentração de nitrogênio amoniacal no reator anaeróbio em virtude do processo de amonificação, convertendo nitrogênio orgânico do afluente em N-Amon, observou-se também a redução das concentrações de N-Amon no reator aeróbio de  $2 \text{ mg L}^{-1}$  na Etapa 2, e de  $14 \text{ mg L}^{-1}$  na Etapa 3, devido a oxidação da amônia ( $\text{N-NH}_4^+$ ) em nitrito e nitrato, pelo processo de nitrificação. Assim também ocorreu no decantador e reservatório RDG, de forma menos acentuada. O processo de nitrificação não ficou restrito apenas ao reator aeróbio, observou-se a redução de N-Amon e o aumento das concentrações de nitrito e nitrato do sistema no decantador e reservatório RDG (Figura 18 e Tabela 11).

De acordo com Lima (2012) a relação alcalinidade ( $\text{mgCaCO}_3$ )/nitrogênio amoniacal ( $\text{mg N-NH}_4^+$ ) deve ser de 7,14 para oxidação completa do nitrogênio, a relação identificada no sistema foi de 2,8, reiterando que a oxidação das formas nitrogenadas foi incompleta, resultando em baixas eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal.

Ferro *et al.* (2021) avaliaram um sistema AOA contínuo, com concentração de OD na fase aeróbia em  $6 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ . A etapa com os melhores resultados foi operada com vazão e TDH de  $5,5 \text{ L h}^{-1}$  e 4 h para o reator anaeróbio,  $5,0 \text{ L h}^{-1}$  e 4 h para o reator aeróbio e  $2,75 \text{ L h}^{-1}$  e 6,4 h para o reator anóxico, com eficiências médias de remoção para DQO, NTK, NAT e PT de 98%, 82%, 76% e 70%, respectivamente e remoção global de  $72,2 \pm 5,7 \text{ gDQO d}^{-1}$ ,  $5,7 \pm 0,4 \text{ gNTK d}^{-1}$ ,  $6,5 \pm 1,7 \text{ gNAT d}^{-1}$ , e  $1,6 \pm 1,2 \text{ gPT d}^{-1}$ .

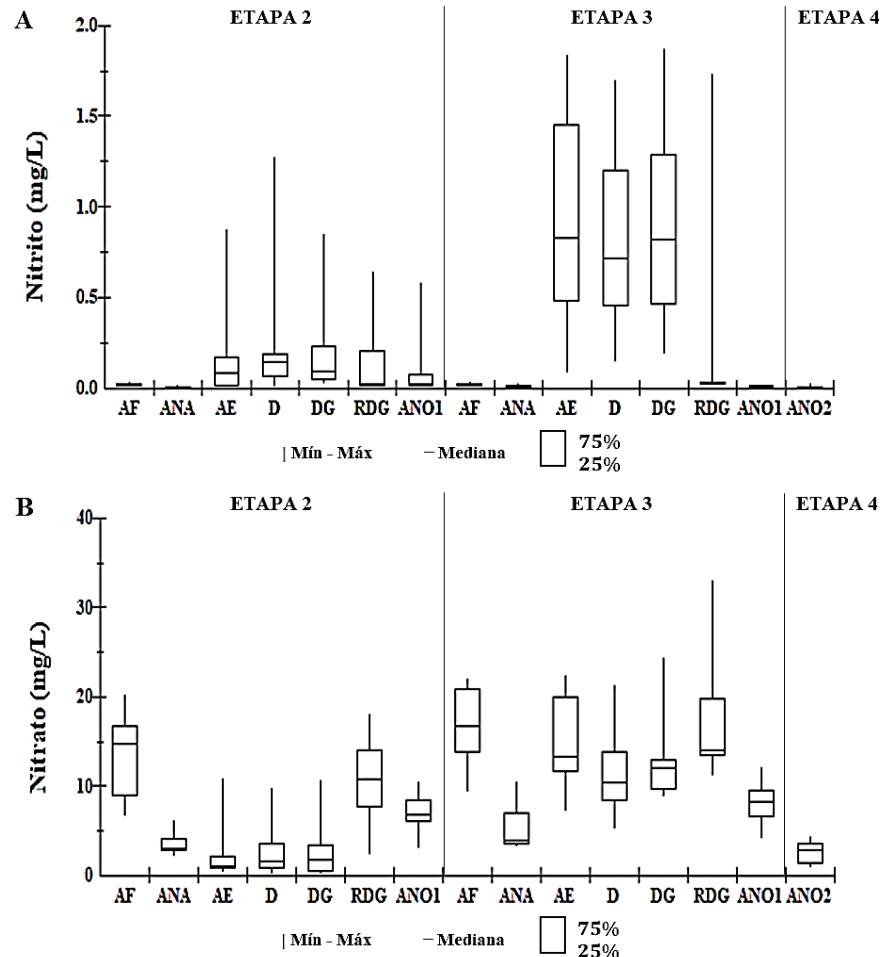
Bezerra (2018) avaliou um sistema SBR-AOA com dois reatores com 14 cm de diâmetro e 80 cm de altura, e volume útil de 8 L, tratando efluente sintético. O sistema foi operado sem e com adição de fonte externa de carbono (etanol), obtendo melhores resultados na remoção de matéria nitrogenada com adição de etanol. As eficiências de remoção foram de 81,05% para matéria orgânica em termos de DQO, 78,96% para matéria nitrogenada em termos de NT, 88,94% para matéria nitrogenada em termos de N-Amon, e 86,57% para remoção de matéria nitrogenada em termos de nitrogênio orgânico. As concentrações no efluentes foram de  $9,43 \text{ mgN-org L}^{-1}$ ,  $3,88 \text{ mgNH}_4^+ \text{ L}^{-1}$ ,  $0,01 \text{ mgNO}_2^- \text{ L}^{-1}$ ,  $1,45 \text{ mgNO}_3^- \text{ L}^{-1}$ , e  $14,77 \text{ mgNT L}^{-1}$ .

Apesar de o nitrogênio amoniacal total não ser exigido como padrão de lançamento na resolução CONAMA 430/2011 para efluentes oriundos de estações de tratamento de esgoto, a referência de concentração máxima para lançamento de  $20 \text{ mg L}^{-1}$  não seria atendida no sistema estudado. A Etapa 4 seria a com concentração efluente mais próxima do recomendado, com  $23 \text{ mg L}^{-1}$ , seguida da Etapa 3 com  $26 \text{ mg L}^{-1}$  e Etapa 2 com a pior resultado com  $36 \text{ mg L}^{-1}$ , quase o dobro do recomendado.



Os resultados das concentrações das formas oxidadas de nitrogênio expressas como nitrito e nitrato para cada etapa de operação são mostrados na Figura 19.

**Figura 19 – Resultados das concentrações das formas oxidadas de nitrogênio expressas em Nitrito (A) e Nitrato (B) do sistema AOA para a Etapa 2 (OD: 2,5 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), Etapa 3 (OD: 5,0 mgO<sub>2</sub>L<sup>-1</sup>), e Etapa 4 (ANO 2).**



Legenda: AF: afluente; ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; D: decantador; DG: decantador + glicose; RDG: reservatório DG; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Observação: Etapa 4 = Etapa 3 + ANO 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Observa-se que a zona aeróbia do sistema apresenta maiores concentrações de nitrito, devido ao processo de nitrificação (Figura 19 A). O nitrito é uma das formas oxidadas de nitrogênio, sendo requisitado a presença de oxigênio para que ocorra a formação de nitrito. Na Etapa 2 a concentração média de nitrito para reator aeróbio foi de 0,226 mgNO<sub>2</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup>, e de 0,293 mgNO<sub>2</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup> no decantador (Tabela 11). Nota-se que a redução da concentração de nitrito inicia-se logo após a saída do decantador, no reservatório RDG, onde o nível de oxigênio é inferior a 1 mgO<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, assim como no reator anóxico. As concentrações médias verificadas no

reservatório RDG e no reator ANO 1 na Etapa 2 foram de  $0,131 \text{ mgNO}_2 \text{ L}^{-1}$  e  $0,095 \text{ mgNO}_2 \text{ L}^{-1}$ , respectivamente.

A concentração de nitrito na zona aeróbia da Etapa 3 é consideravelmente superior a Etapa 2, (Figura 19 A). Na Etapa 3, a concentração média de nitrito obtida no reator aeróbio foi de  $0,942 \text{ mgNO}_2 \text{ L}^{-1}$ , e de  $0,830 \text{ mgNO}_2 \text{ L}^{-1}$  no decantador (Tabela 11). Assim como na Etapa 2, o reservatório RDG e reator ANO 1 apresentam reduções na concentração de nitrito com médias de  $0,282 \text{ mgNO}_2 \text{ L}^{-1}$  e  $0,013 \text{ mgNO}_2 \text{ L}^{-1}$ , respectivamente.

A concentração de nitrato na Etapa 3 mostrou-se significativamente superior em relação a Etapa 2 (Figura 19 B). As concentrações médias de nitrato identificadas para a Etapa 2 foram de  $13,65 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para afluente, de  $3,46 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reator anaeróbio,  $2,33 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reator aeróbio,  $2,48 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para decantador,  $2,63 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para DG,  $10,46 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reservatório RDG e  $7,05 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reator anóxico 1 (Tabela 11).

Na Etapa 3, nota-se aumento expressivo da concentração de nitrato no reator aeróbio e reservatório RDG, reduções nas zonas anaeróbias e anóxicas. As concentrações médias de nitrato verificadas para Etapa 3 foram de  $16,57 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para afluente, de  $5,35 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reator anaeróbio,  $14,75 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reator aeróbio,  $11,18 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para decantador,  $12,57 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para DG,  $17,21 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reservatório RDG, e  $8,00 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$  para reator anóxico (Tabela 11).

Na Etapa 4, a concentração média de nitrito para o reator anóxico 2 foi de  $0,008 \text{ mg NO}_2 \text{ L}^{-1}$ . E a concentração média foi de  $2,52 \text{ mgNO}_3 \text{ L}^{-1}$ . As reduções de nitrato em zona anóxica são mais acentuadas na Etapa 4 com adição do reator ANO 2 (Figura 19 B).

Ao aplicar teste estatístico para parâmetro de nitrito verificou-se que houve diferença significativa comparando as concentrações do reator aeróbio e decantador das Etapas 2 e 3, para reator aeróbio identificou-se  $p\text{-valor} = 0,0052$ , e para o decantador obteve-se  $p\text{-valor} = 0,0113$ . Dessa forma, o aumento da concentração de OD no reator aeróbio influenciou na oxidação de nitrogênio orgânico em nitrito.

