

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO ACADÊMICO DO AGRESTE
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL
TECNOLOGIA AMBIENTAL

NATANNA TAYNÁ DE MELO SILVA

REMOÇÃO DE CARBONO E NITROGÊNIO DE EFLUENTE DE MATADOURO EM
REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO

Caruaru, 2018

NATANNA TAYNÁ DE MELO SILVA

**REMOÇÃO DE CARBONO E NITROGÊNIO DE EFLUENTE DE MATADOURO EM
REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental do Centro Acadêmico do Agreste da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil e Ambiental.

Área de concentração: Tecnologia Ambiental

Orientador: Prof^a Dr^a Sália Gavazza

Coorientadora: Prof^a Dr^a Márcia Damianovic

Caruaru, 2018

Catálogo na fonte:
Bibliotecária – Paula Silva CRB/4 - 1223

S586r Silva, Natanna Tayná de Melo Silva.
Remoção de carbono e nitrogênio de efluente de matadouro em reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo. / Natanna Tayná de Melo Silva. – 2018.
91f.; il.: 30 cm.

Orientadora: Sáva Gavazza.
Coorientadora: Márcia Damianovic.
Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco, CAA, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental, 2018.
Inclui Referências.

1. Resíduos industriais – Aspectos ambientais (Brasil). 2. Agroindústria (Brasil). 3. Matadouros (Brasil). 4. Águas residuais – Purificação – Tratamento biológico. 5. Nitrificação (Brasil). 6. Avaliação (Brasil). I. Gavazza, Sáva (Orientadora). II. Damianovic, Márcia (Coorientadora). III. Título.

620 CDD (23. ed.) UFPE (CAA 2018-009)

NATANNA TAYNÁ DE MELO SILVA

**REMOÇÃO DE CARBONO E NITROGÊNIO DE EFLUENTE DE MATADOURO EM
REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), como requisito para obtenção do título de mestre em Engenharia Civil e Ambiental.

Aprovada, em 06 de março de 2018.

BANCA EXAMINADORA

Prof.^a Dr.^a Sávia Gavazza dos Santos Pessoa (Orientadora)
Universidade Federal de Pernambuco

Prof. Giovana Tommaso (Examinador Externo)
Universidade de São Paulo (USP)

Prof.^a Simone Machado Santos (Examinador Interno)
Universidade Federal de Pernambuco (UFPE)

À minha mãe, meu maior exemplo! Presença marcante em todos os momentos da minha vida.
Amo!

AGRADECIMENTOS

A Deus, por mais uma vitória concedida. Ele esteve presente em cada momento me oferecendo a sabedoria necessária para perseverar nessa trajetória. Meu guia e minha fortaleza, que nunca me desampara e é fiel para todo sempre.

À minha orientadora, Prof^a. Sávia Gavazza, por todos os ensinamentos desde o tempo da graduação, por me orientar com grande sabedoria e serenidade. Por todo carinho e preocupação! Por compartilhar seu admirável conhecimento e pela confiança depositada em mim. Por se fazer tão presente, mesmo no período que esteve longe. Obrigada por tudo! A senhora é fonte de inspiração como profissional e ser humano.

À professora Márcia Damianovic, pela coorientação de extrema importância no desenvolvimento deste trabalho. Por ter me acolhido tão bem no período que passei em São Carlos. Por todo conhecimento compartilhado durante as aulas e reuniões.

Aos meus pais, Val e Elizeu, pelo apoio e pela dedicação, em transmitir com amor a garra de lutar e a grande vontade de vencer! Essa conquista pertence, sobretudo, a vocês. Minha força de vontade é também impulsionada pelo grande desejo de oferecer-lhes uma singela retribuição por todo o carinho e cuidado que tiveram comigo durante toda minha vida.

Aos meus amados irmãos, Larissa e Igor, por todo amor e apoio, por compartilharmos todos os momentos. De nada valeriam nossas conquistas se não estivéssemos de mãos dadas. Me completam em todos os sentidos.

A Joelithon, meu companheiro de trabalho, por ter sido peça fundamental para realização do experimento. Pelos questionamentos, dúvidas e respostas. Pelas ajudas nas análises e manutenção do reator. Meu muito obrigada!

A Luttemberg, que está ao meu lado desde a graduação, dividindo todos os momentos felizes e de dificuldades. Por ter sido meu companheiro em São Carlos, e pelo exemplo de vida: o menino da

escola pública conseguiu chegar a USP! Às amigas que conquistei durante a graduação e vou levar para o resto da vida, Mariana e Marcela, obrigada pelo apoio de sempre.

Denise, Ramona e Dayana, mesmo distantes se fizeram tão presentes. Obrigada pela amizade e por todo o suporte.

Minha amiga do colégio, Edla, por sempre entender minha ausência física e não desistir de mim. Por sempre ficar feliz a cada conquista minha, mesmo sabendo que nossos encontros podem ficar ainda mais escassos.

Aos amigos que fiz em São Carlos, que turma maravilhosa! Quanto amor e carinho! Nunca vou esquecer de vocês. Em especial, Isa e Plets, por terem sido minha família, pelos almoços de domingo, Páscoa, dia das mães... Pelos finais de semana de “rolês” e estudo.

Aos queridos do grupo têxtil, Sofia, Osmar, Roberto, Rhayssa e Fernanda, pelas conversas, ensinamentos e apoio durante o desenvolvimento da pesquisa.

A todos os professores, pelos conhecimentos, discussões enriquecedoras e desafios constantes. Em especial ao das USP, Valéria Del Nery, Eduardo Cleto e Davi Gasparini, pelo exemplo de humanidade.

As professoras e companheiros de trabalho do LEA.

Aos técnicos do Laboratório de Engenharia Ambiental e também colegas de mestrado, Luís e Alessandra.

Aos colegas de mestrado do PPGECAm.

A Moisés, técnico do matadouro, por toda atenção e colaboração nas coletas.

À FACEPE pela bolsa de mestrado concedida, através do processo nº IBPG-0670-3.07/15. Ao CNPQ pelo financiamento de atividades, através do Projeto Casadinho, processo nº 552308/2011-0.

“Não fui eu que lhe ordenei? Seja forte e corajoso! Não se apavore, nem se desanime, pois, o Senhor, o seu Deus, estará com você por onde você andar”.

Josué 1:9

RESUMO

Este estudo buscou avaliar o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), com escoamento ascendente na remoção de matéria orgânica e nitrogênio em efluente de matadouro bovino. O reator foi construído a partir de um tubo acrílico, com volume útil de 4,7 L. Era composto por câmaras ordenadas, de baixo para cima: alimentação, anaeróbia, anóxica, aeração, aeróbia e de saída. Para imobilização da biomassa, foram utilizados dois tipos de material suporte: anéis randômicos (câmara anaeróbia) e cubos de espuma de poliuretano (câmaras anóxica e aeróbia). O reator era provido de sistema de recirculação interna, com razão de recirculação igual a 3, valor este adotado após a realização de ensaios hidrodinâmicos. Foram testadas 3 fases operacionais, variando o tempo de detenção hidráulica e a carga orgânica volumétrica. A remoção de DQO foi elevada em todas as fases operacionais, com valores em torno de 94%. Nas Fases 1 e 2 tinha pouca disponibilidade de doadores de elétrons para desnitrificação, resultando em uma baixa eficiência em remoção de nitrogênio total, 30% e 32%, respectivamente. Apesar da redução do TDH e aumento da COV, a Fase 3 foi considerada a melhor condição testada, na qual se obtiveram eficiências máximas em remoção de NT de 76%, NTK de 93%, N-NH_4^+ de 90%, DQO de 99% e 60% em P-PO_4^{3-} . Ao final de cada fase foram realizados perfis espaciais que comprovaram a remoção sequencial ao longo do reator e contribuíram para detectar que a ineficiência do processo de desnitrificação, nas Fases 1 e 2, foi a insuficiência de doadores de elétrons. Por fim, foram realizados ensaios cinéticos para se obter as velocidades de nitrificação e desnitrificação, que quando comparadas a outros estudos, são inferiores, mas deve-se levar em consideração que a biomassa existente no reator era mista, logo a população de microrganismos não realizava a mesma função. Os resultados obtidos permitem considerar o RAALF, aliado à adequadas condições operacionais, como uma alternativa promissora para remoção de matéria orgânica e nitrogênio em efluente de matadouro bovino.

Palavras-chave: Efluente de matadouro. Reator anaeróbio-aeróbio. Remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Nitrificação e desnitrificação. Razão de recirculação.

ABSTRACT

This study aimed to evaluate the performance of an anaerobic-aerobic fixed bed reactor (RAALF), with up-flow in the removal of organic matter and nitrogen in effluent from a cattle slaughterhouse. The reactor was built from an acrylic tube with an useful volume of 4.7 L. It was composed of ordered chambers, from bottom to top: feeding; anaerobic; anoxic; aeration; aerobic and outlet. For biomass immobilization, two types of support material were used: random rings (anaerobic chamber) and cubic matrixes of polyurethane (anoxic and aerobic chambers). The reactor was provided with internal recirculation system with a recirculation ratio equal to 3, a value adopted after conducting hydrodynamic tests. Three operational phases were tested, varying the hydraulic retention time and/or organic loading rate. COD removal efficiencies was high in all operational condition, with 94% of efficiency. In Phases 1 and 2 there was little availability of electron donors for denitrification, resulting in a low efficiency in total nitrogen removal, 30% and 32%, respectively. Despite the reduction of HRT and increase in OLR, Phase 3 was considered the best tested condition, obtaining maximum efficiencies in NT removal of 76%, NTK of 93%, N-NH_4^+ of 90%, COD of 99% and 60% in P-PO_4^{3-} . At the end of each phase, spatial profiles were verified that proved the sequential removal along the reactor and contributed to detect that the inefficiency of the denitrification process, in Phases 1 and 2, was the insufficiency of electron donors. Finally, kinetic tests were carried out to obtain the rates of nitrification and denitrification. Small values were obtained, despite the improvement in the denitrification process and confirming the reduction of nitrifying activity. The results obtained allow to consider the RAALF, together with the appropriate operational conditions, as a promising alternative for the removal of organic matter and nitrogen in effluent from a cattle slaughterhouse.

Keywords: Slaughterhouse effluent. Anaerobic-aerobic reactor. Removal of organic matter and nitrogen. Nitrification and denitrification. Recirculation ratio.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fluxograma básico do abate bovino	22
Figura 2 – Efeito do pH na fração de nitrogênio amoniacal.	25
Figura 3 – Principais rotas metabólicas em sistemas biológicos de remoção de nitrogênio.....	26
Figura 4– Fluxograma do experimento.	34
Figura 5 – Esquema do reator, em escala de bancada, que foi utilizado.....	36
Figura 6 – Fotografia dos materiais usados para imobilização da biomassa: (a) anéis randômicos de polipropileno e (b) cubos de espuma de poliuretano.....	37
Figura 7 – Fotografia do experimento instalado, em que: (1) geladeira de acondicionamento do efluente do matadouro + esgoto sintético (afluente); (2) Bomba peristáltica para alimentação do reator (3) Banho-maria para manter a temperatura constante, (4) Reator anaeróbio-aeróbio, (5) Bomba peristáltica para recirculação do efluente e (6) Efluente tratado.	39
Figura 8 – Esquema dos reatores em batelada para ensaios cinéticos.	45
Figura 9 – Material biológico em suspensão formado na câmara de aeração na Fase 3.	56
Figura 10 – Figura ilustrativa da recirculação do efluente nitrificado.....	72

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1 - Número de reatores em série para os TDHs de 16 e 24 horas.....	50
Gráfico 2 - Curvas referentes à distribuição do tempo de residência nos ensaios hidrodinâmicos para TDH de 16h e 24h, respectivamente, com razão de recirculação de 0 em a) e b); 1 em c) e d); 2 em e) e f); 3 em g) e h) e 4 em i) e j). Em que ●●● são os dados experimentais e _____ o modelo de tanques em série aplicado.	51
Gráfico 3 – Concentração de NTK afluente, efluente e eficiência de oxidação.....	53
Gráfico 4 - Monitoramento das concentrações de N-NH_4^+ afluente, efluente e eficiência de remoção	55
Gráfico 5 - Concentração de N-NO_3^- e N-NO_2^- efluente	55
Gráfico 6 –Box-plot para eficiência de desnitrificação	58
Gráfico 7 – Concentração NT afluente e efluente e eficiência em remoção	59
Gráfico 8 –Box-plot para eficiência de remoção de NT	60
Gráfico 9 – Valores do pH no afluente e efluente do reator ao longo do período experimental....	62
Gráfico 10 – Concentração de alcalinidade total afluente e efluente	63
Gráfico 11 – Concentração AGV afluente e efluente ao longo do tempo	65
Gráfico 12 – Concentração de DQO afluente, efluente e eficiência em remoção.....	67
Gráfico 13 – Concentração de sólidos totais afluente, efluente e eficiência em remoção	68
Gráfico 14 - Gráfico Box-plot da eficiência em remoção de DQO.....	69
Gráfico 15 – Monitoramento das concentrações de P-PO_4^{3-} afluente, efluente e eficiência em remoção	70
Gráfico 16 – Perfil espacial de DQO bruta nas três fases operacionais.....	73
Gráfico 17 – Perfil espacial das concentrações de N-NH_4^+ nas três fases operacionais.....	74
Gráfico 18 – Perfil espacial de N-NO_3^- das três fases operacionais	75
Gráfico 19 – Perfil espacial de OD nas Fases 2 e 3.....	76
Gráfico 20 - Perfil espacial de ORP nas Fases 2 e 3.....	76
Gráfico 21 – Variação da concentração de (●) N-NH_4^+ , (■) N-NO_2^- e (▲) N-NO_3^- no perfil temporal do ensaio de nitrificação via N-NH_4^+ (a), nitrificação via N-NO_2^- (c), desnitrificação via N-NO_3^- (e). Modelo cinético de ordem zero (.....) ajustado para nitrificação via N-NH_4^+ (b), nitrificação via N-NO_2^- (d), desnitrificação via N-NO_3^- (f). (◆) dados experimentais.....	78

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Caracterização dos efluentes de matadouros bovinos.	24
Tabela 2– Composição do esgoto sintético utilizado para diluição do efluente do matadouro. ...	38
Tabela 3 - Definição das variáveis usadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ($E\theta$) em função do tempo adimensional (θ)	41
Tabela 4 – Valores de TDH e COV para cada condição experimental avaliada.	42
Tabela 5 – Parâmetros e frequência das análises físico-químicas realizadas na pesquisa.	43
Tabela 6 – Composição da solução de macronutrientes.	46
Tabela 7– Composição da solução de micronutrientes.....	47
Tabela 8– Resultados dos parâmetros de caracterização do efluente do matadouro.	48
Tabela 9 – Caracterização do afluente diluído para as três fases de operação.	49
Tabela 10 – Concentrações dos compostos nitrogenados nas três Fases operacionais.....	52
Tabela 11 – Diferença estatística entre as eficiências de desnitrificação.....	58
Tabela 12 – Valores médios de pH afluente e efluente.....	62
Tabela 13 – Balanço de massa referente à alcalinidade consumida e gerada em cada fase.....	64
Tabela 14 – Concentração média de AGV para cada Fase operacional	66
Tabela 15 – Concentração média de DQO no afluente e efluente do reator, em cada fase experimental.	66
Tabela 16 – Parâmetros cinéticos em cada ensaio realizado	77

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AGV	Ácidos graxos voláteis
ANAMMOX	<i>Anaerobic Ammonia Oxidation</i> – Oxidação Anaeróbia de Amônia
CAA	Centro Acadêmico do Agreste
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COV	Carga orgânica volumétrica
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DHS	<i>Dowflow hanging sponge</i>
DQO	Demanda química de oxigênio
EPA	<i>Environmental Protection Agency</i>
IPPC	<i>Integrated Pollution Prevention and Control</i>
LEA	Laboratório de Engenharia Ambiental
NT	Nitrogênio Total
NTK	Nitrogênio total <i>Kjeldahl</i>
OD	Oxigênio Dissolvido
ORP	Potencial oxirredução
pH	Potencial hidrogeniônico
PVC	Cloreto de Polivinila
RAALF	Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo
RBS	Reator de batelada sequencial
SS	Sólidos suspensos
SSF	Sólidos suspensos fixos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
UFPE	Universidade Federal de Pernambuco
USDA	<i>United States Department of Agriculture</i>
WEF	<i>Water Environment Federation</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

cm	Centímetro
λ	Comprimento de onda
k'_0	Constante cinética do modelo de ordem zero
$P-PO_4^{3-}$	Fósforo na forma fosfato
G	Grama
°C	Graus Celsius
H	Hora
L	Litro
M	Metro
mg	Miligrama
mL	Mililitro
mm	Milímetro
$N-NH_4^+$	Nitrogênio na forma amoniacal
$N-NO_2^-$	Nitrogênio na forma nitrato
$N-NO_3^-$	Nitrogênio na forma nitrito
N-NTK	Nitrogênio na forma NTK
N-org	Nitrogênio na forma orgânico
Kg	Quilograma
R	Razão de recirculação
Rpm	Rotações por minuto
T	Tempo
r_N	Velocidade específica de consumo de nitrogênio

