



UNIVERSIDADE  
ESTADUAL DE LONDRINA

---

RUBIÉLI SARETTO

**ASSOCIAÇÃO DE REATORES ANAERÓBIO E AERÓBIO NO  
TRATAMENTO DE EFLUENTE AGROINDUSTRIAL  
SUBMETIDO A DIFERENTES CARGAS ORGÂNICAS  
VOLUMÉTRICAS**

---

Londrina  
2017

RUBIÉLI SARETTO

**ASSOCIAÇÃO DE REATORES ANAERÓBIO E AERÓBIO NO  
TRATAMENTO DE EFLUENTE AGROINDUSTRIAL  
SUBMETIDO A DIFERENTES CARGAS ORGÂNICAS  
VOLUMÉTRICAS**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento da Universidade Estadual de Londrina, como requisito à obtenção do título de Mestre em Engenharia de Edificações e Saneamento.

Orientadora: Profa. Dra. Deize Dias Lopes.

Londrina  
2017

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor, através do Programa de Geração Automática do Sistema de Bibliotecas da UEL

Saretto, Rubiéli .

Associação de reatores anaeróbio e aeróbio no tratamento de efluente agroindustrial submetido a diferentes cargas orgânicas volumétricas / Rubiéli Saretto. - Londrina, 2017.  
83 f. : il.

Orientador: Deize Dias Lopes.

Dissertação (Mestrado em Edificações e Saneamento) - Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo, , 2017.

Inclui bibliografia.

1. Efluente de indústria - Tese. 2. Reatores combinados - Tese. 3. Matéria orgânica e nitrogenada - Tese. 4. Engenharia sanitária - Tese. I. Lopes, Deize Dias. II. Universidade Estadual de Londrina. Centro de Tecnologia e Urbanismo. . III. Título.

RUBIÉLI SARETTO

**ASSOCIAÇÃO DE REATORES ANAERÓBIO E AERÓBIO NO  
TRATAMENTO DE EFLUENTE AGROINDUSTRIAL SUBMETIDO A  
DIFERENTES CARGAS ORGÂNICAS VOLUMÉTRICAS**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento da Universidade Estadual de Londrina, como requisito à obtenção do título de Mestre em Engenharia de Edificações e Saneamento.

**BANCA EXAMINADORA**

---

Orientadora: Profa. Dra. Deize Dias Lopes  
Universidade Estadual de Londrina - UEL

---

Profa. Dra. Ana Cláudia Barana  
Universidade Estadual de Ponta Grossa -  
UEPG

---

Profa. Dra. Joseane Debora Peruço Theodoro  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná -  
UTFPR

Londrina, 15 de setembro de 2017.

*Dedico esse trabalho aos meus pais,  
por todo incentivo e bons conselhos  
dados.*

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço à Deus por ser meu guia, proteção e caminho; a mamãe Maria por me cobrir com Vosso manto sagrado, e ao Espírito Santo por percorrer comigo o caminho.

Agradeço à minha família, pelo apoio, compreensão e acima de tudo por me encorajar a crescer diante das adversidades.

À minha orientadora Deize Dias Lopes deixo a minha gratidão pela oportunidade me concedida e por dispor de tempo e atenção a fim de transmitir seus conhecimentos práticos e teóricos na área do saneamento. E à professora Ana Cláudia Barana, pelo desenvolvimento deste projeto de pesquisa.

Ao CNPq por me proporcionar uma bolsa de estudos e pelo apoio financeiro ao Processo número 483860/2011-5: Remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada de águas residuárias de indústria de ração animal. Agradeço também à Universidade Estadual de Londrina por disponibilizar o ambiente de trabalho.

Deixo minha gratidão à empresa fornecedora do efluente, por ter me aberto suas portas e pelo empenho de seus funcionários em prol deste trabalho.

À todos os companheiros de laboratório, que tanto me ensinaram e estiveram juntos nas alegrias e nos problemas. Obrigada ao Ivan Jorge Alves pela parceria e paciência no ano do experimento. Obrigada a Camila Correa, Camila Azevedo e Isabela Machado pelos ensinamentos técnicos e teóricos. Meu muito obrigada aos graduandos que me auxiliaram nos experimentos, independente do tempo, meu agradecimento ao Henrique Kitamura, Andressa Andrade, Amanda Soares, Danilo Torritani e ao Gabriel de Oliveira.

Aos amigos Danieli dos Santos, Maicom Saretto, Vinicius Gobbo, Micheli Cavalari, Walece Rodrigues e Mirian Oliveira, por todo o incentivo e compreensão pelas minhas ausências nos momentos festivos. Minha especial gratidão aos mestrandos Vilson Gomes e Marcella Ribeiro, que além de colegas de classe se tornaram amigos e companheiros para a vida.

*Dê ao mundo o melhor de você. Mas  
isso pode não ser o bastante. Dê o  
melhor de você assim mesmo. Veja  
você que, no final das contas, é tudo  
entre você e Deus. Nunca foi entre você  
e os outros.*

**Madre Teresa de Calcutá**

SARETTO, Rubiéli. **Associação de reatores anaeróbio e aeróbio no tratamento de efluente agroindustrial submetido a diferentes cargas orgânicas volumétricas**. 2017. 83 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2017.

## RESUMO

Nesta pesquisa, foram avaliados os efeitos do aumento gradativo da carga orgânica volumétrica no desempenho de um sistema composto por reator anaeróbio de leito fixo estruturado combinado com reator aeróbio de leito móvel, aplicado ao tratamento de efluente de indústria de farinha para ração, que utiliza subprodutos de indústrias de processamento de carne. O reator anaeróbio de leito fixo estruturado (volume útil de 9,4 litros) foi preenchido com espumas de poliuretano, e o reator aeróbio de leito móvel (volume útil de 3,4 litros), preenchido com biomedias de polietileno. O sistema foi operado na Fase de adaptação com Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) de 3,7 dias e nas Fases I, II e III com TDH de 1,5 dia. Foram aplicadas ao reator anaeróbio cargas orgânicas volumétricas médias de 0,58; 1,93; 2,13 e 2,61 kg DQO/m<sup>3</sup>.d, respectivamente, para a Adaptação e as Fases I, II e III. O reator aeróbio recebia o efluente do reator anaeróbio, que era alimentado com o efluente da indústria de ração animal. O sistema combinado apresentou concentrações de alcalinidade suficientes para manter o pH acima de 7,25 no reator anaeróbio e acima de 6,57 no reator aeróbio, evitando acúmulo de ácidos graxos voláteis totais nos mesmos. Foi alcançado bom desempenho no sistema global quanto as remoções de DQO total e filtrada, sendo a melhor resposta apresentada durante a Fase I do tratamento, com eficiências de 96 e 92%, respectivamente. A remoção de nitrogênio total, também apresentou melhor resposta na Fase I, com eficiência de 31,0%. O aumento gradativo das cargas orgânicas volumétricas aplicadas, possivelmente, acarretou aumento nas concentrações de DQO dos efluentes anaeróbio e aeróbio, bem como redução na taxa de nitrificação.

**Palavras-chave:** Efluente de indústria. Reator anaeróbio. Reator aeróbio. Remoção de DQO. Remoção de nitrogênio.

SARETTO, Rubiéli. **Association of anaerobic and aerobic reactors in the treatment of agroindustrial effluent submitted to different volumetric organic loads.** 2017. 83 p. Dissertation (Master's degree in Buildings Engineering and Sanitation) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2017.

## ABSTRACT

In this research, the effects of the gradual increase of volumetric organic load on the performance of a system composed anaerobic structured bed reactor combined with aerobic moving bed biofilm reactor, applied to the effluent treatment from an animal food plant, which uses by-products from meat processing industries. The anaerobic structured bed reactor (9.4 L working volume) was filled with polyurethane foams, and the aerobic moving bed biofilm reactor (3.4 L working volume), filled with polyethylene carriers. The system was operated in the Adaptation with hydraulic retention time (HRT) 3.7 days and Phases I, II and III with HRT of 1.5 day. Organic volumetric loads of 0.58; 1.93; 2.13 and 2.61 kg COD/m<sup>3</sup>.d, were applied to the anaerobic reactor, respectively, for the Adaptation and Phases I, II and III. The aerobic reactor received the effluent from the anaerobic reactor, which was fed with effluent from the animal food industry. The combined system had alkalinity concentrations sufficient to maintain pH above 7.25 in the anaerobic reactor and above 6.57 in the aerobic reactor, avoiding accumulation of total volatile fatty acids in them. Good performance was achieved in the overall system as the total and filtered COD removals, the best response being presented during the treatment in the Phase I, with efficiencies of 96 and 92%, respectively. The removal of total nitrogen also showed a better response in Phase I, with efficiency of 31.0%. The gradual increase of the applied organic volumetric loads possibly resulted in an increase in the COD concentrations of the anaerobic and aerobic effluents, as well as a reduction in the nitrification rate.

**Keywords:** Industrial effluent. Anaerobic reactor. Aerobic Reactor. Removal of COD. Nitrogen removal.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Metabolismo bacteriano de degradação anaeróbia .....	21
Figura 2 - Processos envolvidos na formação de biofilmes .....	26
Figura 3 - Processo fabril e os pontos geradores de efluentes da indústria fabricante de farinha de origem animal para ração .....	34
Figura 4 - Sistema de pré-tratamento do efluente .....	35
Figura 5 - Esquema ilustrativo do sistema experimental .....	36
Figura 6 - Sistema experimental.....	37
Figura 7 - Espumas de poliuretano .....	38
Figura 8 - Biomedias de polietileno de baixa densidade .....	38
Figura 9 - Preenchimento do reator anaeróbio.....	39
Figura 10 - Reator aeróbio preenchido com material suporte .....	40
Figura 11 - Comportamento da temperatura ao longo do experimento.....	48
Figura 12 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Adaptação .....	51
Figura 13 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Fase I .....	51
Figura 14 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Fase II .....	51
Figura 15 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Fase III .....	52
Figura 16 - Box-plot das concentrações de ácidos graxos voláteis totais ao longo do experimento.....	53
Figura 17 - Comportamento do pH do afluente e dos efluentes durante as quatro fases experimentais .....	54
Figura 18 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Adaptação .....	58
Figura 19 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Fase I .....	58
Figura 20 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Fase II .....	59
Figura 21 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Fase III .....	59
Figura 22 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Adaptação .....	60
Figura 23 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Fase I .....	60
Figura 24 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Fase II .....	61
Figura 25 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Fase III .....	61

Figura 26 - Eficiências de remoção de DQO do sistema global em relação as COVs aplicadas .....	62
Figura 27 - Concentrações de DQO total dos efluentes anaeróbio e aeróbio, em relação as COVs aplicadas .....	63
Figura 28 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Adaptação .....	65
Figura 29 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Fase I .....	66
Figura 30 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Fase II .....	66
Figura 31 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Fase III .....	67
Figura 32 - Comportamento da amônia livre no reator aeróbio .....	69
Figura 33 - Eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total no sistema em relação as COVs aplicadas .....	70

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Parâmetros operacionais do sistema .....	41
Tabela 2 - Frequência de análise dos parâmetros e metodologia utilizada.....	42
Tabela 3 - Caracterização do efluente agroindustrial pré-tratado.....	46
Tabela 4 – Valores médios das temperaturas durante a Adaptação e as Fases I, II e III .....	48
Tabela 5 - Faixas de alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) da Adaptação e Fase I, dadas em mg CaCO <sub>3</sub> /L .....	49
Tabela 6 - Faixas de alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) das Fases II e III, dadas em mg CaCO <sub>3</sub> /L.....	49
Tabela 7 - Valores médios da relação AI/AP para a Adaptação e as Fases I, II e III .....	50
Tabela 8 - Concentrações médias dos SST e SSV no afluente e nos efluentes, durante as Fases II e III do experimento .....	55
Tabela 9 - Concentrações médias de DQO total e filtrada para a Adaptação e as Fases I, II e III.....	56
Tabela 10 - Concentrações médias da série de nitrogênio (mg N/L) durante a Adaptação e a Fase I .....	64
Tabela 11 - Concentrações médias da série de nitrogênio (mg N/L) durante as Fases II e III.....	64
Tabela 12 – Concentrações médias da biomassa total presente nos reatores anaeróbio e aeróbio .....	71

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ADAP	Adaptação
AE	Aeróbio.
AF	Antes do flotador.
AFL	Afluente.
AGV	Ácidos graxos totais.
Al	Alcalinidade intermediária (alcalinidade à ácidos voláteis).
ANA	Anaeróbio.
AP	Alcalinidade parcial (alcalinidade à bicarbonato).
AT	Alcalinidade total.
CH <sub>4</sub>	Metano.
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente.
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono.
COV	Carga orgânica volumétrica.
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio.
DF	Depois do flotador.
DQO	Demanda Química de Oxigênio.
DQOafl	Demanda Química de Oxigênio do afluente.
DQOefl	Demanda Química de Oxigênio do efluente.
EFL	Efluente.
EPS	Substâncias poliméricas extracelulares.
H <sub>2</sub> O	Água.
N-amon.	Nitrogênio amoniacal.
NH <sub>3</sub>	Amônia livre.
NKT	Nitrogênio Kjeldahl Total.
NKTafl	Concentração de nitrogênio kjeldahl total do afluente.
NKTefl	Concentração de nitrogênio kjeldahl total do efluente.
N <sub>2</sub>	Nitrogênio molecular.
NO <sub>2</sub>	Nitrito.
NO <sub>3</sub>	Nitrato.
N-org.	Nitrogênio orgânico.
NT	Nitrogênio total.
O <sub>2</sub>	Oxigênio.

OD	Oxigênio dissolvido.
OH	Hidroxila.
pH	Potencial hidrogeniônico.
SST	Sólidos em suspensão totais.
ST	Sólidos totais.
SSV	Sólidos em suspensão voláteis.
SSV <sub>efl</sub>	Concentração de sólidos em suspensão voláteis do efluente.
STV	Sólidos totais voláteis.
T	Temperatura.
TDH	Tempo de detenção hidráulica.
UASB	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo.

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b>	15
<b>2</b>	<b>OBJETIVO GERAL</b>	17
2.1	Objetivos específicos	17
<b>3</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	18
3.1	Indústria produtora de farinha para ração de origem animal	18
3.2	Tratamento biológico de águas residuárias agroindustriais	19
3.2.1	Remoção biológica de matéria orgânica	20
3.2.2	Remoção biológica de nitrogênio	22
3.3	Sistemas biológicos com crescimento aderido	25
3.3.1	Materiais suportes para biomassa	30
3.4	Aspectos legais relacionados ao lançamento do efluente industrial	31
<b>4</b>	<b>MATERIAL E MÉTODOS</b>	33
4.1	Água Residuária	33
4.2	Sistema Experimental	35
4.3	Meio Suporte	37
4.4	Partida do Sistema	39
4.5	Procedimento Operacional	41
4.6	Parâmetros de Monitoramento	41
4.7	Quantificação de biomassa	42
4.8	Cálculos	43
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>	46
5.1	Caracterização do efluente agroindustrial	46
5.2	Parâmetros de monitoramento	47
5.2.1	Temperatura	48
5.2.2	Alcalinidade e pH	49
5.2.3	Sólidos	55
5.2.4	Remoção de matéria orgânica	56
5.2.5	Remoção de nitrogênio	63
5.3	Quantificação da biomassa	71
<b>6</b>	<b>CONCLUSÃO</b>	72
<b>7</b>	<b>SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</b>	74
	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	75

## 1 INTRODUÇÃO

Empresas agroindustriais produtoras de farinhas para ração, que utilizam como matéria prima subprodutos de abatedouros, tem um papel importante na preservação do meio ambiente. O resíduo de origem animal que antes seria descartado ganha atribuição de valor e minimiza o consumo de matéria prima bruta (WOSIACK et al., 2015).

As águas residuárias do processamento de produtos de origem animal são caracterizadas principalmente por elevadas concentrações de proteínas, gorduras, óleos e graxas, e fibras (RUIZ et al., 1997). Esses efluentes apresentam, além de elevadas concentrações de matéria orgânica, compostos nitrogenados e sulfurosos.

A biodegradação desses efluentes, quando lançados em corpos hídricos, provoca o consumo de oxigênio dissolvido, além disso, pode causar eutrofização e toxicidade nos ambientes aquáticos, associados a outros problemas (NETO; COSTA, 2011; BORKAR; GULHANE; KOTANGALE, 2013).

A preservação ambiental atrelada à preocupação com a saúde pública tornou mais rigoroso o controle de lançamento de águas residuárias em corpos hídricos e, por isso, tem estimulado o desenvolvimento e aplicação de tecnologias de tratamento mais avançadas para atender a legislação (BARRERA et al., 2012).

A degradação anaeróbia é amplamente utilizada no tratamento de águas residuárias agroindustriais por remover matéria orgânica e favorecer a amonificação de compostos orgânicos nitrogenados (proteínas, aminoácidos e uréia) em nitrogênio amoniacal (BERNET et al., 2000). Entretanto, mesmo com elevada eficiência na remoção de matéria orgânica, o tratamento anaeróbio sozinho não é suficiente para enquadrar o efluente nos padrões exigidos por lei. Assim, torna-se necessário a instalação de uma unidade de pós-tratamento aeróbio para promover a remoção de nitrogênio e realizar o polimento final da água residuária (MOLETTA, 2005).

A combinação de reatores anaeróbios e aeróbios pode maximizar a eficiência do tratamento sem grande aumento nos custos de implantação e operação, possibilitando maior remoção de matéria orgânica e nitrogênio, com baixa produção de lodo e menores gastos energéticos (ABREU; ZAIAT, 2008). Resultados de pesquisas, com reatores em escala de bancada, tem indicado que o tratamento

combinado se torna mais eficaz com o uso de biomassa imobilizada, permitindo maior tempo de retenção celular e maior concentração de microrganismos ativos, quando comparados aos sistemas com biomassa em suspensão (ROSTRON; STUCKEY; YOUNG, 2001).

No tratamento de esgoto sanitário e de efluentes industriais com biomassa aderida, reatores de leito fixo estruturado (MOURA, 2011; BARANA et al., 2013) e de leito móvel (HOSSEINI; BORGHEI, 2005) tem apresentado bons resultados.

De acordo com Camiloti et al. (2014) reatores anaeróbios de leito fixo estruturado baseiam-se na utilização de um leito estruturado como matriz para imobilização da biomassa anaeróbia. Este tipo de sistema foi projetado para evitar acúmulo de sólidos em suspensão no leito, reduzindo obstruções, e têm sido empregado com sucesso no tratamento de diferentes tipos de águas residuárias, devido sua estabilidade, fácil controle de operação e alta eficiência de degradação.

Já os reatores de leito móvel foram projetados visando reunir as melhores características dos sistemas de lodos ativados e dos filtros biológicos. Os reatores de leito móvel ocupam todo o volume do tanque para o crescimento da biomassa, oferecendo boa eficiência de remoção dos poluentes, maior estabilidade e simplicidade de operação, sem necessidade de recirculação do lodo. Nestes sistemas a biomassa cresce aderida em materiais suportes que se movem livremente no volume líquido do reator, auxiliados por mecanismos de mistura ou de aeração (RUSTEN et al., 2006; WANG et al., 2006).

Considerando as vantagens da associação dos processos anaeróbio e aeróbio e do uso de reatores de crescimento aderido, este estudo avaliou a combinação de reatores anaeróbio de leito fixo estruturado e reator aeróbio de leito móvel para o tratamento de efluente de indústria de processamento de ração animal, sob diferentes condições de carga orgânica volumétrica.

## **2 OBJETIVO GERAL**

Avaliar os efeitos do aumento gradativo de carga orgânica volumétrica no desempenho de um sistema composto por reator anaeróbio de leito fixo estruturado combinado com reator aeróbio de leito móvel, no tratamento biológico de efluente de indústria de farinha para ração a partir de subprodutos de origem animal.

### **2.1 Objetivos específicos**

- Analisar a eficiência de remoção de matéria orgânica no sistema em cada condição de carga orgânica volumétrica aplicada;
- Avaliar a eficiência de remoção de matéria nitrogenada no sistema em cada condição de carga orgânica volumétrica aplicada;
- Verificar o efeito do aumento gradativo das cargas orgânicas volumétricas na estabilidade operacional do sistema;
- Determinar a melhor condição operacional do sistema.

### **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1 Indústria produtora de farinha para ração de origem animal**

Durante o 4º trimestre de 2016, no Brasil foram abatidas 1,41 bilhão de cabeças de frango, com geração de 3,21 milhões de toneladas de carcaças, compostas por porção muscular, ossos e gordura. A região sul foi responsável por 60,6% do abate nacional de frangos. O estado do Paraná lidera o ranking de abate, com 31,4% e o ranking de exportação, com 315.442.599 kg de carne in natura exportadas. No mesmo período, no Brasil foram abatidas 10,81 milhões de cabeças de suínos, com 938,16 mil toneladas de carcaças produzidas. A região sul é a maior abatedora de suínos, representando 65,4% do abate nacional, onde o Paraná ocupa a segunda posição no ranking de abate e a terceira no ranking de exportação, com 19.784.798 kg de carne in natura exportadas. Em relação aos bovinos, o Brasil abateu 7,41 milhões de cabeças, com geração de 1.850.813 toneladas de carcaças. O Paraná ocupa o nono lugar entre os estados abatedores de bovinos, com 344.497 cabeças abatidas no 4º trimestre de 2016 (IBGE, 2017).

Como consequência das operações de abate para obtenção de carne e derivados, originam-se subprodutos, como couro, sangue, ossos, gordura, partes da carne, tripas e até mesmo animais inteiros condenados pela inspeção sanitária. Os subprodutos passam por processamentos específicos para serem reaproveitados em outros setores da agroindústria, como nas graxarias, onde os principais produtos gerados são gordura animal e óleos, que são usados na indústria de sabões/sabonetes e na indústria química, e farinhas de carne, vísceras e ossos (para a alimentação animal) (PACHECO, 2006).