Em relação ao nitrato, o teste estatístico verificou-se que há diferenças significativas entre as etapas, comparando as concentrações de nitrato para reator aeróbio das Etapas 2 e 3 obteve-se  $p\text{-valor} = 0,0003$ . Portanto, o aumento da concentração de OD no reator aeróbio na Etapa 3 influenciou no aumento de concentração de nitrato no reator aeróbio, ou seja, na oxidação de nitrogênio orgânico em nitrato. A comparação das concentrações médias de nitrato dos reatores anóxicos indicaram que não houve diferença significativa entre as Etapas 2 e 3; e

que houve diferença significativa entre a Etapa 2 e Etapa 4, com p-valor  $< 0,01$ . Dessa forma, o aumento de TDH em ambiente anóxico influenciou na remoção de nitrato do sistema.

A eficiência média obtida na Etapa 2 para nitrificação foi de 21% e ao aumentar a concentração de OD no reator aeróbio de  $2,5 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  para  $5 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ , verificou-se eficiência média de nitrificação de 45% na Etapa 3 e de 54% na Etapa 4. A eficiência de desnitrificação na Etapa 2 ficou em média de 39%, aumentando para 67% após o aumento a concentração de OD no reator aeróbio na Etapa 3, e atingiu 91% com adição do reator anóxico 2, na Etapa 4.

As análises estatísticas comparando as etapas identificaram que houve diferenças significativas entre as etapas para os processos de nitrificação e desnitrificação, apresentando p-valor  $< 0,01$  para comparação entre Etapa 2 e Etapa 3, e para comparação entre Etapa 2 e Etapa 4. Assim, tanto o aumento da concentração de OD no reator aeróbio quanto o aumento do TDH em ambiente anóxico influenciaram nos processos de nitrificação e desnitrificação.

Os resultados obtidos por Franzoni *et al.* (2022) no sistema AOA para nitrito foram de  $0,17 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e de  $0,55 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, para Etapa 1, com vazão de aeração de  $5 \text{ L min}^{-1}$  e aeração intermitente (3h ligado e 1h desligado). E de  $0,56 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e de  $0,31 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, para Etapa 2, com vazão de aeração de  $10 \text{ L min}^{-1}$  e aeração intermitente (1h 30 min ligado e 30 min desligado). Já para nitrato, foram obtidas concentrações de  $4,19 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e de  $2,98 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, para Etapa 1. E de  $16,12 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e de  $3,21 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, na Etapa 2. A alteração realizada pelos autores proporcionou manter a concentração de OD acima de  $3 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$  no período sem aeração, resultando em melhora na eficiência de nitrificação.

Os resultados obtidos por Belini (2021) no sistema AOA para nitrito foram de  $1,003 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e de  $0,910 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, na Etapa 1 - condição 1, com aeração contínua com vazão de  $5 \text{ L min}^{-1}$ . E de  $0,137 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e  $0,324 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, na Etapa 2 - condição 3, com aeração intermitente (3:1) e vazão de  $5 \text{ L min}^{-1}$ . Já para nitrato, foram obtidas concentrações de  $24,7 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e de  $22,8 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, para Etapa 1 – condição 1. E de  $29 \text{ mg L}^{-1}$  no reator aeróbio e de  $31 \text{ mg L}^{-1}$  no reator anóxico, na Etapa 2 – condição 3.

As concentrações de nitrito foram mais elevadas na condição de aeração contínua, assim como encontrado no sistema AOA estudado. Na condição com aeração intermitente as concentrações de nitrato foram maiores do que as mensuradas na condição de aeração contínua, mas com acúmulo no efluente final em ambas condições.

As eficiências de remoção alcançadas por Belini (2020) no sistema AOA foram de 93,4% para matéria orgânica em termos de DQO, 65,8% para matéria nitrogenada em termos

de NTK, 59,8 % para matéria nitrogenada em termos de N-Amon e 31,5% para matéria fosforada em termos de PT, na Etapa 1 – condição 1. E de 95,4% para matéria orgânica em termos de DQO, 83,6 para matéria nitrogenada em termos de NTK, 80% para matéria nitrogenada em termos de N-Amon e 17,2% para matéria fosforada em termos de PT, na Etapa 2 – condição 3.

A condição operacional com aeração intermitente resultou em melhores eficiências globais do que a aeração contínua, como identificado por Belini (2020) e a redução do tempo de aeração intermitente, mantendo a concentração de OD acima de  $2 \text{ mg L}^{-1}$  no período sem aeração, também contribuiu para melhores resultados, como visto por Franzoni *et al.* (2022).

Dessa forma, as baixas eficiências de nitrificação encontradas no sistema AOA podem estar associadas ao tipo de aeração utilizado, tendo agido como um fator limitante. Além disso, os reatores aeróbios utilizados por Belini (2020) e Franzoni *et al.* (2022) foram preenchidos com anéis corrugados de PVC como meio suporte para imobilização da biomassa, diferente desse estudo, o reator aeróbio não possuía meio suporte, mantendo a biomassa em suspensão.

De acordo com Rusten *et al.* (2006) e Jordão *et al.* (2011) os sistemas com meio suporte para desenvolvimento do biofilme permitem maior tempo de retenção de sólidos devido à biomassa aderida ao meio suporte, comparados aos sistemas de biomassa em suspensão, favorecendo o crescimento de bactérias nitrificantes, que atingem altas taxas de remoção de matéria nitrogenada e conseqüentemente podem ser utilizada para remoção de altas cargas.

O desempenho do sistema com relação a nitrogênio total foi melhor nas Etapas 3 e 4 (Figura 18). Na Etapa 2, as concentrações médias de NT foram de  $70 \text{ mg L}^{-1}$  para afluente,  $55 \text{ mg L}^{-1}$  para reator anaeróbio,  $51 \text{ mg L}^{-1}$  para reator aeróbio,  $51 \text{ mg L}^{-1}$  para decantador,  $47 \text{ mg L}^{-1}$  para DG,  $57 \text{ mg L}^{-1}$  para reservatório RDG, e  $51 \text{ mg L}^{-1}$  para reator anóxico (Tabela 11).

Na Etapa 3, as concentrações médias de NT foram de  $72 \text{ mg L}^{-1}$  para afluente,  $57 \text{ mg L}^{-1}$  para reator anaeróbio,  $52 \text{ mg L}^{-1}$  para reator aeróbio,  $46 \text{ mg L}^{-1}$  para decantador,  $49 \text{ mg L}^{-1}$  para DG,  $50 \text{ mg L}^{-1}$  para reservatório RDG, e  $39 \text{ mg L}^{-1}$  para reator anóxico. Na Etapa 4, a concentrações média de NT para reator anóxico 2 foi de  $28 \text{ } 39 \text{ mg L}^{-1}$ .

Com relação as eficiências globais de remoção de matéria orgânica em termos de N-NT, a Etapa 2 obteve eficiência média de 26%, a Etapa 3 em 46%, e a Etapa 4 em 61%. Ao realizar o teste estatístico comparando as etapas, nota-se que o aumento da concentração de OD no reator aeróbio e a o aumento do TDH em ambiente anóxico indicaram que há diferença significativa para remoção de matéria nitrogenada em termos de N-NT, com  $p\text{-valor} < 0,01$ .

Como observado nos resultados, apesar do processo de desnitrificação ter atingido 91% de eficiência, a remoção de NT obteve apenas 61%, devido ao fato de que o processo de nitrificação não ocorreu de forma eficiente.

Li *et al.* (2019) avaliaram um reator de fluxo contínuo avançado (RFCA) compostos por uma zona biorreativa micro aeróbia (altura 100,0 cm e diâmetro 18,0 cm) e uma zona interna de seleção de lodo granular (altura 85,0 cm e diâmetro 6,0 cm). O reator foi dividido em duas câmaras com volume de trabalho de 20,0 L e 2,0 L, a vazão afluente foi de 2,5 L h<sup>-1</sup> com o tempo de detenção hidráulica (TDH) de 9,0 h, e a vazão de aeração foi de 1,0 L min<sup>-1</sup> com concentração de OD entre 2,0-3,0 mg L<sup>-1</sup>. Foram utilizados 4 modos de aeração do sistema, contínuo, aeração intermitente (4h de aeração e 1 h sem aeração), aeração intermitente (4h de aeração e 2 h sem aeração) e aeração intermitente (4h de aeração e 1 h sem aeração).

Ao avaliarem o efeito de diferentes modos de aeração na remoção simultânea de nitrogênio e fósforo no sistema de fluxo contínuo, identificaram melhor eficiência na fase com aeração intermitente de 4h com aeração e 1h sem aeração, apresentando eficiências médias de remoção de DQO, PT e NT foram de 95,0%, 82,0% e 87,0%, respectivamente. Já na fase com aeração contínua, as eficiências médias de remoção de DQO, PT e NT foram de 85,0%, 65,3% e 75,0%, respectivamente.

### 5.3 AVALIAÇÃO DA COMUNIDADE MICROBIANA

Com o intuito de melhor entender a dinâmica das reações biológicas que ocorrem no interior do sistema foi realizada a avaliação da comunidade microbiana, por meio do sequenciamento genético.

As sequências obtidas a partir da extração do material genético foram agrupadas em Unidades Taxonômicas Operacionais (OTUs), são grupos de sequências de 16S rRNA com similaridade acima de 97%, usadas para definir determinada unidade taxonômica, gênero/espécie (LEE; FRANK; RAMAKRISHNAN, 2016; QUAIST *et al.*, 2013).

Foram analisadas as diversidades alfa (riqueza de espécies, número de espécies distintas, e distribuição taxonômica), e beta (diferença de composição e espécies entre diferentes amostras) do sistema (AOA) para descrever a composição microbiana.

Para diversidade alfa foram utilizados os índices de: Shannon index, que determina quais e quantos tipos de microrganismos existem na amostra; Chao 1, avalia a riqueza da amostra, determina a quantidade de espécies ou gêneros identificados em cada amostra; e Simpson que avalia a dominância de microrganismos na amostra (LOZUPONE *et al.*, 2007;

DHARIWAL *et al.*, 2017). O índice de Simpson considera a proporção do total de ocorrências de cada espécie, de forma que quanto maior for a riqueza de espécies distribuídas equitativamente mais próximo de zero o índice aproximará (ÁLVAREZ *et al.*, 2006; LIMA; SOUZA; PEDERASSI, 2016).