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
1.1	Importância e justificativa	18
1.2	Objetivos	20
1.2.1	<i>Geral</i>	<i>20</i>
1.2.2	<i>Específicos</i>	<i>20</i>
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
2.1	Efluente gerado no abate bovino	21
2.2	Impactos do nitrogênio no ambiente aquático	24
2.3	Fundamentos de remoção biológica de nitrogênio	26
2.4	Sistemas combinados para tratamento de efluente	30
2.5	Sistemas com leito fixo	33
3	MATERIAIS E MÉTODOS	34
3.1	Estrutura do experimento	34
3.2	Reator biológico	35
3.3	Material suporte e inóculo	36
3.4	Água residuária	37
3.5	Ensaio hidrodinâmicos	40
3.6	Fases de operação e monitoramento	42
3.7	Análise estatística	43
3.8	Perfis espaciais	44
3.8	Ensaio cinéticos	44
3.8.1	<i>Ensaio de nitrificação via $N-NH_4^+$ e $N-NO_2^-$</i>	<i>46</i>
3.8.2	<i>Desnitrificação via $N-NO_3^-$</i>	<i>47</i>
4	RESULTADO E DISCUSSÃO	48
4.1	Caracterização da água residuária	48
4.1.1	<i>Efluente do matadouro</i>	<i>48</i>
4.1.2	<i>Afluente do sistema</i>	<i>48</i>
4.2	Escolha da vazão de recirculação – Ensaio Hidrodinâmicos	49
4.3	Compostos de Nitrogênio	52

4.4	ph, Alcalinidade e AGV	61
4.5	DQO e Sólidos Totais	66
4.6	Remoção de Fósforo	70
4.7	Perfis espaciais	72
4.8	Ensaio Cinético	76
5	CONCLUSÕES	81
5.1	Sugestões	82
	REFERÊNCIAS	83

1 INTRODUÇÃO

1.1 Importância e justificativa

As agroindústrias têm contribuído de forma significativa para o crescimento e o desenvolvimento econômico do país, levando-se em conta que o Brasil é um dos maiores exportadores de carne bovina do mundo. Segundo o USDA – *United States Department of Agriculture* - (2017) a estimativa para produção de carne bovina brasileira no ano de 2018 é de 9,7 milhões de toneladas, ficando atrás apenas dos Estados Unidos, com 12,4 milhões de toneladas. O país também ocupará o segundo lugar com relação a exportação de carne bovina, com 1,82 milhões de toneladas, o primeiro lugar é da Índia, com 1,85 milhões de toneladas. Como consequência deste bom desempenho, alguns impactos ambientais negativos podem ocorrer em virtude do elevado potencial poluidor, característico das atividades inerentes às operações destas agroindústrias.

Os efluentes de matadouros estão se tornando uma das principais preocupações do agronegócio em todo o mundo por causa da quantidade elevada de água utilizada durante o abate, processamento e limpeza dos abatedouros. Prevê-se que a produção mundial de carne, incluindo carne bovina, suína e aves, cresça progressivamente até 2050. O número de matadouros tende a crescer também, com consequente aumento na quantidade de efluente gerado (BUSTILLO- LECOMPTE E MEHRVAR, 2016). Os efluentes de matadouro são classificados, por diversas agências em todo o mundo, como uma das águas residuárias industriais mais prejudiciais, uma vez que a gestão inadequada é uma das razões para a desoxigenação dos rios e para a poluição das águas subterrâneas (BUSTILLO-LECOMPTE E MEHRVAR, 2015). Assim, o tratamento e a destinação adequada são uma necessidade econômica e de saúde pública global. Esses efluentes requerem tratamento eficiente para um despejo seguro e sustentável para o meio ambiente (BUSTILLO-LECOMPTE, MEHRVAR E QUIÑONES-BOLAÑOS, 2016).

Um dos desafios do sistema de tratamento de efluentes provenientes dos matadouros bovinos é superar a dificuldade de caracterizar e planejar uma instalação padrão, isto se dá pelo fato dos despejos apresentarem características variada, em função das elevadas concentrações de sólidos em suspensão, nutrientes, gorduras, variações de vazão ao longo do dia, além de apresentarem fragmentos de ossos, vísceras, fezes e urina, conteúdo estomacal, sangue, entre outros.

O tratamento biológico anaeróbio é o preferido das agroindústrias devido as vantagens técnicas e econômicas e à sua eficácia em remoção de matéria orgânica. No entanto, apenas o tratamento anaeróbio não é suficiente para a remoção de toda carga poluidora. Nestes sistemas, nutrientes, como nitrogênio e fósforo, que não são totalmente removidos, permanecem em concentrações prejudiciais aos ecossistemas aquáticos. Sendo assim, os efluentes tratados anaerobiamente requerem pós-tratamento para cumprir com os limites de lançamento exigidos (CAO E MEHRVAR, 2011; BUSTILLO-LECOMPTE, MEHRVAR E QUIÑONES-BOLAÑOS, 2013, 2014).

Considerando que o efluente final produzido pelo tratamento anaeróbio contém matéria orgânica remanescente, sua combinação com o tratamento aeróbio torna-se uma opção atrativa para produzir um efluente final de qualidade para atender às normas exigidas pela legislação ambiental vigente. Chernicharo (2006), Chan *et al.* (2009) e Wang *et al.* (2009) enfatizam que a aplicação de processos anaeróbios-aeróbios combinados pode proporcionar melhorias significativas na eficiência do tratamento de águas residuárias, bem como proporcionar uma série de vantagens em relação aos sistemas aeróbios convencionais, entre eles, menor necessidade de energia para aeração na fase aeróbia, menor produção de lodo aeróbio, menores custos de implementação e operação.

A remoção biológica de nitrogênio das águas residuárias, geralmente, envolve processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação. Em grande parte dos sistemas é necessário a introdução de doadores externos de elétrons, para desnitrificação, adicionados na forma de matéria orgânica prontamente biodegradável, resultando em elevados custos de operação e manutenção dos sistemas.

Em sistemas combinados anaeróbio-aeróbio, o nitrogênio pode ser removido através da recirculação parcial do efluente aeróbio nitrificado para o reator anaeróbio, onde ocorrerá a desnitrificação em conjunto com a digestão anaeróbia. No reator anaeróbio, parte do teor de carbono orgânico presente na água residuária serve como fonte de carbono para desnitrificação e o resto é convertido em metano (KASSAB *et al.*, 2010).

Nesse sentido, propõe-se o estudo de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), com fluxo ascendente e recirculação da fase líquida, com intuito de promover a remoção de matéria orgânica e de nutrientes, aplicado ao tratamento de efluente de matadouro

1.2 Objetivos

1.2.1 Geral

Avaliar o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), com escoamento ascendente e recirculação da fase líquida, na remoção de matéria orgânica e nitrogênio, no tratamento de efluente de matadouro bovino.

1.2.2 Específicos

- Identificar, entre os valores testados, a razão de recirculação mínima para obtenção de mistura completa no reator;
- Avaliar a eficiência operacional do RAALF na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo quando submetido a variação do tempo de detenção hidráulica;
- Avaliar a dinâmica das formas de nitrogênio no interior do reator com base nos resultados dos perfis espaciais de concentração desses compostos para cada condição operacional testada;
- Obter as velocidades de nitrificação e desnitrificação do sistema ao final do experimento.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Efluente gerado no abate bovino

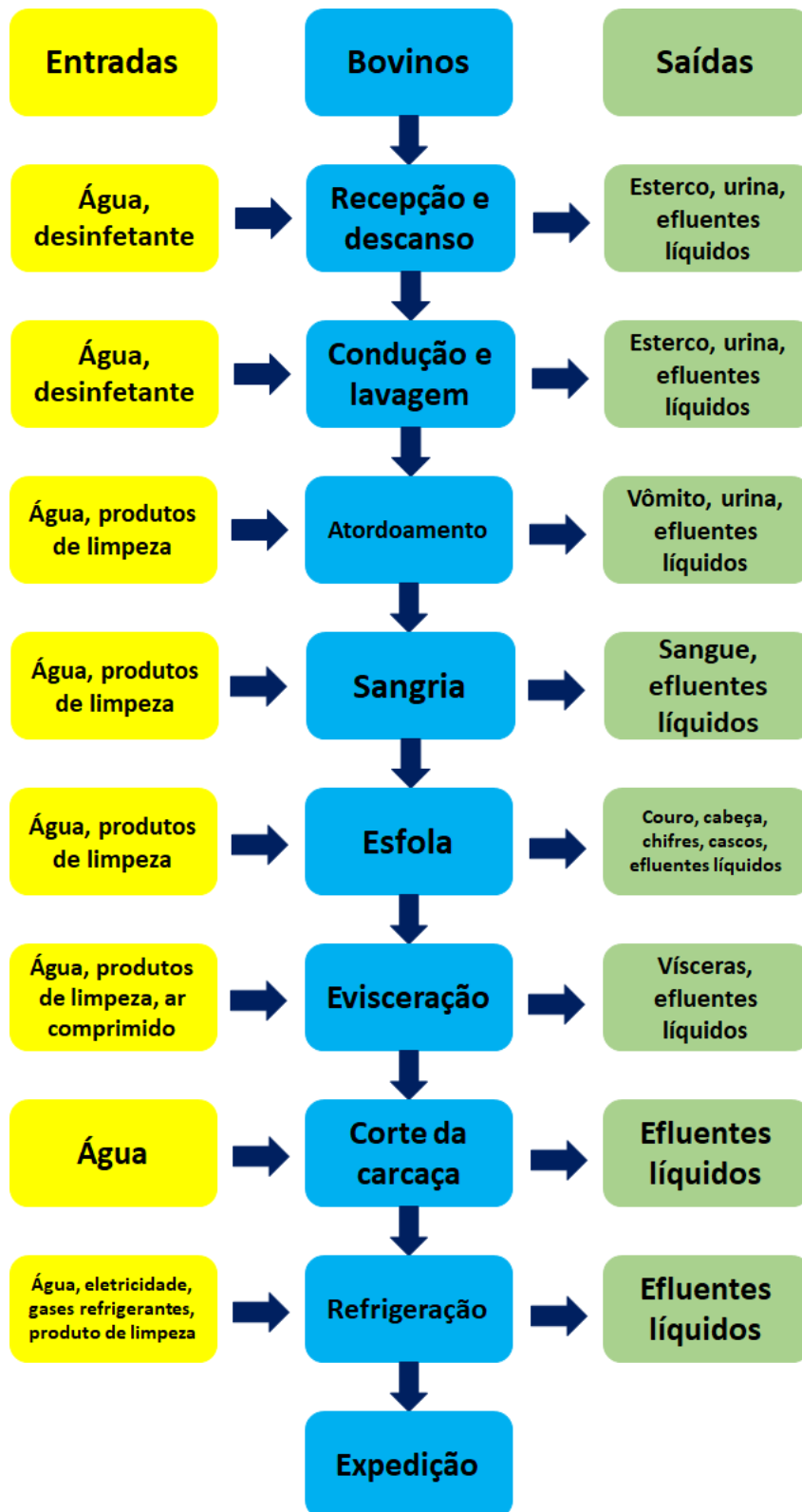
Para atender à demanda de carne e seus derivados, destinados ao consumo humano, é realizado o abate de bovinos, suínos e quaisquer outras espécies animais. Os processos realizados nas operações de abate geram diversos subprodutos e resíduos que são submetidos a processamentos específicos como sangue, ossos, couro gorduras, aparas de carne e tripas. (PACHECO e YAMANAKA, 2006).

O segmento industrial da cadeia produtiva de carne bovina compreende dois setores distintos, o produtivo e o de abate. As empresas que normalmente atuam no abate de animais são os abatedouros e os abatedouros-frigoríficos com processamento e industrialização de carnes (MORALES, 2006).

O ciclo de processamento de bovinos começa com a chegada de gado vivo nos currais, onde o animal permanece por um período médio de 24 horas em jejum e dieta hídrica. O gado é pesado e inspecionado para verificação de defeitos e doenças. Em seguida, é conduzido para a sala de abate onde é feito o atordoamento mecânico. Posteriormente, é pendurado pela traseira em um transportador aéreo e levado para a remoção do vômito. Em seguida é feita a sangria, por meio de corte dos grandes vasos do pescoço. Retirado o sangue, é realizada a remoção do couro, cabeça e mocotó. Na evisceração, a carcaça é aberta com serra elétrica manual e as vísceras retiradas. Após a lavagem, utilizando água quente, as carcaças são encaminhadas às câmaras frias ou à desossa (SCARASSATI, 2003). A Figura 1 representa um fluxograma e descrições das etapas básicas de processo em matadouros bovinos, como também, estão indicadas as principais entradas e saídas de cada etapa.

Tendo em vista os diferentes processos realizados nas indústrias, grande quantidade de água é consumida, gerando volumes de efluentes líquidos que podem variar de acordo com as plantas de processamento, com o número de animais abatidos, porte físico destes, tipo de planta industrial, processamento utilizado durante o abate e grau de automação, bem como pelas técnicas de limpeza e higienização de equipamentos e ambientes.

Figura 1 - Fluxograma básico do abate bovino



Fonte: A Autora (2018)

Nota: Adaptado de Pacheco e Yamanaka (2006)

Para o abate de bovinos são utilizados, em média, 1000 litros de água por animal abatido (CETESB, 2003). Para *Integrated Pollution Prevention and Control* (IPPC, 2005), o consumo de água varia de 389 a 2159 litros por cabeça. Já de acordo com Scarassati *et al.* (2003), são utilizados 2500 litros de água por cabeça, sendo que cerca de 90% desse volume é descartado como efluente. Os principais constituintes dessas águas residuárias são orgânicos e biodegradáveis, compostos principalmente por matéria orgânica carbonácea e nitrogenada, que compreendem também, gorduras e proteínas presentes tanto na forma particulada quanto dissolvida, ou seja, sangue não coletado, gordura solubilizada, urina e fezes, que representam fontes primárias de DBO neste tipo de indústria. Estes componentes são fontes significativas de fósforo e nitrogênio. (ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, 2002).

Para o IPPC (2003), as questões ambientais mais significativas associadas às operações de abate são: consumo de água, geração de efluentes e consumo de energia associado principalmente com a refrigeração e o aquecimento de água. Portanto, a necessidade de seguir rigorosas normas de segurança alimentar é o que justifica o considerável volume de água utilizado nas plantas industriais de processamento de carne.

De acordo com Massé e Masse (2000), o potencial poluidor das agroindústrias processadoras de carne foi estimado em mais de 1 milhão de habitantes em equivalentes populacional na Holanda e 3 milhões de habitantes na França. O sangue é um dos principais poluentes dissolvidos nas águas residuárias de matadouros/frigoríficos. Apresenta uma demanda química de oxigênio (DQO) de 375.000 mg.L⁻¹, bem como elevadas concentrações de sólidos suspensos (SS), inclusive gordura, pelos, esterco, areia e alimentos não-digeridos, muitas vezes insolúveis e de lenta degradação. Segundo os mesmos autores, os sólidos suspensos representam 50% da carga poluidora, enquanto os sólidos dissolvidos representam 25 % desta poluição.

Um resumo das características dos efluentes de matadouro é representado na Tabela 1. De modo geral, as características dos efluentes de matadouros bovinos apresentam ampla variação, com valores de DQO entre 76 a 15900 mg.L⁻¹ e nitrogênio total de 50 a 3000 mg.L⁻¹. Esta amplitude pode ser justificada pelos fatores já mencionados, decorrentes do tipo de processo, da planta industrial, instalações, dentre outros.

Tabela 1 - Caracterização dos efluentes de matadouros bovinos.