As farinhas de origem animal normalmente são utilizadas por apresentarem vantagens nutricionais, como fonte de proteína, cálcio e fósforo, e econômicas, além de minimizar o consumo de matéria prima bruta. A produção das farinhas, a partir destes resíduos, também evita problemas ambientais, como o descarte dos subprodutos na natureza caso não fossem reutilizados. De acordo com Meeker (2006) os subprodutos que chegam até a cadeia produtiva das farinhas para ração animal passam por processos de transformação físicos e químicos, gerando efluentes ricos em proteínas.

Em geral as características dos efluentes do processamento de produtos de origem animal são dependentes do tamanho e do tipo de animal abatido (RAJAKUMAR et al., 2012). Além do consumo de água, energia e do uso de produtos químicos, são gerados efluentes com elevada carga orgânica, conteúdo de gordura, sólidos, óleos e graxas, nitrogênio e fósforo. Os efluentes gerados por esse setor também apresentam flutuações de pH em função do uso de agentes de limpeza ácidos e básicos e oscilações de temperatura, devido ao uso de água quente e fria (MEES et al., 2009).

Se lançados sem tratamento, esses efluentes podem causar danos no meio aquático, como eutrofização pelo excesso de nutrientes e redução dos níveis de oxigênio dissolvido pela degradação da matéria orgânica. Além do mais, o nitrogênio, dependendo da forma em que se encontra, pode causar riscos à saúde humana. Por essas razões é necessária a remoção destes compostos poluentes antes dos efluentes serem lançados em corpos hídricos (WANG et al., 2006).

### **3.2 Tratamento biológico de águas residuárias agroindustriais**

No caso do tratamento de águas residuárias agroindustriais, o processo mais indicado é o biológico, considerando que este permite o tratamento de grandes volumes de efluentes e por outro lado, pode alcançar altas taxas de remoção de matéria orgânica e nitrogenada, com custos relativamente baixos. A biodegradabilidade dos efluentes das agroindústrias reforçam o desempenho desse tipo de tratamento (CAO; MEHRVAR, 2011).

Diversos autores obtiveram resultados satisfatórios utilizando tratamento biológico em pesquisas com efluentes agroindustriais (RUIZ et al., 1997; TAL et al., 2003; MOLETTA, 2005; FIA et al., 2012; RAMIRES; OLIVEIRA, 2014; GIRI; ARMAL; SATYANARAYAN, 2015).

Os processos biológicos reproduzem em escala de tempo e área os fenômenos de autodepuração que ocorrem na natureza. O tratamento se baseia na utilização de matéria orgânica, solúvel, coloidal ou particulada, usualmente medida na forma de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) ou demanda química de oxigênio (DQO), como substrato para os microrganismos (ISOLDI et al., 2003).

Barana et al. (2013) avaliaram o pós-tratamento de um efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), utilizado para tratar água

residuária de abatedouro avícola, em reator de leito fixo estruturado com aeração intermitente. Os autores alcançaram bons resultados no polimento final do efluente, com remoções de nitrogênio total e DQO de 62% e 95%, respectivamente.

Segundo Rostron, Stuckey e Young (2001) o tratamento biológico também apresenta menor geração de produtos secundários indesejáveis. E uma das principais funções desse tratamento é a remoção de matéria orgânica e nitrogenada de águas residuárias.

### **3.2.1 Remoção biológica de matéria orgânica**

Em ambientes aeróbios diversos tipos de microrganismos participam diretamente ou indiretamente do processo de degradação da matéria orgânica. As bactérias usam as substâncias orgânicas do efluente como fonte de alimento (substrato), transformando-as em energia, novas células, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, NH<sub>3</sub>, entre outros subprodutos. Basicamente a degradação ocorre pela interação de três processos: oxidação, síntese e auto-oxidação (SANTOS, 2004).

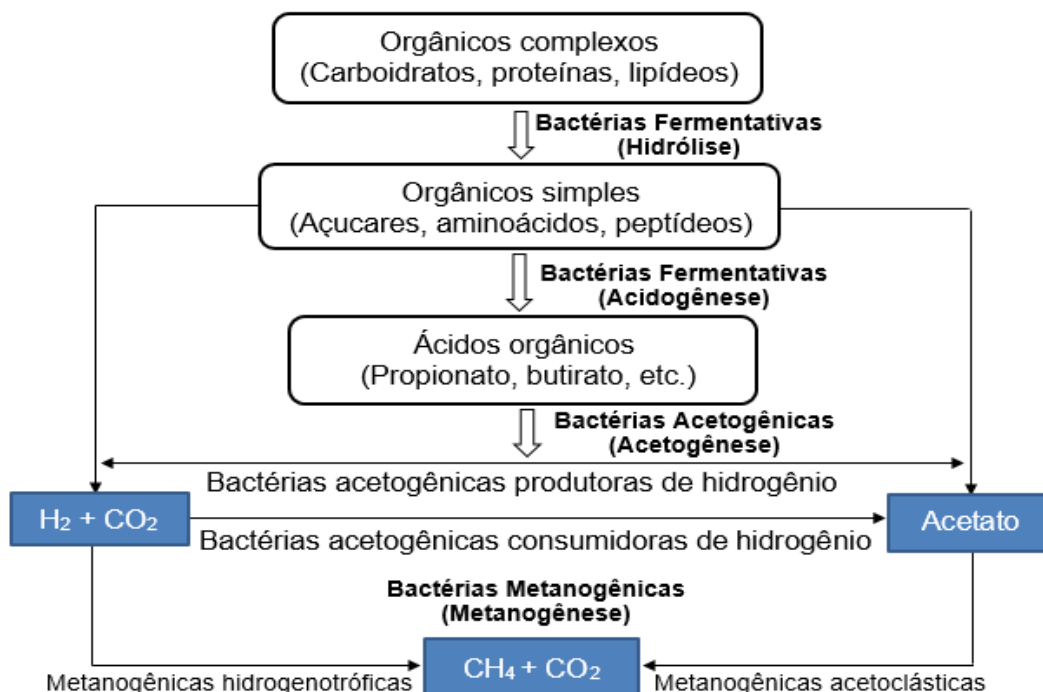
Ainda de acordo com Santos (2004) o processo de oxidação ocorre por catabolismo, onde os compostos orgânicos são usados como fonte de energia pelas bactérias, que os convertem em produtos estáveis. Na síntese, o metabolismo bacteriano ocorre por meio de anabolismo, os microrganismos utilizam a matéria orgânica para formação de novas células. E na auto-oxidação os microrganismos obtêm energia pela decomposição do próprio material celular, que se encontra inativo.

No processo anaeróbio compostos orgânicos complexos são transformados, na ausência de oxigênio molecular, em compostos mais simples, como metano e gás carbônico, por um consórcio de microrganismos especializados (FORESTI et al., 1999). Observa-se que a biodegradação anaeróbia ocorre na ausência de aceptores inorgânicos de elétrons, exceto prótons e dióxido de carbono. Por isso, o organismos utilizam o substrato comoceptor de elétrons – transferência interna de elétrons, assim neste processo resultam dois produtos uma mais reduzido e outro mais oxidado.

Em ambiente anaeróbio a degradação da matéria orgânica é bastante diferente do processo aeróbio devido à grande complexidade e à interdependência dos microrganismos que participam dos diferentes estágios de remoção dos compostos

carbonáceos (FORESTI et al., 1999). A Figura 1 exemplifica o metabolismo bacteriano da degradação anaeróbia.

Figura 1 - Metabolismo bacteriano de degradação anaeróbia



Fonte: Adaptado de Chernicharo (1997)

A degradação anaeróbia ocorre em quatro etapas: Hidrólise, em que bactérias fermentativas, por meio de exo-enzimas, transformam compostos orgânicos particulados em compostos dissolvidos de menor peso molecular; Acidogênese, nessa etapa bactérias fermentativas absorvem em suas células os compostos gerados na hidrólise e os transformam em ácidos orgânicos de cadeia curta e hidrogênio; Acetogênese, é a etapa responsável pela produção de ácido acético, hidrogênio e dióxido de carbono, a partir dos ácidos orgânicos formados na etapa anterior; e Metanogênese, onde os produtos formados na acetogênese são convertidos em metano, gás carbônico e novas células (FORESTI et al., 1999).

As arqueias (Archaea) metanogênicas, responsáveis pela etapa final da degradação anaeróbia, possuem baixa taxa de crescimento e de utilização dos ácidos orgânicos, geralmente representando o fator limitante do processo. Na degradação anaeróbia, 70 a 90% da matéria orgânica biodegradável é transformada em biogás; 5 a 15% é transformada em biomassa, que faz parte do lodo excedente do reator; e 10 a 30% corresponde a parcela orgânica não degradada. Os sistemas de tratamento

anaeróbios possuem baixa produção de lodo, devido ao baixo rendimento das reações catabólicas (CHERNICHARO, 1997).

Altamira et al. (2008) considera que a degradação anaeróbia de águas residuárias agroindustriais representa alto potencial de produção de metano, devido ao elevado conteúdo de matéria orgânica presente. Logo, essa degradação é importante tanto para a remoção de poluentes das águas residuárias quanto para a produção de fontes de energia renováveis. Além de não demandar uso de energia, já que não é necessária introdução de oxigênio em sistemas anaeróbios.

### **3.2.2 Remoção biológica de nitrogênio**

Os lançamentos excessivos de compostos nitrogenados em meios aquáticos, devido as atividades antrópicas, podem causar danos ambientais e de saúde pública, como: toxicidade, depleção de oxigênio, eutrofização, e doenças como a metahemoglobinemia, conhecida como síndrome do bebê azul (GAO; SCHERSON; WELLS, 2014).

Segundo Metcalf e Eddy (2003) nos sistemas de tratamento biológicos, o primeiro processo que ocorre com os efluentes nitrogenados é chamado de amonificação, onde o nitrogênio orgânico é transformado em nitrogênio amoniacal.

Os processos seguintes, são realizados por nitrificação e desnitrificação. São descritos na literatura, diferentes vias metabólicas de nitrificação e desnitrificação, onde todas, basicamente consistem em levar o nitrogênio amoniacal a nitrogênio gasoso, que é emitido para a atmosfera sem danos ao meio ambiente. Os processos de nitrificação e desnitrificação não convencionais mais citados na literatura são:

**ANAMMOX:** a amônia é convertida a nitrogênio molecular, na ausência de oxigênio molecular, por bactérias oxidadoras anaeróbias, em que o nitrito atua como aceptor de elétrons (ZHANG et al., 2008);

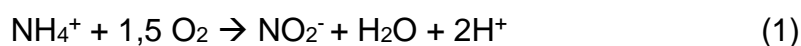
**Nitrificação e Desnitrificação Simultânea:** ocorre devido a estratificação das camadas do biofilme, devido a dificuldade de difusão de oxigênio, ou ainda por meio da adoção de aeração intermitente, permitindo a remoção completa do nitrogênio em um único reator (MUNCH; LANT; KELLER, 1996);

**SHARON:** ocorre nitrificação por via curta, onde a amônia é oxidada a nitrito que é reduzido à nitrogênio molecular (sem ocorrer nitratação). Esse processo é operado em temperaturas na faixa de 30 a 40°C (WU et al., 2014);

CANON: é o processo acoplado SHARON-ANAMMOX, que combina nitrificação parcial com reação anammox em um único reator, sob limitação de oxigênio (THIRD et al., 2001; SLIEKERS et al., 2002).

A Nitrificação e Desnitrificação Convencional ocorre em ambientes separados. A nitrificação ocorre em meio aeróbio e a desnitrificação em meio anaeróbio com presença de nitrato ou nitrito, ou seja meio anóxico.

No processo convencional de remoção de nitrogênio ocorre inicialmente a nitrificação, estritamente aeróbia, realizada por organismos quimioautótrofos que utilizam oxigênio como receptor final de elétrons e carbono inorgânico como fonte de carbono. Nesse processo bactérias oxidantes de amônia transformam amônia em nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e bactérias oxidadoras de nitrito oxidam o nitrito em nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ), por meio das reações demonstradas nas Equações 1 e 2 (RUIZ; JEISON; CHAMY, 2003).



Segundo Metcalf e Eddy (2003) a demanda teórica de oxigênio para o processo de nitrificação é de 4,57 mg de  $\text{O}_2$  por mg de  $\text{N-NH}_4^+$ , correspondente a 3,43 mg de  $\text{O}_2$  para a nitrificação (Equação 1) de 1 mg de  $\text{N-NH}_4^+$  e a 1,14 mg de  $\text{O}_2$  para a nitratação (Equação 2) de 1 mg de  $\text{N-NO}_2^-$ .

As bactérias que atuam no processo de oxidação da amônia são do gênero *Nitrosococcus*, *Nitrosomonas*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus*; e as responsáveis pela oxidação do nitrito são do gênero *Nitrobacter*, *Nitrococcus* e *Nitrospira* (ZHU et al., 2008). Esses microrganismos são autotróficos, uma vez que utilizam  $\text{CO}_2$  ou outras formas de carbono inorgânico como fonte de carbono ou, ainda, quimiolitotróficos, pois oxidam compostos inorgânicos como doadores de elétrons na cadeia respiratória, para a obtenção de energia (MOURA, 2011).

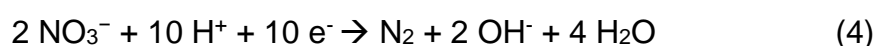
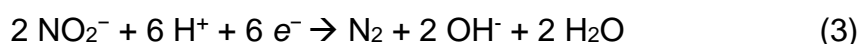
A nitrificação é a etapa limitante no processo de remoção de nitrogênio. Considerando que as bactérias responsáveis pela oxidação do nitrito (*nitrobacter*) possuem taxa de crescimento superior em relação às oxidadoras de amônia (*nitrosomonas*) o acúmulo de nitrito no sistema só ocorre se o mesmo estiver operando em condições desfavoráveis, como tempos de detenção hidráulica inadequados, alta concentração de amônia livre, pH e temperatura desfavoráveis, limitação da concentração de oxigênio dissolvido, presença de substâncias inibidoras e baixo tempo de retenção celular (HENZE et al., 1997).

Segundo Carrera, Vicent e Lafuente (2004) e Carvalho Junior (2008), outro fator que interfere no crescimento das bactérias nitrificantes é a alta carga orgânica afluyente ao reator, dada pela relação DQO/NKT (C/N). A baixa velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes, em relação as bactérias heterótrofas, pode ser desfavorável na competição por espaço no biofilme. Fato que pode afetar a eficiência de oxidação do nitrogênio amoniacal. Valores elevados da relação DQO/NKT favorecem a predominância da biomassa heterotrófica.

Como condições ótimas para a nitrificação, conforme citado em Santos (2014), têm-se: temperaturas entre 25 e 35°C, apesar de a nitrificação poder ocorrer numa faixa de 5 a 50°C, pH entre 7,5 e 9,0, e concentrações de oxigênio dissolvido superiores a 2 mg O<sub>2</sub>/L.

Na remoção de nitrogênio, na etapa posterior a nitrificação ocorre a desnitrificação, em condições anóxicas, onde o nitrato (gerado na nitrificação) é utilizado como receptor de elétrons, sendo reduzido a nitrogênio gasoso na presença de uma fonte de carbono orgânico (carboidratos, alcoóis orgânicos, aminoácidos e ácidos graxos), que funciona como doador de elétrons (VAN RIJN; TAL; SCHREIER, 2006; SANTOS et al., 2016). De acordo com Qin e Yu (2006) a fonte de carbono orgânico utilizada pela população desnitrificante também facilita o crescimento dos microrganismos heterotróficos decompositores da matéria orgânica.

A desnitrificação tem o óxido nítrico e o óxido nitroso como possíveis intermediários, igualmente lançados na atmosfera, porém, em quantidades normalmente muito baixas (ASLAN; CAKICI, 2007). As Equações 3 e 4 demonstram o processo de desnitrificação, segundo Zhu et al. (2008).



A etapa de desnitrificação é realizada por bactérias heterotróficas facultativas, normalmente do gênero *Pseudomonas*, que utilizam compostos orgânicos como fonte de energia e fonte de carbono necessários para construir sua biomassa. Esses microrganismos podem ser afetados por mudanças nas condições ambientais, como temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido, ausência de fonte de carbono, concentração de nitrato, tempo de retenção celular, presença de substâncias inibidoras e altas intensidades de luz (NAIR et al., 2007).

A desnitrificação pode ocorrer na faixa de temperatura entre 10 a 30 °C e pH entre 6,5 e 8,0. O oxigênio dissolvido deve estar ausente ou em concentrações baixas, pois tem a capacidade de inibir tanto a atividade como a síntese de enzimas desnitrificantes (SURAMPALLI et al., 1997).

A disponibilidade de doadores de elétrons, expressa pela relação C/N, também desempenha um papel importante na desnitrificação biológica. A baixa relação C/N limita o fornecimento de elétrons para reações redutivas, e pode causar acúmulo de intermediários, como nitrito, no processo de desnitrificação. Enquanto o excesso de doadores de elétrons poderá resultar em maiores concentrações de DQO no efluente (ASLAN; CACIKI, 2007; MOHAN et al., 2016).

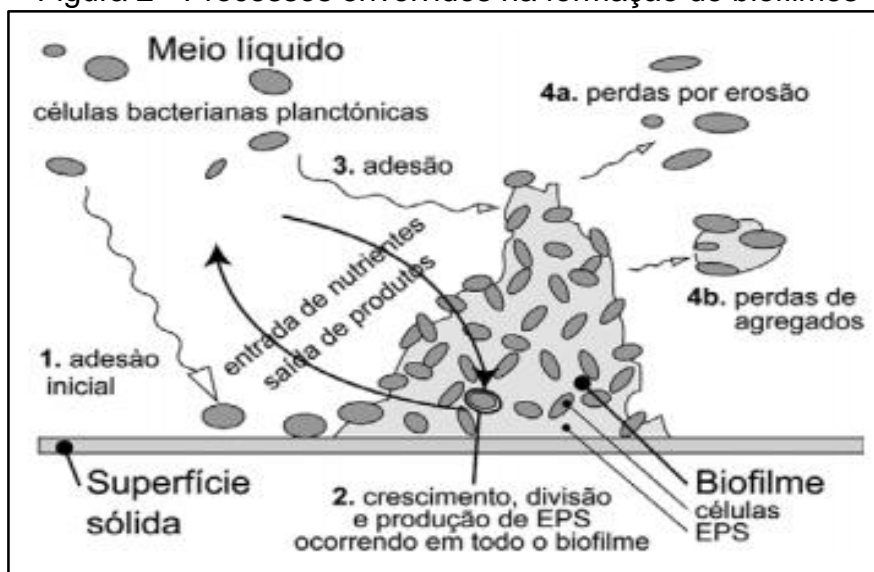
### **3.3 Sistemas biológicos com crescimento aderido**

Segundo Abreu e Zaiat (2008) em sistemas de tratamento biológico podem ocorrer perdas de biomassa com o efluente, influenciando de forma negativa o desempenho do processo. A forma mais comum de evitar essas perdas é através de reatores com crescimento aderido, em que os microrganismos se fixam em materiais suporte, formando o biofilme.

De acordo com Costerton et al. (1987) a formação de biofilmes, é um fenômeno natural, que consiste na adesão de microrganismos a uma superfície sólida toda vez que esta superfície estiver em contato com a água. A formação de biofilmes em superfícies com nutrientes disponíveis pode ser considerada como uma estratégia de sobrevivência e proteção das bactérias.

A Figura 2 mostra os principais processos envolvidos na formação de biofilmes sobre uma superfície sólida em contato com um meio aquoso.

Figura 2 - Processos envolvidos na formação de biofilmes



Fonte: Xavier et al. (2003)

De acordo com Xavier et al. (2003), Garret; Bhakoo e Zhang (2008) a formação dos biofilmes se inicia pelo transporte de células livres do meio líquido para uma superfície sólida, onde ocorre sua fixação. Após fixadas na superfície, as células começam a consumir os nutrientes provenientes do líquido circundante, e obtêm energia para crescerem e se dividirem. Nesta fase de crescimento ocorre a produção e excreção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS). Para complementar a adesão microbiana, células bacterianas flutuantes e outras partículas também se fixam à superfície do biofilme. A adesão inicialmente é reversível e em seguida se torna irreversível. E por fim, acontece a liberação de material celular por perda de células individuais (cisalhamento) ou por perda de agregados maiores.

De forma geral, os biofilmes são constituídos por água, microrganismos, substâncias poliméricas extracelulares, partículas retidas e substâncias dissolvidas e adsorvidas. Os nutrientes necessários para o crescimento bacteriano são transportados da superfície do biofilme para as regiões internas por processos de difusão. Assim, quando a espessura do biofilme aumenta, o volume de reação total dos microrganismos também aumenta, elevando a taxa de consumo do substrato (SEKER; BEYENAL; TANYOLAG, 1995).

Dessa maneira, os biofilmes desempenham um papel importante na operação dos sistemas de tratamento biológicos, uma vez que estes tem efeito direto sobre a quantidade de biomassa do sistema, beneficiando os reatores que podem operar com menor tempo de detenção hidráulica, conseqüentemente com menor

volume de reação. Além disso, a fixação da biomassa e a diversidade de espécies de microrganismos permitem maiores tempos de retenção celular e maior capacidade de resiliência às mudanças ambientais, como temperatura, pH, concentração de nutrientes, produtos metabólitos e substâncias tóxicas, quando comparados a outros sistemas, como lodos ativados (ODEGAARD, 1999; BORKAR; GULHANE; KOTANGALE, 2013).

De acordo com Rostron, Stuckey e Young (2001) a imobilização em sistemas contínuos possibilita a atividade metabólica de microrganismos heterotróficos e autotróficos no mesmo biofilme, e assegura a permanência dos microrganismos no sistema de tratamento, tornando o tempo de retenção celular independente do tempo de detenção hidráulica.