Os resultados da diversidade alfa encontrados para cada reator do sistema são apresentados na Tabela 12 .

**Tabela 12 – Diversidade alfa do sistema AOA.**

<b>Amostras</b>	<b>Observadas</b>	<b>Shannon</b>	<b>Chao1</b>	<b>Simpson</b>
<b>ANA</b>	678	6,09	708	0,997
<b>AE</b>	401	5,51	410	0,995
<b>ANO 1</b>	441	5,46	468	0,994
<b>ANO 2</b>	788	6,26	823	0,998

Legenda: ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

**Fonte: Autoria própria (2023)**

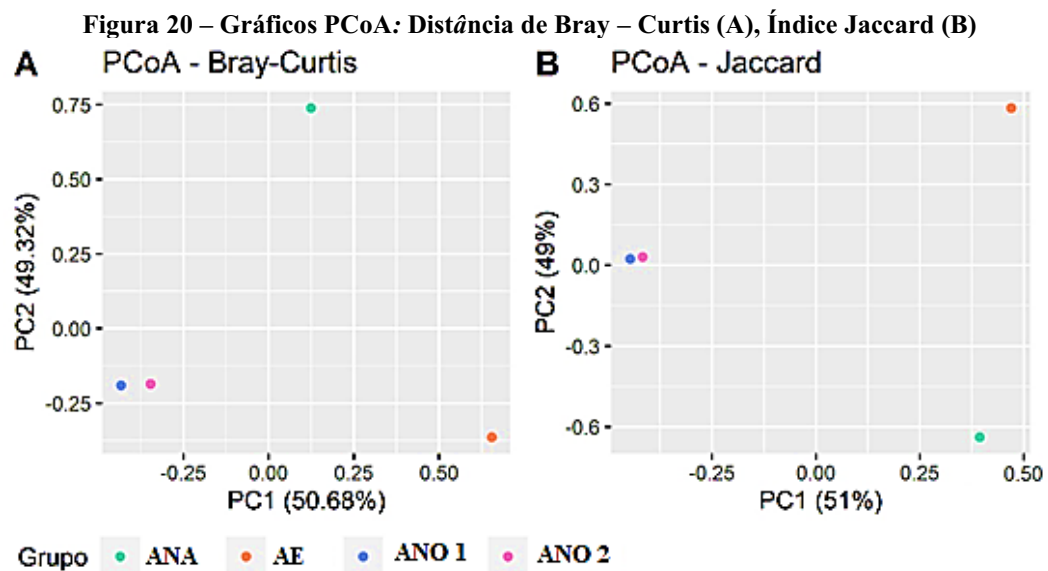
Os reatores ANA e ANO 2 foram os que apresentaram maior número de OTUs observadas com 678 e 788, respectivamente e com índice Shannon acima de 6, apresentaram diversidade relativamente altas, assim como as maiores riquezas de espécies conforme índice de Chao1 de 708 para ANA e 823 para ANO 2 (Tabela 12). Os resultados obtidos nesta pesquisa para o reator anaeróbio ficaram acima do identificado por Franzoni *et al.* (2022) para o ponto de coleta inferior que teve 580 OTUs observadas, com índice Shannon de 6,07 e Chao1 de 580, indicando maior riqueza de espécies, mas ambos com alta diversidade. Ao analisar dois pontos de coleta, inferior (4 cm da base do reator) e médio (40 cm da base do reator) Franzoni *et al.* (2022) observaram maior riqueza e diversidade de espécies no ponto médio de coleta, onde identificou 859 OTUs observadas, com índice Shannon de 7,19 e Chao1 de 861, sendo superiores aos resultados do ponto de coleta inferior e aos resultados obtidos nesta pesquisa coletados na parte inferior do reator.

Já os reatores AE e ANO 1, apresentaram os menores números de OTUs observadas com 401 e 441, respectivamente. Os índices de Shannon foram de 5,51 e 5,46, e de Chao1 foram de 410 e 468. Apesar de apresentarem menor diversidade e riqueza que os outros reatores, ainda assim possuem alta diversidade e riqueza. Franzoni *et al.* (2022) obtiveram maior diversidade e riqueza nos resultados para o reator aeróbio com 673 OTUs observadas, índice Shannon de 6,63 e índice Chao1 de 686.

Todos os reatores apresentaram índice de Simpson próximo a 1, indicando a ocorrência de dominância de espécies/gêneros nos reatores (Tabela 12). Quanto a diversidade beta, sua

representação foi feita por gráficos de PCoA (Análise de Coordenadas Principais), mais especificamente quanto ao índice de Jaccard e a distância de Bray-Curtis (Figura 20). A análise de ambos os índices de diversidade beta (diversidade entre duas ou mais amostras) corroboram para o entendimento de que o principal fator de influência na diversidade da comunidade microbiana de cada reator foi a condição de oxigenação dele. Desta maneira foi possível identificar que cada uma das amostras apresentou significativa diferença tanto na abundância quanto nas diversidades de espécies.

Nos gráficos PCoA as comunidades próximas apresentam composição e abundância de espécies semelhantes e as comunidades distantes têm composição e abundância distintas (SILVA, 2021).



Legenda: ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

No gráfico de coordenadas principais (PCoA) usando distância de Bray-Curtis fica evidenciado significativa variação na comunidade microbiana de cada um dos reatores. Cada um dos pontos plotados no gráfico representa um dos reatores do sistema, percebe-se que a diferença resultou em torno de 50%. Essa dissimilaridade fica clara quando consideramos as distâncias entre os pontos que representam ANA, AE e ANO 1, sendo que cada um destes possui condições distintas de oxigenação, já a proximidade entre os pontos ANO 1 e ANO 2 se faz coerente haja vista que ambos possuem condições operacionais semelhantes quanto a condição de oxigenação dos reatores (Figura 20 A).

Os resultados obtidos com o gráfico PCoA – Jaccard reafirma as constatações inferidas da análise do gráfico PCoA – Bray-Curtis, demonstrando que quando consideramos a amostra de cada um dos reatores quanto a presença/ausência de espécies, a variação entre os reatores com diferentes condições de oxigenação (ANA, AE e ANO 1) figura em aproximadamente 50%, e quando analisamos reatores com condição de oxigenação semelhante (ANO 1 e ANO 2) esta variação se mostra mínima (Figura 20 B).

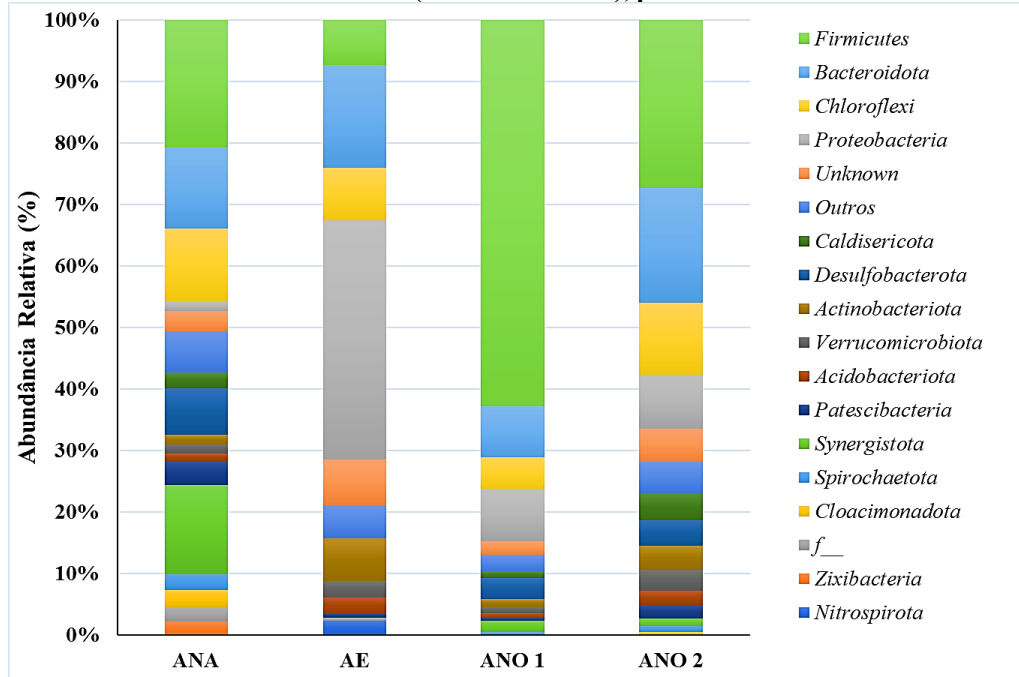
Franzoni *et al.* (2022) ao avaliarem sistema AOA obtiveram conclusões semelhantes quanto aos fatores de influência da diversidade beta, apresentando variações da comunidade microbiana em função da condição de oxigenação.

Quanto à classificação taxonômica, o nível taxonômico variou de acordo com a classificação de cada microrganismo sendo o nível de classificação menos específico o nível de Filo e os mais específicos classificados a nível de Gênero, considerando isto, os resultados da classificação taxonômica foram organizados de maneira a apresentar os filões de maior importância encontrados no sistema, considerando cada reator.

Os principais filões identificados no sistema foram: *Firmicutes*, *Bacteroidota*, *Chloroflexi*, *Proteobacteria*, *Caldisericota*, *Actinobacteriota*, *Verrucomicrobiota*, *Synergistota* (Figura 21). Os resultados obtidos são similares aos obtidos por diversos autores operando sistema AOA como, Franzoni *et al.* (2022), Liu *et al.* (2021), Gao *et al.* (2022a) e Wang *et al.* (2021), indicando que os filões encontrados em cada um dos reatores do sistema são representativos de sistemas de tratamento biológico de águas residuárias municipais.



**Figura 21 – Abundância relativa em nível de filo (nível taxonômico), para cada um dos Reatores do sistema.**



Legenda: ANA: reator anaeróbio; AE: reator aeróbio; ANO 1: reator anóxico 1; ANO 2: reator anóxico 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

Nota-se que no reator ANA ocorreu certo equilíbrio na diversidade relativa do reator em questão, sendo que os quatro principais filos foram *Firmicutes*, *Synergistota*, *Bacteroidota* e *Chloroflexi*; com valores de 20,69%, 14,51%, 13,26% e 11,82% respectivamente.