Autores	Parâmetros				
	DBO ₅ (mg.L ⁻¹)	DQO (mg.L ⁻¹)	Sólidos suspensos (mg.L ⁻¹)	pH	Nitrogênio total (mg.L ⁻¹)
Li <i>et al.</i> (2008)	2895	4672	1403	-	356
Pacheco e Yamanaka (2008)	5200 – 6700	-	2100 – 6300	6,0 – 8,0	3000
Pozo e Diez (2005)	610 – 1150	1190 – 2500	230 – 760	-	-
Bustillo-Lecompte <i>et al.</i> (2014)	610 – 4635	1250 – 15900	300 – 2800	4,9 – 8,1	50 – 841
Bustillo-Lecompte e Mehrvar (2016)	65,15 – 1831	76,43 – 2166	0,287 – 124,3	6,8 – 7,0	101,1 – 366,1
Bustillo-Lecompte e Mehrvar (2017)	37,96 – 1339	87,23 – 2800	0,39 – 103,5	6,8 – 7,0	161,2 – 254,7

Fonte: A Autora (2018)

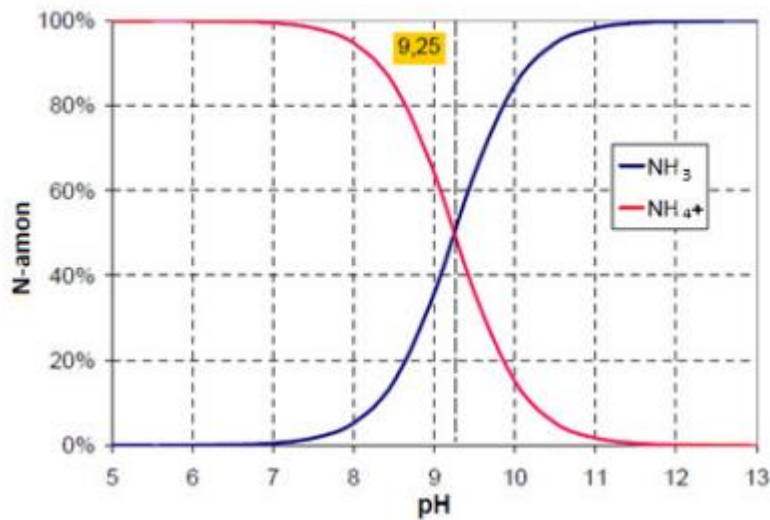
2.2 Impactos do nitrogênio no ambiente aquático

O nitrogênio pode estar presente em meio aquático na forma de nitrogênio molecular (N_{2(g)}) que será liberado para a atmosfera, nitrogênio orgânico em suspensão ou dissolvido, amônia livre ou ionizada (NH₃ ou NH₄⁺), nitrito (NO₂⁻) e nitrato (NO₃⁻).

O nitrogênio amoniacal é o composto de nitrogênio mais tóxico para peixes e outros seres aquáticos, e pode levar à morte, caso esteja em elevada concentração. Tal toxicidade é, principalmente, atribuída à amônia em seu estado não ionizado (amônia livre), sendo a forma ionizada relativamente menos tóxica (EPA, 1993).

A distribuição da forma de nitrogênio amoniacal varia em função do pH. Como pode ser visto na Figura 2, para valores de pH próximo a neutralidade (6 a 8), praticamente todo nitrogênio amoniacal está na forma de íon amônio (NH₄⁺), já para valores de pH mais alcalinos, o equilíbrio muda de direção, onde a predominância de nitrogênio amoniacal na forma de amônia livre (NH₃).

Figura 2 – Efeito do pH na fração de nitrogênio amoniacal.



Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

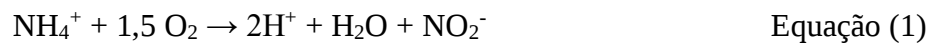
Os rios brasileiros apresentam, de forma geral, a tendência de pH neutro a ácidos, assim verifica-se a predominância da forma ionizada da amônia nos corpos hídricos (MAIER, 1987)

O grande impacto causado pelo nitrogênio no meio aquático é o aumento da concentração de macronutrientes, que pode levar à eutrofização dos corpos d'água, favorecendo o crescimento de fitoplâncton e de macrófitas, causando depleção do oxigênio dissolvido e a redução da penetração de luz no manancial. Além disso, ocorrem mudanças na qualidade das águas, alterações na diversidade de espécies, mudança de pH, floração de cianobactérias, produção de toxinas, entre outros problemas (EPA, 1993; CALIJURI *et al.*, 2006). Também pode causar danos à saúde humana, pois concentração elevada de nitrato nas águas de abastecimento está associada a doenças como metahemoglobinemia (síndrome do bebê azul) e a formação de substâncias de poder mutagênico e carcinogênico no organismo (EPA, 1993; ALMASRI, 2007).

O desequilíbrio no ciclo do nitrogênio e o excesso desse elemento nos recursos hídricos podem ser atribuídos às atividades antropogênicas, como lançamento de esgotos domésticos não tratados, resíduos industriais, deposição atmosférica, lixiviado de resíduos sólidos e escoamento superficial. Estas atividades são responsáveis pela emissão de elevadas concentrações de compostos nitrogenados sem o tratamento adequado (BREISHA E WINTER, 2010).

oxigênio dissolvido, uma vez que o utilizam para a respiração e para a oxidação da amônia a hidroxilamina (NH₂OH) (RITTMANN E MCCARTY, 2001).

Os estágios envolvidos na nitrificação englobam diferentes gêneros de bactérias. Na primeira etapa, chamada de nitrificação (Equação 1), o nitrogênio amoniacal é oxidado até nitrito, por um grupo de bactérias oxidadoras de amônia. Estes são microrganismos Gram-negativos, membros das subclasses β ou γ das Proteobactérias, sendo *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosovibrio* os gêneros mais relatados (KOOPS *et al*, 2006).



A segunda etapa da nitrificação é a nitratação (Equação 2), quando o nitrito é oxidado a nitrato. Estes também são microrganismos Gram-negativos e podem pertencer às subclasses α , β e γ das Proteobactérias. Os gêneros mais conhecidos destes microrganismos são *Nitrobacter*, *Nitrococcus* e *Nitrospina* (ABELIOVICH, 2006).

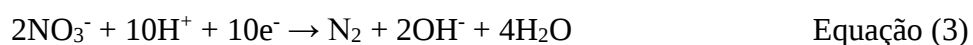


De acordo com as Equações 1 e 2, existe um consumo de 3,43 mg de oxigênio para oxidar 1 mg de N-NH₄⁺ e 1,14 mg de oxigênio para oxidar 1 mg de N-NO₂⁻, demandando um total de 4,57 mg de oxigênio para oxidar amônia a nitrito.

Outro fator importante na nitrificação é a alcalinidade, porque além de ajudar manter o pH do meio, o bicarbonato serve como fonte de carbono para os microrganismos quimioautotrófos. No processo de nitrificação, 1 mg de NH₄⁺ consome 7,14 mg.L⁻¹ de alcalinidade na forma de CaCO₃ (METCALF E EDDY, 2003).

As reações da nitrificação podem ser afetadas por diversos fatores como a temperatura, o pH e a concentração de oxigênio dissolvido. Dentre as condições ótimas tem-se: temperatura na faixa de 25°C a 35°C; pH entre 7,5 e 9,0 e concentração de oxigênio dissolvido superior a 2 mg.L⁻¹. De acordo com Metcalf e Eddy (2003), a velocidade de nitrificação diminui significativamente em valores de pH menores a 6,8 e concentrações de oxigênio dissolvido (OD) inferiores a 1 mg.L⁻¹.

A desnitrificação do nitrato, que efetivamente remove o nitrogênio da fase líquida liberando o gás nitrogênio (Equação 3), é realizada por bactérias heterotróficas e em condições anóxicas, ou seja, sem a presença ou em concentração muito baixa de oxigênio dissolvido (VAN HAANDEL E MARAIS, 1999; FERNÁNDEZ *et al.*, 2005; GERARDI, 2006). Nela ocorre a redução do nitrato a nitrito e, posteriormente, do nitrito a nitrogênio gasoso. Concentrações de OD superior a 0,5 mg.L⁻¹ podem inibir a desnitrificação (RITTMANN E LANGELAND, 1985). Quando há maior disponibilidade de OD, as bactérias desnitrificantes podem respirar aerobiamente ao mudar os aceptores de elétrons do nitrato para o oxigênio. Neste processo, é utilizada a fonte de carbono orgânica como doadora de elétrons. Pela relação estequiométrica simplificada, para cada 1 mg de N-NO₃⁻ transformados em N₂, são consumidos, em termos de DQO, dependendo do composto orgânico doador de elétrons, 2,68 mg de glicose; 2,85 mg de sacarose; 2,86 mg de etanol; 3,47 mg de metanol; ou 4,30 mg de acetato e gerados 3,57 mg de CaCO₃.L⁻¹ de alcalinidade. Os microrganismos envolvidos neste processo são dos gêneros: *Archro,obacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Flavobacterium*, *Micrococcus*, *Proteus* e *Pseudomonas* (METCALF E EDDY, 2003).

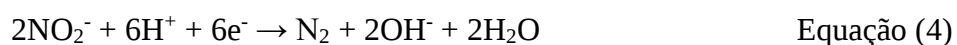


Quando a oxidação de nitrogênio amoniacal é interrompida na geração de nitrito e a desnitrificação ocorre reduzindo o nitrito a gás nitrogênio, tem-se a chamada desnitrificação pela via curta (Equação 4). A remoção de nitrogênio por via curta é uma alternativa para reduzir gastos associados à operação desses sistemas em função da economia de fonte de energia para aeração (redução de 25% de demanda de oxigênio) e de fonte de carbono exógena para a desnitrificação (redução de 30% a 40% de fonte de carbono) (VILLAYERDE, 2004; BAE *et al.*, 2002). Além disso, a nitrificação a nitrito pode diminuir o tempo de reação tanto na nitrificação quanto na desnitrificação e reduzir, também, o excesso de lodo (TURK E MANIVIC, 1989; ALLEMAN, 1985).

O acúmulo de nitrito ocorre por meio da inibição das bactérias oxidadoras de nitrito, que se dá, principalmente, pela presença de amônia livre (BAE *et al.*, 2002), mas pode ocorrer também com baixas concentrações de oxigênio no meio (ÇEÇEN E GÖENEÇ, 1995), baixa concentrações

de hidroxilamina livre (YANG ALLEMAN, 1992), ou com a alternância da nitrificação e desnitrificação em um mesmo reator (VILLAVÉRD, 2004).

O pH e a temperatura também são parâmetros operacionais importantes para o controle das populações microbianas, por seu efeito no equilíbrio químico que controla a concentração de amônia livre. Bae *et al.* (2002) observaram o máximo acúmulo de nitrito em reator operado em batelada na faixa de pH 8-9 e temperatura em torno de 30°C, usando biomassa mista (suspensa e imobilizada). A concentração inicial de amônia era 50 mgN.L⁻¹. Observou-se que 77% da amônia removida foi transformada em nitrito, resultando em acúmulo desse composto no sistema.

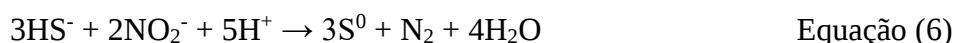


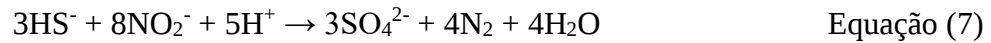
A remoção biológica de nitrogênio também pode ocorrer via processos ANAMMOX (Anaerobic Ammonia Oxidation) (Equação 5). Neste processo, o nitrito é utilizado como receptor de elétrons para a oxidação do nitrogênio amoniacal, sem adição de fonte de carbono externa. O principal produto formado é o N₂, mas aproximadamente 10% do nitrogênio alimentado (nitrogênio amoniacal e nitrito) são convertidos a nitrato. Visto que o crescimento da biomassa neste sistema é muito baixo, se fazem necessários um sistema eficiente de separação de sólidos e um longo tempo de partida para se obter concentração de biomassa suficiente para a manutenção da operação (JETTEN *et al.*, 1997; STROUS *et al.*, 1997)



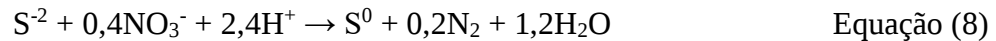
As equações 6 a 9 são referentes à desnitrificação autotrófica do nitrito e nitrato. Nestes processos, os microrganismos utilizam compostos reduzidos de enxofre como doadores de elétrons para reduzir N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻ a N₂. Pelo balanço de massa, 1 mg de N-NO₃⁻ reduzido a N₂ consome 5,71 e 1,42 mg de S⁻² na oxidação a enxofre elementar e SO₄²⁻, respectivamente.

A desnitrificação via nitrito utilizando sulfetos como doadores de elétrons foi investigada por Mahmood *et al.* (2007), ocorrendo conforme as Equações 6 e 7.

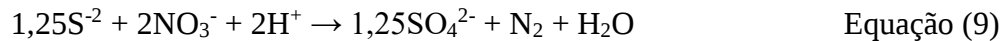




Dependendo das condições fisiológicas, a oxidação de sulfeto pode ocorrer parcialmente a enxofre elementar (BERISTAIN-CARDOSO *et al.*, 2006), conforme a Equação 8.



De acordo com Reyes-Ávila *et al.* (2004), a Equação 9 representa a redução de nitrato utilizando sulfeto como fonte de energia, tendo como produtos finais sulfato e N_2 .



2.4 Sistemas combinados para tratamento de efluente

As vantagens relacionadas à aplicação de processos anaeróbios para tratamento de águas residuárias são bem conhecidas e permitem a redução de custos operacionais no que diz respeito, principalmente, a economia de energia e a produção de lodo, além da produção de biogás, uma potencial fonte alternativa de energia. Embora eficiente em termo de remoção de matéria orgânica, este tipo de tratamento apresenta alguns problemas, entre outros, relacionados com a presença de nitrogênio e fósforo em seu efluente que acarretam problemas para a sua disposição final em corpos d'água. Consequentemente, os reatores anaeróbios devem ser combinados com outras tecnologias de forma a se atingir uma situação ideal para um determinado sistema de tratamento de água residuária.

Para Silva e Nour (2004), a combinação do processo anaeróbio com o aeróbio pode minimizar as desvantagens e em contrapartida somar as vantagens dos dois processos, na qual o aeróbio possibilita uma maior eficiência do efluente tratado e o anaeróbio possui baixa produção de lodo e elevado grau de estabilização.

Callado e Foresti (2001) afirmam que para tratamento de águas residuárias, o sistema combinado anaeróbio-aeróbio é uma opção viável quanto aos aspectos econômicos e técnicos. Isso

deve-se ao fato de esse sistema promover oxidação carbonácea, nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo, de modo a permitir que sejam atingidos os padrões de lançamentos.

A nitrificação utilizando um processo combinado anaeróbio/aeróbio é facilitada devido a pouca quantidade de matéria orgânica presente no reator aeróbio após ter sido oxidada pelo processo anaeróbio precedente. Com isso, o consumo de oxigênio para a remoção de matéria orgânica é reduzido, bem como o tempo de detenção necessário para completar o processo de nitrificação, pois, para os autótrofos (nitrificantes), há maior disponibilidade de oxigênio, que é na maioria das vezes o composto limitante na nitrificação.

Para que o processo de desnitrificação ocorra é necessário que existam doadores de elétrons disponíveis. Em alguns sistemas, pode ser necessária a introdução de fonte externa de carbono para a desnitrificação. Existem diversas fontes externas de carbono que podem ser utilizadas, como descrito no trabalho de Santos *et al.* (2004), que estudaram a utilização de metano, etanol e metanol como fonte de carbono para a desnitrificação em reatores em batelada. No entanto, deve-se dar preferência a fontes de baixo, ou nenhum custo, como o próprio efluente, ou o gás metano produzido nos reatores anaeróbio. Ao combinar reatores anaeróbios/aeróbios, esta fonte de carbono pode ser a matéria orgânica remanescente do reator anaeróbio.

Tratamento combinado anaeróbio-aeróbio não é, propriamente, novidade. Diversas indústrias de alimentos tratavam seus afluentes dessa forma com muito sucesso. (ECKENFELDER, 1989). Diversas combinações já foram propostas, o grande problema da aplicação do tratamento anaeróbio-aeróbio é encontrar a condição ótima para cada sistema. (BODIK *et al.*, 2003).

Kordkandi e Khoshfetrat (2015) utilizaram esgoto sintético em um RAALF de fluxo ascendente, com volume 7,6 L e obtiveram eficiência média de remoção de 97% para DQO, 53% para nitrogênio total e 64% para nitrogênio amoniacal.

Araújo e Freitas (2014) trataram esgoto sintético em um sistema anaeróbio-aeróbio, com volume de 14 L e tempo de detenção hidráulico (TDH) de 6,4 h e obtiveram eficiência de remoção de 77% para DQO Bruta e 25% para NTK.