Os sistemas biológicos com imobilização podem ser anaeróbios, aeróbios ou anaeróbio-aeróbio combinados. Sistemas combinados anaeróbio-aeróbio mostram-se promissores, pois além da remoção de matéria orgânica é possível realizar a remoção de matéria nitrogenada. Estes sistemas apresentam vantagens como, menor requerimento de aeração, menor produção de lodo e baixo custo de operação e implantação, se comparados aos sistemas de tratamento convencionais por lodos ativados (KUNZ et al., 2002).

Nos sistemas combinados anaeróbio-aeróbio, em geral, o tratamento se inicia na unidade anaeróbia, uma vez que esta tem potencial para receber e remover elevadas cargas orgânicas, reduzindo o consumo de oxigênio nas unidades posteriores (CHERNICHARO, 2006). Considerando que na unidade aeróbia o oxigênio é utilizado concomitantemente pelos microrganismos heterotróficos decompositores de matéria orgânica e pelos autotróficos nitrificantes, a menor quantidade de matéria orgânica encaminhada para essa unidade reduz o consumo de oxigênio pelos heterotróficos, aumentando a disponibilidade de oxigênio para os nitrificantes.

Segundo Foresti et al. (1999) o processo anaeróbio é capaz de remover em torno de 70% do material orgânico em sua unidade, sem a necessidade do uso de energia e de adição de substâncias químicas auxiliares. Além de que a retenção de biomassa tem especial interesse no processo anaeróbio devido à baixa taxa de crescimento das bactérias envolvidas.

Ainda de acordo com Foresti et al. (1999) as principais vantagens dos sistemas de tratamento anaeróbio são: baixo consumo de energia, menor produção

de lodo, possibilidade de utilização do gás metano e possibilidade de funcionamento após longos períodos de interrupção. No entanto o processo também apresenta aspectos negativos como longos períodos de partida quando não há inóculo adequado, sensibilidade em relação às mudanças nas condições ambientais (pH, temperatura, sobrecargas orgânicas e hidráulicas), e possível emissão de odores.

Diversas configurações de sistemas anaeróbios foram utilizadas ao longo dos anos. Entretanto alguns problemas práticos foram verificados, como necessidade de grandes áreas para lagoas anaeróbias, perda de sólidos junto com o efluente no caso dos reatores UASB e entupimentos nos sistemas de filtro biológico anaeróbios (KATO et al., 1999).

Os reatores de leito fixo estruturado favorecem a retenção de concentrações elevadas de biomassa aderida e, por isso, apresentam elevada remoção de matéria orgânica mesmo em baixos tempos de detenção hidráulica (MOCKAITIS et al., 2014).

Moura, Damianovic e Foresti (2012) estudaram um reator vertical de leito fixo estruturado, usando como material suporte espuma de poliuretano, para avaliar a remoção de nitrogênio e matéria orgânica de água residuária sintética (simulando esgoto sanitário). O reator foi operado com alimentação contínua e aeração intermitente, e apresentou eficiências de remoção de 82% para nitrogênio total e de 85% para matéria orgânica, com tempo de detenção hidráulica de 12 horas.

Wosiack et al. (2013) estudaram um sistema de leito fixo estruturado para o tratamento de efluentes de fábrica de ração animal. O sistema operou de forma combinada anaeróbio-aeróbio no mesmo reator, e apresentou eficiências de 91,8% e 93,3% de remoção de matéria carbonácea e nitrogenada, respectivamente, para TDH de 3 dias e concentração de DQO afluente em torno de 810 mg O<sub>2</sub>/L.

Moretto (2014) avaliou um sistema composto por reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado, usando espumas de poliuretano como material suporte, e reator aeróbio de leito móvel com suportes de polietileno de baixa densidade. O sistema visou a remoção de matéria orgânica e nitrogênio de efluente da produção industrial de farinha para ração animal. As melhores eficiências obtidas foram, 76 e 85% para remoção de DQO total e 56 e 76% para remoção de nitrogênio total, com TDH de 1,5 e 1,0 dia, respectivamente, e temperaturas médias de 27,2 e 28,6°C, o que deve ter favorecido a melhor eficiência na fase com TDH de 1 dia.

No entanto, os efluentes tratados nos sistemas anaeróbios normalmente não se enquadram nos padrões de lançamento, por conter frações remanescentes de matéria orgânica particulada e solúvel, além de nutrientes e patógenos. A maior parte destes poluentes restantes pode ser removida em unidades de pós-tratamento aeróbias, permitindo a geração de um efluente final que se enquadre nos padrões ambientais vigentes (AQUINO; CHERNICHARO, 2005).

O uso do processo aeróbio como unidade de pós-tratamento do reator anaeróbio reduz o custo total do tratamento. Entre os sistemas aeróbios utilizados no polimento final dos efluentes podem ser citados os filtros biológicos, biodiscos, biofiltros submersos rotativos e os biofiltros granulares. Entretanto, esses sistemas, respectivamente, apresentam desvantagens, como necessidade de grandes volumes, falhas mecânicas, dificuldade de manter fluxo de distribuição uniforme sobre a superfície e retrolavagem que impede o uso de operação contínua (KAWAN et al., 2016). Os sistemas de lodos ativados é um dos sistemas aeróbios mais utilizados, porém, geram grandes volumes de lodo e tem elevado consumo de energia (KUNZ et al., 2002).

Atualmente entre os sistemas de pós-tratamento aeróbios com crescimento aderido, o reator de leito móvel tem ganhado destaque no tratamento de efluentes. Este tipo de reator é uma unidade de tratamento cuja a biomassa cresce aderida a um material suporte que permanece em suspensão, uma vez que a densidade deste é próxima a da água. A movimentação do material ocorre devido aos mecanismos de aeração (KERMANI et al., 2009; BORKAR; GULHANE; KOTANGALE, 2013).

Os sistemas de crescimento aderido de leito móvel apresentam vantagens, como: maior concentração de biomassa ativa no tanque de aeração, minimizando o carreamento dos microrganismos do sistema; possibilidade de atividade metabólica de microrganismos heterotróficos e autotróficos no mesmo ecossistema de biomassa; menor sensibilidade à condições ambientais adversas e insignificante perda de carga no reator (LOUKIDOU; ZOUBOULIUS, 2001).

Wang et al. (2006) operaram um reator de leito móvel visando a remoção de nitrogênio de águas residuárias domésticas através de nitrificação e desnitrificação simultâneas. Os autores obtiveram eficiência média de remoção de nitrogênio total igual a 89,9% com tempo de detenção hidráulica de 6 horas.

Diversos outros pesquisadores relatam a eficiência dos sistemas de tratamento de leito móvel com biomassa aderida para diferentes tipos de efluentes

(ODEGAARD, 1999; TAL et al., 2003; HOSSEINI; BORGHEI, 2005; LUOSTARINEN et al., 2006; KIM et al., 2011; MORETTO, 2014; KAWAN et al., 2016).

### **3.3.1 Materiais suportes para biomassa**

Os meios suportes são materiais inertes e estruturalmente resistentes, utilizados fixos ou em suspensão, em sistemas de tratamento visando a formação de biofilmes. No caso, de suportes utilizados em suspensão, o material deve apresentar densidade próxima a da água e ser mantido em movimento através de aeração ou agitação (KUS; WIESMANN, 1995).

Segundo Ortega et al. (2001) a utilização de materiais suportes capazes de imobilizar a biomassa ativa permite aumentar a quantidade e o tempo de permanência dos microrganismos no interior dos reatores, favorecendo o regime de operação contínua e proporcionando sistemas mais estáveis, controláveis e com elevada eficiência de degradação. Além de melhorar o contato entre o substrato e a biomassa; e atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carregados para fora do sistema de tratamento.

Uma ampla gama de suportes para imobilização de células são estudados em diferentes sistemas de tratamento, como: areia (LEE; ONG; NG, 2004), brita (FIA et al., 2010), cerâmicas (ORTEGA et al., 2001), anéis de bambu e fibras de coco (OLIVEIRA; BRUNO, 2013), carvão vegetal (LOUKIDOU; ZOUBOULIUS, 2001), espumas de poliuretano (LIMA et al., 2005; ABREU; ZAIAT, 2008; MOURA; DAMIANOVIC; FORESTI, 2012), suportes plásticos de polietileno de baixa densidade (RUSTEN et al., 2006; NOCKO, 2008), argila expandida (KREUTZ et al., 2014), entre outros.

Fia et al. (2012) estudaram o tratamento de águas residuárias do processamento de grãos de café em três reatores anaeróbios, cada um contendo um tipo de material suporte (matrizes de cinzas, espumas de poliuretano e britas). Os autores concluíram que dentre os três reatores, aquele que continha espumas de poliuretano apresentou os melhores resultados, como: maior resistência às mudanças de carga orgânica e de temperatura, maior estabilidade operacional do sistema e maior remoção de matéria orgânica.

Silva et al. (2006) pesquisaram a adesão de bactérias redutoras de sulfato e arqueas metanogênicas em quatro meios suporte diferentes (carvão vegetal,

espuma de poliuretano, polietileno de baixa densidade e cerâmicas à base de alumina) no tratamento de um efluente industrial sintético por meio de reatores anaeróbios em batelada. A pesquisa concluiu que a espuma de poliuretano ofereceu a melhor aderência aos microrganismos e maiores reduções de sulfato e remoção de DQO superior a 80%.

As espumas de poliuretano poroso, podem ser utilizadas de forma fixa ou em suspensão nos sistemas de tratamento. Este material tem sido estudado em diversas pesquisas devido a eficiência na fixação e retenção da biomassa, demonstrando bons resultados no tratamento de efluentes domésticos, industriais e lixiviados (WIESMANN, 1995; KUS; LOUKIDOU; ZOUBOULIUS, 2001; KIM et al., 2011; BARANA et al., 2013).

De acordo com Lima et al. (2005) espumas de poliuretano apresentam baixo custo, fácil disponibilidade e sua porosidade garante boas condições para o desenvolvimento do biofilme e proteção contra tensões de cisalhamento.

Outro material suporte normalmente utilizado em tratamentos biológicos são pequenos elementos plásticos de polietileno, também chamados de biomedias. Este tipo de material têm sido utilizado em suspensão em diversas pesquisas com sistemas aeróbios (HEM; RUSTEN; ODEGAARD, 1994; TAL et al., 2003; RUSTEN et al., 2006; SALVETTI et al., 2006; WANG et al., 2006; MORETTO, 2014) e possui diferentes formatos, que em sua maioria são vazados para aumentar a área da superfície específica, além de apresentar densidade menor que a da água, boa adesão de células microbianas e resistência à abrasão (NOCKO, 2008).

### **3.4 Aspectos legais relacionados ao lançamento do efluente industrial**

Segundo Rajakumar et al. (2012) os efluentes agroindustriais são considerados poluentes devido à sua elevada concentração de carga orgânica e nitrogenada. Para tanto, torna-se necessário tratamentos eficientes desses fluidos antes do lançamento em corpos hídricos, visando a conformidade com as regulamentações ambientais.

O estabelecimento de leis ambientais mais rigorosas exige tecnologias de tratamento com maiores níveis de eficiência. Buscando atender aos padrões estabelecidos pela legislação tem sido notado esforços no desenvolvimento e na

melhoria dos processos e sistemas de tratamento, tornando-os mais especializados e viáveis para sociedade (BARRERA et al., 2012).

O lançamento de efluentes em corpos receptores exige o cumprimento de padrões estabelecidos por órgãos de proteção ambiental. No Brasil, o órgão responsável por ditar os parâmetros de lançamento de efluentes é o Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), onde a qualidade do efluente lançado deve obedecer ao padrão de emissão de efluentes e não alterar a qualidade do corpo receptor (de acordo com a classe do rio) (DEZOTTI, 2008).

A resolução CONAMA Nº 357 de 2005 (BRASIL, 2005), alterada parcialmente e complementada pela resolução CONAMA Nº 430 de 2011 (BRASIL, 2011) estabelece que os efluentes não poderão conferir ao corpo receptor características de qualidade em desacordo com as metas obrigatórias progressivas, intermediárias e final, do seu enquadramento. Determinando assim a concentração máxima de 20,0 mg/L de nitrogênio amoniacal total no lançamento de efluentes.

A resolução CONAMA Nº 430 de 2011 ainda estabelece que deve haver remoção mínima de 60% de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO 5 dias a 20°C), sendo que este limite só poderá ser reduzido no caso de existência de estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor. Os valores de pH devem estar entre 5 e 9 e a temperatura inferior a 40°C, para efluentes de qualquer fonte poluidora antes do lançamento em corpos receptores (BRASIL, 2011).

No âmbito da legislação ambiental federal para o lançamento de efluentes não há valores regulamentados para Demanda Química de Oxigênio (DQO) nem para outras formas de nitrogênio.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 Água Residuária

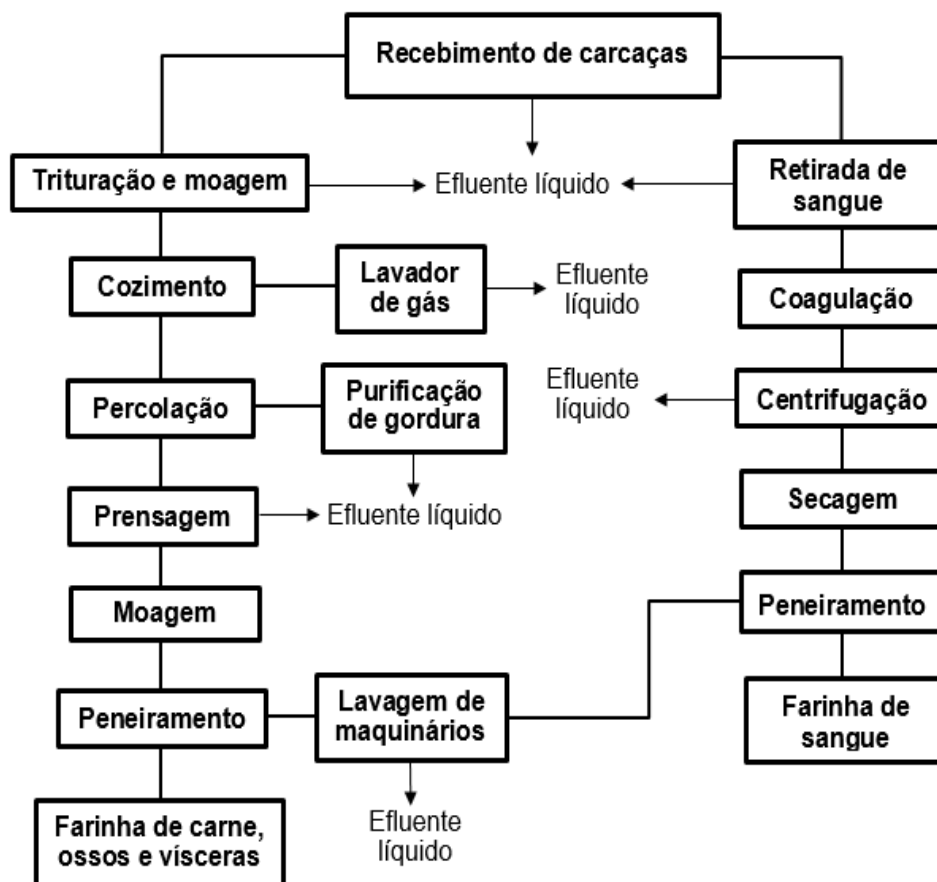
A água residuária utilizada na alimentação do sistema é proveniente de uma empresa, situada em Londrina-PR, que produz farinha de origem animal, a partir de carne, vísceras e ossos, de aves, bovinos e suínos.

Durante a recepção da matéria prima, dentro da empresa, são realizados os processos de moagem e trituração para formar uma massa de carne, vísceras e ossos, enquanto o sangue é drenado dessa massa, passando pelos processos de coagulação, centrifugação, secagem e peneiramento, até formar a farinha de sangue para posterior venda.

A massa triturada de carne, vísceras e ossos é cozida a 120°C por aproximadamente 4 horas e separada posteriormente em 3 partes: material sólido, efluente líquido e gordura. Por isso, após o cozimento, o material é encaminhado para a percolação a fim de remover a gordura por meio de peneiramento a vapor. A gordura retirada é encaminhada para a etapa de purificação, onde é centrifugada e vendida para o mercado de sabões e outros produtos. O material sólido então é prensado (prensagem) a altas temperaturas, moído (moagem) e peneirado (peneiramento) para acertar a granulometria da farinha. Após esses processos, a farinha de carne, ossos e vísceras é embalada e destinada à venda. E os efluentes são encaminhados para os pontos de coleta.

O processo fabril e os pontos de geração de efluentes da empresa produtora de farinha de origem animal para ração são exemplificados na Figura 3. Todos os diferentes tipos de efluentes líquidos gerados no processo são levados para a caixa coletora que distribui para o sistema de tratamento.

Figura 3 - Processo fabril e os pontos geradores de efluentes da indústria fabricante de farinha de origem animal para ração



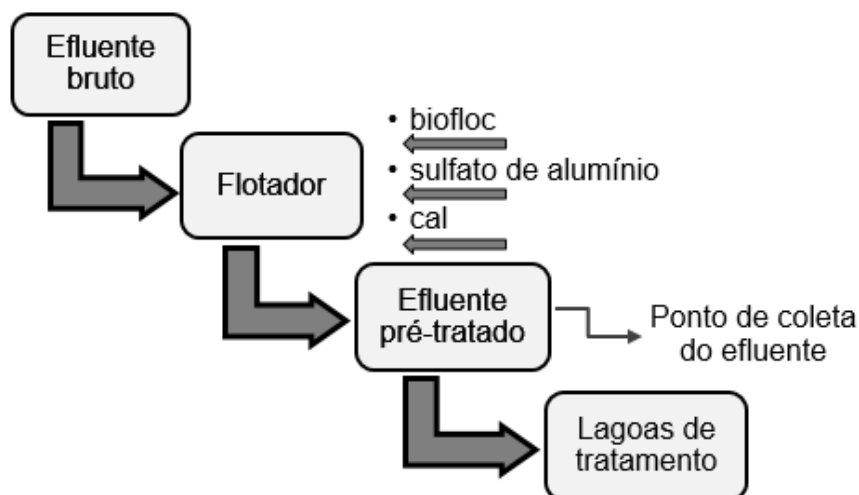
Fonte: o próprio autor

Os processos geradores de efluentes, de acordo com a Figura 3, são: o recebimento das carcaças de animais com a trituração dos subprodutos e a retirada de sangue, o cozimento e a redução de odor através de lavador de gás, a purificação da gordura, a centrifugação, a prensagem e a lavagem dos maquinários.

A empresa realiza o pré-tratamento do efluente por meio de um sistema de flotação por ar dissolvido, onde parte da gordura presente no efluente é removida. No sistema de flotação são adicionados produtos químicos, como, biofloc, sulfato de alumínio e cal, para coagulação e correção do pH. O tratamento final ocorre por meio de três lagoas sequenciais: anaeróbia, facultativa e aeróbia.

A Figura 4 mostra um esquema do pré-tratamento do efluente realizado dentro da própria indústria e o ponto de coleta do experimento.

Figura 4 - Sistema de pré-tratamento do efluente



Fonte: o próprio autor

Como mostrado na Figura 4, o ponto de coleta do efluente utilizado na alimentação do sistema experimental situou-se na saída do flotador. A escolha da coleta do efluente após o pré-tratamento por flotação buscou evitar possíveis danos no desempenho do sistema, causados pelo excesso de gordura contida no efluente.

O intervalo entre as coletas foi aproximadamente de dois meses. O efluente coletado era transportado em bombonas de polipropileno de 5 e 25 L, e armazenado à temperatura aproximada de 5°C, para manter inalteradas as características físico-químicas do mesmo.

## 4.2 Sistema Experimental

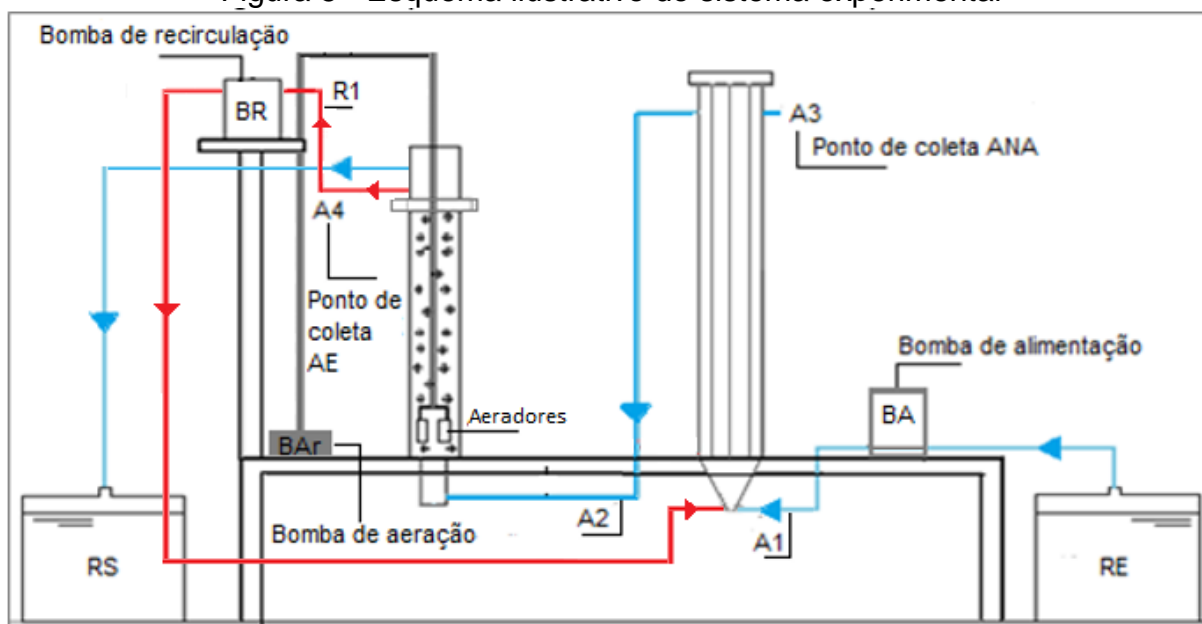
O sistema experimental, em escala de bancada, foi composto por dois reatores de fluxo ascendente e biomassa aderida, construídos em acrílico. O reator anaeróbio de leito fixo estruturado possuía diâmetro interno de 15 cm, altura de 80 cm e volume útil de 9,4 L. Enquanto o reator aeróbio de leito móvel foi construído com diâmetro interno de 8,0 cm, altura de 77 cm e volume útil de 3,4 L.