Quanto na comunidade do reator AE destaca-se o filo *Proteobacteria* com uma abundância relativa de 38,86%, que junto aos filos *Bacteroidota* (16,75%) e *Chloroflexi* (8,55%) representam mais de 60% dos organismos presentes no reator, destaca-se neste reator a presença do filo *Nitrospirota*, os organismos deste filo são de extrema importância para a remoção de nitrogênio uma vez que as bactérias deste filo oxidam compostos nitrogenados, este filo apresentou uma abundância de diversidade de 2,24%, valores próximos foram encontrados por Zhao e Bai (2022) e Gao *et al.* (2022a) para abundância de diversidade destes organismos.

Os reatores anóxicos 1 e 2 apresentam composição similares quanto aos principais filos identificados, no entanto as abundâncias relativas dos filos foram significativamente diferentes, enquanto no reator anóxico 1 o filo *Firmicutes* predominou com 62,86%, no reator anóxico 2 foi de 27,30%. No ANO 1, observou-se ainda abundâncias relativas para os filos *Proteobacteria* (8,45%), *Bacteroidota* (8,31%), *Chloroflexi* (5,12%), e *Desulfobacterota* (3,45%). Já no ANO 2, foram de *Bacteroidota* (18,61%) e *Chloroflexi* (11,72%), e *Proteobacteria* (8,85%).

Liu *et al.* (2021) identificaram quatro filos dominantes no sistema AOA: *Proteobacteria*, *Bacteroidota*, *Candidatus Saccharibacteria* e *Planctomycetes*. Considerados

como como grupos de microrganismos comuns de águas residuárias essenciais para degradação orgânica, remoção de fósforo e capacidades de desnitrificação no AOA-SBR. O filo *Candidatus Saccharibacteria* é destacado em relação a importância na degradação orgânica e redução das formas nitrogenadas.

Em relação as classes identificadas e suas respectivas abundâncias relativas, no reator anaeróbio predominaram *Clostridia* (15%), *Synergistia* (15%), *Anaerolineae* (12%) e *Bacteroidia* (11%). No reator aeróbio as principais foram *Gammaproteobacteria* (29%), *Bacteroidia* (15%), *Alphaproteobacteria* (10%), *Anaerolineae* (8%), *Clostridia* (7%). No reator anóxico 1 predominaram *Bacilli* (47%), *Clostridia* (15%), *Gammaproteobacteria* (7%) e *Anaerolineae* (5%). E no reator anóxico 2 foram *Clostridia* (20%), *Bacteroidia* (18%), *Anaerolineae* (12%), *Bacilli* (7%), *Gammaproteobacteria* (6%).

As classes frequentemente encontrados como dominantes em lodos ativados responsáveis pela remoção de nutrientes são *Alphaproteobacteria*, *Gammaproteobacteria* e *Betaproteobacteria* (KLAUSEN *et al.*, 2004; SCHMID *et al.*, 2003; ANTUNES *et al.*, 2021).

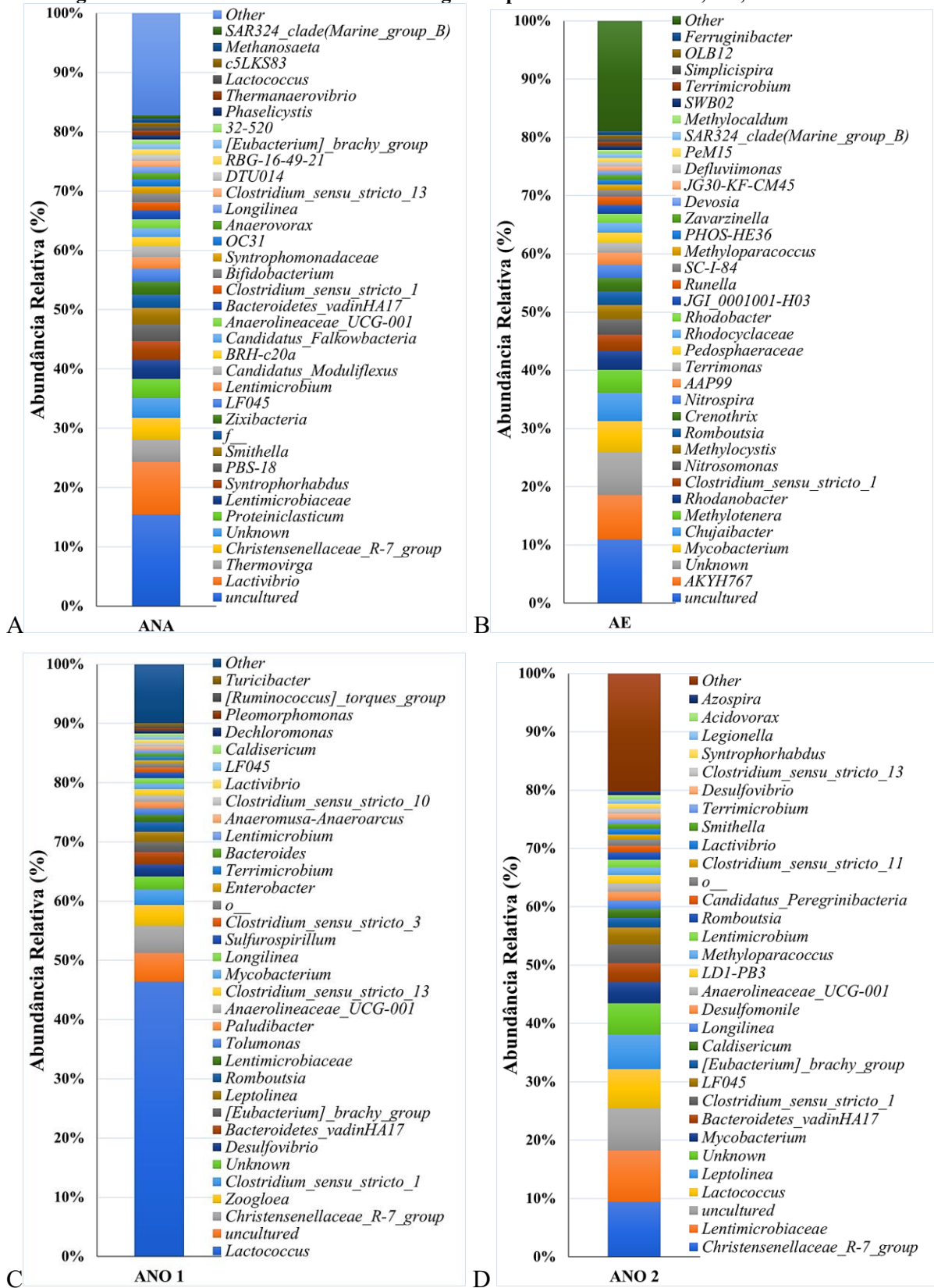
As classes *Alphaproteobacteria* e *Gammaproteobacteria* identificadas neste estudo representam 39% de abundância relativa no reator aeróbio.

Ao analisarem amostras de lodos ativados de uma ETE, Antunes *et al.* (2021) também identificaram *Alphaproteobacteria* e *Gammaproteobacteria* como as classes dominantes em *Proteobacteria*. As *Alfaproteobactérias* filamentosas consideradas consumidoras versáteis de vários substratos orgânicos, a maioria das espécies são aeróbias ou anaeróbias facultativas, muitas são oligotróficas, preferindo ambientes com baixa concentração de nutrientes (KRAGELUND *et al.*, 2006; MADIGAN *et al.*, 2016, ANTUNES *et al.*, 2021).

Os principais gêneros identificados no reator anaeróbio foram *Lactivibrio* (8,89%), *Thermovirga* (3,73%), *Christensenellaceae\_R-7\_group* (3,70%), *Proteiniclasticum* (3,23%), *Lentimicrobiaceae* (3,23%), *Syntrophorhabdus* (3,10%) (Figura 22).

O gênero *Smithella* é estritamente anaeróbio e cresce por meio do sintrofismos com arqueias metanogênicas (DELFORNO *et al.*, 2012; CUNHA *et al.*, 2020). Neste estudo foi identificado o gênero *Smithella* com abundância relativa de 2,75%, foi identificada também a arqueia do gênero *Methanosaeta* com abundância relativa de 0,65%.

Figura 22 – Abundância relativa a nível de gênero para os reatores ANA, AE, ANO 1 e ANO 2.



Legenda: ANA: reator anaeróbio, AE: reator aeróbio, ANO 1: reator anóxico 1, ANO 2: reator anóxico 2.

Fonte: Autoria própria (2023)

No reator aeróbio, os principais gêneros identificados foram *AKYH767* (7,60%), *Mycobacterium* (5,26%), *Chujaibacter* (4,92%), *Methylotenera* (3,88%), *Rhodanobacter* (3,30%), *Clostridium\_sensu\_stricto\_1* (2,76%), *Nitrosomonas* (2,72%), *Nitrospira* (2,24%).

As *Nitrosomonas* são as principais bactérias oxidadoras de amônia (BOA) capazes de nitrificar e desnitrificar simultaneamente encontradas em ETEs, e estão associadas a altas concentrações de nitrogênio amoniacal afluyente ( $> 50 \text{ mg L}^{-1}$ ), relacionadas ainda à emissão de  $\text{N}_2\text{O}$  através da desnitrificação autotrófica (REN *et al.*, 2019; MCILROY *et al.*, 2016, HU *et al.*, 2013, MAGNUS, 2019).

As bactérias do gênero *Nitrospira* possuem todas as enzimas necessárias para a oxidação direta de amônia a nitrato, podendo realizar a nitrificação completa pelo processo denominado *Comammox* (do inglês, *complete ammonia oxidation*) (DAIMS *et al.*, 2015, VAN KESSEL *et al.*, 2015, FIGUEIREDO, 2019).

O gênero *Mycobacterium* pertencente à família *Mycobacteriaceae*, em geral são organismos aeróbios, considerados bacilos álcool-ácido resistente (BAAR), produtores de ácidos graxos conhecidos como ácidos micólicos. Conhecidos por seres resistentes a ozônio e cloro em estações de tratamento de água (KANAI, 2006).

Franzoni *et al.* (2022) ao analisarem comunidade microbiana do sistema AOA identificaram os gêneros *Aeromonas*, *Leptothrix*, *Arcobacter*, *Thermononas* e *Sphaerotilus* pertencentes ao Filo *Proteobacteria* com maiores valores de abundância relativa no reator aeróbio. Apesar de neste estudo, o filo *Proteobacteria* (38,86%) também ser predominante, nenhum dos principais gêneros identificados por Franzoni *et al.* (2022) foram identificados no sistema AOA, podendo ter relação com a baixa eficiência de nitrificação.