Pontes (2009), operou um reator combinado anaeróbio-aeróbio de fluxo contínuo e ascendente, com recirculação da fase aeróbia para tratar efluente de abatedouro de aves, obteve valores de remoção de NTK de 44 ± 10 %, para TDH de 6,7 h, com razão de recirculação de 1,5.

Operando um reator combinado anaeróbio-aeróbio de modo contínuo, com recirculação da fase líquida para o tratamento de esgoto doméstico, com TDH de 11 h e razão de recirculação da fase líquida de 1,5, Oliveira Netto (2007) obteve remoção de NTK de 75%.

Araujo Jr. e Zaiat (2009) trabalhando com reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, para o tratamento de efluentes industriais, contendo matéria orgânica igual a 1400 mg DQO/L e nitrogênio 160 mg N/L, obtiveram remoção de DQO e NTK de 97% e 94%, respectivamente, para TDH de 35 h e razão de recirculação de 3,5, além de concentrações de efluentes médias de 36 ± 10 mg DQO/L, 2 ± 1 mg N-NH_4^+ /L, 8 ± 3 mg N-org/L, 1 ± 1 mg N-NO_2^- /L e 26 ± 23 mg N-NO_3^- /L.

Ainda os autores Wosiack et al. (2015) obtiveram eficiência de remoção de 80% para DQO Bruta e 88% para NTK. Os autores utilizaram um sistema anaeróbio-aeróbio para tratar efluente de indústria de ração animal.

De fato, os efluentes dos reatores anaeróbios podem ter relação N/DQO e P/DQO muito alta, devido à significativa remoção de matéria orgânica, dificultando uma posterior remoção de nutrientes sem que sejam adicionados compostos orgânicos na etapa de desnitrificação e remoção de fósforo. Neste caso, podem ser utilizados doadores de elétrons alternativos, produzidos pelos próprios reatores anaeróbios, tais como ácidos orgânicos, álcoois, metano, compostos reduzidos de enxofre, como sugere Foresti *et al.* (1999).

Neste sentido, Zoppas, Bernardes e Meneguzzi (2016) reportam que, os principais custos de operação são o requerimento de aeração na etapa de nitrificação e a adição de uma fonte de carbono orgânico externa como fonte de energia na etapa de desnitrificação, este último pode ser atendido pela recirculação do efluente.

A recirculação da fase líquida aeróbia para a fase anaeróbia é utilizada como forma de evitar a necessidade de adição de algum alcalinizante para promoção da nitrificação e consequentemente da desnitrificação (OLIVEIRA NETTO e ZAIAT, 2012).

O emprego de doadores de elétrons produzidos pelos próprios reatores anaeróbios foi estudado por Araújo Jr e Zaiat (2009) e Oliveira Netto (2007), em reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida da zona aeróbia para a zona anaeróbia, tratando água residuária industrial (gerada na produção de L-lisina) e esgoto sanitário, respectivamente. A recirculação imposta aos reatores injetava o efluente nitrificado no início da zona anaeróbia, com o intuito de aproveitar os ácidos produzidos nessa região como fonte de carbono para a desnitrificação. Dessa forma, os pesquisadores eliminaram a necessidade de adição de compostos orgânicos e obtiveram

eficiências de desnitrificação de 78% e 83% e eficiências de remoção de nitrogênio total de 77% e 75%, respectivamente.

Cada vez mais se pesquisam alternativas viáveis de diversas configurações de reatores para adequar o tratamento de efluentes com menores custos de implantação, operação e manutenção.

2.5 Sistemas com leito fixo

A utilização de reatores com biomassa aderida a um material suporte oferece algumas vantagens, como a obtenção de tempo de retenção celular elevado, mesmo em sistemas com TDH baixos, levando a um maior desempenho e estabilidade dos reatores.

Em sistemas que visam à remoção de nitrogênio, pelo fato de os microrganismos nitrificantes apresentarem uma taxa de crescimento baixa quando comparados com microrganismos heterotróficos, a imobilização da biomassa é um método eficiente para reter microrganismos que possuem crescimento mais lento em reatores contínuos (WIJFFELS E TRAMPER, 1995; ROSTRON *et al.*, 2001).

Yamagiwa *et al.*, (1995) compararam a remoção de nitrogênio em um sistema operando com biomassa suspensa e com biomassa aderida. Observaram que a eficiência de remoção de nitrogênio aumentou de 56% para 85% quando se adiciona material suporte.

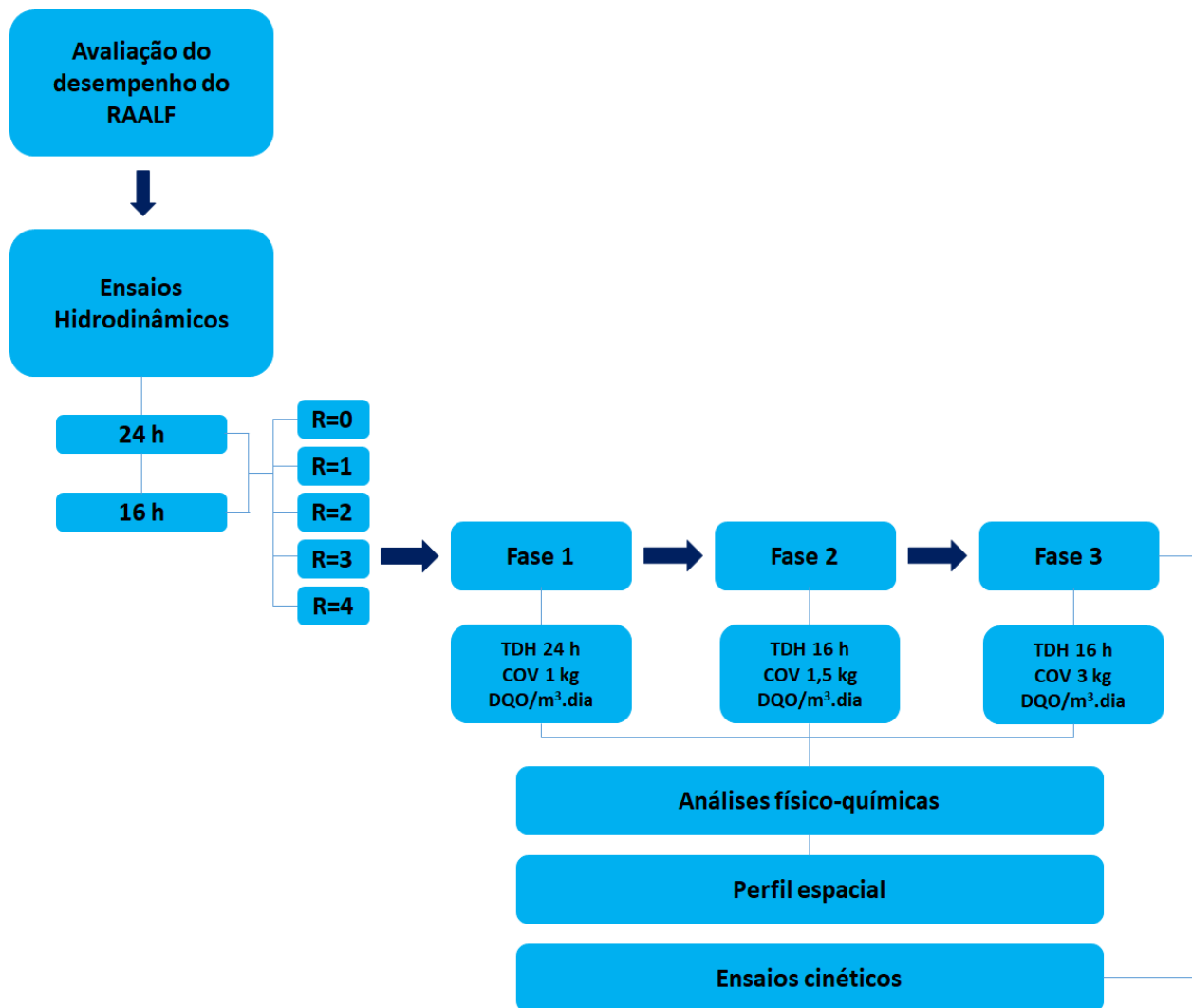
A utilização de espuma de poliuretano tem sido empregada em reatores como suporte para o crescimento da biomassa, apresentando algumas vantagens quando comparadas a outros materiais. Lim *et al.* (2011) e Moura *et al.* (2012) afirmam que a espuma de poliuretano é um bom material suporte para crescimento da biomassa em reatores nitrificantes e desnitrificantes.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Estrutura do experimento

Para melhor explicar a estrutura do experimento, a Figura 4 ilustra uma visão geral de todas as etapas experimentais testadas. Na referida figura, R é a razão de recirculação.

Figura 4– Fluxograma do experimento.



Fonte: A Autora (2018)

Inicialmente foram realizados ensaios hidrodinâmicos a fim de se obter a razão de recirculação mínima necessária para garantir um escoamento no reator mais próximo de mistura

completa. Este estudo preliminar permitiu entender o efeito da recirculação no grau de mistura do reator. Além disso, obtendo-se a recirculação mínima necessária, é possível minimizar custos na operação e manutenção deste sistema.

Após a obtenção da razão de recirculação, iniciou-se o estudo da avaliação da eficiência do sistema para a remoção combinada de matéria orgânica e nitrogênio no RAALF. Ao final de cada fase foram realizados perfis espaciais, visando permitir um maior entendimento dos processos que ocorrem no interior do reator.

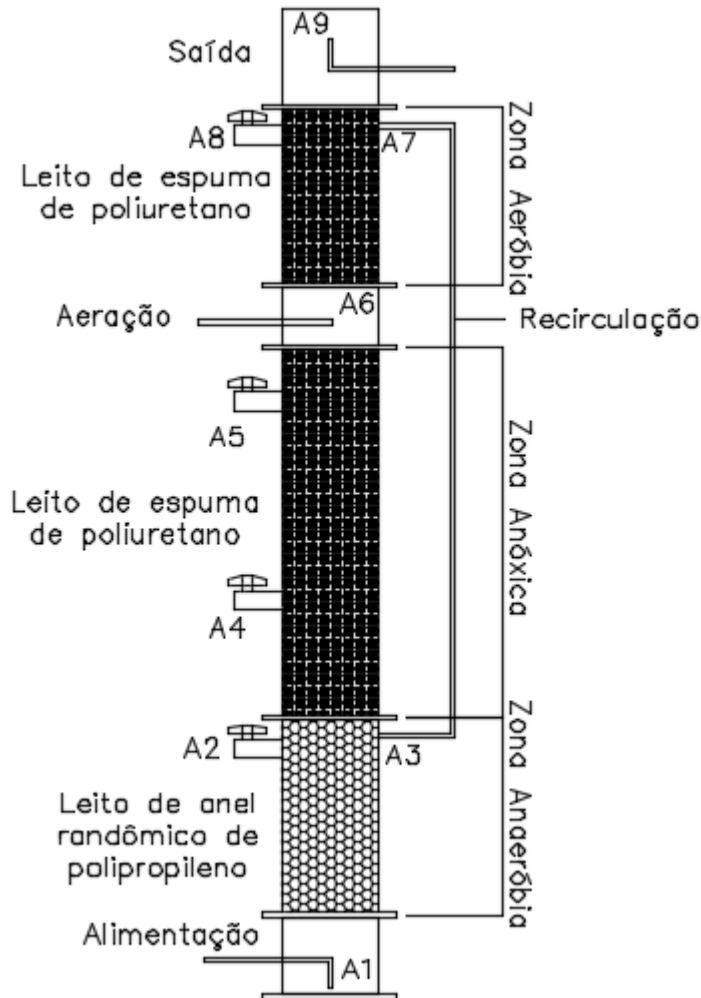
Além disso, no final da última fase foram realizados ensaios cinéticos, para se obter as velocidades de nitrificação e desnitrificação.

3.2 Reator biológico

Esta pesquisa foi conduzida no Laboratório de Engenharia Ambiental (LEA), da Universidade Federal de Pernambuco, centro Acadêmico do Agreste. Com vistas ao atendimento dos objetivos estabelecidos para este estudo, foi utilizado a mesma configuração de reator descrita por Araújo Jr. e Zaiat (2009). O reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF) foi construído a partir de um tubo de acrílico, de formato cilíndrico, com diâmetro interno de 9,3 cm e 100 cm de altura. Possui volume total de 6793 cm³ e volume útil de 4700 cm³. Esquematizado na Figura 5, é composto por uma câmara de alimentação (679 cm³), leito reacional (5163 cm³), câmara de aeração (408 cm³) e câmara de saída (543 cm³).

O sistema foi operado em escoamento ascendente e alimentação contínua, com a entrada localizada na base do reator (representada por A1) e a saída do efluente tratado (A9) situada na zona superior do reator. A saída para recirculação do efluente estava localizada a 80 cm da base do reator (A7). Além do ponto de alimentação, o RAALF contou com entrada independente para a vazão de recirculação, representada pelo ponto A3. Os pontos A2, A4, A5 e A8 foram utilizados para coleta de amostras durante a realização do perfil espacial, nas alturas 20, 40, 60 e 80 cm, respectivamente a partir do fundo do reator.

Figura 5 – Esquema do reator, em escala de bancada, que foi utilizado.



Fonte: A Autora (2018)

O reator foi envolvido com papel alumínio, protegido da luz, para evitar a proliferação de algas e foi mantido sob temperatura ambiente (16 a 32 °C). A alimentação e a recirculação foram feitas por meio de bombas peristálticas. O fornecimento de oxigênio foi realizado por meio de um aerador de aquário e foi disseminado no meio líquido por uma pedra porosa (A6).

3.3 Material suporte e inóculo

Para imobilização da biomassa foram utilizados dois tipos de materiais: anéis randômicos de polipropileno, com 25 mm de diâmetro e 25 mm de altura, e espuma de poliuretano cortada em cubos de aproximadamente 10 mm de aresta, com densidade D33 (Figura 6). Os anéis randômicos

foram utilizados como material suporte no primeiro compartimento, anaeróbio, já que trata-se de um material não poroso e menos compressível que a espuma de poliuretano, proporcionando menor retenção de sólidos e minimizando a colmatação do leito. Os leitos subsequentes foram preenchidos com espuma de poliuretano, como meio suporte. Esta apresenta como benefício em sua utilização o baixo custo e a formação de biofilme com alta concentração de biomassa, além de ser um componente inerte, ou seja, não reage com as substâncias da água residuária (SILVA *et al.*, 2006)

Figura 6 – Fotografia dos materiais usados para imobilização da biomassa: (a) anéis randômicos de polipropileno e (b) cubos de espuma de poliuretano



Fonte: A Autora (2018)

Os módulos anaeróbio e anóxico foram inoculados com biomassa anaeróbia proveniente de uma estação de tratamento de efluentes de cervejaria. O lodo foi imobilizado seguindo a metodologia descrita por Zaiat *et al.* (1994). Os cubos de espuma de poliuretano permaneceram em contato com o lodo macerado por 24h e, em seguida, foram inseridos no reator.

3.4 Água residuária

O substrato utilizado na alimentação do reator anaeróbio-aeróbio foi proveniente do matadouro localizado na cidade de Caruaru – PE. Diante da crise hídrica, este matadouro tem utilizado menor quantidade de água (1000 L/animal) por cabeça de gado abatida durante o processo de abate do que o convencional (2500 L/animal), gerando um efluente com carga orgânica superior ao encontrado na literatura. Sendo assim, optou-se por fazer uma diluição com esgoto sintético. A

composição do efluente sintético utilizado para diluição está apresentada na Tabela 2. A caracterização do efluente do matadouro, assim como do afluente do sistema aqui estudado, encontra-se descrito na seção 4.

Tabela 2– Composição do esgoto sintético utilizado para diluição do efluente do matadouro.