Os reatores operaram de forma combinada. O reator anaeróbio foi alimentado diretamente com o afluente do sistema, a fim de remover parcialmente a matéria orgânica presente. Após percorrer o primeiro reator, o efluente foi destinado ao segundo (aeróbio) por força gravitacional, para complementar a remoção de matéria orgânica e realizar o processo de nitrificação.

Visando a remoção biológica do nitrogênio, por meio da desnitrificação em meio anóxico, realizou-se a recirculação do efluente aeróbio para o reator anaeróbio. A vazão da bomba de recirculação foi estimada em 3 vezes a vazão de alimentação.

A Figura 5 mostra esquematicamente a composição do sistema experimental. Onde, RE - Reservatório de entrada, RS - Reservatório de saída; R1 - Recirculação do efluente nitrificado do reator aeróbio para o anaeróbio; BA - Bomba de alimentação; BR - Bomba de recirculação; Bar - Bomba de aeração; A1 - Alimentação do reator anaeróbio; A2 - Alimentação do reator aeróbio através de força gravitacional; A3 - Ponto de coleta do reator anaeróbio; A4 - Ponto de coleta do reator aeróbio (efluente tratado); e aeradores.

Figura 5 - Esquema ilustrativo do sistema experimental



Fonte: Adaptado de Moretto (2014)

As bombas utilizadas no sistema são: BA, bomba peristáltica da marca proMinent modelo GALA1000PPB200UA012100 para a alimentação do reator anaeróbio com o efluente industrial, e BR, bomba peristáltica da marca proMinent modelo GALA1005PPE200UA110000 para a recirculação do efluente nitrificado.

A aeração do reator aeróbio foi realizada usando 02 aeradores comuns de aquário da marca BOYU, sendo um do modelo U-3800 e o outro do modelo SC-3500. A difusão de ar no meio líquido do reator foi realizada com o auxílio de mangueiras de silicone com pedras porosas nas extremidades.

A Figura 6 mostra o sistema de tratamento experimental completo.

Figura 6 - Sistema experimental



Fonte: o próprio autor

### 4.3 Meio Suporte

O leito estruturado que compõe o reator anaeróbio foi formado por espumas de poliuretano (Figura 7) com aproximadamente 3 cm de diâmetro e 70 cm de comprimento, fixadas verticalmente às extremidades internas do reator por hastes de aço inox 304 de 3,2 mm de diâmetro e 75 cm de comprimento. Foram usadas 13 espumas com volume total ocupado em torno de 4,6 L.

Figura 7 - Espumas de poliuretano



Fonte: o próprio autor

Como meio suporte para o reator aeróbio foram utilizadas 342 biomedias de polietileno de baixa densidade (Figura 8) da marca Biowater Technology AS modelo BWT S. Esses elementos possuíam dimensão de 14,5 x 18,5 x 7,3 mm e área de superfície protegida de 650 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. O meio suporte ocupou cerca de 24% do volume útil do reator. De acordo com Rusten et al. (2006) é recomendado que o preenchimento do reator seja inferior a 70% para que o meio suporte possa mover-se livremente em suspensão.

Figura 8 - Biomedias de polietileno de baixa densidade



Fonte: o próprio autor

O material suporte utilizado no reator aeróbio foi mantido em movimento pelo mecanismo de aeração (RUSTEN et al., 2006). O movimento contínuo desse material garante o contato com o efluente, facilitando o desenvolvimento do biofilme sobre sua superfície (LOUKIDOU; ZOUBOULIUS, 2001).

#### 4.4 Partida do Sistema

Para a inoculação do reator anaeróbio foram utilizados 7 L de lodo proveniente de uma lagoa de estabilização facultativa, que é utilizada para o tratamento do efluente de um abatedouro de aves situado no município de Rolândia – Paraná.

O lodo foi misturado às espumas e permaneceu em repouso dentro de uma caixa por 30 horas. As espumas inoculadas foram então inseridas no reator (Figura 9) junto com 8 L do efluente da produção de farinha de origem animal para ração. Após, o reator foi mantido sem alimentação por 7 dias, uma vez que havia sido preenchido com o efluente sem diluição. Por isso esperou-se até que houvesse redução da concentração de DQO, só então teve início a operação com o efluente diluído.

Figura 9 - Preenchimento do reator anaeróbio



Fonte: o próprio autor

A temperatura do reator anaeróbio foi mantida em torno de 25°C no período mais frio do ano, por meio de um trocador de calor em serpentina, que circulava a

parte externa do reator. A serpentina foi desenvolvida a partir de uma mangueira de PVC, com aproximadamente 1,6 cm de diâmetro, 2 mm de espessura e 17,6 m de comprimento.

O reator foi revestido com uma manta térmica da base ao topo. Com o objetivo de reduzir a perda de calor e evitar a incidência direta de luminosidade que poderia causar a proliferação de algas.

No caso do reator aeróbio, o início do tratamento se deu pela mistura do material suporte (342 biomédias) ao efluente do reator anaeróbio em um reator de 3 litros, com aeração contínua por 14 dias, até o desenvolvimento e a adaptação da biomassa, que foi monitorada pelo decréscimo das concentrações de nitrogênio amoniacal e pela evolução das concentrações de nitrito e nitrato.

Após esse período o efluente junto com o material suporte foram transferidos para o reator aeróbio vertical. Considerando que a operação inicial em fluxo contínuo poderia carrear os microrganismos de crescimento mais lento para fora do sistema, o reator foi operado em batelada alimentada por 21 dias e com aeração constante. A Figura 10 mostra o reator aeróbio preenchido com o material suporte (biomedias).

Figura 10 - Reator aeróbio preenchido com material suporte



Fonte: o próprio autor

Após a adaptação, o reator aeróbio foi interligado ao sistema passando a operar de forma contínua.

#### 4.5 Procedimento Operacional

O sistema foi operado por 203 dias, em quatro condições operacionais distintas, denominadas: Adaptação, Fase I, Fase II e Fase III. A duração de cada condição se deu em função do tempo para o reator atingir um estado estacionário.

A razão de recirculação do efluente do reator aeróbio para o anaeróbio foi de aproximadamente 3Q.

Para a alimentação do sistema o afluente foi diluído com água destilada. Isso possibilitou a aplicação de cargas orgânicas volumétricas diferentes ao longo das fases.

Na Tabela 1 são apresentados os parâmetros operacionais do sistema para cada condição.

Tabela 1 - Parâmetros operacionais do sistema

FASE	DURAÇÃO (d)	TDH SISTEMA (d)	TDH ANAERÓBIO (d)	VAZÃO (L/d)	CONCENTRAÇÃO (kg DQO/m <sup>3</sup> )	COV (kgDQO/m <sup>3</sup> .d)
ADAP	28	3,72 ± 0,74	2,72 ± 0,22	3,63 ± 1,08	1,58 ± 0,45	0,58 ± 0,17
I	42	1,54 ± 0,42	1,13 ± 0,31	8,79 ± 1,89	2,18 ± 0,88	1,93 ± 0,78
II	96	1,51 ± 0,20	1,11 ± 0,17	8,62 ± 1,19	2,42 ± 1,03	2,13 ± 0,98
III	37	1,53 ± 0,14	1,12 ± 0,08	8,45 ± 0,71	2,93 ± 0,89	2,61 ± 0,79

Fonte: o próprio autor

#### 4.6 Parâmetros de Monitoramento

O monitoramento do sistema foi realizado por meio de análises físico-químicas do afluente e do efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio.

O desempenho e a estabilidade dos reatores foram levantados por meio de análises rotineiras de concentração de matéria orgânica (medida por DQO total, DQO filtrada e DBO total), alcalinidade total (AT) e parcial (AP), pH, temperatura, sólidos totais (ST), sólidos em suspensão totais (SST), nitrogênio kjedahl total (NKT), nitrogênio amoniacal, nitrito (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>) e nitrato (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>). Tais parâmetros foram

determinados conforme metodologia e cálculos descritos pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005). A determinação dos ácidos graxos voláteis totais (AGV) seguiu a metodologia descrita por Dilallo e Albertson (1961).

Para a análise de DQO filtrada foram utilizadas membranas do tipo microfiltro de fibra de vidro da marca Macherey-Nagel, com porosidade de 0,6 µm.

A Tabela 2 mostra a frequência de realização dos parâmetros analisados e suas respectivas metodologias.

Tabela 2 - Frequência de análise dos parâmetros e metodologia utilizada

PARÂMETROS	FREQUÊNCIA SEMANAL	MÉTODO	NÚMERO DO MÉTODO
pH	3	Potenciométrico	4500-H <sup>+</sup> B
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	3	Titulométrico/ Potenciométrico	2320 B
AGV (mg/L)	3	Potenciométrico	5560 C
DQO total (mg O <sub>2</sub> /L)	3	Refluxo fechado/ colorimétrico	5220 D ou B
DQO filtrada (mg O <sub>2</sub> /L)	1	Refluxo fechado/ colorimétrico	5220 D ou B
DBO <sub>5,20</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)	Dias de coleta		5210 B
NKT (mg N/L)	1	Titulométrico/ Kjeldahl	4500-Norg C 4500-NH <sub>3</sub> C
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg N/L)	3	Colorimétrico (FIA)	4500-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> B
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg N/L)	3	Colorimétrico (FIA)	4500-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> I
N-amoniaco (mg N/L)	3	Titulométrico	4500-NH <sub>3</sub> B/C
ST (mg/L)	2	Gravimétrico	2540 B/2540 E
SST (mg/L)	1	Gravimétrico	2540 D/2540 E

Fonte: APHA (2005)

#### 4.7 Quantificação de biomassa

A quantificação da biomassa aderida aos meios suportes de cada reator foi realizada apenas no término da fase experimental, a fim de evitar a redução significativa da biomassa presente nos reatores. A análise foi adaptada do método descrito por Moura (2011).

O método para determinar a biomassa no reator anaeróbio consistiu na retirada das hastes com o material do reator e o corte de 6 cubos da espuma de

profundidades diferentes. Os cubos, individualmente, foram medidos e depois lavados (macerados com bastão de vidro) para retirada dos sólidos, e posteriormente a água de lavagem foi transferida para cápsulas de porcelana. A determinação dos sólidos totais e voláteis do material retirado dos cubos seguiu a metodologia descrita pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005), onde passaram por processos de secagem em estufa, com temperatura de 100°C, e em mufla, com temperatura de 550°C.

Para o reator aeróbio, foram coletadas 60 biomedias. Essas biomedias foram colocadas em 6 frascos (10 biomédias por frasco), sob agitação manual com pérolas de vidro e água destilada, para o desprendimento da biomassa. A biomassa desprendida foi centrifugada e transferida para as cápsulas de porcelana para a determinação dos sólidos totais e voláteis, seguindo o mesmo procedimento dos cubos da espuma.

O lodo do fundo de cada reator foi retirado e transferido para uma proveta para determinar o volume. Em seguida foi homogeneizado e amostras foram colocadas em cápsulas para determinar as concentrações de sólidos totais e voláteis. A determinação dos sólidos seguiu a metodologia utilizada para os meios suporte.

#### 4.8 Cálculos

De acordo com os resultados obtidos nas análises físico-químicas previamente descritas, os seguintes cálculos foram efetuados para a adequada interpretação dos resultados.

As Equações 5 a 9, respectivamente, mostram o cálculo da: DQO particulada; eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea, expressa em DQO; eficiência de nitrificação; eficiência de desnitrificação; eficiência de remoção de nitrogênio total. A DQO efl', NKT efl' e N-orgânico efl' foram calculados pelas Equações 10, 11 e 12. Observa-se que nestas equações foram subtraídas as concentrações de matéria orgânica e nitrogênio devido aos sólidos perdidos no efluente.

$$DQO \text{ particulada (mg O}_2\text{/L)} = DQO \text{ total} - DQO \text{ filtrada} \quad (5)$$

$$\text{Remoção de DQO (\%)} = \frac{DQO_{afl} - DQO_{efl}}{DQO_{afl}} * 100 \quad (6)$$

$$\text{Nitrificação (\%)} = \frac{NKT_{afl} - NKT_{efl}}{NKT_{afl}} * 100 \quad (7)$$

$$\text{Desnitrificação (\%)} = \frac{NKT_{afl} - NKT_{efl} - \text{Nitrito} - \text{Nitrato}}{NKT_{afl} - NKT_{efl}} * 100 \quad (8)$$

$$\text{Remoção de NT (\%)} = \frac{NKT_{afl} - NKT_{efl} - \text{Nitrito} - \text{Nitrato}}{NKT_{afl}} * 100 \quad (9)$$

$$DQO_{efl'} = DQO_{efl} - 1,42 * SSV_{efl} \quad (10)$$

$$NKT_{efl'} = NKT_{efl} - 0,13 * SSV_{efl} \quad (11)$$

$$N\text{-org. }_{efl'} = N_{org.} - 0,13 * SSV_{efl} \quad (12)$$

Em que:

DQO = Demanda Química de Oxigênio, em mg O<sub>2</sub>/L;

DQO afl = Demanda Química de Oxigênio do afluente, em mg O<sub>2</sub>/L;

DQO efl = Demanda Química de Oxigênio do efluente, em mg O<sub>2</sub>/L;

DQO efl' = Demanda Química de Oxigênio do efluente, descontada a biomassa, em mg O<sub>2</sub>/L;

Nitrito = Concentração de Nitrogênio na forma de Nitrito, em mg N/L;

Nitrato = Concentração de Nitrogênio na forma de Nitrato, em mg N/L;

N-org. efl' = Concentração de Nitrogênio orgânico do efluente, descontada a biomassa, em mg N/L;

NT = Nitrogênio total, em mg N/L;

NKT afl = Concentração de nitrogênio kjeldahl total do afluente, em mg N/L;

NKT efl = Concentração de nitrogênio kjeldahl total do efluente, em mg N/L;

NKT efl' = Concentração de nitrogênio kjeldahl total do efluente, descontada a biomassa, em mg N/L;

SSV efl = Concentração de sólidos em suspensão voláteis do efluente, em mg N/L.

A estimativa das concentrações de amônia livre ( $\text{NH}_3$ ) foi obtida por meio da Equação 13, relacionando o pH, a temperatura e às concentrações de N-amoniacoal do meio.

$$\text{NH}_3 \text{ (mg N-NH}_3\text{/L)} = \frac{17 \text{ N-amoniacoal} * 10^{\text{pH}}}{14 \cdot 10^{\text{pH} + e^{\left(\frac{6344}{273+T}\right)}}} \quad (13)$$

Em que:

N-amoniacoal = Íon amônio + amônia livre, em mg N-NH<sub>3</sub>/L;

NH<sub>3</sub> = Concentração de amônia livre, em mg NH<sub>3</sub>/L;

pH = Potencial hidrogeniônico;

T = Temperatura, em °C.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 Caracterização do efluente agroindustrial

A caracterização do efluente da indústria produtora de farinha para ração animal a partir de resíduos de abatedouros foi realizada para todas as coletas do mesmo.

A Tabela 3 apresenta os resultados das análises de caracterização do efluente agroindustrial pré-tratado, por meio de flotação por ar dissolvido, referente às seis coletas realizadas entre fevereiro de 2016 e janeiro de 2017.

Tabela 3 - Caracterização do efluente agroindustrial pré-tratado  
COLETAS

PARÂMETROS	COLETAS					
	1º	2º	3º	4º	5º	6º
pH	6,72	6,49	5,56	7,68	6,02	6,25
T do líquido (°C)	27,1	24,9	29,0	33,1	30,2	37,7
AP (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	363	254	-	564	167	248
AT (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	1.117	1.351	2.169	1.709	3.142	2.360
DQO total (mg O <sub>2</sub> /L)	12.377	7.871	9.360	7.325	12.200	10.250
DQO filtrada (mg O <sub>2</sub> /L)	10.300	6.117	7.658	5.153	11.575	3.875
DBO <sub>5,20</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)	2.905	3.501	7.075	527	4.646	1.435
NKT (mg N/L)	351,4	582,0	765,6	617,4	1.533,4	772,0
N-amon. (mg N/L)	319,7	512,0	642,1	309,7	497,8	640,2
ST (mg/L)	3.119	7.741	19.559	24.540	5.858	5.703
SST (mg/L)	781	1.068	980	327	252	82

Fonte: o próprio autor

As faixas de concentração obtidas na caracterização da água residuária agroindustrial foram: 7.325 a 12.377 mg O<sub>2</sub>/L de DQO total, 351,4 a 1.533,4 mg N-NH<sub>4</sub>/L de NKT, 319,7 a 642,1 mg N-NH<sub>3</sub>/L de N-amoniaco, 1.117 a 3.142 mg CaCO<sub>3</sub>/L de alcalinidade total e pH de 5,56 a 7,68.

Os resultados obtidos na caracterização mostram variações nas concentrações da água residuária para cada coleta. A variabilidade nos resultados está associada às mudanças no processo produtivo, em consequência de alterações nas características da matéria prima, do aumento e queda na produção e da limpeza esporádica de maquinários.

Estudos realizados com efluente do mesmo tipo de indústria, porém em outras unidades industriais mostram variações nas concentrações dos compostos orgânicos e nitrogenados. Wosiack et al. (2013) obtiveram concentrações médias de 10.528 mg O<sub>2</sub>/L de DQO, 1.927 mg N-NH<sub>4</sub>/L de NKT, 1.383 mg N-NH<sub>3</sub>/L de N-amoniaco, 1.909 mg CaCO<sub>3</sub>/L de alcalinidade e pH de 5,3, para o efluente sem pré-tratamento. Moretto (2014) usando o efluente coletado após o flotador observou concentrações de 3.564 ± 52 mg O<sub>2</sub>/L de DQO, 1.540 ± 25 mg N-NH<sub>4</sub>/L de NKT, 768 ± 19 mg N-NH<sub>3</sub>/L de N-amoniaco, 2.235 ± 37 mg CaCO<sub>3</sub>/L de alcalinidade e pH de 7,21 ± 0,2.

Na indústria onde foram realizadas as coletas do efluente, era usada flotação como pré-tratamento. A principal função do flotador na empresa era a remoção de gordura. Visto que as águas residuárias do processamento de produtos de origem animal geralmente apresentam elevadas concentrações de gordura (PALATSI et al., 2011). A gordura removida nessas indústrias por meio de flotação volta para o mercado como subproduto, pois apresenta valor de venda.

Considerando que o excesso de gordura poderia prejudicar o desempenho do processo de tratamento biológico, pelo acúmulo de gordura nas espumas de poliuretano (reator anaeróbio) e nas paredes dos reatores, como ocorrido no início da pesquisa de Moretto (2014), optou-se pelo uso do efluente pré-tratado por flotação para alimentar o sistema.

## 5.2 Parâmetros de monitoramento

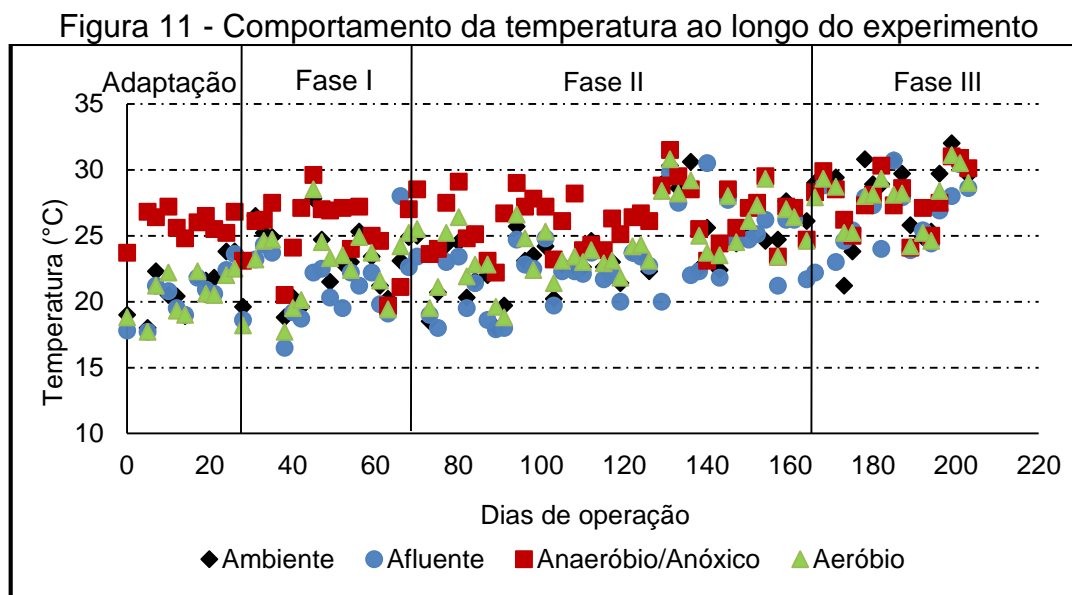
Nesse tópico serão apresentados e discutidos os resultados dos parâmetros estudados a fim de avaliar o desempenho do sistema combinado anaeróbio-aeróbio.