Antunes *et al.* (2021) ao analisarem amostras de lodo de lodos ativados e dentre os gêneros identificados estão *JGI\_0001001-H03*, *AKYH767*, *Nitrospira*, *SC-I-84*, *Rhodobacter*, *SAR324* encontrados no reator aeróbio neste estudo.

As principais abundâncias relativas em nível de gênero para o reator anóxico 1 foram *Lactococcus* (46,41%), *Christensenellaceae\_R-7\_group* (4,63%), *Zoogloea* (3,49%), *Clostridium\_sensu\_stricto\_1* (2,56%), *Desulfovibrio* (2,07%), *Bacteroidetes\_vadinHA17* (2,05%).

O gênero *Lactococcus* são associadas principalmente a capacidade de produção de EPS (substâncias poliméricas extracelulares), Campos (2022) relacionou a rápida formação de grânulos no sistema RBS estudado a presença de *Lactococcus* com abundância relativa de 40,1%. Foi verificado, esse gênero utiliza carboidratos em seu metabolismo, após avaliar a

capacidade de microrganismo desse gênero em absorver glicose (FENG *et al.*, 2022, CAMPOS, 2022).

No reator anóxico 2, os principais gêneros identificados foram *Christensenellaceae\_R-7\_group* (9,45%), *Lentimicrobiaceae* (8,79%), *Lactococcus* (6,67%), *Leptolinea* (5,96%), *Mycobacterium* (3,62%), *Bacteroidetes\_vadinHA17* (3,28%), *Clostridium\_sensu\_stricto\_1* (3,22%) e *LF045* (2,91%).

Os microrganismos do gênero *Clostridium* são caracterizados como estritamente anaeróbios, e como organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes (DPAOs) (CADORET *et al.*, 2017, NASCIMENTO, 2022). Foram identificados no sistema AOA cinco representantes desse gênero, em todos os reatores foram identificados ao menos um tipo, sendo eles:

*Clostridium\_sensu\_stricto\_1*, *Clostridium\_sensu\_stricto\_3*,  
*Clostridium\_sensu\_stricto\_10*, *Clostridium\_sensu\_stricto\_11* e *Clostridium\_sensu\_stricto\_13*.

No entanto, a remoção de fósforo no sistema não foi satisfatória.

Os principais grupos identificados por Volpato (2022) analisando lodo de uma UASB usado no tratamento de água residuária de abatedouro de aves foram *Anaerolineaceae* (30,81%), *Methanosaeta* (25,45%), *Synergistaceae* (9,61%) e *Bacteroidetes\_vadinHA17* (5,80%). No sistema AOA *Anaerolineaceae\_UCG-001* e *Bacteroidetes\_vadinHA17* foram encontrados nos reatores anaeróbio, anóxico 1 e anóxico 2. *Methanosaeta* foi encontrado apenas no reator anaeróbio. Da família *Synergistaceae* foram identificados os gêneros *Thermovirga* e *Thermanaerovibrio*, encontrados no reator anaeróbio.

O microrganismos da Família *Anaerolineaceae* são anaeróbios, pertencentes ao filo *Chloroflexi*, e utilizam como principal rota metabólica a fermentação, e estão relacionados com a degradação de compostos recalcitrantes (FINCKER *et al.*, 2020, VOLPATO, 2022).

Outros gêneros identificados também por Volpato (2022) e neste estudo foram *Lactivibrio* nos reatores ANA, ANO 1 e 2, *Syntrophorhabdus* e *Smithella* nos reatores ANA e ANO 2, *Anaeromusa-Anaeroarcus* e *Bacteroidetes* no reator ANO 1, *Caldisericum* e *Desulfovibrio* nos reatores ANO 1 e 2, *Pedosphaeraceae* único gênero similar encontrado no reator AE.

Os resultados de abundância relativa a nível de gênero para os reatores apresentaram números significativos para gêneros não cultivados e desconhecidos, sendo 15,45% de gêneros não cultivados (*Uncultured*) no reator anaeróbio e 3,33% desconhecidos (*Unknown*), no reator aeróbio foram 10,95% (*Uncultured*) e 7,45% (*Unknown*), no reator anóxico 1 foram 4,84% (*Uncultured*) e 2,22% (*Unknown*), e no reator anóxico 2 foram 7,25% (*Uncultured*) e 5,34% (*Unknown*).

Dentre os gêneros identificados por Gao *et al.* (2022a) em sistema AOA, foram identificados também neste estudo *Nitrosomonas*, *Nitrospira*, *Zoogloea*, *Azospira*, *Ferruginibacter* e *Terrimonas*. O desempenho estável do sistema avaliado por Gao *et al.* (2022a) na remoção de fósforo foi atribuído a dominância da bactéria *Tetrasphaera* e a existência de *Candidatus Accumulibacter* e *Dechloromonas* no sistema, os dois últimos relatados com capacidade de remoção de fósforo desnitrificante (Du *et al.*, 2019; Liu *et al.*, 2019, Gao *et al.*, 2022a). Apesar de ter sido identificados os gêneros *Candidatus Accumulibacter* e *Dechloromonas* neste estudo, a abundância relativa foi pouco significativa com 0,16% e 0,45% , respectivamente.

Wang *et al.* (2021) identificaram no sistema AOA a dominância de dez gêneros: *Thauera*, *Dechloromonas*, *Zoogloea*, *Acinetobacter*, *Candidatus Accumulibacter*, *Lactococcus*, *Ferruginibacter*, *Ferruginibacterium*, *Acetobacter*, *Pseudomonas*. Verificaram que a abundância relativa da comunidade microbiana variou de acordo com as relações DQO:N:P, os gêneros *Ferruginibacterium*, *Ferruginibacter* e *Acetobacter* não apresentaram relação direta na remoção de N e P no sistema.

De acordo com Liu *et al.* (2021) a abundância do gênero *Thiothrix* no sistema AOA foi responsável pela remoção de P e  $\text{NO}_3^-$ , e prevenir de uma potencial toxicidade causada por sulfeto na comunidade microbiana, melhorando assim o desempenho do sistema. Neste estudo, o gênero *Thiothrix* foi encontrado nos reatores aeróbio e anóxico 2 com abundâncias relativas de 0,22% e 0,63%, respectivamente.

O sistema AOA apresentou alta diversidade e riqueza microbiana, com variações em sua composição em virtude principalmente da condição de oxigenação. Verificou-se a presença de diversos gêneros importantes na remoção de matéria nitrogenada e fosforada, além de vários ainda desconhecidos e não cultivados. Dessa forma, a análise microbiana por sequenciamento genético permitiu conhecer os microrganismos responsáveis pelas atividades metabólicas na degradação de compostos, nitrificação e desnitrificação.

## 6 CONCLUSÕES

O sistema anaeróbio aeróbio anóxico (AOA) estudado demonstrou resultados satisfatórios em relação a remoção de matéria orgânica. As eficiências de remoção de matéria carbonácea, expressas em termos de DQO, mantiveram-se acima de 80% em todas as etapas, atingindo 93% na Etapa 4 com o aumento do TDH em ambiente anóxico,

Os resultados obtidos em relação a fósforo total demonstraram baixa eficiência de remoção em todas as etapas, em torno de 20%. As alterações das condições operacionais não contribuíram para melhorar a eficiência de remoção de fósforo. As concentrações de nitrato mantiveram-se altas no sistema AOA, o que desfavorece a remoção de FT.

As formas nitrogenadas foram favorecidas com as alterações realizadas na Etapa 3 (aumento da vazão de aeração no reator aeróbio) e Etapa 4 (adição do reator ANO 2). A eficiência média de remoção de NTK passou de 21% na Etapa 2 para 45% na Etapa 3 e 54% na Etapa 4. As eficiências de remoção de N-amon também foram melhores na Etapa 3, atingindo 39% de eficiência média de remoção, enquanto a Etapa 2 não apresentou eficiência de remoção. Os processos de nitrificação e desnitrificação ocorreram de forma mais satisfatória nas Etapas 3 e 4, o sistema passou de 21% para 54% de eficiência média de nitrificação com aumento de OD no reator aeróbio e aumento do TDH no reator anóxico. A eficiência média de desnitrificação na Etapa 2 foi de 39%, e após as alterações das condições operacionais da Etapa 4, atingiu eficiência de 91%.

Em relação a comunidade microbiana identificada por meio do sequenciamento genético, verificou-se que o sistema AOA apresentou alta riqueza e diversidade microbiana, e a variação microbiana entre os reatores deve-se principalmente a condição de oxigenação de cada um, possibilitando ou inviabilizando o crescimento de determinadas espécies. Os principais filos identificados no sistema AOA foram *Firmicutes*, *Bacteroidota*, *Chloroflexi*, *Proteobacteria*, *Caldisericota*, *Actinobacteriota*, *Verrucomicrobiota*, *Synergistota*.

Diante dos resultados da avaliação do desempenho do sistema AOA na remoção biológica de matéria orgânica, nitrogenada e fosforada, verificou-se que o aumento da vazão de aeração e conseqüentemente da concentração de OD no reator aeróbio resultou em melhoria na de nitrificação, no entanto não foi suficiente para atingir eficiências satisfatórias para um sistema, cujo objetivo é a remoção de nutrientes. O aumento do tempo de detenção hidráulica em ambiente anóxico mostrou-se altamente vantajoso para o processo de desnitrificação. Promoveu ainda melhoria na remoção de nitrogênio orgânico e amoniacal, além de matéria carbonácea.