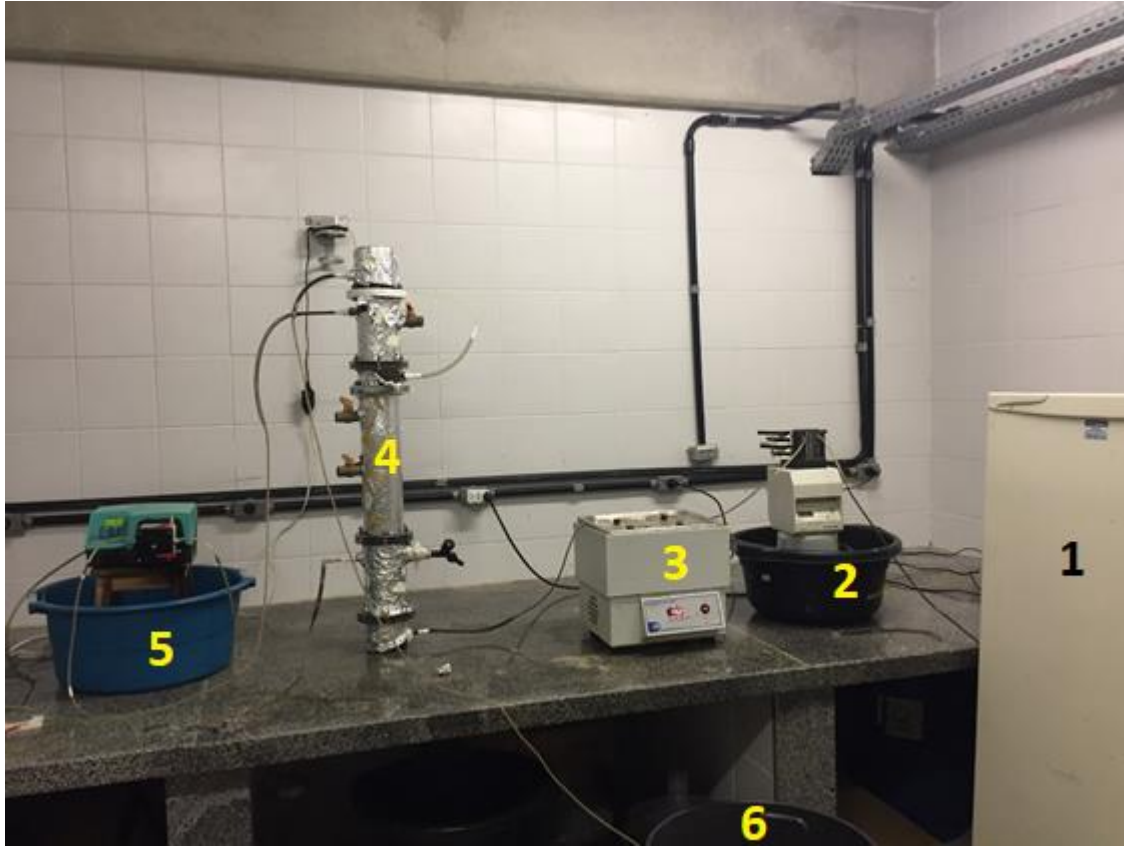
Volume de Efluente	1 Litro
Óleo de soja	0,051 mL
Detergente	0 114 g
NaHCO ₃	0,200 g
Extrato de carne	0,208 g
Amido	0,0114 g
Sacarose	0,0525 g
Solução de Sais	5 mL
Solução de Sais	Quantidade por litro
NaCl	0,2500 g
MgCl ₂ .6H ₂ O	0,0070 g
CaCl ₂ .2H ₂ O	0,0045 g
KH ₂ PO ₄	0,0264 g

Fonte: A Autora (2018)

Nota: Adaptado de Torres (1992).

O efluente do matadouro era coletado mensalmente e mantido sob refrigeração em geladeira a 4°C. Semanalmente, o afluente do sistema (efluente do matadouro + esgoto sintético) era preparado e colocado em um balde que alimentava o sistema, também mantido sob refrigeração em geladeira a 4°C. A mangueira que alimentava o reator passava por um banho-maria, com temperatura de 45°C, ideal para manutenção do processo (Figura 7).

Figura 7 – Fotografia do experimento instalado, em que: (1) geladeira de acondicionamento do efluente do matadouro + esgoto sintético (afluente); (2) Bomba peristáltica para alimentação do reator (3) Banho-maria para manter a temperatura constante, (4) Reator anaeróbio-aeróbio, (5) Bomba peristáltica para recirculação do efluente e (6) Efluente tratado.



Fonte: A Autora (2018)

Para diluição, fazia-se a análise da DQO do efluente do matadouro e, calculava-se, através da Equação 10, o volume de esgoto sintético a ser preparado para atingir a carga orgânica volumétrica (COV) a ser aplicada no reator.

$$DQO_{AF}(V_{EM} + V_{ES}) = V_{EM} * DQO_{EM} + V_{ES} * DQO_{ES} \quad \text{Equação (10)}$$

Onde:

DQO_{AF} = DQO a ser aplicada ao sistema (DQO afluente);

DQO_{EM} = DQO do efluente do matadouro;

DQO_{ES} = DQO do esgoto sintético;

V_{EM} = volume de efluente do matadouro;

V_{ES} = volume de esgoto sintético

3.5 Ensaios hidrodinâmicos

Oliveira Netto (2007), utilizando reator similar ao do presente estudo, constatou, através de ensaios hidrodinâmicos, que há maior mistura do meio líquido com a inserção de recirculação ao sistema, levando o reator a comportamento mais próximo de mistura perfeita em relação aos ensaios sem recirculação.

Neste sentido, faz-se necessário verificar qual é a vazão de recirculação mínima necessária para garantir escoamento com características próximas à mistura completa. Para isto, foram realizados ensaios hidrodinâmicos antes de se iniciar a operação do reator.

A eosina Y foi escolhida como traçador, pois permite fácil detecção, elevada recuperação da massa injetada, estabilidade e segurança no manuseio, conforme indicado por Carvalho *et al.* (2008). A massa de eosina Y utilizada em cada ensaio foi de 0,20 g diluídas em 10 mL de água destilada. Tal volume de traçador foi injetado na forma de pulso, segundo descrito por Levenspiel (2000). Outros autores também empregaram o traçador eosina Y em ensaios estímulo resposta tipo pulso para determinação das curvas de distribuição de tempo de detenção hidráulica de reatores biológicos no tratamento de águas residuárias (JIMÉNEZ *et al.*, 1988; DE NARDI *et al.*, 1999). Nos ensaios foram testados os tempos de detenção hidráulica teórico de 16 e 24 horas, as amostras foram coletadas durante três vezes estes TDHs, ou seja, 48 e 72 horas, respectivamente, a cada 45 minutos. Para cada TDH, fizeram-se ensaios com razões de recirculação $R=0$, $R=1$, $R=2$, $R=3$ e $R=4$.

O método colorimétrico de absorbância foi aplicado para determinação da concentração de eosina Y nas amostras coletadas. As leituras dos comprimentos de onda foram realizadas em espectrofotômetro, com comprimento de onda (λ) de 516 nm.

A análise dos dados inclui a utilização dos termos definidos na Tabela 3 de acordo com Levenspiel (2000).

Tabela 3 - Definição das variáveis usadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ($E\theta$) em função do tempo adimensional (θ)

Variáveis	Definição
E_i	$\frac{C_i}{S}$
S	$\sum C_i \cdot \Delta t_i$
t_R	$\frac{\sum t_i \cdot C_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i}$
θ	$\frac{t}{t_R}$
E_θ	$t_R \cdot E_i$
σ^2	$\frac{\sum t_i^2 \cdot C_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i} - t_R^2$
σ_{θ}^2	$\frac{\sigma^2}{t_R^2}$

Fonte: A Autora (2018)

Em que:

- E_i - curva de distribuição de idade de saída do traçador [T]-1;
- C_i - concentração de traçador [M].[L]-3;
- S - área sob a curva concentração (tempo) [M].[T].[L]-3;
- t_R - tempo médio de residência obtido da curva DTR [T];
- θ - tempo de residência médio (adimensional);
- E_θ - função de distribuição do tempo de residência hidráulica;
- σ^2 - variância [T]²;
- σ_{θ}^2 - variância (adimensional);
- t_i - tempo inicial [T];

Foram traçadas curvas experimentais da variação de concentração do traçador ao longo do tempo, $C(t)$, e normalizadas conforme recomendado por Levenspiel (2000), resultando em curvas de distribuição de tempo de residência hidráulica (E_θ) em função do tempo adimensional (θ). Após a normalização, foi calculada a variância para cada ensaio (σ_{θ}^2).

Os resultados obtidos foram ajustados ao modelo uniparamétrico de tanques em série (N-CSTR) e utilizados para ajustar as curvas experimentais de distribuição do tempo de detenção hidráulica em função do tempo adimensional (Equação 11). Este modelo simula o comportamento do reator avaliado por N (número) reatores de mistura completa em série (Equação 12). A mistura completa indica que o conteúdo está agitado e uniforme em todo o reator, ou seja, a corrente de saída tem a mesma composição que o fluido no interior do reator.

$$E_{\theta} = \frac{N(N \cdot \theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N \cdot \theta} \quad \text{Equação (11)}$$

$$N = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2} \quad \text{Equação (12)}$$

3.6 Fases de operação e monitoramento

Para avaliar o desempenho do RAALF, a operação foi dividida em três fases, variando TDH e/ou COV, como mostrado na Tabela 4.

Tabela 4 – Valores de TDH e COV para cada condição experimental avaliada.

Condição	TDH (horas)	COV (kgDQO/m ³ .dia)
Fase 1 (F1)	24	1
Fase 2 (F2)	16	1,6
Fase 3 (F3)	16	3,6

Fonte: A Autora (2018)

A mudança de fase aconteceu quando o reator estabelecia o equilíbrio estacionário aparente, ou seja, quando havia pouca variação das remoções de DQO e NTK, para este trabalho foi adotado um desvio padrão menor 5%. As variáveis que foram analisadas durante o experimento estão representadas na Tabela 5, com suas respectivas frequências. Todas as análises físico-químicas foram realizadas segundo métodos descritos pela APHA (2005).

Tabela 5 – Parâmetros e frequência das análises físico-químicas realizadas na pesquisa.

Variável/Unidade	Frequência	Método
pH	3x semana	Potenciométrico
Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	2x semana	Titulométrico
NTK (mg N.L ⁻¹)	3x semana	Titulométrico
N-NH ₄ ⁺ (mg N.L ⁻¹)	3x semana	Titulométrico
N-NO ₂ ⁻ (mg N.L ⁻¹)	3x semana	Colorimétrico
N-NO ₃ ⁻ (mg N.L ⁻¹)	3x semana	Espectrofotométrico
ST (mg.L ⁻¹)	1x semana	Gravimétrico
STV (mg.L ⁻¹)	1x semana	Gravimétrico
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	3x semana	Titulométrico
Oxigênio Dissolvido (mg.L ⁻¹)	3x semana	Potenciométrico
Sulfato (mg SO ₄ ⁻ .L ⁻¹)	1x semana	Turbidimétrico
Sulfeto (mg S ⁻² .L ⁻¹)	1x semana	Titulométrico
AGVs (mg Hac.L ⁻¹)	2x semana	Titulométrico
P-PO ₄ ³⁻ (mg.L ⁻¹)	1x semana	Espectrofotométrico
Potencial de oxirredução	Perfil espacial	Potenciométrico

Fonte: A Autora (2018)

3.7 Análise estatística

Foi utilizado o *software Action Stat*[®] para a avaliação de existência de diferença estatística entre as eficiências de desnitrificação de cada fase operacional. Primeiramente foi verificado se os dados são paramétricos (distribuição normal) ou não paramétricos por meio do *Teste Shapiro-Wilk* ($p=0,05$). A distribuição normal foi verificada nas três condições experimentais. Em seguida foi aplicada a ferramenta ANOVA e *Teste Tukey* ($p=0,05$).

3.8 Perfis espaciais

Ao término de cada fase, foram realizados perfis espaciais, analisando os parâmetros DQO, NTK, N-NH_4^+ , N-NO_2^- , N-NO_3^- , pH, potencial de oxirredução (ORP) e OD. Foram coletadas amostras do afluente e dos pontos A2, A4, A5, A8 e efluente, mostrados na Figura 5.

3.9 Ensaios cinéticos

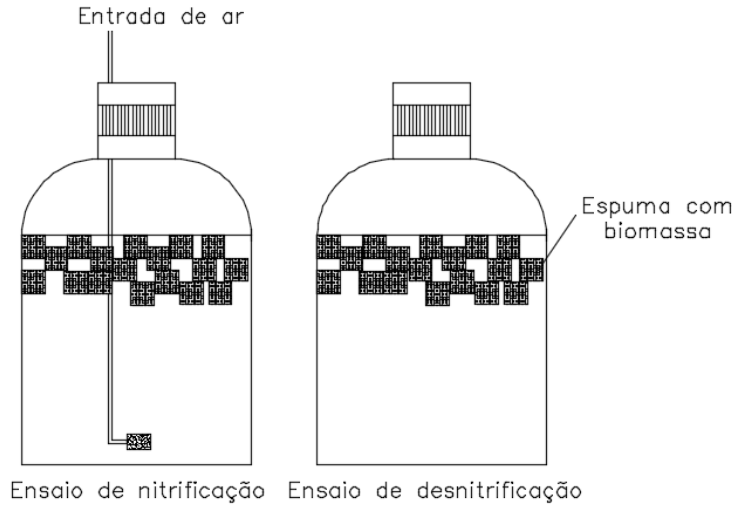
Com a biomassa proveniente da última fase de operação foram realizados ensaios cinéticos para determinação das velocidades de nitrificação e desnitrificação. A fase 3 foi escolhida por permitir a retirada de massa expressiva, sem que compromettesse a continuidade do experimento em fases intermediárias.

A modelagem cinética adotada foi baseada no consumo dos compostos nitrogenados nas formas de N-amoniacoal (Nitrificação via N-NH_4^+), N-nitrito (Nitrificação via N-NO_2^-) e N-nitrato (Desnitrificação Heterotrófica), por meio de perfis temporais de concentração do substrato no meio líquido ao longo do tempo, medidos experimentalmente.

Para os ensaios de nitrificação foram retirados 100 cm^3 de espuma de poliuretano do compartimento aeróbio. Já para os ensaios de desnitrificação, foram retirados 100 cm^3 de espuma de poliuretano do compartimento anóxico.

Os testes foram realizados em reatores em batelada (frascos de Duran® de 500 mL), com volume total líquido de 400 mL (Figura 8), baseada na metodologia utilizada por Santos *et al.* (2016). O volume dos reatores em batelada foi selecionado de modo a permitir quantidade suficiente para coleta, uma vez que só pode ser retirado 10 % desse volume inicial para realização das análises físico-químicas. As porções de espuma foram retiradas aleatoriamente, com o objetivo de evitar a seleção de zonas eventualmente estratificadas e a quantidade foi escolhida de modo a propiciar maior rapidez no ensaio, pois poderia demorar demasiadamente com uma pequena quantidade de biomassa.

Figura 8 – Esquema dos reatores em batelada para ensaios cinéticos.



Fonte: A Autora (2018)

A função de velocidade de nitrificação e desnitrificação foi determinada de acordo com a equação 13.

$$(-r_{N'}) = \frac{dC_{N'}}{dt} = k \cdot f(C_{N'}) \quad \text{Equação (13)}$$

Onde:

$r_{N'}$ = velocidade específica de consumo de nitrogênio ($\text{mgN.L}^{-1}.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$);

$C_{N'}$ = concentração de nitrogênio por unidade de massa de SSV no tempo t ($\text{mgN.L}^{-1}.\text{gSSV}^{-1}$);

k = constante de velocidade dependente da ordem da reação e do modelo cinético;

$f(C_{N'})$ = função a ser avaliada, dependente da concentração de nitrogênio;

t = tempo (horas)

Durante a execução dos ensaios de nitrificação foram monitoradas as concentrações de N-NH_4^+ , N-NO_2^- e N-NO_3^- . No ensaio de desnitrificação, somente as concentrações de N-NO_2^- e N-NO_3^- é que foram monitoradas.

Ao término de cada ensaio, foram determinadas as concentrações de SST, SSV e SSF de cada reator em batelada. Nesse processo, as espumas utilizadas no ensaio foram transferidas para tubo Falcon de 50 mL com água destilada e a biomassa foi retirada da espuma com auxílio de

bastão de vidro. O volume de enxágue foi centrifugado a 1000 rpm por 5 minutos, sendo o precipitado colocado em cápsula previamente calcinada para secagem em estufa à 105°C e depois em mufla à 500°C. Por meio de cálculo entre as diferenças da massa da cápsula em cada etapa, as concentrações de SST, SSV e SSF foram determinadas.

3.8.1 Ensaio de nitrificação via $N-NH_4^+$ e $N-NO_2^-$

Para o ensaio de nitrificação via $N-NH_4^+$, foi preparado um meio sintético com concentração de $N-NH_4^+$ igual a 30 mg.L⁻¹ adicionando-se NH_4Cl . Já para o de nitrificação via $N-NO_2^-$, foi adicionado $NaNO_2$, obtendo-se uma concentração de 25 mg.L⁻¹. Em ambos os meios foram adicionadas solução de micronutrientes (2 mL.L⁻¹) e macronutrientes (5 mL.L⁻¹), com intuito de tornar o meio propício para o metabolismo dos microrganismos envolvidos. Além dos nutrientes, também foi adicionado bicarbonato de sódio, em concentração de 1 g.L⁻¹ para garantir a disponibilidade de carbono para os microrganismos nitrificantes. As Tabelas 6 e 7 apresentam, respectivamente, a composição das soluções de macro e micronutrientes utilizadas.