O sistema foi operado com tempo de detenção hidráulica total de 3,72 dias e carga orgânica volumétrica de 0,58 kg DQO/m<sup>3</sup>.d durante a Adaptação. Ao longo das Fases I, II e III o TDH total foi de aproximadamente 1,5 dia, com COVs aplicadas de 1,93; 2,13 e 2,61 kg DQO/m<sup>3</sup>.d, respectivamente.

### 5.2.1 Temperatura

Nesta pesquisa, a temperatura ambiente e do líquido afluente e efluente dos reatores foram medidas em períodos matutinos, durante a coleta das amostras.

A Figura 11 mostra o comportamento da temperatura ao longo das fases de operação do sistema.



As temperaturas na fase de Adaptação apresentaram valores inferiores as das demais fases, uma vez que o experimento teve início no inverno.

A Tabela 4 apresenta as médias das temperaturas durante a Adaptação e as Fases I, II e III.

Tabela 4 – Valores médios das temperaturas durante a Adaptação e as Fases I, II e III

Fases	Temperatura (°C)				Nº de amostras
	AMBIENTE	AFL	ANA	AE	
ADAP	21,0 ± 1,9	20,3 ± 1,8	25,6 ± 1,3	20,4 ± 1,7	12
I	23,2 ± 2,5	21,6 ± 2,6	25,5 ± 2,7	23,1 ± 2,6	18
II	24,1 ± 3,1	22,9 ± 3,0	26,3 ± 2,2	24,5 ± 2,8	41
III	28,2 ± 3,0	26,7 ± 2,4	27,9 ± 2,2	27,7 ± 2,1	16

Fonte: o próprio autor

As temperaturas do afluente se mantiveram próximas as temperaturas do ambiente, porém menores. Já as médias do reator anaeróbio não apresentaram grandes variações ao longo das fases devido ao controle da temperatura no reator, em torno de 25°C, nas Fases Adaptação, I e II, realizado por um aquecedor em serpentina. As temperaturas do reator aeróbio geralmente acompanhavam as temperaturas do ambiente.

No início da Fase III o controlador de temperatura foi desligado, pois o reator anaeróbio já conseguia ultrapassar os 25°C desejados, devido às altas temperaturas ambiente, que chegaram a 32°C no final desta fase (dezembro).

### 5.2.2 Alcalinidade e pH

As Tabelas 5 e 6 apresentam, respectivamente, as faixas das concentrações de alcalinidade do afluente (AFL) e do efluente dos reatores anaeróbio (ANA) e aeróbio (AE) durante a Adaptação e a Fase I e durante as Fases II e III.

Tabela 5 - Faixas de alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) da Adaptação e Fase I, dadas em mg CaCO<sub>3</sub>/L

Parâmetros	Adaptação			Fase I		
	AFL	ANA	AE	AFL	ANA	AE
AP	72 – 294	135 – 375	6 – 253	22 – 141	96 – 244	50 – 147
AI	88 – 198	37 – 93	9 – 60	47 – 187	19 – 69	13 – 47
AT	224 – 387	179 – 454	21 – 313	93 – 243	115 – 341	66 – 188
Nº de amostras	12	12	12	14	14	14

Fonte: o próprio autor

Tabela 6 - Faixas de alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) das Fases II e III, dadas em mg CaCO<sub>3</sub>/L

Parâmetros	Fase II			Fase III		
	AFL	ANA	AE	AFL	ANA	AE
AP	109 – 405	209 – 671	50 – 595	165 – 743	545 – 1073	248 – 772
AI	17 – 564	35 - 249	29 – 165	165 – 710	66 – 314	50 – 198
AT	193 – 963	267 – 1162	83 – 757	693 – 1073	644 – 1320	297 – 947
Nº de amostras	36	36	36	16	16	16

Fonte: o próprio autor

Se comparadas com o afluente, as concentrações de alcalinidade parcial aumentaram, enquanto as concentrações de alcalinidade intermediária diminuíram, no reator anaeróbio. Isso demonstra a estabilidade do processo com geração de alcalinidade a bicarbonato e consumo de ácidos orgânicos com consequente redução da alcalinidade intermediária.

As relações entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial ao longo das fases para o afluente e o efluente anaeróbio são mostradas na Tabela 7.

Tabela 7 - Valores médios da relação AI/AP para a Adaptação e as Fases I, II e III

Relação AI/AP	Adaptação		Fase I		Fase II		Fase III	
	AFL	ANA	AFL	ANA	AFL	ANA	AFL	ANA
Média	0,89	0,26	2,88	0,29	1,12	0,28	0,99	0,25
Desvio padrão	0,68	0,05	2,94	0,05	0,61	0,09	0,91	0,05
Nº de amostras	12	12	14	14	36	36	16	16

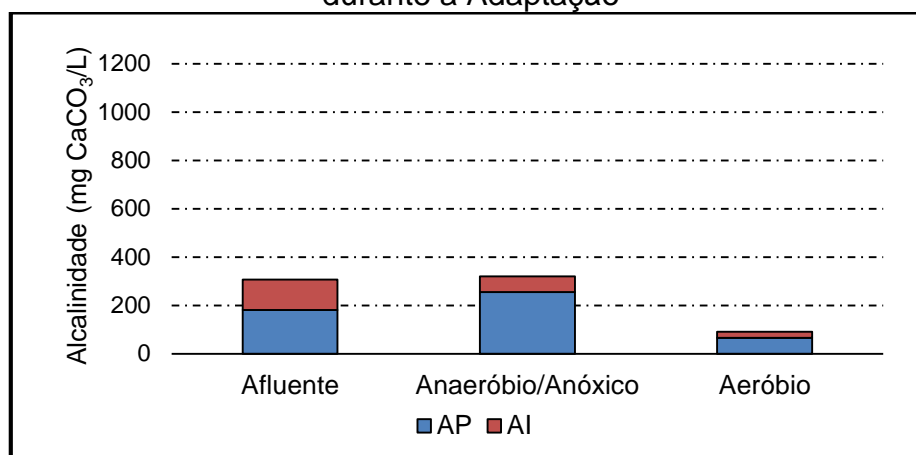
Fonte: o próprio autor

A relação AI/AP é um dos parâmetros de controle do processo anaeróbio, que indica a estabilidade do reator em relação ao processo de degradação de matéria orgânica. No reator anaeróbio, os valores médios encontrados para a relação AI/AP foram inferiores a 0,3 para todas as fases do experimento.

Ripley et al. (1986) relataram em seu trabalho que, para evitar possíveis distúrbios no processo anaeróbio, essa relação não deve ser superior a 0,3. No entanto, outros pesquisadores mostraram que é possível ocorrer estabilidade no processo de degradação anaeróbia com valores superiores a 0,3, dependendo do efluente estudado (PEREIRA; CAMPOS; MONTERANI, 2009).

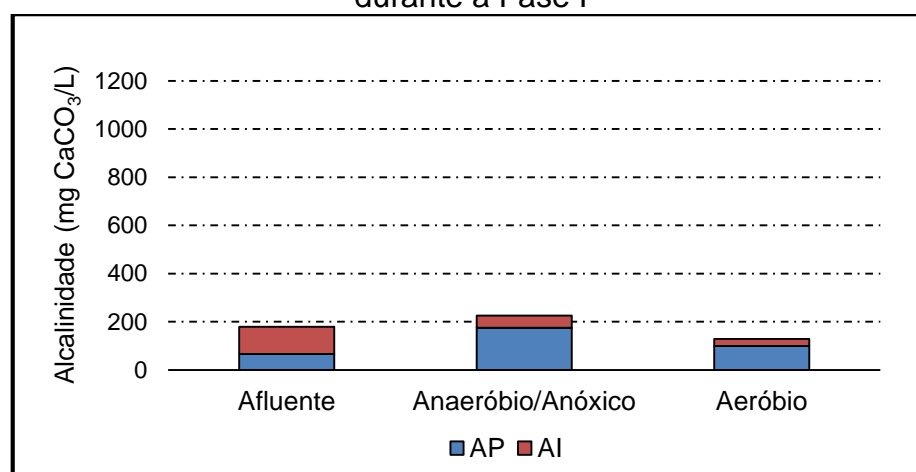
Nas Figuras 12 a 15 é possível verificar as médias das concentrações de alcalinidade parcial e intermediária para o afluente e os efluentes durante a Adaptação, e as Fases I, II e III, respectivamente.

Figura 12 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Adaptação



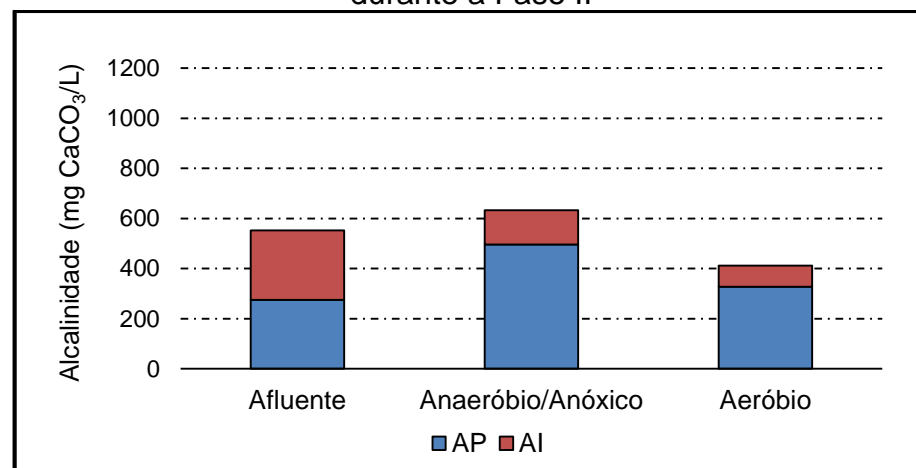
Fonte: o próprio autor

Figura 13 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Fase I



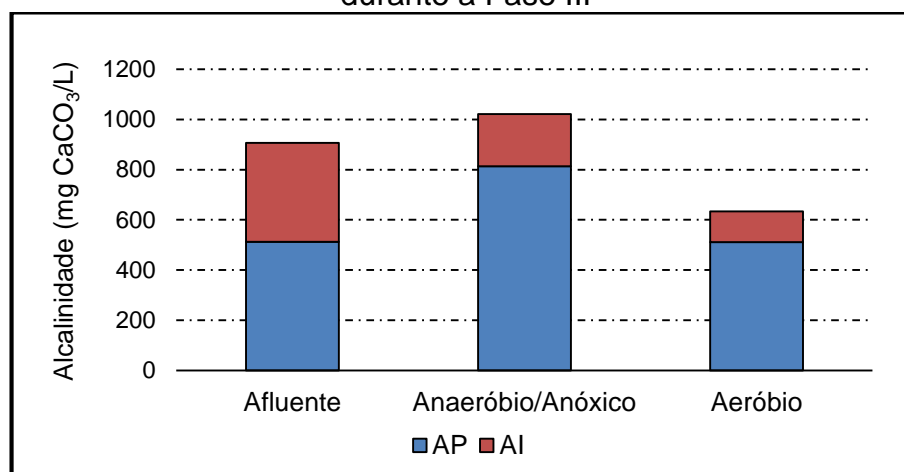
Fonte: o próprio autor

Figura 14 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Fase II



Fonte: o próprio autor

Figura 15 - Concentrações médias de alcalinidade parcial e intermediária obtidas durante a Fase III



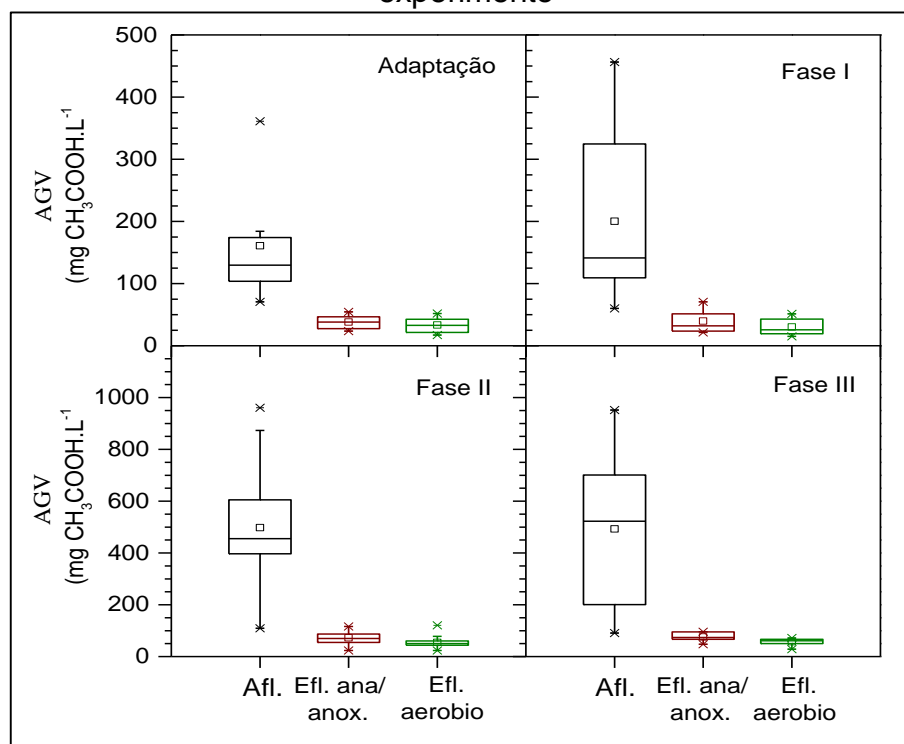
Fonte: o próprio autor

O aumento das concentrações médias de alcalinidade no reator anaeróbio ao longo das fases é consequência do aumento progressivo das cargas orgânicas volumétricas. As Figuras 12 a 15 mostram que houve produção de alcalinidade a bicarbonato no reator anaeróbio em todas as fases. Esse fato garante o tamponamento do sistema, impedindo o acúmulo de ácidos orgânicos que poderiam causar redução dos valores de pH (RAMIRES; OLIVEIRA, 2014).

Com o objetivo de monitorar a estabilidade do sistema, foram determinadas as concentrações dos ácidos graxos voláteis totais (AGVs). Uma vez que o equilíbrio entre produção e consumo destes ácidos é essencial para o bom funcionamento do processo anaeróbio (KUS; WIESMANN, 1995).

Na Figura 16 é apresentado um Box-plot com as variações das concentrações de ácidos graxos voláteis totais para cada condição operacional estudada.

Figura 16 - Box-plot das concentrações de ácidos graxos voláteis totais ao longo do experimento



Fonte: o próprio autor

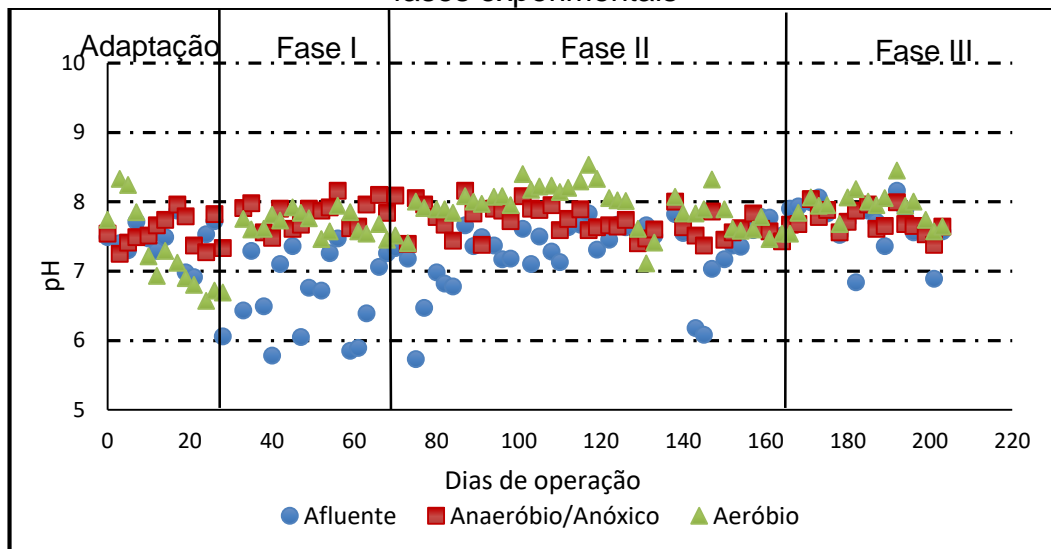
As concentrações médias de AGV obtidas no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbico e aeróbico, respectivamente, foram:  $161 \pm 93$ ;  $38 \pm 10$  e  $33 \pm 12$  mg CH<sub>3</sub>COOH/L durante a Adaptação,  $200 \pm 118$ ;  $40 \pm 17$  e  $30 \pm 12$  mg CH<sub>3</sub>COOH/L durante a Fase I,  $498 \pm 208$ ,  $72 \pm 23$  e  $54 \pm 21$  mg CH<sub>3</sub>COOH/L durante a Fase II, e  $493 \pm 278$ ,  $75 \pm 17$  e  $57 \pm 11$  mg CH<sub>3</sub>COOH/L durante a Fase III.

Durante todas as fases, as médias das concentrações efluentes de ácidos graxos voláteis totais foram menores que as do afluente, indicando que havia equilíbrio entre as populações responsáveis pela acidogênese e metanogênese no processo de conversão da matéria orgânica (FIA et al., 2012) no reator anaeróbico. Constatou-se, também, que a diminuição do TDH (Adaptação para a Fase I) não interferiu na estabilidade operacional dos reatores.

O aumento gradativo da carga orgânica volumétrica aparentemente resultou em aumento da concentração de ácidos voláteis totais no efluente do reator anaeróbico, quando se compara as Fases de adaptação e I com as Fases II e III, conseqüentemente a concentração média de ácidos orgânicos no afluente ao reator aeróbico aumentou nas Fases II e III.

A Figura 17 apresenta o comportamento do pH ao longo das fases experimentais do sistema.

Figura 17 - Comportamento do pH do afluente e dos efluentes durante as quatro fases experimentais



Fonte: o próprio autor

As faixas de pH encontradas ao longo do experimento foram: 5,73 a 8,16 para o afluente; 7,25 a 8,16 para o reator anaeróbico; e 6,57 a 8,53 para o reator aeróbio. A partir da Figura 17 é possível verificar que os valores de pH do efluente tanto do reator anaeróbico como do aeróbio apresentaram pouca variação entre si.

Apesar das concentrações de AGV afluente ao reator aeróbio terem aumentado nas Fases II e III, comparadas as Fases de Adaptação e I, não houve decréscimo do pH.

Os valores de pH do efluente dos reatores anaeróbico e aeróbio atenderam a resolução CONAMA Nº 430 de 2011 de lançamento de efluentes, permanecendo na faixa entre 5 a 9. Além disso, o comportamento do pH dos efluentes dos reatores, ao longo das fases, não foi influenciado negativamente pelo aumento gradativo da carga orgânica volumétrica.

Fernández et al. (2008) tratando águas residuárias de destilaria em reatores anaeróbios de leito fluidizado, com zeólito natural como material suporte, também verificaram que os valores de pH não foram significativamente afetados pelo aumento da carga orgânica volumétrica, mantendo-se entre 6,90 e 7,50.

No estudo realizado por Fernández et al. (2008) as concentrações de alcalinidade total foram superiores a 3.500 mg CaCO<sub>3</sub>/L e garantiram valores de pH acima de 6,90. Na presente pesquisa as concentrações de alcalinidade total no reator

anaeróbio foram inferiores a 1.320 mg CaCO<sub>3</sub>/L, mas foram suficientes para manter o pH acima de 7,25 no reator anaeróbio.

Caso o sistema não apresentasse alcalinidade suficiente, poderia haver decréscimo do pH, com conseqüente diminuição da taxa de metanogênese e prevaência da etapa acidogênica. Isso poderia provocar acúmulo de ácidos graxos voláteis totais no meio (MOTA, 2012).

### 5.2.3 Sólidos

A Tabela 8 mostra as concentrações médias obtidas para os sólidos em suspensão totais e voláteis ao longo das Fases II e III do experimento.

Tabela 8 - Concentrações médias dos SST e SSV no afluente e nos efluentes, durante as Fases II e III do experimento

Fases e número de amostras	SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
	AFL	ANA	AE	AFL	ANA	AE
II	397,3 ± 257,0	73,8 ± 20,0	51,9 ± 36,6	354 ± 229	69 ± 19	47 ± 32
Amostras	11	13	12	11	13	12
III	977,1 ± 103,2	107,7 ± 25,9	97,8 ± 55,5	872 ± 105	98 ± 18	94 ± 50
Amostras	04	04	04	04	04	04

Fonte: o próprio autor

Os valores mostrados na Tabela 8 mostram que os sólidos em suspensão totais eram compostos em sua maioria por matéria orgânica, representada pelos sólidos em suspensão voláteis. Na Adaptação e na Fase I ocorreram problemas na determinação dos SS, por isso os dados não foram apresentados.

As concentrações dos sólidos em suspensão voláteis nos efluentes (anaeróbio e aeróbio) apresentaram valores inferiores às concentrações do afluente, durante o experimento. Isso demonstra que houve retenção e remoção de sólidos em todas as fases, independente do aumento gradativo da carga orgânica volumétrica.

O reator anaeróbio e o sistema global (entrada e saída do sistema combinado) apresentaram, respectivamente, eficiências de remoção de sólidos em suspensão totais de: 75,7 e 87,9% para a Fase II, e 90,7% e 90,8% para a Fase III.

As eficiências de remoção de sólidos em suspensão voláteis, para o reator anaeróbio e o sistema global foram de: 71,5% e 86,2% para a Fase II, e 90,6% e 90,3% para a Fase III. Analisando as eficiências de remoção e considerando que o primeiro tratamento do afluente acontece no reator anaeróbio, pode-se afirmar que a maior retenção e remoção de sólidos em suspensão voláteis ocorreu no reator anaeróbio.