## REFERÊNCIAS

- ACEVEDO, B., CAMIÑA, C., CORONA, J.E., BORRÁS, L., & BARAT, R. The metabolic versatility of PAOS as an opportunity to obtain a highly P-enriched stream for further P-recovery. **Chemical Engineer Journal**, v. 270, p. 459–467. 2015.
- ÁLVAREZ, M.; CÓRDOBA, S.; ESCOBAR, F.; FAGUA, G; GAST, F.; MENDOZA, H.; OSPINA, M.; UMAÑA, A. M.; VILLAREAL, H. **Manual de métodos para el desarrollo de inventarios de biodiversidad**. 2. ed. Bogotá D.C.: Instituto de Investigación de Recursos Biológicos Alexander Von Humboldt, 2006.
- ANTUNES, T. C.; MARCONATTO, L.; BORGES, L. G. A.; GIONGO, A.; SAND, S. T. V. D. Analysis of microbial community biodiversity in activated sludge from a petrochemical plant. **Rev. Ambient. Água**. vol. 16 n. 3, e2655 – Taubaté, 2021.
- BARCELOS, B. R. **Avaliação de diferentes inóculos na digestão anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos orgânicos**. Dissertação (Mestrado), Universidade de Brasília – UnB, 2009.
- BARROS, A. M. L; SOBRAL, M. C. GUNKEL, G. Modelling of point and diffuse pollution: application of the Moneris model in the Ipojuca river basin, Pernambuco State, Brazil. *Water Sci Technol*, v. 68 (2), p. 357–365, 2013.
- BELINI, A. D. **Otimização da remoção da matéria carbonácea nitrogenada de esgoto sanitário por sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo**. 108f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2016.
- BELINI, A. D. **Desempenho de sistema combinado anaeróbio-aeróbio-anóxico sob diferentes condições operacionais na remoção de nutrientes e micropoluentes**. 118f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2020.
- BEZERRA, R. M. C. M.. **Remoção de matéria orgânica e Nitrogênio em reatores sequenciais em batelada com biomassa suspensa**. 78 f. Dissertação (Mestrado) – Centro de Tecnologia, Programa de Pós Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento, Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2018.
- BRAGA, B.; HESPANHOL, I., CONEJO, J. G.; MIERZWA, J. C. de; BARROS M. T. L.; SPENCER, M.; PORTO, M.; NUCCI, N.; JULIANO, N. & EIGER, S. **Introdução à Engenharia Ambiental: o desafio do desenvolvimento sustentável**. 2 ed. Prentice Hall, São Paulo, 2005
- BUENO, R.F.; CAMPOS, F.; RIVEIRA, M.M.; LENIS, C.; PIVELLI, R.P. Remoção simultânea de material orgânico, nitrogênio e fósforo em um reator em bateladas sequenciais com biofilme de leito móvel operado pelo processo anaeróbio-anóxico-óxico. **Engenharia Sanitária Ambiental**, v. 24, p. 747-760. 2019.
- CAO, S. M. S. **Nitrificação e desnitrificação em situações críticas de substrato**. 150p. Tese (doutorado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Química, 2018.



CADORET, F.; ALOU, M. T.; AFOUDA, P.; TRAORE, I. S.; BRÉCHARD, L.; MICHELLE, C.; DI PINTO, F.; ANDRIEU, C.; DELERCE, J.; LEVASSEUR, A.; FOURNIER, P. E.; RAOULT, D. Noncontiguous finished genome sequences and description of *Bacillus massilglaciei*, *Bacillus mediterraneensis*, *Bacillus massilinigeriensis*, *Bacillus phocaeensis* and *Bacillus tuaregi*, five new species identified by culturomics. **New Microbes New Infect.** v. 20, n. 19, p. 45-59; Apr, 2017.

CAMPOS, H. C. G. **Influência de diferentes modos de mistura no desenvolvimento de biomassa granular e consórcio algal-bacteriano em reatores de bateladas sequenciais utilizando esgoto sintético de baixa carga orgânica.** 115 f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2022.

CAMPOS, R. J. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.: il. Projeto PROSAB.

CAVALCANTI, J.E.W.A. **Manual de tratamento de efluentes industriais.** Engenho editora técnica. São Paulo. 2016.

CALLADO, N. H.; CHAGAS, H. C. A.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z. Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reator híbrido anaeróbio/aeróbio/anóxico operado em bateladas sequenciais. **Revista Eletrônica de Gestão e Tecnologias Ambientais**, v. 8, n.2, p. 1–14. 2020.

CONAMA - CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. **Resolução n. 430 de 13 de maio de 2011.** Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Ministério do Meio Ambiente. Brasília, 2011.

CORDELL, D.; DRANGERT, JAN-OLOF; WHITE, S. The story of phosphorus: Global food security and food for thought. **Global Environmental Change**, v.19, p. 292–305. 2009.

CORNEL, P., & SCHAUM, C. Phosphorus recovery from wastewater: needs, techniques and costs. **Water Science and Technology**, v. 59, p. 1069-1076. 2009.

CUNHA, M. P.; FUESS, L. T.; RODRIGUEZ, R. P.; LENS, N. L. P., ZAIAT, M. Sulfidogenesis establishment under increasing metal and nutrient concentrations: An effective approach for biotreating sulfate-rich wastewaters using an innovative structured-bed reactor (AnSTBR). **Bioresource Technology Reports**, v. 11, 2020,

DAIMS, H.; LEBEDEVA, E. V; PJEVAC, P.; HAN, P.; HERBOLD, C.; ALBERTSEN, M.; JEHLICH, N.; PALATINSZKY, M.; VIERHEILIG, J.; BULAEV, A.; KIRKEGAARD, R. H.; VON BERGEN, M.; RATTEI, T.; BENDINGER, B.; NIELSEN, P. H.; WAGNER, M. Complete nitrification by *Nitrospira* bacteria. **Nature**, v. 528, n. 7583, p. 504–509, 2015.

DAVEREY, A.; SU, S.; HUANG, Y.; LIN, J. Nitrogen removal from opto-electronic wastewater using the simultaneous partial nitrification, anaerobic ammonium oxidation and denitrification (SNAD) process in sequencing batch reactor. **Bioresource Technology**, v. 113, p. 225-231, 2012.

DE-BASHAN, L.E., BASHAN, Y. Recent advances in removing phosphorus from wastewater and its future use as fertilizer (1997–2003). **Water Res.** v. 38, n. 19, p. 4222–4246. 2004.

DELFORNO, T. P.; OKADA, D.Y.; POLIZEL, J.; SAKAMOTO, I. K.; VARESCHE, M. B. A. Microbial characterization and removal of anionic surfactant in an expanded granular sludge bed reactor. **Bioresource Technology.** v. 107, p.103–109, 2012.

DENG, L. *et al.* Enhanced simultaneous nitrogen and phosphorus removal from low COD/TIN domestic wastewater through nitrification-denitrification coupling improved anammox process with an optimal Anaerobic/Oxic/Anoxic strategy. **Bioresource Technology.** v. 322. 2021.

DHARIWAL, A., CHONG, J., HABIB, S., KING, I. L., AGELLON, L. B., XIA, J. Microbiome Analyst: a web-based tool for comprehensive statistical, visual and meta-analysis of microbiome data. **Nucleic Acids Res.** v. 45(W1):W180-w8, 2017.

DILLALO, R.; ALBETSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, v. 33, n. 4, p. 356 - 365, 1961.

DU, S., YU, D., ZHAO, J., WANG, X., BI, C., ZHEN, J., YUAN, M. Achieving deep-level nutrient removal via combined denitrifying phosphorus removal and simultaneous partial nitrification-endogenous denitrification process in a single-sludge sequencing batch reactor. **Bioresource Technology.** v. 289. 2019.

EPA - United States Environmental Protection Agency. **Manual nitrogen control.** Technomic Publishing, Washington, USA, 311 p., 1993.

FATIMA, F; DU, H; KOMMALAPATI, R.R. **Treatment of Poultry Slaughterhouse Wastewater with Membrane Technologies: A Review.** **Water.** v. 13, p. 1 19. 2021.

FENG, J.; LIU, S.; ZHU, C.; CAI, Z.; CUI, W.; CHANG, X.; YAN, X.; QIN, C.; ZHANG, J.; NIE, G. The effects of dietary *Lactococcus* spp. on growth performance, glucose absorption and metabolism of common carp, *Cyprinus carpio* L. **Aquaculture**, v. 546, n. 46, 2022.

FERREIRA, E. S. **Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica.** In: Congresso Interamericano De Engenharia Sanitária E Ambiental, São Paulo. Anais. São Paulo: Abes - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 1, p. 1 -25. 2010.

FERRO, T. N; CARVALHO, K. Q.; LIMA, M. X.; BARANA; A. C.; KREUTZ, C.; GAUZA, O. R.; PASSIG, F. H. Influence of HRT and carbon source on the enhancement of nutrient removal in an Anaerobic-Oxic-Anoxic (AOA) system. **Environmental Technology.** 2021.

FIGUEIREDO, R. S. **Impacto da disposição de lodo de esgoto sanitário sobre características físicas e químicas e a comunidade microbiana do solo.** 101 f. Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia. 2019.

FINCKER, M.; HUBER, J. A.; ORPHAN, V. J.; RAPPÉ, M. S.; TESKE, A.; SPORMANN, A. M. Metabolic strategies of marine subseafloor Chloroflexi inferred from genome reconstructions. **Environmental microbiology**, v. 22, n. 8, p. 3188-3204, 2020.

FRANZONI, R. M; BERNARDELLI, J. K. B.; SILVEIRA, D. D.; GOMES, S. D.; LAPOLLI, F. R.; CARVALHO, K. Q.; PASSIG, F. H.; Performance of an anaerobic–oxic–anoxic (AOA) system in the simultaneous removal of nutrients and triclosan and bacterial community. **Environmental Technology**. 2022 .

FREITAS, B. O. **Reator anaeróbio-aeróbio-nitrificante-anóxico (RAANA) com zonas biológicas sobrepostas, seguido de desinfecção: tratamento de esgoto sanitário para remoção de matéria orgânica, nitrogênio, sulfeto e microrganismos indicadores**. 203 p. Tese (Doutorado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2020.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A.C.; ZAIAT, M; CAVALCANTI, P. F. F. **Fundamentos do tratamento anaeróbio**. In Campos, J. R. (org). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: PROSAB, p29-52. 1999.

GAO, X; XUE, X; LI, L; PENG, Y; YAO, X; ZHANG, J; LIU, W. Balance nitrogen and phosphorus efficient removal under carbon limitation in pilot-scale demonstration of a novel anaerobic/aerobic/anoxic process. **Water Research**. v. 223, 2022a.

GAO, X; XU, Z; PENG, Y; ZHANG, L; DING, J. The nitrification recovery capacity is the key to enhancing nitrogen removal in the AOA system at low temperatures. *Science of The Total Environment*. v. 818. 2022b.

GERARDI, M. H. **Wastewater microbiology: nitrification/denitrification in the activated sludge process**. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey. p.208, 2002.

GERARDI, M.H. **Wastewater Bacteria**. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey p. 272. 2006.