Após o preparo das soluções, as espumas do reator foram adicionadas aos frascos Duran. A aeração em excesso foi obtida com a utilização de um aerador de aquário, conectado a pedras porosas que possibilitam melhor difusão do ar no meio líquido.

Finalizada a montagem do sistema, os reatores em batelada foram colocados em uma incubadora rotativa temperatura controlada. Dessa forma, o sistema foi mantido sob agitação de 120 rpm e temperatura de $30 \pm 1^\circ C$.

As coletas foram realizadas a cada 30 minutos, até a completa oxidação dos compostos nitrogenados.

Tabela 6 – Composição da solução de macronutrientes.

Componentes	Concentração (g.L ⁻¹)
NaCl	100
CaCl ₂ .2H ₂ O	2,8
MgCl ₂ .6H ₂ O	1,8

Fonte: Torres (1992)

Tabela 7– Composição da solução de micronutrientes

Componentes	Concentração (g.L ⁻¹)
Ácido Nitriloacético (NTA)	12,8
FeCl ₃ .6H ₂ O	1,35
MnCl ₂ .4H ₂ O	0,1
CoCl ₂ .6H ₂ O	0,024
CaCl ₂ .2H ₂ O	0,1
ZnCl ₂ .4H ₂ O	0,1
CuCl ₂ .2H ₂ O	0,025
H ₃ BO ₃	0,01
Na ₂ MoO ₄ .2H ₂ O	0,024
NaCl	1
Na ₂ SeO ₃ .5H ₂ O	0,026
NiCl ₂ .6H ₂ O	0,12

Fonte: Torres (1992)

3.8.2 Desnitrificação via N-NO₃⁻

Para o ensaio de desnitrificação via N-NO₃⁻, preparou-se um meio com NaNO₃ para se obter 20 mg.L⁻¹ no licor misto final. De forma similar ao realizado para os ensaios de nitrificação, foram adicionadas as soluções de macro (5 mL.L⁻¹) e micronutrientes (2 mL.L⁻¹), cujas composições estão apresentadas na Tabela 6 e 7, respectivamente, além de bicarbonato de sódio na concentração de 1 g.L⁻¹. Também foi adicionado acetato de sódio (1,5 g.L⁻¹) como doador de elétrons para a desnitrificação heterotrófica.

As porções de espuma foram introduzidas nos fracos Duran e, para manter as condições anóxicas, antes de iniciar os testes, os reatores em batelada foram submetidos à fluxo de nitrogênio por 10 minutos. Com o meio líquido e o *headspace* já saturados de nitrogênio, o reator em batelada foi tampado e colocado em *shaker* dentro de câmara climatizada. A agitação desse ensaio também foi de 120 rpm, com temperatura constante de 30 ± 1°C.

As coletas para determinação de N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻ foram realizadas a cada 30 minutos, até não se identificar mais nitrogênio na forma de nitrito nas amostras.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Caracterização da água residuária

4.1.1 Efluente do matadouro

Durante o experimento foram realizadas 8 coletas do efluente do matadouro, em função da impossibilidade de estocagem de um grande volume de efluente, que seria proveniente de uma única coleta suficiente para a realização de toda pesquisa. A variação das concentrações médias dos parâmetros analisados e seus desvios padrões estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8– Resultados dos parâmetros de caracterização do efluente do matadouro.

Parâmetro	Concentração
pH	7,40 – 8,70
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	6800 ± 3230
N-NTK (mg N.L ⁻¹)	619 ± 66
N-NH ₄ ⁺ (mg N.L ⁻¹)	301 ± 51
N-NO ₃ ⁻ (mg N.L ⁻¹)	0,02 ± 0,01
N-NO ₂ ⁻ (mg N.L ⁻¹)	0,10 ± 0,04
P-PO ₄ ³⁻ (mg P.L ⁻¹)	35 ± 7
Óleos e Graxas (mg.L ⁻¹)	250 ± 20

Fonte: A Autora (2018)

Como pode ser observado, o efluente possui uma grande variabilidade. Este comportamento é justificável por se tratar de efluente real proveniente de diferentes coletas.

4.1.2 Afluente do sistema

A operação do reator durou 223 dias, dividida em 3 fases distintas, sendo elas cronologicamente, Fase 1, Fase 2 e Fase 3, com duração de 65, 69 e 89 dias, respectivamente. Tais fases apresentaram como diferenciação as cargas orgânicas e nitrogenadas aplicadas, além da redução do tempo de detenção hidráulico, como pode ser verificado no resumo dos parâmetros

operacionais na Tabela 9. A redução no TDH gerou um aumento da vazão de alimentação do sistema. Ainda assim, pode ocorrer a elevação da velocidade de transferência de massa líquido-sólido pela elevação da velocidade superficial no leito. Dessa maneira, enquanto a redução do TDH pode ser desfavorável para o processo, a elevação das velocidades de transferência de massa pode resultar em efeito contrário, contribuindo para a melhoria do desempenho.

A fase 3 foi a que apresentou maior variação nas concentrações, pois optou-se por aumentar a carga orgânica gradativamente, para que não houvesse choque de carga no reator.

Tabela 9 – Caracterização do afluente diluído para as três fases de operação.

Parâmetro	Fase 1	Fase 2	Fase 3
pH	6,8 – 8,4	7,2 – 8,5	7,0 – 7,9
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	972,4 ± 25,9	1035,2 ± 71,0	2418,0 ± 361,2
N-NTK (mg N.L ⁻¹)	92,5 ± 7,8	80,3 ± 6,2	128,7 ± 21,84
N-NH ₄ ⁺ (mg N.L ⁻¹)	40,1 ± 10,2	44,3 ± 8,5	62,0 ± 6,7
P-PO ₄ ³⁻ (mg P.L ⁻¹)	5,4 ± 0,8	4,6 ± 0,9	12,2 ± 0,9
Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	409,4 ± 72,2	482,7 ± 46,1	566 ± 41,2
Tempo de operação (dia)	65	69	89
TDH (h)	24	16	16
Carga carbonácea aplicada (kgDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)	0,97	1,6	3,6
Carga nitrogenada aplicada (kgN.m ⁻³ .dia ⁻¹)	0,09	0,12	0,19
Relação DQO:N média	10:1	13:1	19:1

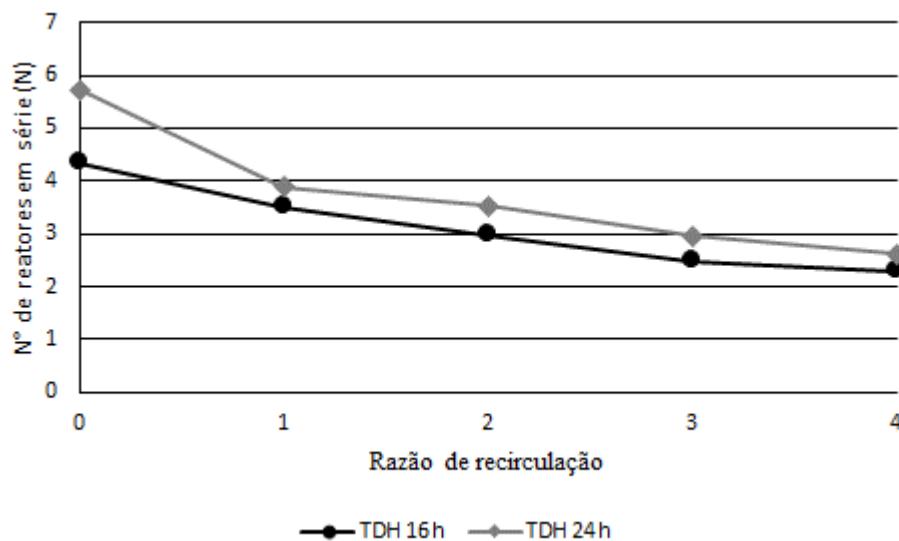
Fonte: A Autora (2018)

4.2 Escolha da vazão de recirculação - Ensaio Hidrodinâmico

O Gráfico 1 mostra os resultados do número de reatores em série para cada razão de recirculação testada para os TDHs de 16 e 24 horas, respectivamente. Como pode ser visto, o aumento da razão de recirculação provocou uma diminuição no número de reatores em série, indicando um escoamento mais próximo ao de mistura completa. Além disso, para ambos os TDHs avaliados, a partir da razão de recirculação igual a 3, há pouca variação no valor de N. Isso indica que não seria necessário aumentar muito a razão de recirculação, pois não haveria diferença significativa no número de reatores em série.

Sendo assim, fixou-se uma razão de recirculação igual a 3, garantindo um escoamento mais próximo ao de um reator de mistura completa. Araújo Jr. e Zaiat (2009) utilizaram uma razão de recirculação igual a 3,5 na operação de um reator similar. Com os resultados deste ensaio, foi possível verificar que a razão de recirculação igual a 3 já é suficiente para garantir que o sistema seja inferior a 3 reatores de mistura completa, diminuindo então os gastos com energia para bombeamento.

Gráfico 1 - Número de reatores em série para os TDHs de 16 e 24 horas

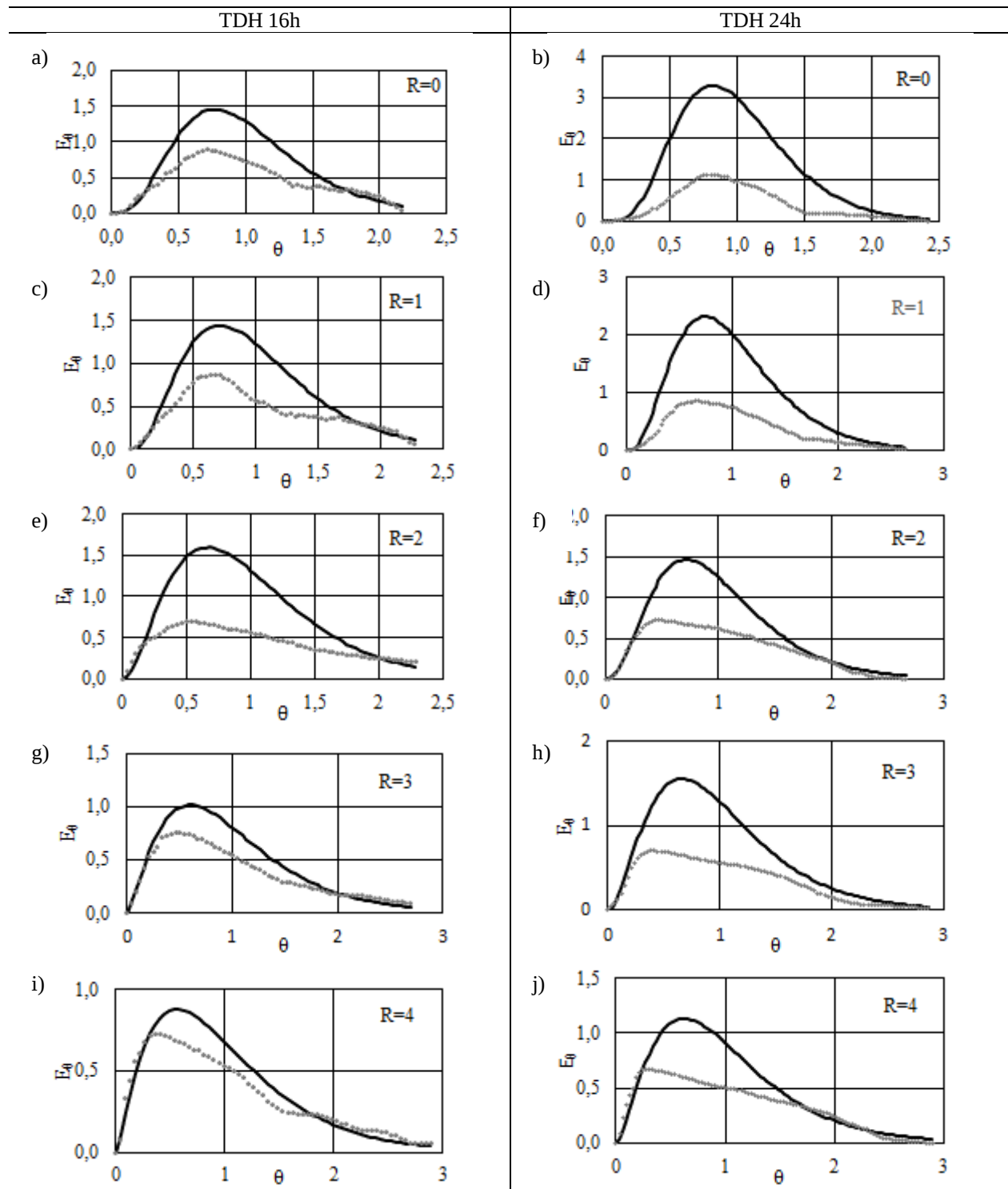


Fonte: A Autora (2018)

Oliveira Netto (2011) afirma que a mistura promovida pela recirculação leva ao comportamento mais próximo do de mistura completa. No presente ensaio, de fato foi constatado que, onde não houve recirculação ($R=0$), maior foi o número de reatores em série.

As curvas de distribuição do tempo de residência, obtidas pelos ensaios hidrodinâmicos realizados, estão apresentadas no Gráfico 2.

Gráfico 2 - Curvas referentes à distribuição do tempo de residência nos ensaios hidrodinâmicos para TDH de 16h e 24h, respectivamente, com razão de recirculação de 0 em a) e b); 1 em c) e d); 2 em e) e f); 3 em g) e h) e 4 em i) e j). Em que $\bullet\bullet\bullet$ são os dados experimentais e _____ o modelo de tanques em série aplicado.



Fonte: A Autora (2018)

4.3 Compostos de Nitrogênio

A Tabela 10 apresenta um resumo das concentrações dos compostos nitrogenados nas três condições experimentais e a eficiência em remoção de NT.

Tabela 10 – Concentrações dos compostos nitrogenados nas três Fases operacionais

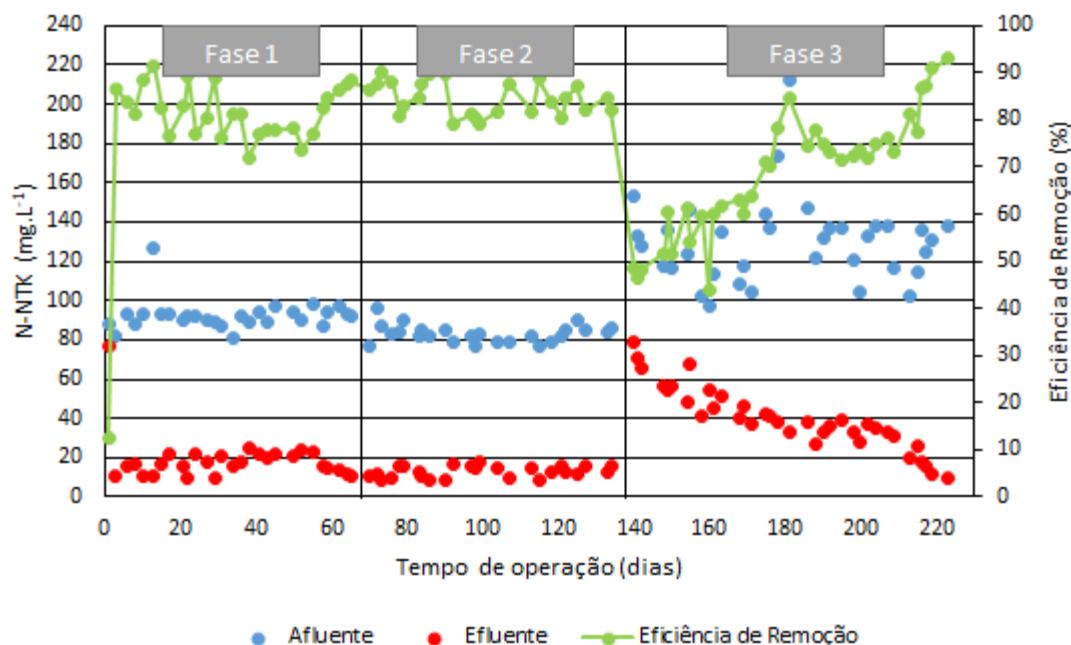
Fase de operação	Variáveis	Média afluyente (mg.L ⁻¹)	Média Efluyente (mg.L ⁻¹)
Fase 1	NTK	92,5±7,8	16,7±4,7
	N-NH ₄ ⁺	40,1±5,0	10,2±3,2
	N-NO ₂ ⁻	-	0,1±0,03
	N-NO ₃ ⁻	-	48,1±6,3
	NT	92,51±7,8	64,9±7,6
	Eficiência média de remoção de NT		29,6±8,5 %
Fase 2	NTK	83,0±4,5	12,9±2,9
	N-NH ₄ ⁺	45,5±7,9	8,8±2,4
	N-NO ₂ ⁻	-	0,35±0,2
	N-NO ₃ ⁻	-	42,8±5,9
	NT	83,0±4,5	56,0±5,3
	Eficiência média de remoção de NT		32,4±5,9
Fase 3	NTK	129,6±21,5	40,0±16,2
	N-NH ₄ ⁺	62,0±6,7	24,1± 8,9
	N-NO ₂ ⁻	-	1,22±0,9
	N-NO ₃ ⁻	-	25,2±6,9
	NT	129,57±21,54	66,4±19,7
	Eficiência média de remoção de NT		47,8±7,4

Fonte: A Autora (2018)

Na Fase 1, a carga nitrogenada média foi de 0,09 kgN.m⁻³.dia⁻¹. O Gráfico 3 permite observar os resultados provenientes do monitoramento da concentração de NTK das amostras afluyente e efluyente, bem como a eficiência de oxidação de NTK durante toda a operação do sistema.