#### 5.2.4 Remoção de matéria orgânica

Na Tabela 9 são apresentadas as concentrações médias de DQO total e filtrada obtidas no afluente e nos efluentes dos reatores anaeróbio e aeróbio e a quantidade de amostras, para as condições estudadas durante o experimento.

Tabela 9 - Concentrações médias de DQO total e filtrada para a Adaptação e as Fases I, II e III

Fases e número de amostras	DQO total (mg O <sub>2</sub> /L)			DQO filtrada (mg O <sub>2</sub> /L)		
	AFL	ANA	AE	AFL	ANA	AE
Adaptação	1.583 ± 453	142 ± 38	66 ± 13	415 ± 59	80 ± 15	57 ± 20
Amostras	12	12	10	03	03	03
I	2.176 ± 885	132 ± 27	74 ± 23	755 ± 300	111 ± 38	53 ± 24
Amostras	18	15	17	05	05	05
II	2.419 ± 1.032	316 ± 85	256 ± 117	804 ± 478	155 ± 48	159 ± 66
Amostras	40	36	36	13	12	14
III	2.928 ± 889	437 ± 164	391 ± 149	1.263 ± 249	226 ± 56	221 ± 58
Amostras	16	16	16	04	05	05

Fonte: o próprio autor

A eficiência de remoção de DQO total para o sistema global alcançou as seguintes médias: 96, 96, 87 e 86%, para as Fases de Adaptação, I, II e III, respectivamente. Enquanto no reator anaeróbio a DQO total alcançou eficiências de remoção de 90, 93, 84 e 84%, respectivamente, ao longo das fases do experimento. Considerando as eficiências de remoção de DQO do sistema e tendo em vista que o

afluente recebe tratamento inicial no reator anaeróbio, percebe-se que a maior parte da matéria orgânica foi degradada durante o processo anaeróbio.

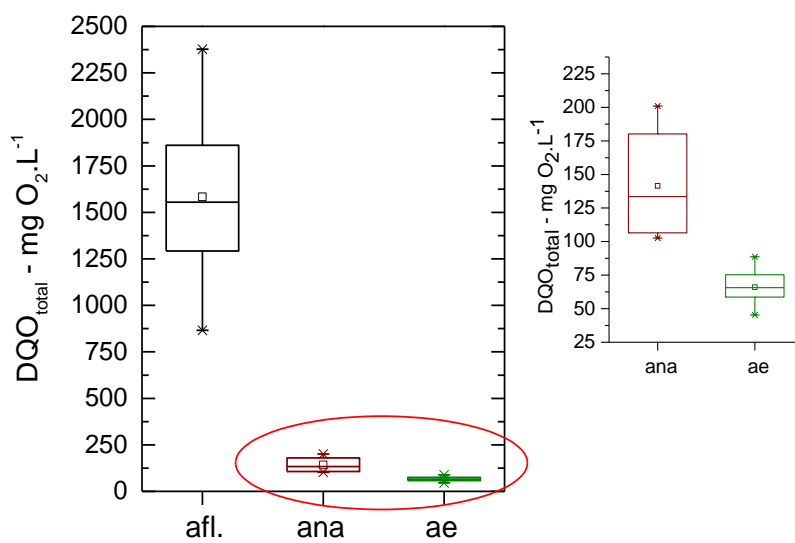
Observa-se que se descontada a parcela de DQO devido à perda de biomassa dos reatores ( $DQO_{total} - 1,42SSV$ ), as concentrações médias de DQO total nos efluentes anaeróbio e aeróbio, respectivamente, foram:  $135 \pm 41$  e  $65 \pm 11$  mg  $O_2/L$  durante a Adaptação;  $125 \pm 29$  e  $69 \pm 26$  mg  $O_2/L$  durante a Fase I;  $282 \pm 107$  e  $233 \pm 119$  mg  $O_2/L$  para a Fase II; e  $382 \pm 165$  e  $342 \pm 143$  mg  $O_2/L$  para a Fase III. Como a concentração de material particulado orgânico perdido (SSV efluente) era baixa, as eficiências de remoção de DQO total, quando descontado a DQO devido ao SSV, foram: 91; 93; 86 e 86% para o reator anaeróbio e de 96; 96; 88 e 87% para o sistema global, nas fases de Adaptação, I, II e III.

Comparando as eficiências de remoção de DQO obtidas neste trabalho com Moretto (2014), que trabalhou com o mesmo tipo de efluente e sistema composto por reator anaeróbio e aeróbio, têm-se um aumento na eficiência de remoção, visto que o autor citado obteve remoção global máxima de 85% para DQO total, porém a concentração afluente era de  $3800 \pm 707$  mg  $O_2/L$  e o TDH de 1,05 dia, consequentemente com COV de  $3,67$  kg  $O_2/m^3.dia$ .

Wosiack et al. (2013) no tratamento de efluente da produção de ração de origem animal, em reator de leito fixo ordenado, em escala de bancada, obtiveram eficiência de remoção de DQO total de 80,3%, com TDH de 1,0 dia, para e concentrações afluente de  $840$  mg  $O_2/L$ . A concentração média efluente foi de  $165$  mg  $O_2/L$ .

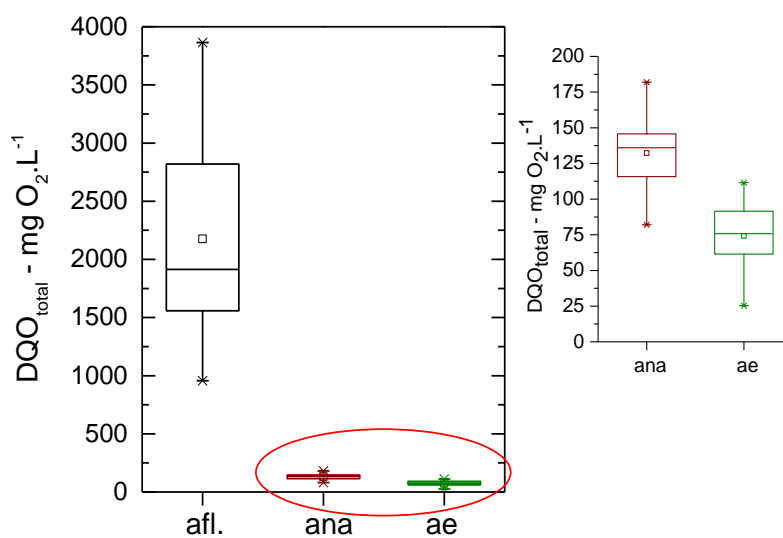
As Figuras 18 a 21 mostram os Box-plots com as variações das concentrações de DQO total, obtidas durante a Adaptação e as Fases I, II e III, para o afluente e os efluentes dos reatores anaeróbio e aeróbio. Nas Figuras 22 a 25 são mostrados os resultados de DQO filtrada.

Figura 18 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Adaptação



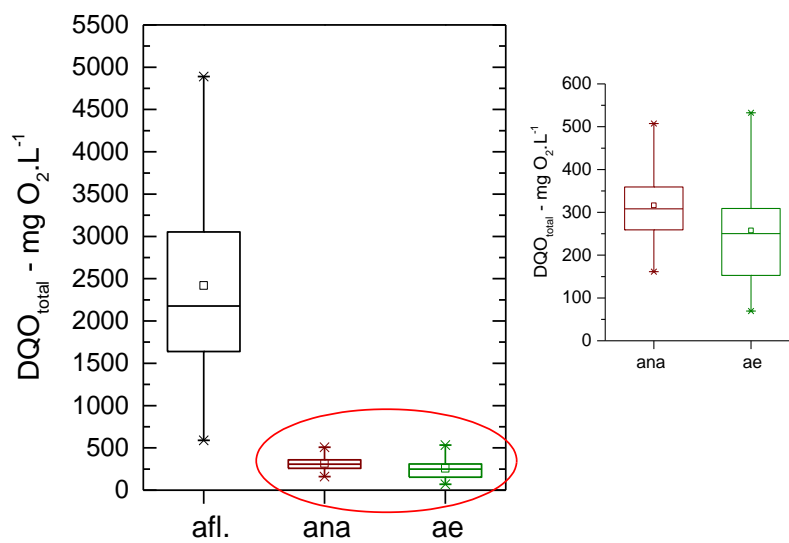
Fonte: o próprio autor

Figura 19 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Fase I



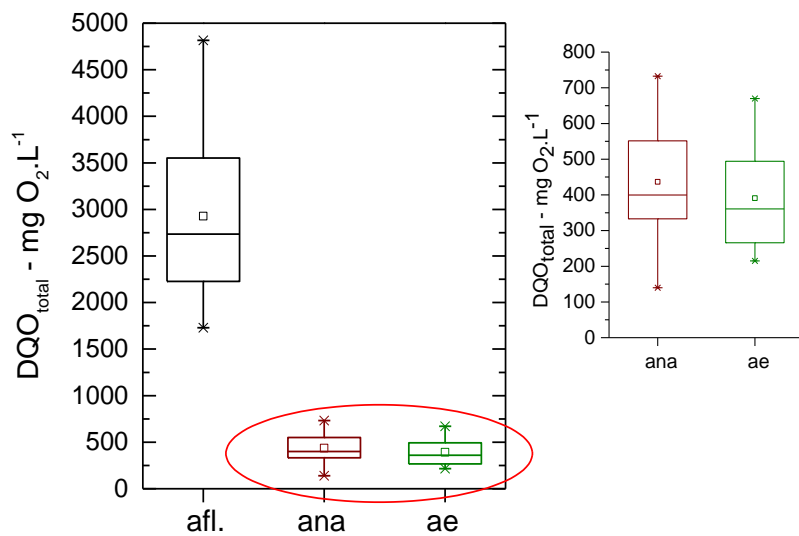
Fonte: o próprio autor

Figura 20 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Fase II



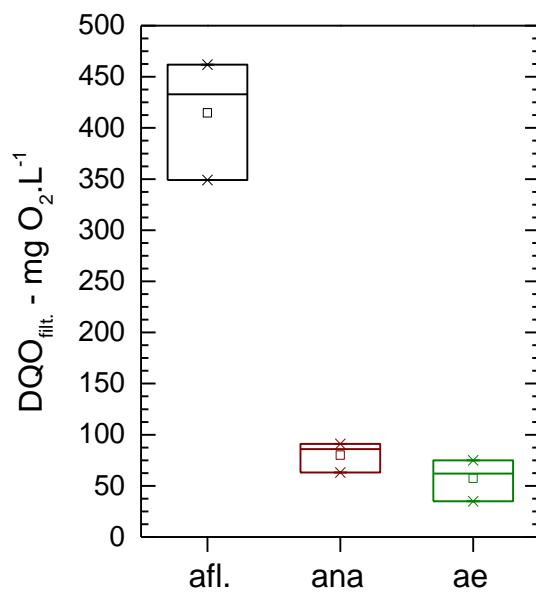
Fonte: o próprio autor

Figura 21 - Box-plot das concentrações de DQO total durante a Fase III



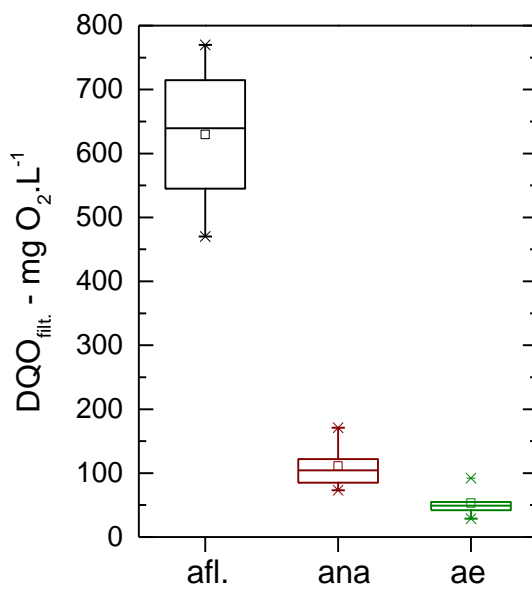
Fonte: o próprio autor

Figura 22 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Adaptação



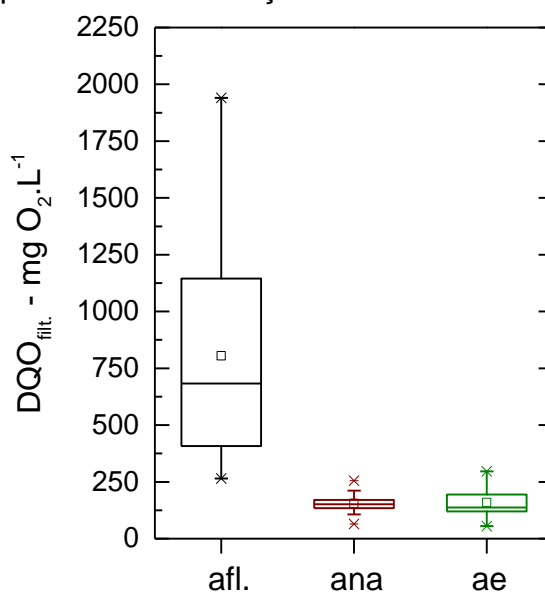
Fonte: o próprio autor

Figura 23 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Fase I



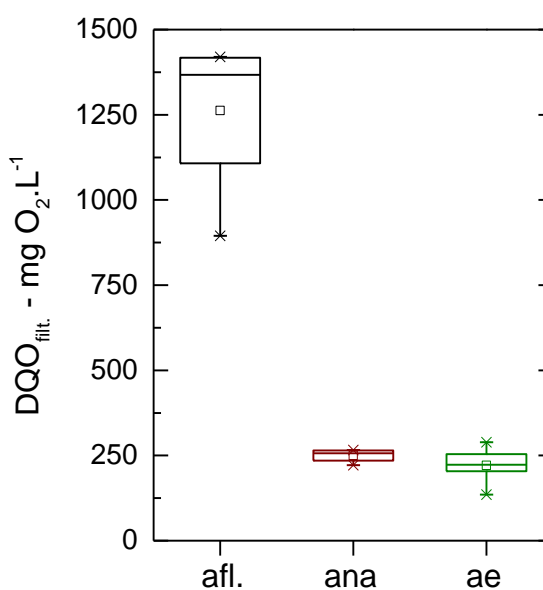
Fonte: o próprio autor

Figura 24 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Fase II



Fonte: o próprio autor

Figura 25 - Box-plot das concentrações de DQO filtrada durante a Fase III



Fonte: o próprio autor

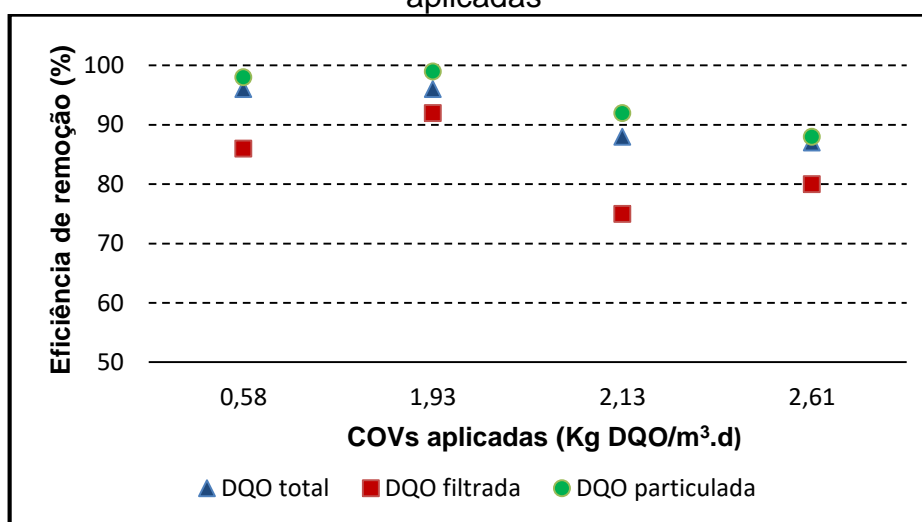
Nos gráficos das Figuras 24 e 25, observa-se que nas Fases II e III, as médias das DQO filtrada efluente foram iguais no efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio. Nota-se que os resultados de DQO filtrada do aeróbio apresentaram maior variabilidade.

As eficiências de remoção de DQO filtrada no reator anaeróbio e no sistema global, foram: 81 e 86% para a Adaptação, 84 e 92% para a Fase I, 77 e 75% para a Fase II, e 79 e 80% para a Fase III.

As eficiências de remoção de DQO particulada durante a Adaptação e as Fases I, II e III, respectivamente, foram: 93; 89; 82 e 85% para o reator anaeróbio e 98; 99; 92 e 88% para o sistema global. A DQO particulada do afluente representou aproximadamente 66% da DQO total na Adaptação, 51% na Fase I, 56% na Fase II e 67% na Fase III.

A Figura 26 mostra as eficiências de remoção de DQO total, filtrada e particulada, do sistema global, considerando as perdas de biomassa, obtidas para cada carga orgânica volumétrica aplicada ao sistema (Adaptação e Fases I, II e III, respectivamente).

Figura 26 - Eficiências de remoção de DQO do sistema global em relação as COVs aplicadas

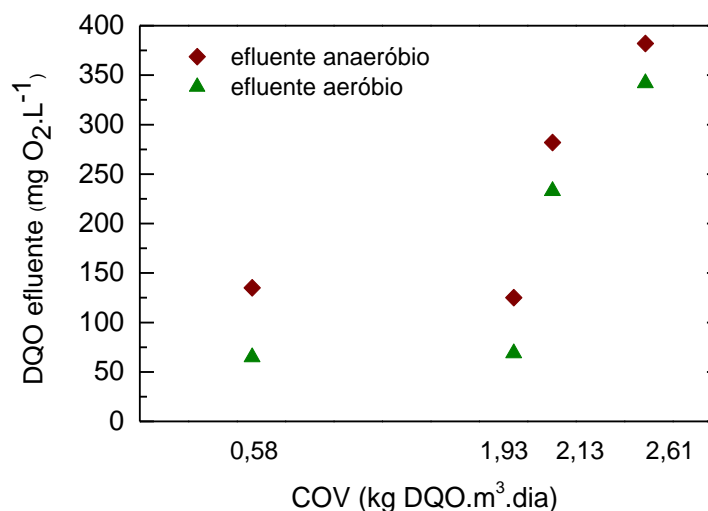


Fonte: o próprio autor

A partir da Figura 26 foi possível verificar que durante a Fase I o sistema respondeu de forma mais eficiente quanto a remoção de DQO. Mostrando que a diminuição do TDH de 3,72 dias, na Adaptação, para aproximadamente 1,50 dia, na Fase I, não causou impacto na capacidade de estabilização do sistema, indicando que o reator encontrava-se adaptado.

A Figura 27 mostra as concentrações médias de DQO total dos efluentes anaeróbio e aeróbio em relação as cargas orgânicas volumétricas aplicadas.

Figura 27 - Concentrações de DQO total dos efluentes anaeróbio e aeróbio, em relação as COVs aplicadas



Fonte: o próprio autor

Observa-se, na Figura 27, que o aumento das cargas orgânicas volumétricas ocasionou maiores concentrações de DQO nos efluentes dos reatores anaeróbio e aeróbio, nas Fases II e III.

O monitoramento de DBO foi realizado a partir da metade da Fase II, onde o sistema obteve eficiências de remoção de 93% nesta fase, equivalente a 7 amostras, e 94% durante a Fase III, para 6 amostras.

### 5.2.5 Remoção de nitrogênio

As Tabelas 10 e 11 mostram as concentrações médias obtidas para o NKT, N-amoniaco, nitrito e nitrato, durante a Adaptação e as Fases I, II e III do tratamento biológico.

Tabela 10 - Concentrações médias da série de nitrogênio (mg N/L) durante a Adaptação e a Fase I

Série de N	Adaptação			Fase I		
	AFL	ANA	AE	AFL	ANA	AE
NKT	117,0 ± 12,8	87,8 ± 26,8	35,7 ± 8,6	111,9 ± 29,2	55,5 ± 3,9	42,6 ± 5,6
Nº de amostras	03	03	03	04	04	04
N-am.	62,8 ± 21,5	57,6 ± 21,4	33,9 ± 20,5	48,5 ± 23,5	43,8 ± 29,1	32,9 ± 11,4
Nº de amostras	12	12	12	15	15	15
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	nd	9,9 ± 13,1	15,2 ± 7,2	nd	5,8 ± 5,6	14,5 ± 8,2
Nº de amostras		12	12		16	16
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	nd	15,4 ± 12,3	25,4 ± 14,4	nd	24,4 ± 15,5	23,2 ± 11,7
Nº de amostras		12	12		16	16

\*nd: não detectado.

Fonte: o próprio autor

Tabela 11 - Concentrações médias da série de nitrogênio (mg N/L) durante as Fases II e III

Série de N	Fase II			Fase III		
	AFL	ANA	AE	AFL	ANA	AE
NKT	229,6 ± 36,9	143,5 ± 60,2	121,5 ± 47,7	346,5 ± 58,3	258,0 ± 33,9	201,4 ± 39,5
Nº de amostras	06	06	06	04	04	04
N-amon.	96,8 ± 37,9	91,8 ± 33,1	74,0 ± 32,6	226,2 ± 38,7	208,5 ± 45,6	158,2 ± 53,0
Nº de amostras	36	36	36	16	16	16
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nd	25,5 ± 31,9	29,9 ± 20,9	nd	15,4 ± 17,3	43,7 ± 27,3
Nº de amostras		36	36		16	16
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nd	23,5 ± 19,7	35,5 ± 25,5	Nd	14,1 ± 7,9	36,6 ± 16,5
Nº de amostras		36	36		16	16

\*nd: não detectado.

Fonte: o próprio autor

As eficiências de remoção de NKT, no sistema global, foram: 69,8; 58,7; 48,3 e 43,5, ao longo das fases estudadas.