GERARDI, M. **Troubleshooting the Sequencing Batch Reactor**. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, p. 203. 2010.

GIUSTINA, S. V. D.; MIRANDA, L. A. S.; MONTEGGIA, L. O. Remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos por nova configuração de biofiltro aeróbio submerso no pós-tratamento de efluente de reator UASB. **Eng. Sanit. Ambient**. v.15, n.3, p. 257-266, 2010.

GONÇALVES, R. F. *et al.* **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme**. In: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Tradução. Belo Horizonte: FINEP, 2001.

GUERRERO, J.; GUIASOLA, A.; BAEZA, J. A. The nature of the carbon source rules the competition between PAO and denitrifiers in systems for simultaneous biological nitrogen and phosphorus removal. **Water Research**. v. 45, n. 16, p.4793-4802, 2011.

HENZE, M., GUJER, W., MINO, T., van LOOSDRECHT, M.C.M., **Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2D and ASM3**. IWA Scientific and Technical Report No. 9. IWA Publishing, London, UK. 2000.

HENZE, M.; HARREMOES, P.; JANSEN, J. C.; ARVIN, E. **Wastewater Treatment: Biological and Chemical Process**. Springer Verlag, 2ed, Lyngbi, Alemanha, p. 383.1997.

HU, Z.; ZHANG, J.; LI, S. HUIJUN, X. Impact of carbon source on nitrous oxide emission from anoxic/oxic biological nitrogen removal process and identification of its emission sources. **Environmental Science and Pollution Research**. [s. l.], v. 20, n. 2, p. 1.059–1.069, 2013.

ISOLDI, Loraine A.; KOETZ, P. R.; ISOLDI, Liércio A. Pós-tratamento de efluente nitrificado da parboilização de arroz utilizando desnitrificação em reator UASB. **Eng. Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 4, p. 271-277, dezembro de 2005 .

JORDÃO, E.P.; PESSÔA, C.A. **Tratamento de esgotos domésticos**, 6. Edição, Rio de Janeiro: ABES, 2011;

JORDÃO, E.; PESSÔA, C. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 5ª edição, Rio de Janeiro: ABES, 2014.

KANAI, K. Y. **Deteção e identificação de micobactérias em corpos de água destinados à captação para abastecimento urbano da cidade de São Carlos – SP**. 101 p. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos, 2006.

KISHIDA, N., TSUNEDA, S., KIM, J. H., & SUDO, R. Simultaneous nitrogen and phosphorus removal from high-strength industrial wastewater using aerobic granular sludge. **Journal of Environmental Engineering**, v. 135, n. 3, p. 153-158. 2009.

KLAUSEN, M. M.; THOMSEN, T. R.; NIELSEN, J. L.; MIKKELSEN, L. H.; NIELSEN, P. H. Variations in microcolony strength of probe-defined bacteria in activated sludge flocs. **FEMS Microbiology Ecology**, v. 50, p.123–132, 2004.

KLEIN, C.; AGNE, S.A.A. Fósforo: de nutriente à poluente. **Revista Eletrônica em Gestão, Educação e Tecnologia Ambiental**, v. 8, n. 8, p.1713-1721. 2012.

KRAGELUND, C.; KONG, Y.; VAN DER, W. J.; THELEN; K.; EIKELBOOM, D.; TANDOI, V.; THOMSEN, T. R.; NIELSEN, P. H. Ecophysiology of different filamentous *Alphaproteobacteria* species from industrial wastewater treatment plants. **Microbiology**, v. 152, p.3003–3012, 2006.

KÖSE, T. E; KIVANÇ, B. Adsorption of phosphate from aqueous solutions using calcined waste eggshell. **Chemical Engineering Journal**. v. 178, p. 34– 39. 2011

KROISS, H., RECHBERGER, H.; EGGLE, L. **Phosphorus in water quality and waste management**. Integer Waste Manag, v. 2. 2011.

LEE, J. T., FRANK, D. N., RAMAKRISHNAN, V. Microbiome of the paranasal sinuses: Update and literature review. **Am J Rhinol Allergy**. v. 30, p. 3-16, 2016.

- LEITE, P. F. A. F.; VICH, D. V.; CALLADO, N. H. Tratamento de dejetos de suinocultura em reator anaeróbio com pós tratamento aeróbio/anóxico. **Eng. Sanitária e Ambiental**, v. 26, n. 3, 2021.
- LEMAIRE, R., YUAN, Z., BERNET, N., MARCOS, M., YILMAZ, G., KELLER, J. A sequencing batch reactor system for high-level biological nitrogen and phosphorus removal from abattoir wastewater. **Biodegradation**, v. 20, n. 3, p. 339-350. 2009.
- LEW, B.; TARRE, S.; BELAVSKI, M.; GREEN, M. UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: A comparison between a classical UASB and hybrid UASB-filter reactor. **Water Science and Technology**, v. 49, n. 11–12, p. 295–301, 2004.
- LI, C., *et al.* Removal of nitrogen by heterotrophic nitrification–aerobic denitrification of a phosphate accumulating bacterium *Pseudomonas stutzeri* YG-24. **Bioresource Technology**. v. 182, p. 18–25. 2015.
- LI, S. *et al.* Effect of aeration modes on simultaneous nitrogen and phosphorus removal and microbial community in a continuous flow reactor with granules. **Bioresource Technology**, v. 294, 2019.
- LI, N. *et al.* Effect of Temperature on Intracellular Phosphorus Absorption and Extra-Cellular Phosphorus Removal in EBPR Process. **Bioresource Technology** [S.L.], v. 101, p. 6265–68. 2010.
- LIMA, A. N. **Remoção biológica de nitrogênio de efluente de abatedouro bovino em reator em batelada sequencial**. 82 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação Stricto Sensu em Engenharia Agrícola, Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas. Universidade Estadual do Oeste do Paraná. 2012.
- LIMA, F. **Biorreator combinado anóxico-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de efluente lácteo**. Dissertação (Mestrado em Ciência e Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Alfenas-Poços de Caldas, MG, 2014.
- LIMA, M. S. C. S.; SOUZA, C. A. S.; PEDERASSI, J. Qual Índice de Diversidade Usar? **Cadernos UniFOA**, Volta Redonda, n. 30, p. 129-138, abr. 2016.
- LIU, R.; HAO, X., CHEN, Q., LI, J. Research advances of *Tetrasphaera* in enhanced biological phosphorus removal: a review. **Water Res.** v. 166, 2019.
- LIU, G.; XU, X.; ZHU, L.; XING, S.; CHEN, J. Biological nutrient removal in a continuous anaerobic-aerobic-anoxic process treating synthetic domestic wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v. 225, p. 223-229, 2013.
- LIU, J. *et al.* Enhanced nitrogen and phosphorus removal from municipal wastewater in an anaerobic-aerobic-anoxic sequencing batch reactor with sludge fermentation products as carbon source. **Bioresource Technology**. v. 244. p. 1158-1165. 2017.
- LIU, S. *et al.* Enhanced performance of simultaneous carbon. nitrogen and phosphorus removal from municipal wastewater in an anaerobic-aerobic-anoxic sequencing batch reactor (AOA-SBR) system by alternating the cycle times. **Bioresource Technology**. v. 301. 2020.

LOZUPONE, C. A., HAMADY, M., KELLEY, S. T., KNIGHT, R. Quantitative and qualitative beta diversity measures lead to different insights into factors that structure microbial communities. **Appl Environ Microbiol.** v. 73, n. 5, 76-85. 2007.

MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; BENDER, K. S.; BUCKLEY, D. H.; STAHL, D. A. **Microbiologia de Brock.** Porto Alegre: Artmed, 1032 p.; 2016.

MAGNUS, B. S. **Efeito da configuração de ciclo e rotas metabólicas na produção e emissão de óxido nítrico em reator em bateladas sequenciais com lodo granular.** 162 p. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico, Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental, Florianópolis, 2019.

MANN, R.A.; BAVOR, H.J. Phosphorus removal in constructed wetlands using gravel and industrial waste substrata. **Water Science & Technology.** v. 27, n. 1, p. 107-113. 1993.

MARGALEF, R. **Ecologia.** Editora Ômega: Barcelona. 951p. 2005.

MARTINS, A. C. O. J. *et al.* **Mistura de resíduo de estação de tratamento de água com esgoto sanitário: efeitos sobre a remoção de fósforo, ph e turbidez.** 31º Congresso Nacional de Meio Ambiente – AESABESP. 2020.

MARTINEZ, D.G., PINHEIRO, F.S., KITAMURA, D.S., SOUZA, S.N.M. & FEIDEN, A. Monitoring of production waste from the swine farm. **Revista Brasileira de Engenharia de Biosistemas,** v. 9, n. 3, p. 247-251. 2015.

MATOS, A. T.; FREITAS, W. S.; BRASIL, M. S; BORGES, A. C. Influência da espécie vegetal cultivada nas condições redox de sistemas alagados construídos. **Eng. Agríc., Jaboticabal,** v. 30, n. 3, p. 518-526, maio/jun. 2010.

MAURER, M.; BOLLER, M. Modelling of Phosphorus precipitation in wastewater treatment plants with enhanced biological phosphorus removal. **Water & Science Technology,** v. 39, n. 1, p. 147-163. 1999.

METCALF L.; EDDY H.P. **Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery.** Nova York: McGraw-Hill Education. 2014.

METCALF L.; EDDY H.P. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos.** Tradução: Ivanildo Hespagnol, José Carlos Mierzwa. – 5. Ed. – Porto Alegre: AMGH, 2016.

MCILROY, S. J.; STARNAWSKA, A.; STARNAWSKI, P.; SAUNDERS, A. M.; NIERYCHLO, M.; NIELSEN, P. H.; NIELSEN, J. L. Identification of active denitrifiers in full-scale nutrient removal wastewater treatment systems. **Environ Microbiol.** V. 18, n. 1, p. 50 - 64; Jan, 2016.

MORAIS, J. C. **Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reator compartimentado anaeróbio / anóxico e aeróbio tratando esgoto doméstico.** 139 f. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2015.

MOTA, F. S. B. et. al. **Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção**. In: MOTA; VON SPERLING, M. (coordenadores). Rio de Janeiro: ABES -PROSAB. 428 p., 2009.

MULKERRINS, D., O'CONNOR, E., LAWLEE, B., BARTON, P., DOBSON, A. Assessing the feasibility of achieving biological nutrient removal from wastewater at an Irish food processing factory. **Bioresource technology**, v. 91, n. 2, p. 207-214. 2004.