Os valores médios das concentrações de NTK afluyente e efluente, na Fase 1, foram, $92,5 \pm 7,8$ e $16,7 \pm 4,7$ mg.L^{-1} , respectivamente. Após o terceiro dia de operação, houve uma queda brusca nos valores NTK efluente, evidenciando estabelecimento das bactérias nitrificantes, atingindo valor médio em remoção do NTK de $81,8 \pm 5,2\%$ até o final da Fase 1.

Gráfico 3 – Concentração de NTK afluyente, efluente e eficiência de oxidação



Fonte: A Autora (2018)

Ainda pelo Gráfico 3, é possível verificar que, embora a concentração média afluyente tenha diminuído para $83,0 \pm 4,5$ mg.L^{-1} na Fase 2, a carga nitrogenada média aumentou para $0,12 \text{ kgN.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$, sem, no entanto, prejudicar a eficiência de oxidação de NTK cujo valor médio foi de $84,5 \pm 3,5\%$. Ainda pode-se destacar que, na transição entre as Fases 2 e 3, o sistema sofreu uma queda na eficiência de remoção de NTK entre os dias 140 a 171, para $55,6 \pm 6,7\%$, possivelmente em decorrência da alteração da condição operacional, quando ocorreu o aumento da carga nitrogenada. Após essa data, observou-se uma recuperação na eficiência de oxidação de NTK, atingindo valor máximo de 93,0% no dia 223.

Independente da flutuação na concentração afluyente de NTK ao longo das fases experimentais, as concentrações efluentes permaneceram baixas durante as Fases 1, 2 e final da

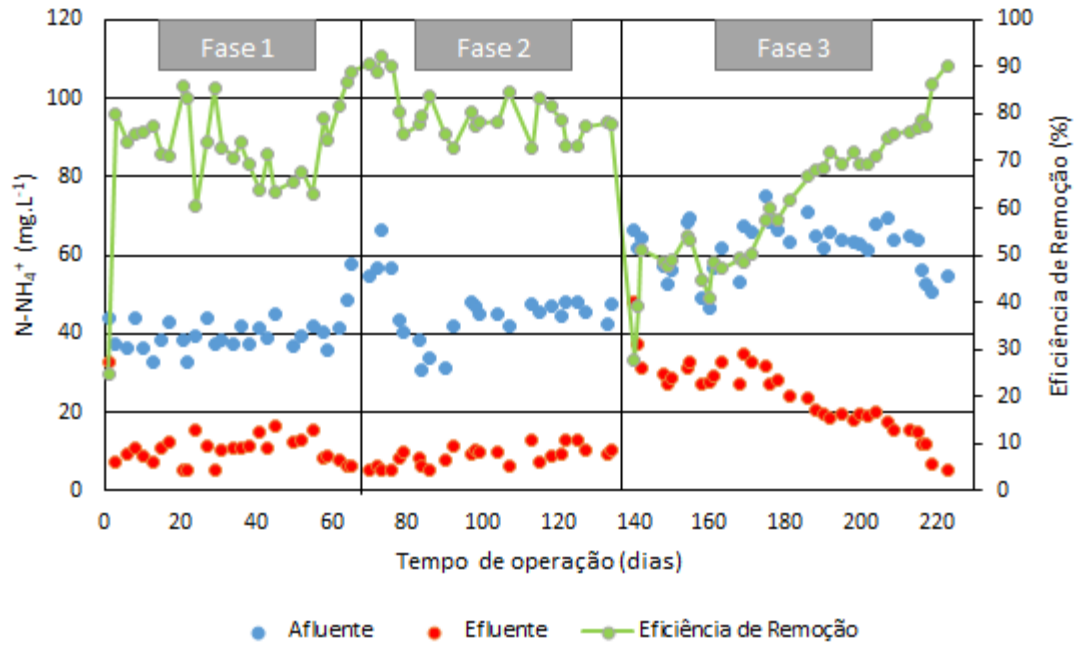
Fase 3. Para tanto, o teor de oxigênio dissolvido (OD) na zona aeróbia do reator foi mantida em torno de 5 mg O₂.L⁻¹.

Ahn *et al.* (2007) operaram um reator combinado anaeróbio-aeróbio, com volume de 12,7 L, de fluxo ascendente, com cerâmica como meio suporte, no tratamento de esgoto sintético, operando com TDH de 24 h e obtiveram 68% de remoção da concentração de NTK. Eficiência inferior a obtida neste trabalho, provavelmente devido as concentrações de NTK afluente superiores (300-1000 mg.L⁻¹).

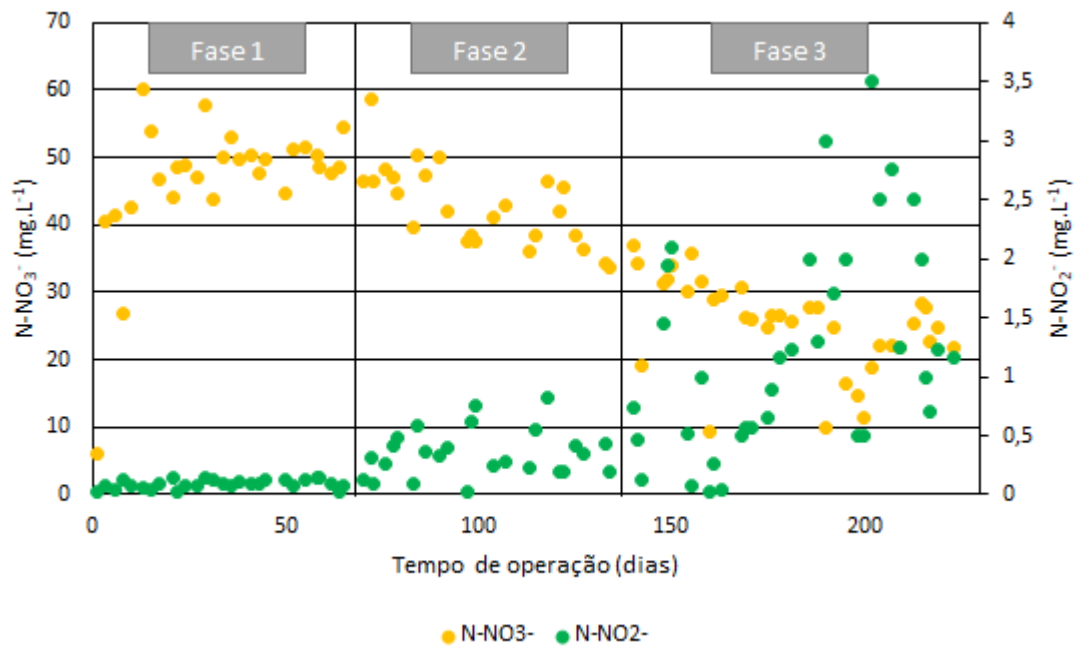
Autores como Oliveira Netto e Zaiat (2012) operaram reator similar ao desse estudo e obtiveram 65% na remoção de NTK, possivelmente o TDH inferior (12h) utilizado, prejudicou a transferência de massa, devido a elevada velocidade no leito, afetando o processo de nitrificação.

Através dos Gráficos 4 e 5, nota-se que há um grau de correspondência entre a diminuição da concentração de nitrogênio amoniacal e o aumento na concentração de nitrato, corroborando o estabelecimento da atividade nitrificante, com eficiência em remoção de N-NH₄⁺ de 74,3 ± 7,7 mg.L⁻¹ na Fase 1 e 80,0 ± 5,6 mg.L⁻¹ na Fase 2. Entretanto, no início da Fase 3, a eficiência de remoção de N-NH₄⁺ foi reduzida drasticamente, além das mudanças operacionais, foi verificada a ocorrência de falta de energia elétrica durante algumas noites na universidade, deixando o reator sem alimentação, recirculação e aeração. Provavelmente também ocorreram problemas na transferência de oxigênio, possivelmente pela presença de quantidade significativa de material biológico em suspensão, como pode ser visto na Figura 9, o que deve ter prejudicado a atividade nitrificante.

A partir dessa constatação, foi adotado procedimento de limpeza e substituição da pedra porosa utilizada para difusão de oxigênio e também descarte do material em suspensão. Após isso, observou-se uma recuperação na eficiência de remoção de N-NH₄⁺, atingindo valor máximo de 90% no dia 223 de operação.

Gráfico 4 - Monitoramento das concentrações de N-NH_4^+ afluente, efluente e eficiência de remoção

Fonte: A Autora (2018)

Gráfico 5 - Concentração de N-NO_3^- e N-NO_2^- efluente

Fonte: A Autora (2018)

Figura 9 – Material biológico em suspensão formado na câmara de aeração na Fase 3.



Fonte: A Autora (2018)

Zhang *et al.* (2014) estudaram um sistema combinando com reator anaeróbio-anóxico com TDH de 8 h e obtiveram eficiência média de remoção para as amostras de N-NH_4^+ de 99%, enquanto Yin *et al.* (2016) observaram eficiência de remoção de N-NH_4^+ de 97% em um reator anaeróbio (10 L) seguido de um reator aeróbio (3 L) operados em batelada ao tratar esgoto sanitário, resultados superiores ao encontrado neste trabalho.

Já Jiang *et al.* (2016) obtiveram resultados semelhantes aos desse estudo, com eficiência de remoção de N-NH_4^+ de 83% em reator sequencial (anaeróbio/aeróbio/anóxico) com volume total de 9 L ao tratar esgoto sanitário.

Vale ressaltar que os valores efluentes de N-NH_4^+ nas Fases 1, 2 e final da 3, atendem ao padrão de lançamento de efluentes exigido pela legislação ambiental, já que segundo a resolução nº 430/11 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), o valor máximo para emissões de nitrogênio amoniacal é de 20 mg.L^{-1} .

Alto teor de nitrato foi detectado no efluente das Fases 1 e 2, iguais a $48,1 \pm 6,3$ e $42,8 \pm 5,9 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, que correspondem a $74,3 \pm 7,7$ e $80 \pm 5,6\%$ de conversão do N-amoniacal removido. Isso indica bom estabelecimento da comunidade nitrificante desde o início de operação do reator. A razão média DQO/NTK em tais fases, iguais a 2,5 em F1 e 2,3 em F2, indicam que condições favoráveis ao estabelecimento da nitrificação estavam disponíveis (razão inferior a 3,0, conforme Metcalf e Eddy, 2003).

Na Fase 3, no entanto, essa relação foi igual a 5,5 o que indica que alguma limitação ao processo de nitrificação deve ter ocorrido, sendo verificado acúmulo de nitrito (concentração máxima de $3,5 \text{ mg.L}^{-1}$) e menor formação de nitrato ($25,2 \pm 6,9 \text{ mg.L}^{-1}$). Isto deve-se aos problemas operacionais já mencionados, que prejudicaram a aeração e resultaram em baixa conversão de nitrogênio amoniacal. Concentração de OD inferior a $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$ é reportado pela EPA (1993) para acúmulo de nitrito, pois as bactérias responsáveis pela nitratação (oxidação do nitrito a nitrato) são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio do que as responsáveis pela nitrificação. Segundo Liu *et al.* (2016) é necessário ter disponibilidade de $4,6 \text{ g O}_2$ para cada g N-NH_4^+ a ser oxidada, o que representa concentração de OD no meio da ordem de 2 mg.L^{-1} .

O bom desempenho da nitrificação nas Fases 1 e 2 foi, no entanto, acompanhado de baixo desempenho do processo de desnitrificação (eficiência de $36,26 \pm 9,1$ e $38,46 \pm 7,1\%$, respectivamente em F1 e F2). Para o baixo comportamento da desnitrificação foram levantadas duas hipóteses: alta concentração de OD no compartimento anóxico, uma vez que o processo de desnitrificação é favorecido quando os aceptores de elétrons nitrito e/ou nitrato estão disponíveis e a concentração de OD é inferior a 1 mg L^{-1} (METCALF E EDDY, 2003). Guitierrez-Wing, Malone e Rusch (2012) avaliaram o efeito da salinidade, OD e concentração de N-NO_3^- na desnitrificação de efluente de aquicultura e Liu *et al.* (2016) fizeram análises detalhadas da otimização de OD em *wetlands* para melhorar tratamento de efluente, observaram que a taxa de desnitrificação diminui quando a concentração de OD aumenta. A segunda hipótese foi de baixa disponibilidade de doadores de elétrons (matéria orgânica) na câmara de desnitrificação, já que o processo de desnitrificação heterotrófica, que é o mais comum, requer fonte de carbono como doadores de elétrons (METCALF E EDDY, 2003).

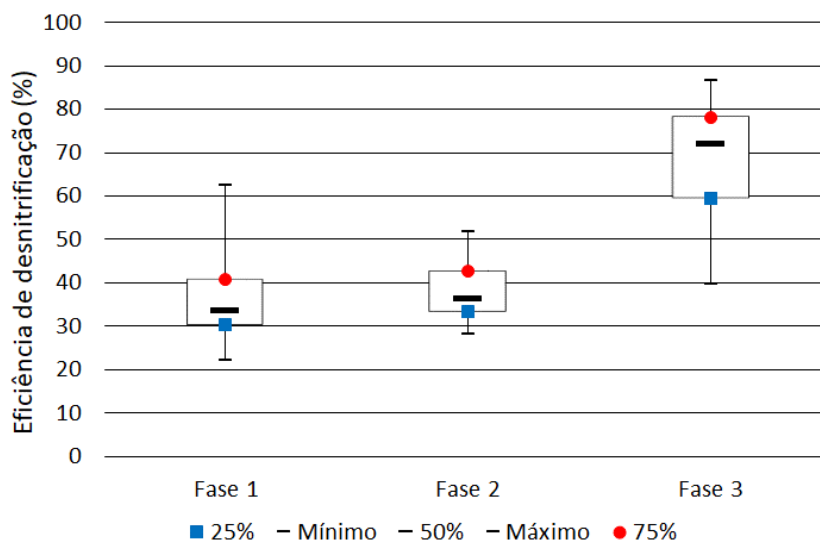
Foi constatado, a partir da análise dos perfis espaciais, mostrados e discutidos na seção 4.8 mais adiante, que o fator limitante para a desnitrificação foi a baixa disponibilidade de elétrons. Situação similar foi reportada por Kreutz (2012), que utilizou reator anaeróbio-aeróbio para tratamento de efluente de matadouro bovino. Tal autor reportou valores médios para nitrato no efluente de 69 ± 24 e $31 \pm 14 \text{ mg.L}^{-1}$ quando TDH de 11 e 8 h, respectivamente, foram aplicados a afluente com teor de NTK de $321 \pm 136 \text{ mg.L}^{-1}$ e NH_4^+ de $191 \pm 49 \text{ mg.L}^{-1}$.