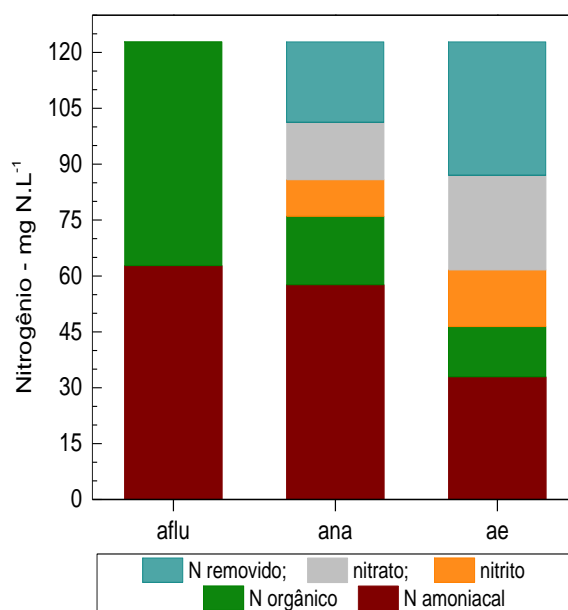
Observa-se que se descontada a parcela de NKT devido às perdas de biomassa (correspondente a aproximadamente 13% do SSV) no reator anaeróbio e no reator aeróbio as concentrações médias de NKT, respectivamente, foram: 87,0 ± 28,0 e 35,4 ± 8,2 mg N/L para a Adaptação; 52,2 ± 5,5 e 41,9 ± 5,8 mg N/L para a

Fase I;  $134,8 \pm 61,1$  e  $104,2 \pm 51,1$  mg N/L durante a Fase II e  $242,2 \pm 30,4$  e  $187,8 \pm 45,0$  mg N/L durante a Fase III.

A relação média do N-amoniacoal/NKT no afluente foi de  $0,48 \pm 0,13$ ;  $0,50 \pm 0,27$ ;  $0,49 \pm 0,09$  e  $0,68 \pm 0,12$ , para a Adaptação e as Fases I, II e III, respectivamente. No reator anaeróbio a relação N-amoniacoal/NKT foi de  $0,79 \pm 0,10$ ;  $0,79 \pm 0,06$ ;  $0,77 \pm 0,21$  e  $0,86 \pm 0,06$  e no reator aeróbio  $0,63 \pm 0,24$ ;  $0,75 \pm 0,14$ ;  $0,76 \pm 0,38$  e  $0,84 \pm 0,08$ , para estas mesmas fases. No cálculo da relação N-amoniacoal/NKT foram consideradas as perdas de biomassa nos reatores anaeróbio e aeróbio.

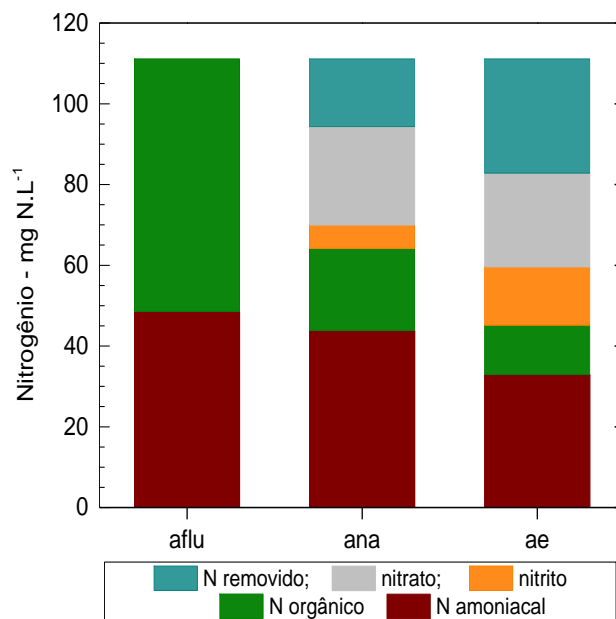
As Figuras 28 a 31 mostram o comportamento do nitrogênio nas formas orgânica, amoniacoal, nitrito e nitrato e a parcela de nitrogênio removido ao longo de cada fase do experimento, para o afluente e os efluentes dos reatores anaeróbio e aeróbio.

Figura 28 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Adaptação



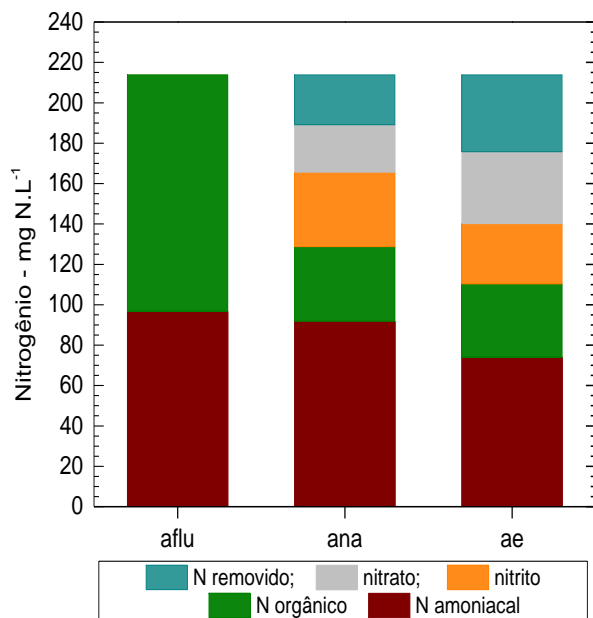
Fonte: o próprio autor

Figura 29 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Fase I



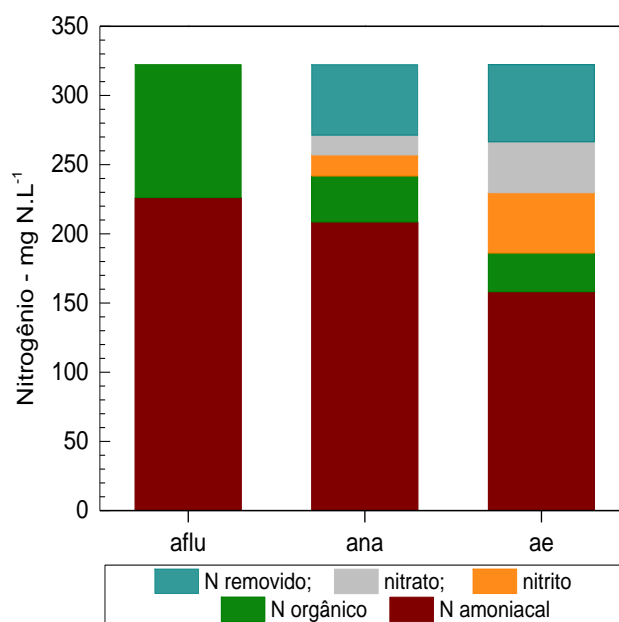
Fonte: o próprio autor

Figura 30 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Fase II



Fonte: o próprio autor

Figura 31 - Concentrações médias de nitrogênio no afluente e nos efluentes durante a Fase III



Fonte: o próprio autor

O sistema global apresentou os seguintes resultados, quanto as taxas de nitrificação: 70,0 e 59,3%, para as Fases de Adaptação e I, e 56,1 e 46,2%, para as Fases II e III, quando calculadas em relação ao NKT subtraindo as perdas de SSV. A remoção de nitrogênio total (NT) no sistema global foi de 33,3% durante a Adaptação, 31,0% durante a Fase I, 25,2% na Fase II e 23,9% para a Fase III.

Pode-se perceber pelas Figuras 28 a 31 que no reator aeróbio, o nitrito não foi totalmente oxidado a nitrato em nenhuma das condições estudadas, e nas Fases II e III o mesmo apresentou concentrações da mesma ordem de grandeza que o nitrato, evidenciando acúmulo de nitrito no sistema. Percebe-se que o acúmulo de nitrito ocorreu nas mesmas fases em que foram apresentadas as menores taxas de nitrificação. A eficiência do processo de nitrificação é influenciada pelas mesmas condições que levam ao acúmulo de nitrito no sistema, como limitação da concentração de oxigênio dissolvido, alta carga orgânica, elevada concentração de amônia livre, pH e temperatura desfavoráveis e presença de substâncias inibidoras (ZENATTI, 2007).

Os níveis de oxigênio dissolvido nos reatores passaram a ser monitorados a partir da metade da Fase II. As concentrações médias de oxigênio dissolvido para o reator aeróbio foram de  $3,40 \pm 2,04$  mg O<sub>2</sub>/L na Fase II e  $3,83 \pm 1,40$  mg O<sub>2</sub>/L na Fase III, com 07 e 11 leituras, respectivamente. Considerando que o tratamento de

efluentes em reatores de leito móvel com biomassa aderida deve apresentar concentrações de oxigênio dissolvido superiores a 2 mg O<sub>2</sub>/L (WANG et al., 2006), verificou-se que o oxigênio dissolvido não foi fator limitante para o processo de nitrificação.

Nas Fases II e III, onde houve menores eficiências de nitrificação, as concentrações de DQO total afluente ao reator aeróbio, aumentaram para 316 ± 85 e 437 ± 164 mg O<sub>2</sub>/L, respectivamente, em relação as Fases anteriores (142 ± 38 mg O<sub>2</sub>/L na Adaptação e 132 ± 27 mg O<sub>2</sub>/L na Fase I). O aumento gradativo das COVs, responsável pelo aumento das concentrações de DQO no afluente do reator aeróbio, também acarretou aumento nas concentrações de nitrogênio amoniacal neste mesmo afluente. As maiores cargas de matéria orgânica e nitrogênio podem ter influenciado a eficiência da nitrificação (KHANITCHAIDECHA; SUMINO; KAZAMA, 2010).

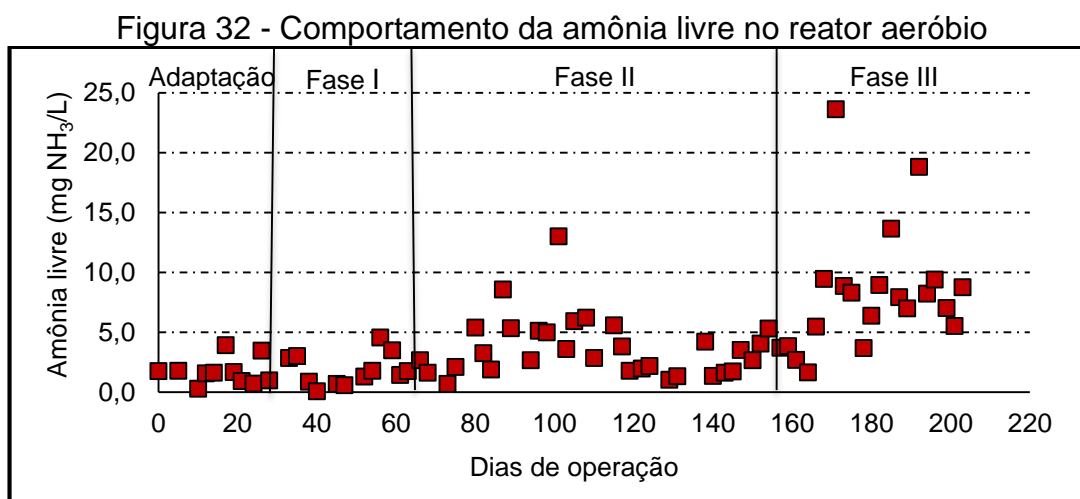
Qin e Yu (2006) em seu estudo com reatores aeróbios em batelada sequencial (SBR), tratando esgoto sintético, com cargas volumétricas de nitrogênio aplicadas de 0,15 a 0,45 kg N/m<sup>3</sup>.d, por meio de ensaios de atividade respirométrica, concluíram que a atividade das bactérias oxidadoras de amônia aumentou com o aumento das cargas de nitrogênio, enquanto a atividade das oxidadoras de nitrito não mudou.

Na presente pesquisa, com cargas volumétricas de nitrogênio aplicadas no reator aeróbio em torno de 0,08, 0,13, 0,36 e 0,63 kg N/m<sup>3</sup>.d, respectivamente para as Fases Adaptação, I, II e III, a maior eficiência de nitrificação (59,3%) se deu na fase I, onde houve a menor concentração de N-amoniacal (43,8 ± 29,1 mg N/L) afluente ao reator aeróbio e a menor eficiência (46,2%) ocorreu na fase III, com maior concentração de N-amoniacal (208,5 ± 45,6 mg N/L), cuja carga volumétrica de nitrogênio aplicada foi de 0,63 kg N/m<sup>3</sup>.d. Quanto ao nitrito, o reator aeróbio apresentou concentração mais baixa (14,5 ± 8,2 mg N/L) na Fase I e mais alta na Fase III, equivalente a 43,7 ± 27,3 mg N/L.

Um fator que pode ter influenciado no processo de nitrificação foi a concentração de amônia livre no reator aeróbio, visto que o aumento das concentrações de N-amoniacal no sistema podem aumentar a concentração de amônia livre no mesmo. O aumento das concentrações de amônia livre também está associado com os valores de pH e temperatura. O pH influencia no equilíbrio entre as formas de N-amoniacal (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/NH<sub>3</sub>). O N-amoniacal na forma não ionizada, amônia

livre ( $\text{NH}_3$ ), têm efeito inibitório sobre as bactérias do gênero *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, responsáveis pelo processo de nitrificação (HENZE et al., 1997; VILLAVERDE; FDZ-POLANCO; GARCÍA, 2000).

A Figura 32 mostra o comportamento da amônia livre no reator aeróbio durante a Adaptação e as Fases, I, II e III.



Fonte: o próprio autor

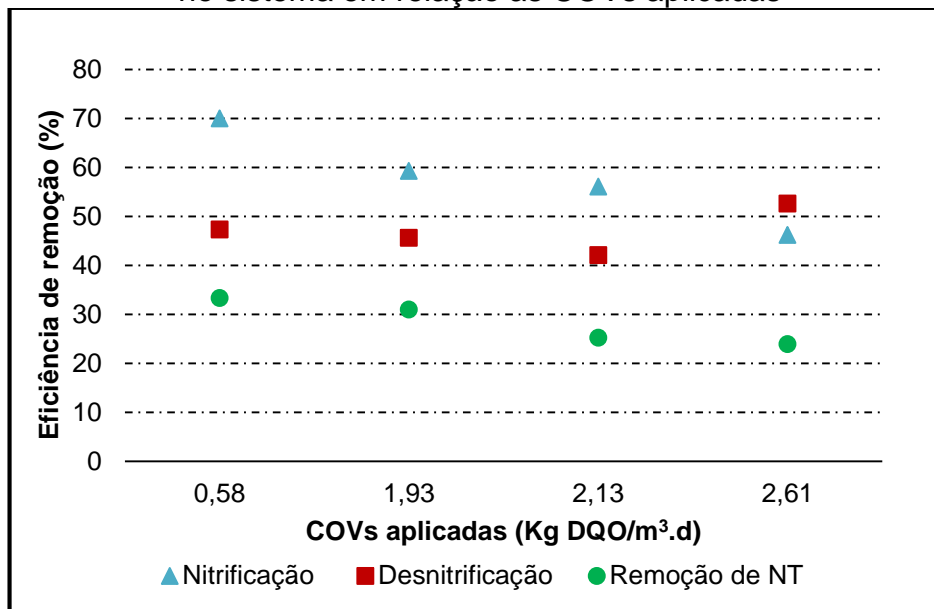
Na Figura 32 percebe-se que durante as Fases II e III as concentrações de amônia livre no reator aeróbio aumentaram em relação as Fases de Adaptação e I. Nas Fases II e III houve aumento das concentrações de NKT afluente ao reator aeróbio, e as faixas de pH foram de 7,37 a 8,16 na Fase II e 7,38 a 8,04 Fase III, com temperaturas de 22,2 a 31,5 e 24,1 a 31,0°C, respectivamente para as mesmas fases.

As concentrações de  $\text{NH}_3$  ficaram na faixa de 0,7 a 13 mg  $\text{NH}_3/\text{L}$  na Fase II e de 3,7 a 23,6 mg  $\text{NH}_3/\text{L}$  na Fase III. A presença deste composto pode ter reduzido a eficiência das bactérias oxidadoras de nitrito e das oxidadoras de amônia, que são sensíveis a amônia livre, respectivamente, nas faixas de concentração de 0,1 a 1,0 e 10 a 150 mg  $\text{NH}_3/\text{L}$ , respectivamente.

Nas condições estudadas, as concentrações de nitrito e nitrato permaneceram menores no reator anaeróbio que no reator aeróbio, possivelmente indicando que o nitrito e o nitrato, provenientes da recirculação do efluente aeróbio, foram reduzidos parcialmente a nitrogênio molecular. A recirculação do efluente nitrificado do reator aeróbio para o reator anaeróbio favoreceu a desnitrificação no sistema, com eficiências em torno de: 47,4% durante a Adaptação, 45,6% durante a Fase I, 42,1% durante a Fase II e 52,6% durante a Fase III.

A Figura 33 mostra as eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total de acordo com as cargas orgânicas volumétricas aplicadas.

Figura 33 - Eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total no sistema em relação as COVs aplicadas



Fonte: o próprio autor

Na Figura 33 é possível perceber que a eficiência de nitrificação decresceu com o aumento gradativo das cargas orgânicas aplicadas, enquanto a desnitrificação não sofreu o mesmo impacto.

Não foi necessária a adição de fonte externa de carbono para o processo de desnitrificação, pois a própria água residuária forneceu carbono suficiente para suprir as necessidades do reator anaeróbio. O uso de fontes internas de carbono reduz custos no tratamento (CARVALHO JUNIOR, 2008).

As concentrações médias de oxigênio dissolvido no reator anaeróbio, devido recirculação do efluente do reator aeróbio, foram de  $0,20 \pm 0,08$  na Fase II e  $0,15 \pm 0,05$  mg O<sub>2</sub>/L na Fase III, não ultrapassando o nível máximo de 0,2-0,3 mg O<sub>2</sub>/L recomendado por Ferreira (2000), para que o processo de desnitrificação não seja inibido.

O pH do reator anaeróbio permaneceu dentro da faixa ótima para o processo de desnitrificação, com médias de 7,55; 7,84; 7,70 e 7,73 para as fases de Adaptação, I, II e III, respectivamente, não interferindo negativamente na eficiência do processo (HENZE et al., 1997). O aumento dos valores de pH durante a redução de nitrato é característico do processo de desnitrificação (PERCHERON; BERNET; MOLETTA, 1999; MOHAN et al., 2016).

### 5.3 Quantificação da biomassa

A quantificação da biomassa no final do experimento permitiu realizar uma estimativa da massa aderida nos materiais suportes e depositada no fundo dos reatores. Esses resultados são mostrados na Tabela 12.

Tabela 12 – Concentrações médias da biomassa total presente nos reatores anaeróbio e aeróbio

		<b>STV (mg/L)</b>	<b>Volume (L)</b>	<b>Massa de lodo (g)</b>	<b>Massa no reator (g)</b>	<b>Massa no reator (g/L)</b>
<b>ANA</b>	<b>Lodo de fundo</b>	21.888,00	0,50	10,94		
	<b>Lodo na espuma</b>	7.090,00	6,42	45,52	56,46	6,00
<b>AE</b>	<b>Lodo de fundo</b>	16.105,00	0,75	12,08		
	<b>Lodo na biomedia</b>	22,35	342,00	7,64	19,72	5,80

Fonte: o próprio autor

Os valores apresentados na Tabela 12 mostram que apesar da concentração de lodo nos reatores serem semelhantes, no reator de leito fixo estruturado a maior parcela da biomassa computada estava aderida as espumas, enquanto que no reator aeróbio a maior parcela estava relacionada ao lodo que permanece junto ao fundo do reator.

## 6 CONCLUSÃO

A utilização de reator anaeróbio de leito fixo estruturado combinado com reator aeróbio de leito móvel para o tratamento de efluentes da indústria de farinha para ração, que utiliza subprodutos do processamento de carne, com TDH de 1,5 dia, visando à remoção de matéria orgânica e nitrogenada, permitiu concluir que: nas Fases I, II e III:

- O reator anaeróbio apresentou eficiências médias de remoção de DQO total de 93, 86 e 86%, na Fase I, II e III cujas COVs aplicadas foram de  $1,93 \pm 0,78$ ;  $2,13 \pm 0,98$  e  $2,61 \pm 0,79$  kg DQO/m<sup>3</sup>.dia e a DQO total afluente de  $2.176 \pm 885$ ;  $2.419 \pm 1.032$  e  $2.928 \pm 889$  mg O<sub>2</sub>/L. No sistema anaeróbio-aeróbio a eficiência foi de 96; 88 e 87%.
- As concentrações médias de DQO total observadas para o efluente do reator anaeróbio foram de  $125 \pm 29$ ;  $282 \pm 107$  e  $382 \pm 165$  mg O<sub>2</sub>/L e no efluente aeróbio  $69 \pm 26$ ;  $233 \pm 119$  e  $342 \pm 143$  mg O<sub>2</sub>/L, nas Fases I, II e III.
- A remoção de DQO filtrada, teve eficiências de 84, 77 e 79% no reator anaeróbio e de 92, 75 e 80% no sistema global. Para as concentrações médias afluente de  $755 \pm 300$ ;  $804 \pm 478$  e  $1.263 \pm 249$ . As concentrações efluente no anaeróbio foram de  $111 \pm 38$ ;  $155 \pm 48$  e  $226 \pm 56$  mg O<sub>2</sub>/L e no efluente aeróbio foram de  $53 \pm 24$ ,  $159 \pm 66$  e  $221 \pm 58$  mg O<sub>2</sub>/L.
- Para o tratamento estudado a melhor resposta quanto a remoção de DQO total e filtrada foi obtida durante a Fase I, com COV de  $1,93 \pm 0,78$  kg DQO/m<sup>3</sup>.d. O aumento gradativo das cargas orgânicas volumétricas aplicadas ( $2,13 \pm 0,98$  na Fase II e  $2,61 \pm 0,79$  kg DQO/m<sup>3</sup>.d na III) resultou em aumento das concentrações de DQO no efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio.
- A eficiência de nitrificação foi de 59,3; 56,1 e 46,2% e a eficiência de remoção de nitrogênio total foi de 31,0; 25,2 e 23,9%, para as Fases I, II e III. Para concentrações médias de NKT no afluente de  $111,9 \pm 29,2$ ;  $229,6 \pm 36,9$  e  $346,5 \pm 58,3$  mg N/L foram observadas concentrações médias de NKT no efluente do sistema de  $41,9 \pm 5,8$ ;  $104,2 \pm 51,1$  e  $187,8 \pm 45,0$  mg N/L.
- A melhor resposta do tratamento do efluente de indústria de produção de farinha para ração animal, quanto a remoção de nitrogênio, foi obtida durante a Fase I, com COV de  $1,93 \pm 0,78$  kg DQO/m<sup>3</sup>.d. Possivelmente, o aumento

das cargas orgânicas volumétricas aplicadas ao sistema afetou a eficiência dos processos de remoção de nitrogênio, visto o aumento das concentrações de amônia livre nas Fases II (0,7 a 13 mg NH<sub>3</sub>/L) e III (3,7 a 23,6 mg NH<sub>3</sub>/L) em relação a Fase I.