MULLINS, G. **Phosphorus, Agriculture & The Environment**, Polytechnic Institute and State University, Virginia. 2009.

NASCIMENTO, E. C. P. **Recuperação de bioprodutos de lodo granular aeróbio e de consórcio granularalgal-bacteriano**. 90 f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental, 2022.

Ó, K. D. S.; SOUSA, T. A. T.; HENRIQUE, I. N.; LEITE, V. D.; RAMOS, R. O.; SOUSA, J. T. Assessing of alkaline and enzymatic pre-treatment: comparison as WAS solubilisation process to maximize its potential as carbonaceous source. **Biomass Conv. Bioref.** v. 13, p. 355 – 366, 2023.

PEREIRA-RAMIREZ, O. *et al.* Influence of recirculation flow and alkalinity on the performance of an UASB reactor on Piggery slurry treatment. **Agrociencia**, v. 10, n. 1, p. 103-110, 2004.

QIU, S. *et al.* Sludge fermentation liquid addition attained advanced nitrogen removal in low C/N ratio municipal wastewater through short-cut nitrification-denitrification and partial anammox. **Frontiers of Environmental Science & Engineering**. 2021.

QUAST, C., PRUESSE, E., YILMAZ, P., GERKEN, J., SCHWEER, T., YARZA, P., PEPLIES, J., GLÖCKNER, F. O. The SILVA ribosomal RNA gene database project: improved data processing and web-based tools. **Nucleic Acids Res.** v. 41. 2013.

RAMOS, M. *et al.* Efecto de la secuencia anaeróbica-óxica-anóxica (AOA) en la eliminación de materia orgánica. fósforo y nitrógeno en un SBR modificado a escala de laboratorio. Ingeniare. **Revista chilena de ingeniería**. Arica . v. 25. n. 3. p. 477-491. 2017.

REN, Y.; NGO, H. H.; GUO, W.; NI, B. J.; LIU, Y. Linking the nitrous oxide production and mitigation with the microbial community in wastewater treatment: A review. **Bioresource Technology Reports**. [s. l.], v. 7, p. 100-191, 2019.

RICE, E. W.; BAIRD, R. B.; EATON, A. D.; CLESCERI, L. S. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 22 ed. Washington: American Public Health Association, American Water Works Association and Water Environment Federation, 2012.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, New York, v. 58, n. 5, p. 406 - 411, 1986.

RITTMANN, B.E., McCARTY, P.L. **Environmental Biotechnology: principles and applications**. McGraw Hill, 2001.

ROOTS, P. *et al.* Integrated shortcut nitrogen and biological phosphorus removal from mainstream wastewater: Process operation and modeling. *Environmental Science: Water Research and Technology*. p. 566-580. 2020.

ROUT, P. R. *et al.* Nutrient removal from domestic wastewater: A comprehensive review on conventional and advanced technologies. *Journal of Environmental Management*. v. 296, 2021.

RUSTEN, B.; EIKEBROKK, B; ULGENES, Y.; LYGREN, E. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aquacultural Engineering*, v. 34, n. 3, p. 322-331, 2006.

SANTOS, C. E. D. dos. **Influência da relação carbono/nitrogênio e da fonte de carbono no processo de nitrificação desnitrificação simultânea em reator de leito estruturado.** Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

SCHMID, M.; THILL, A.; PURKHOLD, U.; WALCHER, M.; BOTTERO, J. Y.; GINESTET, P.; Nielsen, P. H.; Wuertz, S.; Wagner, M. Characterization of activated sludge flocs by confocal laser scanning microscopy and image analysis. *Water Research*, v. 37, p. 2043–2052, 2003.

SHEN, N.; CHEN, Y.; ZHOU, Y. Multi-cycle operation of enhanced biological phosphorus removal (EBPR) with different carbon sources under high temperature. *Water Research*, v. 114, p. 308-315, maio 2017.

SILVA, N. T. M. **Remoção de carbono e nitrogênio de efluente de matadouro em reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco, CAA, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental. 91f. 2018.

SILVA, M. I. O. **Indicadores ecológicos e edáficos na avaliação de áreas ciliares em processo de restauração florestal.** 145 f. Tese (Doutorado) – Universidade Federal Rural de Pernambuco, Programa de Pós-Graduação em Ciências Florestais, Recife, BR-PE, 2021.

SILVEIRA, G. S. **Estudo de co-digestão anaeróbia de lamas domésticas com o efluente da indústria da fermentação da levedura do pão da empresa Mauri Fermentos.** [Dissertação de Mestrado], Universidade Nova de Lisboa, 2009.

SLOMPO, N. D. M. *et al.* Black water treatment by an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor: A pilot study. *Water Science and Technology*. v. 80, n. 8, p. 1505–1511, 2019.

SOUZA, M.O.; RAINHA, K.P.; CASTRO, E.V.R.; CARNEIRO, M.T.W.D.; FERREIRA R.Q. Análise exploratória das concentrações dos metais Na, Ca, Mg, Sr e Fe em extrato aquoso de petróleo, determinados por ICP OES, após otimização empregando planejamento de experimentos. *Química Nova*, v. 38, n. 7, p. 980-986. 2015.

SMIT, A.L.; BINDRABAN, P.S.; SCHRÖDER, J.J.; CONIJN, J.G.; VAN DER MEER, H.G. Phosphorus in agriculture: global resources, trends and developments. Report to the Steering



Committee Technology Assessment of the Ministry of Agriculture, **Nature and Food Quality**. The Netherlands. 2009.

STENSEL, H.D. **Principles of biological phosphorus removal**. In: SEDLAK, R.I. (Ed.). Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice. 2<sup>a</sup> ed. New York: Lewis Publishers, p. 141-163. 1991.

TAYÀ, C., GUIASOLA, A., BAEZA, J.A. Assessment of a bioaugmentation strategy with polyphosphate accumulating organisms in a nitrification/denitrification sequencing batch reactor. **Bioresource Technology**. v. 102, n.17, p. 7678 – 7684. 2011.

TORRE, J.A.C. **Fangos Activos**. (Eliminación Biológica de Nutrientes). Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. Rugarte: Madrid/Espanha. 2<sup>a</sup> ed. 2004.

TORRES, P. **Desempenho de um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) de Bancada no Tratamento de Substrato Sintético Simulando Esgotos Sanitários**. São Carlos, SP. Dissertação (Mestrado) –Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1992.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. O. **O comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e aplicação para projeto e operação**. Campina Grande: Epgraf, 472 p., 1999.

VAN KESSEL, M. A. H. J.; SPETH, D. R.; ALBERTSEN, M.; NIELSEN, P. H.; DEN CAMP, H. J. M.; KARTAL, B.; JETTEN, M. S. M.; LÜCKER, S. Complete nitrification by a single microorganism. **Nature**, v. 528, n. 7583, p. 555–559. 2015.

VERSTRAETE, W., VAN DE CAVEYE, P., & DIAMANTIS, V. Maximum use of resources present in domestic “used water”. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 23, p. 5537–5545. 2009.

VITORATTO, E. **Tratamento de efluentes líquidos orgânicos:Sistemas Anaeróbios**. PROACQUA Processos de Tratamento de Efluentes e Com. Ltda (diretor técnico). São Paulo: Faculdade Oswaldo Cruz. 13 p. 2004.

VOLPATO, E. L. **Remoção de Nonilfenol Etoxilado em reator anaeróbio de leito granular expandido em codigestão de esgoto doméstico e glicerol**. 126p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2022.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais; v. 4. 3<sup>a</sup> ed.,2012.

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

VON SPERLING, M. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias.(Lodos Ativados)**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais; v.4, 2<sup>a</sup> ed., 428p. 2002.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3. ed. Minas Gerais: UFMG, 452p. 2005.

WANG, D. *et al.* Biological Phosphorus removal in sequencing batch reactor with single-stage oxic process. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 13, p. 5466-5473, 2008

WANG, X. *et al.* Combining simultaneous nitrification-endogenous denitrification and phosphorus removal with post-denitrification for low carbon/nitrogen wastewater treatment. **Bioresource Technology**. v. 220. p. 17-25. 2016.

WENTZEL, M.C. *et al.* Enhanced polyphosphate organism culture in activated sludge systems. Part II: Experimental behaviour. **Water SA**, v. 15, n. 2, p. 71-88, 1989.

WINKLER, M., COATS, E.R., BRINKMAN, C.K. Advancing post-anoxic denitrification for biological nutrient removal. **Water Res.** v. 45, n. 18, p. 6119–6130. 2011.

XU, Z.; DAI, X.; CHAI, X. Effect of different carbon sources on denitrification performance, microbial community structure and denitrification genes. **Science of the Total Environment**, v. 634, p. 195-204, 2018.

YANG, S.; DING, D.; ZHAO, Y.; HUANG, W.; ZHANG, Z.; LEI, Z.; YANG Y. Investigation of phosphate adsorption from aqueous solution using Kanuma mud: Behaviors and mechanisms, **Journal of Environmental Chemical Engineering**. p.355–362. 2013.

YANG, Y. *et al.* Enhanced nutrients removal from municipal wastewater through biological phosphorus removal followed by partial nitrification/anammox. **Frontiers of Environmental Science & Engineering**. 2017.

YUAN, Z., PRATT, S., BATSTONE, D. J. Phosphorus recovery from wastewater through microbial processes. **Current Opinion in Biotechnology**, v. 23, n. 6, p. 878–883. 2012.

ZAYED, G.; WINTER, J. Inhibition of methane production from whey by heavy metals-protective effect of sulfide. **Applied Microbiology Biotechnology**, v. 53, n. 6, p. 726-731, 2000.

ZHAO, J. *et al.* Combining partial nitrification and post endogenous denitrification in an EBPR system for deep-level nutrient removal from low carbon/nitrogen (C/N) domestic wastewater. **Chemosphere**. v. 210. 2018.

ZHAO, W. *et al.* post-endogenous denitrification and phosphorus removal in an alternating anaerobic/oxic/anoxic (AOA) system treating low carbon/nitrogen (C/N) domestic wastewater. **Chemical Engineering Journal**. v. 339. p. 450-458. 2018.

ZINATIZADEH, A. A. L. *et al.* Effects of process factors on biological activity of granular sludge grown in an UASFF bioreactor. **Renewable Energy**, v. 34, n. 5, p. 1245-1251, 2009.