- As eficiências de desnitrificação do sistema apresentaram valores de 45,6; 42,1 e 52,6% durante as Fases I, II e III.
- A combinação dos processos anaeróbio e aeróbio foi vantajosa para o polimento final do efluente. A etapa aeróbia reduziu efetivamente a concentração total de matéria orgânica no efluente. No entanto, não se pode deixar de ressaltar a importância do pré-tratamento anaeróbio, pois ao longo do trabalho ficou evidente que a união dos aspectos positivos de cada processo traz grandes vantagens.

## **7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

Estudar alternativas de reuso do efluente tratado para adubação agrícola.

Avaliar o tratamento de efluente de ração animal em reatores combinados com diferentes Tempos de Detenção Hidráulica e Cargas Orgânicas Volumétricas aplicadas.

Avaliar o desempenho do sistema combinado no tratamento de outros efluentes agroindustriais.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABREU, S. B.; ZAIAT, M. Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Eng. Sanitária e Ambiental**, v. 13, n. 2, p. 181-188, abr. 2008.

ALTAMIRA, L. M.; BAUN, A.; ANGELIDAKI, I.; SCHMIDT, J. E. Influence of wastewater characteristics on methane potential in food-processing industry wastewaters. **Water Research**, v. 42, p. 2195–2203, 2008.

APHA, AWWA, WPCF. Standard methods for examination of water and wastewater. 22. Ed. Washington: APHA, 2005.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 2. p. 152-161, abr. 2005.

ASLAN, S.; CAKICI, H. Biological denitrification of drinking water in a slow sand filter. **Journal of Hazardous Materials**, v.148, p. 253–258, feb. 2007.

BARANA, A. C.; LOPES, D. D.; MARTINS, T. H.; POZZI, E.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; DEL NERY, V.; FORESTI, E. Nitrogen and organic matter removal in an intermittently aerated fixed-bed reactor for post-treatment of anaerobic effluent from a slaughter house wastewater treatment plant. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 1, p. 453-459, 2013.

BARRERA, M.; MEHRVAR, M.; GILBRIDE, K. A.; MCCARTHY, L. H.; LAURSEN, A.E.; BOSTAN, V.; PUSHCHAK, R. Photolytic treatment of organic constituents and bacterial pathogens in secondary effluent of synthetic slaughterhouse wastewater. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 90, p. 1335-1350, 2012.

BERNET, N.; DELGENES, N.; AKUNNA, J. C.; DELGENES, J. P.; MOLETTA, R. Combined anaerobic-aerobic sbr for the treatment of piggery wastewater. **Water Research**, v. 34, n. 2, p. 611-619, 2000.

BORKAR, R. P.; GULHANE, M. L.; KOTANGALE, A. J. Moving Bed Biofilm Reactor – A New Perspective in Wastewater Treatment. **Journal Of Environmental Science, Toxicology And Food Technology**, v. 6, n. 6, p. 15-21, dec. 2013.

BRASIL. CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. Resolução CONAMA nº 357, de 17 de março de 2005. Dispões sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamentos de efluentes. Ministério do Meio Ambiente.

\_\_\_\_\_. Resolução CONAMA nº 430, de 13 de maio de 2011. Dispões sobre condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução CONAMA nº 357, de 17 de março de 2005. Ministério do Meio Ambiente.

CAMILOTI, P. R.; MOCKAITIS, G.; RODRIGUES, J. A. D.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Innovative anaerobic bioreactor with fixed-structured bed (ABFSB) for simultaneous sulfate reduction and organic matter removal. **Journal of Chemical Technology Biotechnology**, v. 89, p. 1044–1050, aug. 2014.

CAO, W.; MEHRVAR M. Slaughterhouse wastewater treatment by combined anaerobic baffled reactor and UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> processes. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 89, p. 1136-1143, 2011.

CARRERA, J.; VICENT, T.; LAFUENTE, JAVIER. Effect of influent COD/N ratio on biological nitrogen removal (BNR) from high-strength ammonium industrial wastewater. **Process Biochemistry**, v. 39, p. 2035–2041, 2004.

CARVALHO JUNIOR, O. Nova configuração de biofiltro aerado submerso utilizado no pós-tratamento de efluente de reator UASB. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

CHERNICHARO, C. A. L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 5, p. 73–92, 2006.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental-UFMG, 1997, 246 p.

COSTERTON, J. W.; CHENG, K. J.; GEESEY, G. G.; LADD, T. I.; NICKEL, J. C.; DASGUPTA, M.; MARRIE, T. J. Bacterial biofilms in nature and disease. **Annuary Review of Microbiology**, v. 41, p. 435-464, 1987.

DEZOTTI, M. Processos e técnicas para o controle ambiental de efluentes líquidos. Rio de Janeiro: E-papers, 2008. 360 p.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v. 33, n. 4, p.356-365, 1961.

FERNÁNDEZ, N.; MONTALVO, S.; BORJA, R.; GUERRERO, L.; SÁNCHEZ, E.; CORTÉS, I.; COLMENAREJO, M. F.; TRAVIESO, L.; RAPOSO, F. Performance evaluation of an anaerobic fluidized bed reactor with natural zeolite as support material when treating high-strength distillery wastewater. **Renewable Energy**, v. 33, p. 2458–2466, 2008.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Rio de Janeiro: ABES, p. 1-25, 2000.

FIA, F. R. L.; BORGES, A. C.; MATOS, A. T.; DUARTE, I. C. S.; FIA, R.; CAMPOS, L. C. Development of biofilm in anaerobic reactors treating wastewater from coffee grain processing. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 14, n. 2, p. 210–217, 2010.

FIA, F. R. L.; MATOS, A. T.; BORGES, A. C.; FIA, R.; CECON, P. R. Treatment of wastewater from coffee bean processing in anaerobic fixed bed reactors with different support materials: performance and kinetic modeling. **Journal of Environmental Management**, v. 108, p. 14-21, 2012.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; HAANDEL, A. V.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. p. 29-52.

GAO, H.; SCHERSON, Y. D.; WELLS, G. F. Towards energy neutral wastewater treatment: methodology and state of the art. **Environmental Science: Processes & Impacts**, v. 16, p. 1223-1246, 2014.

GARRETT, T. R.; BHAKOO, M.; ZHANG, Z. Bacterial adhesion and biofilms on surfaces. **Progress in Natural Science**, v. 18, p. 1049–1056, 2008.

GIRI, D.; ARMAL, P.; SATYANARAYAN S. Slaughterhouse wastewater treatment by anaerobic fixed film fixed bed reactor packed with special media. **International Journal of Plant, Animal and Environmental Sciences**, v. 5, p. 151-156, jul/sep. 2015.

HENZE, M. Basic biological processes. In: FÖRSTNER, U.; MURPHY, R. J.; RULKENS, W. H. **Wastewater treatment: biological and chemical processes**. 2. ed. Berlin: Springer, 1997. p. 55-111.

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

HOSSEINI, S. H.; BORGHEI, S. M. The treatment of phenolic wastewater using a moving bed bio-reactor. **Process Biochemistry**, v. 40, p. 1027–1031, 2005.

Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE. Indicadores IBGE: Estatística da Produção Pecuária. mar. 2017.

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P. R.; FARIA, O. L. V.; ISOLDI, L. A. Remoção de carbono orgânico e nitrificação de águas residuárias da industrialização de arroz. **Agrociência**, v. 9, n. 3, p. 273-277, jul/set. 2003.

KATO, M. T.; NETO, C. O. A.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Configurações de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap. 2, p. 53-99.

KAWAN, J. A.; HASAN, H. A.; SUJA, F.; JAAFAR, O. B.; ABD-RAHMAN, R. A review on sewage treatment and polishing using moving bed bioreactor (MBBR). **Journal of Engineering Science and Technology**, v. 11, n. 8, p. 1098-1120, 2016.

KERMANI, M.; BINA, B.; MOVAHEDIAN, H.; AMIN, M. M.; NIKAEEN, M. Biological phosphorus and nitrogen removal from wastewater using moving bed biofilm process. **Iranian Journal of Biotechnology**, v. 7, n. 1, p. 19-27, jan. 2009.

KHANITCHAIDECHA, W.; SUMINO, T.; KAZAMA, F. Influence of carbon source on biological nitrogen removal by immobilised bacteria. **J. Water Resource and Protection**, v. 2, p. 527-531, 2010.

KIM, B. K.; CHANG, D.; SON, D. J.; KIM, D. W.; CHOI, J. K.; YEON, H. J.; YOON, C. Y.; FAN, Y.; LIM, S. Y.; HONG K. H. Wastewater treatment in moving-bed biofilm Reactor operated by flow reversal intermittent aeration system. **International Journal of Environmental, Chemical, Ecological, Geological and Geophysical Engineering**, v. 5, n. 12, 2011.

KREUTZ, C.; PASSIG, F. H.; CARVALHO, K. Q.; MEES, J. B. R.; GOMES, S. D. Performance of an anaerobic-aerobic reactor and kinetic study of organic matter removal of cattle slaughterhouse effluent. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 34, n. 2, p. 341-351, mar/abr. 2014.

KUNZ, A.; ZAMORA, P. P.; MORAES, S. G.; DURÁN, N. Novas tendências no tratamento de efluentes têxteis. **Química Nova**, v. 25, n. 1, p. 78-82, 2002.

KUS, F.; WIESMANN, U. Degradation kinetics of acetate and propionate by immobilized anaerobic mixed cultures. **Water Resources reesearch**, v. 29, n. 6, p. 1437-1443, 1995.

LEE, L. Y., ONG, S. L.; NG, W. J. Biofilm morphology and nitrification activities: recovery of nitrifying biofilm particles covered with heterotrophic outgrowth. **Bioresource Technology**, v. 95, p. 209–214, 2004.

LIMA, C. A. A.; RIBEIRO, R.; FORESTI E.; ZAIAT, M. Morphological study of biomass during the start-up period of a fixed-bed anaerobic reactor treating domestic sewage. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 48, n. 5, p. 841-849, sep. 2005.

LOUKIDOU, M. X.; ZOUBOULIS, A. I. Comparison of two biological treatment processes using attached growth biomass for sanitary landfill leachate treatment. **Environmental Pollution**, v. 111, p. 273-281, 2001.

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

MEEKER, D. L. Essential Rendering – All about the animal by-products industry. **Kirby Lithographic Company**, Virgínia, p. 1-302, 2006.

MEES, J. B. R.; GOMES, S. D.; VILAS BOAS, M. A.; FAZOLO, A.; SAMPAIO, S. C. Removal of organic matter and nutrients from slaughterhouse wastewater by using eichhornia crassipes and evaluation of the generated biomass composting. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 29, n. 3, p. 466-473, jul. 2009.

METCALF, L.; EDDY, H. Wastewater engineering: treatment, and reuse. 4.ed. McGraw-Hill Higher Education, New York, 2003. 1819 p.

MOCKAITIS, G.; PANTOJA, J. L. R.; RODRIGUES, J. A. D.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Continuous anaerobic bioreactor with a fixed-structure bed (ABFSB) for wastewater treatment with low solids and low applied organic loading content. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 37, p. 1361–1368, jan. 2014.

MOHAN, T. V. K.; NANCHARAIAH, Y. V.; VENUGOPALAN, V. P.; SAI, P. M. S. Effect of C/N ratio on denitrification of high-strength nitrate wastewater in anoxic granular sludge sequencing batch reactors. **Ecological Engineering**, v. 91, p. 441–448, 2016.

MOHAN, T. V. K.; RENU, K.; NANCHARAIAH, Y. V.; SAI, P. M. S.; VENUGOPALAN, V. P. Nitrate removal from high strength nitrate-bearing wastes in granular sludge sequencing batch reactors. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 121, n. 2, p. 191–195, 2016.

MOLETTA, R. Winery and distillery wastewater treatment by anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, v. 51, n.1, p. 137–144, 2005.

MORETTO, C. **Remoção de matéria orgânica e nitrogenada de efluente de indústria de ração animal em reatores de leito estruturado e móvel**. 2014. 86 fls. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2014.

MOTA, V. T. F. V. **Biorreator com membranas anaeróbico de duplo estágio para o tratamento do vinhoto**. 2012. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2012.

MOURA, R. B.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E. Nitrogen and carbon removal from synthetic wastewater in a vertical structured-bed reactor under intermittent aeration. **Journal of Environmental Management**, v. 98, p. 163-167, 2012.

MOURA, R. B. **Desempenho de um reator vertical de fluxo contínuo e leito estruturado com recirculação do efluente, submetido à aeração intermitente, na remoção de carbono e nitrogênio de um efluente sintético**. 2011. 92 fls. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

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

NAIR, R. R.; DHAMOLE, P. B.; LELE, S.S.; SOUZA, S. F. Biological denitrification of high strength nitrate waste using preadapted denitrifying sludge. **Chemosphere**, v. 67, p. 1612–1617, jan. 2007.

NETO, L. G. L.; COSTA, R. H. R. Tratamento de esgoto sanitário em reator híbrido em bateladas sequenciais: eficiência e estabilidade na remoção de matéria orgânica

e nutrientes (N, P). **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.16, n.4, p. 411-420, out/dez. 2011.

NOCKO, L. M. **Remoção de carbono e nitrogênio em reator de leito móvel submetido à aeração intermitente**. 2008. 118 fls. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

ODEGAARD, H. The moving bed biofilm reactor. **Water Environmentl Engineering and Reuse of Water**, p. 250-305, 1999.

OLIVEIRA, R. A.; BRUNO, N. M. N. Start-up of horizontal anaerobic reactors with sludge blanket and fixed bed for wastewater treatment from coffee processing by wet method. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 33, n. 2, p. 353-366, mar/abr. 2013.

ORTEGA, F. S.; ROCHA, K. M.; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V. C. Aplicação de espumas cerâmicas produzidas via “gelcasting” em biorreator para tratamento anaeróbio de águas residuárias. **Cerâmica**, v. 47, p. 199-203, 2001.

PACHECO, J. W. F. Guia técnico ambiental de graxarias - Graxarias: processamento de materiais de abatedouros e frigoríficos bovinos e suínos. São Paulo: CETESB (Série P + L), 2006.

PALATSI, J.; VINAS, M.; GUIVERNAU, M.; FERNANDEZ, B.; FLOTATS, X. Anaerobic digestion of slaughterhouse waste: Main process limitations and microbial community interactions. **Bioresource Technology**, v. 102, p. 2219-2227, 2011.

PERCHERON, G.; BERNET, N.; MOLETTA, R. Interactions between methanogenic and nitrate reducing bacteria during the anaerobic digestion of an industrial sulfate rich wastewater. **FEMS Microbiology Ecology**, v. 29, p. 341-350, 1999.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Efeitos do pH, acidez e alcalinidade na microbiota de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando efluentes de suinocultura. **Ambiente e Água**, Taubaté, v. 4, n. 3, p. 157-168, 2009.

QIN, L.; LIU, YU. Aerobic granulation for organic carbon and nitrogen removal in alternating aerobic-anaerobic sequencing batch reactor. **Chemosphere**, v. 63, p. 926-933, 2006.

RAJAKUMAR, R.; MEENAMBAL, T.; SARAVANAN, P. M.; ANANTHANARAYANAN, P. Treatment of poultry slaughterhouse wastewater in hybrid upflow anaerobic sludge blanket packed with pleated poly vinyl chloride rings. **Bioresource Technology**, v. 103, p. 116-122, 2012.

RAMIRES, R. D. A.; OLIVEIRA, R. A. COD, TSS, nutrients and coliforms removals in UASB reactors in two stages treating swine wastewater. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 34, n. 6, p. 1256-1269, nov/dez. 2014.

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

ROSTRON, W. M.; STUCKEY, D. C.; YOUNG, A. A. Nitrification of high strength ammonia wastewaters: comparative study of immobilization media. **Water Research**, v. 35, n. 5, p. 1169-1178, 2001.

RUIZ, G.; JEISON, D.; CHAMY, R. Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration. **Water Research**, v. 37, p. 1371–1377, 2003.

RUIZ, I.; VEIGA, M. C.; SANTIAGO, P.; BLÁZQUEZ, R. Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor and an anaerobic filter. **Bioresource Technology**, v. 60, p. 251-258, 1997.

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

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

SANTOS, C. E. D.; MOURA, R. B.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E. Influence of COD/N ratio and carbon source on nitrogen removal in a structured-bed reactor subjected to recirculation and intermitente aeration (SBRRIA). **Journal of Environmental Management**, v. 166, p. 519-524, 2016.

SANTOS, C. E. D. **Influência da relação carbono/nitrogênio e da fonte de carbono no processo de nitrificação desnitrificação simultânea em reator de leito estruturado**. 2014. 144 fls. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

SANTOS, P. I. **A. Remoção de DQO e de nitrogênio, e estudo dos consórcios microbianos em sistema com três reatores sobrepostos, em série, alimentado com esgoto sanitário**. 2004. 190 fls. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

SEKER, S.; BEYENAL, H.; TANYOLAG, A. The effects of biofilm thickness on biofilm density and substrate consumption rate in a differential fluidized bed biofilm reactor (DFBBR). **Journal of Biotechnology**, v. 41, p. 39-47, 1995.

SILVA, A. J.; HIRASAWA, J. S.; VARESCHE, M.B.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Evaluation of support materials for the immobilization of sulfate-reducing bacteria and methanogenic archaea. **Anaerobe**, v. 12, p. 93–98, 2006.

SLIEKERS, A. O.; DERWORT, N.; GOMEZ, J. L. C.; STROUS, M.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M. S. M. Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. **Water Research**, v. 36, p. 2475-2482, 2002.

SURAMPALLI, R. Y.; TYAGI, R. D.; SCHEIBLE, O. K.; HEIDMAN, J. A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 61, n. 2, p. 151-157, 1997.

TAL, Y.; WATTS, J. E. M.; SCHREIER, S. B.; SOWERS, K. R.; SCHREIER, H. J. Characterization of the microbial community and nitrogen transformation processes associated with moving bed bioreactors in a closed recirculated mariculture system. **Aquaculture**, v. 215, p. 187-202, jan. 2003.

THIRD, K. A.; SLIEKERS, A. O.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M. The CANON system (Completely Autotrophic Nitrogen-removal Over Nitrite) under ammonium limitation: interaction and competition between three groups of bacteria. **Systematic and Applied Microbiology**, v. 24, p. 588–596, 2001.

VAN RIJN, J.; TAL, Y.; SCHREIER, H. J. Denitrification in recirculating systems: theory and applications. **Aquacultural Engineering**, v. 34, p. 364–376, apr. 2006.

VILLAVERDE, S.; FDZ-POLANCO, F.; GARCÍA, P. A. Nitrifying biofilm acclimation to free ammonia in submerged biofilters. Start-up influence. **Water Research**, v. 34, n. 2, p. 602-610, 2000.

WANG, X. J.; XIA, S. Q.; CHEN, L.; ZHAO, J. F.; RENAULT, N. J.; CHOVELON, J. M. Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 824–82, 2006.

WOSIACK, P. A.; KOKI, C. R.; BARANA, A. C.; DOLL, M. M. R.; LOPES, D. D.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z. Avaliação de partida de reator biológico visando a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada de efluente de fábrica de ração animal. **Engenharia e Tecnologia**, v. 5, n. 3, p. 33-44, out. 2013.

WOSIACK, P. A.; LOPES, D. D.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E.; GRANATO, D.; BARANA, A. C. Removal of COD and nitrogen from animal food plant wastewater in an intermittently-aerated structured-bed reactor. **Journal of Environmental Management**, v. 154, p. 145-150, 2015.

WU, J.; YAN, G.; ZHOU G.; XU, T. Model predictive control of biological nitrogen removal via partial nitrification at low carbon/nitrogen (C/N) ratio. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 2, p. 1899–1906, 2014.

XAVIER, J. B.; PICIOREANU, C.; ALMEIDA, J. S.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Monitorização e modelação da estrutura de biofilmes. **Boletim de Biotecnologia**, n. 76, p. 2-13, 2003.

ZENATTI, D. C. **Avaliação da nitrificação de efluente de abatedouro de tilápia em reator em batelada sequencial aerado com biomassa imobilizada**. 2007. 106 fls. Dissertação (mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do oeste do Paraná, Cascavel, 2007.

ZHANG, L.; ZHENG, P.; TANG, C.; JIN, R. Anaerobic ammonium oxidation for treatment of ammonium-rich wastewaters. **Journal of Zhejiang University Science B**, v. 9, n. 5, p:416-426, 2008.

ZHU, G.; PENG, Y.; LI, B.; GUO, J.; YANG, Q.; WANG, S. Biological removal of nitrogen from wastewater. **Environmental Contamination and Toxicology**, v. 192, p. 159-195, jan. 2008.