A fim de tornar maior a disponibilidade de elétrons para desnitrificação, adotou-se a estratégia de aumentar a carga orgânica afluente, na Fase 3. Tal aumento resultou em melhoria na eficiência de desnitrificação em F3, que passou para $68,1 \pm 12,9\%$, apesar da pequena inibição da

nitrificação observado em F3. A quantidade de N nitrificado em F1, F2 e F3 foram iguais a $73,5 \pm 15,4$, $70,1 \pm 5,3$ e $89,6 \pm 26,2$ mg.L⁻¹, respectivamente. Os valores correspondentes para N desnitrificado foram $36,3 \pm 9,0$, $38,5 \pm 7,1$, e $68,1 \pm 12,9$ mg.L⁻¹. Isso indica que a maior parte do nitrogênio nitrificado, foi desnitrificado em F3.

Desconsiderando o nitrogênio assimilado na síntese celular, o gráfico *Box-plot*, representado pelo Gráfico 6, mostra a eficiência de desnitrificação de cada fase operacional.

Gráfico 6 –*Box-plot* para eficiência de desnitrificação



Fonte: A Autora (2018)

Além da representação em *Box-plot*, a Tabela 11 ilustra a diferença estatística entre as eficiências de desnitrificação, onde as condições sinalizadas com o mesmo símbolo não apresentam diferença estatística entre si. Portanto, a redução do TDH na Fase 2 não interferiu negativamente no processo de desnitrificação, mantendo-se a mesma média da Fase 1. Já o aumento da COV na Fase 3, disponibilizou doadores de elétrons para a desnitrificação, apesar de ter causado pequena inibição da nitrificação.

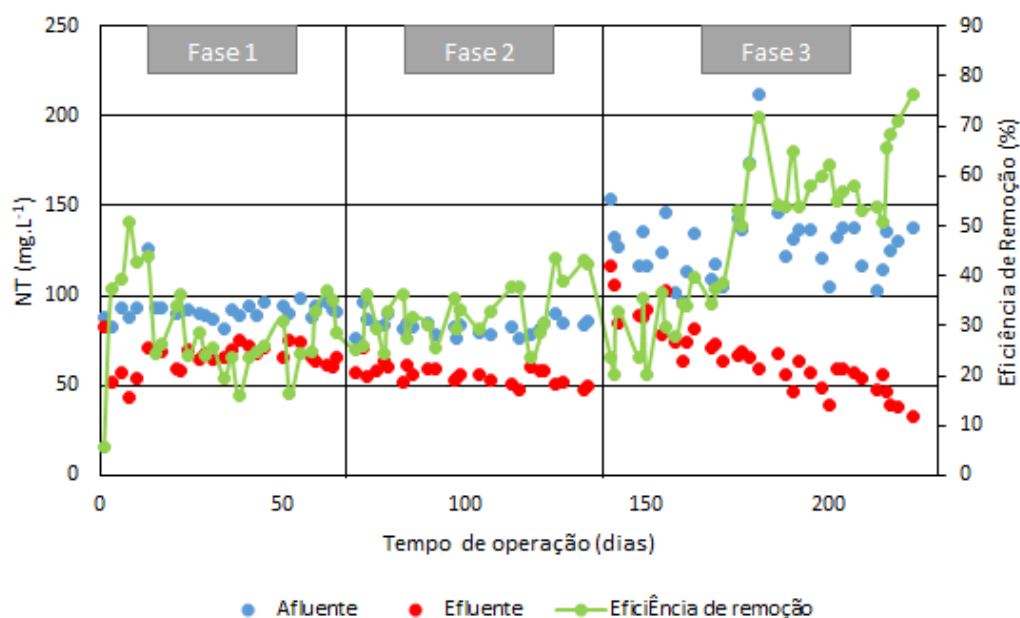
Tabela 11 – Diferença estatística entre as eficiências de desnitrificação

	Fase 1	Fase 2	Fase 3
Eficiência de desnitrificação	A (36,3%)	A (38,5%)	B (68,1%)

Fonte: A Autora (2018)

O aumento da carga orgânica afluyente em F3 proporcionou aumento da quantidade de nitrato reduzido a nitrogênio gasoso por meio da desnitrificação na zona anóxica do reator, com consequente queda na concentração efluente de NT, como pode ser observado no Gráfico 7.

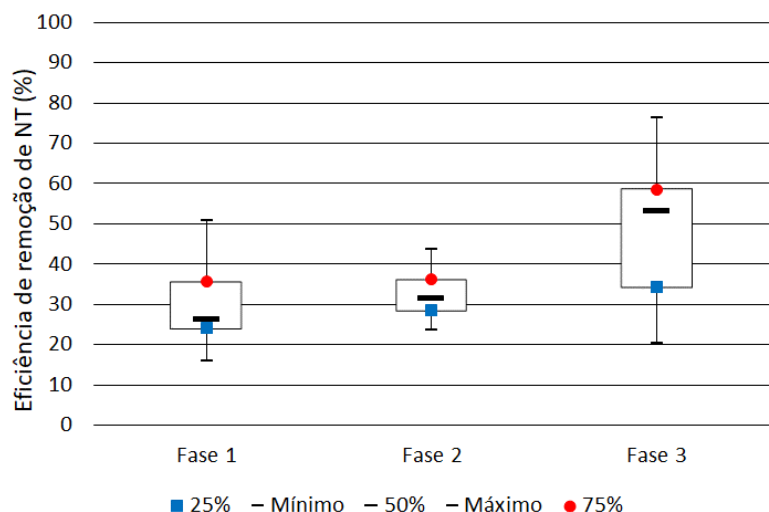
Gráfico 7 – Concentração NT afluyente e efluente e eficiência em remoção



Fonte: A Autora (2018)

A eficiência de remoção de NT foi baixa nas Fases 1 e 2, apresentando valores médios de $29,6 \pm 8,5\%$ e $32,4 \pm 5,9\%$, respectivamente. Esta baixa eficiência está associada à elevada concentração de N-NO_3^- no efluente. Na Fase 3, a eficiência em remoção de NT também pode ser considerada baixa, com valor médio de $47,8 \pm 7,4\%$, mas vale lembrar que, devido aos problemas já citados anteriormente, esta fase demorou um certo período de tempo para reestabelecer e a média foi calculada para todo o período desta fase. Para o período estacionário da Fase 3, a eficiência aumenta para $60,4 \pm 7,6\%$. Através do gráfico *Box-plot* representado no Gráfico 8, é possível identificar que a mediana está acima de 50% e o valor máximo de 70% em eficiência de remoção de NT foi atingido na Fase 3.

Gráfico 8 –Box-plot para eficiência de remoção de NT



Fonte: A Autora (2018)

Testes estatísticos, similares aos aplicados para eficiência de desnitrificação, também foram aplicados para eficiência em remoção de NT. Os resultados ratificaram que a redução do TDH na Fase 2 não foi desfavorável ao processo e o aumento da COV contribuiu para melhoria do desempenho.

Oliveira Netto e Zaiat (2012), operando reator anaeróbio-aeróbio tratando efluente doméstico, relataram a importância da vazão de recirculação do efluente tratado com relação a remoção de NT. No experimento em escala de bancada, com TDH de 11,4h, os autores obtiveram eficiência de remoção de NT de 35% quando $R=0$, aumentando para 75% quando $R=1,5$. Em escala real os autores operaram o sistema com TDH de 12h e obtiveram 35% de eficiência de remoção de NT quando $R=0$, e 55% com $R=3$. No presente trabalho com $R=3$ e TDH de 16h, foi obtido resultado similar com $47,8 \pm 7,4$ % em eficiência na remoção de NT.

Yim *et al.* (2017) também ressaltou a importância da razão de recirculação para remoção de NT. Os autores utilizaram um reator anaeróbio com 4 compartimentos seguido de reator aeróbio, aplicado para a remoção simultânea de carbono e nitrogênio a partir de lixiviado. O efluente nitrificado era recirculado para o terceiro compartimento do reator anaeróbio, evitando, assim, a influência adversa de óxidos de nitrogênio na metanogênese no compartimento 1. A recirculação de efluentes nitrificados não apenas melhorou a remoção de DQO ($> 95,6\%$), mas também melhorou a eficiência de remoção de nitrogênio total, que passou de 12,7 % para 67,4% com o

aumento da razão de recirculação de 0,25 para 2. O desafio de fontes de carbono insuficientes para a desnitrificação heterotrófica no compartimento 3 com uma alta razão de recirculação foi superado por meio da alimentação gradual do lixiviado.

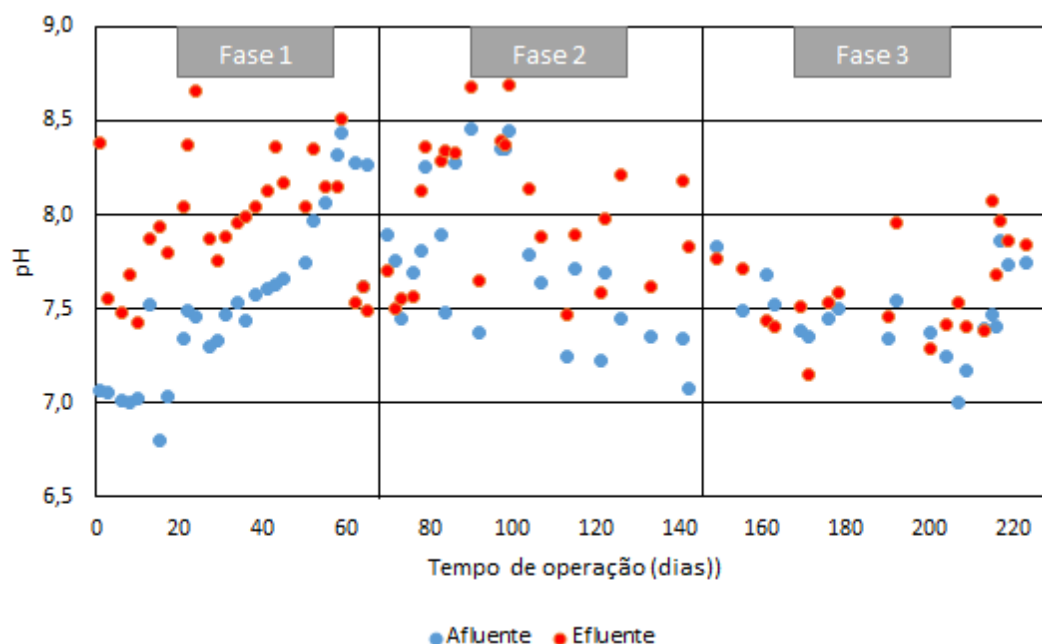
A legislação brasileira, Resolução do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) nº 430/11, que se refere aos padrões de lançamento de efluentes nos corpos de água receptores não limita concentrações dos compostos oxidados de nitrogênio – nitrito e nitrato, logo, após atingir o estado estacionário da Fase 3, o efluente atende aos padrões exigidos.

4.4 pH, Alcalinidade e AGV

Para avaliação da estabilidade do reator, observou-se variação temporal da concentração de Ácidos Graxos Voláteis (AGV), Alcalinidade e pH.

Durante as três fases operacionais, o pH efluente manteve-se superior ao afluente em praticamente todo o tempo, o que indica estabilidade operacional (Gráfico 9). Esse comportamento também foi verificado por Belini (2016), Nair e Ahammed (2015) e Chatterjee, Ghangrekar e Rao (2016). Os valores médios afluente e efluente estão apresentados na Tabela 12, estando dentro da faixa ideal para o estabelecimento de microrganismos responsáveis pela remoção concomitante de matéria orgânica e nitrogênio (METCALF E EDDY, 2003).

Gráfico 9 – Valores do pH no afluente e efluente do reator ao longo do período experimental



Fonte: A Autora (2018)

Tabela 12 – Valores médios de pH afluente e efluente

	Afluente	Efluente
Fase 1	7,5±0,4	8,0±0,3
Fase 2	7,8±0,4	8,0±0,4
Fase 3	7,5±0,2	7,6±0,3

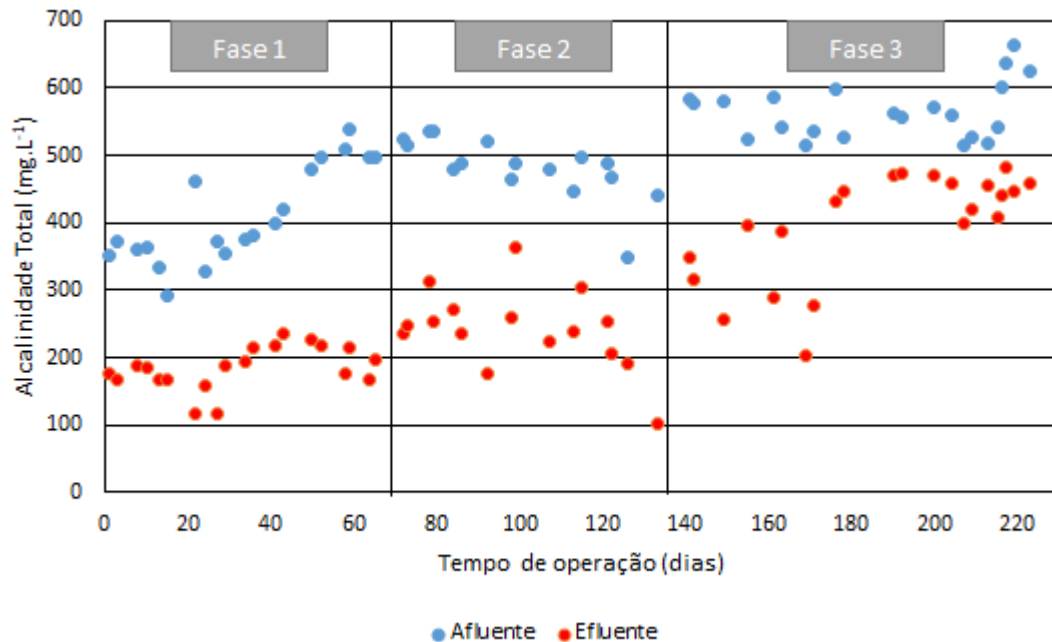
Fonte: A Autora (2018)

Ahmed *et al.* (2007) apontam que o pH ideal para o processo de nitrificação deve estar entre 7,2 a 8,6, e, certificaram através de seus estudos, que a nitrificação foi praticamente cessada quando o pH atingiu valores inferiores a 6,3. Os valores encontrados neste trabalho estão na faixa adequada para promover o processo de nitrificação.

O Gráfico 10 mostra o comportamento da alcalinidade total durante o período experimental. Nas Fases 1 e 2, onde a atividade nitrificante foi estabelecida, o carbono orgânico passou a ser consumido pela comunidade microbiana autotrófica com consequente decréscimo de alcalinidade no efluente, com valores de $409,4 \pm 72,2 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ para $185,1 \pm 32,4 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ e de 482,7

$\pm 46,1 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para $242,6 \pm 59,2 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$, respectivamente. Já no final da Fase 3, com a atividade desnitrificante estabelecida, houve um aumento na alcalinidade total.

Gráfico 10 – Concentração de alcalinidade total afluyente e efluente



Fonte: A Autora (2018)

Zhu *et al.* (2007) destacaram que o processo de desnitrificação pode repor alcalinidade à bicarbonato em até 50% do que foi gasto na nitrificação, e consequentemente que a diferença entre o valor de entrada e de saída do processo pode não refletir exatamente o consumo de alcalinidade realizado pela nitrificação.

Oliveira Netto e Zaiat (2012) avaliaram um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente, com recirculação da fase líquida, em escala piloto com volume total de 6,8 L, no tratamento de esgotos sanitários. Os autores observaram que após o início do processo de nitrificação os valores médios da alcalinidade a bicarbonato também diminuíram, variando de $114 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para $55 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$.

Abreu e Zaiat (2008) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbico-aeróbio preenchido com espuma de poliuretano para o tratamento de esgoto, operado com TDH de 12h, e também obtiveram redução da alcalinidade de $143 \pm 38 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ no afluyente e $58 \pm 62 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ no efluente quando o reator foi operado em condições combinadas. O mesmo foi reportado por

Kreutz *et al.* (2014), operando reator de configuração similar ao do presente trabalho, tratando efluente de matadouro bovino, com alcalinidade passando de 586 ± 75 para 294 ± 220 $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para TDH de 11h e de 963 ± 150 para 625 ± 263 $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para TDH de 8h.

Os efeitos da amonificação, nitrificação e desnitrificação sobre a alcalinidade podem ser deduzidos por simples relações estequiométricas. De acordo com Metcalf e Eddy (2003), para cada 1 mg de N-NH_4^+ oxidados a nitrito ou nitrato são consumidos de 7,14 mg $\text{CaCO}_3.\text{L}^{-1}$ de alcalinidade, para cada 1 mg de N-NO_3^- desnitrificado são gerados 3,57 $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ e, para cada 1 mg de N-orgânico amonificado são gerados 3,57 de $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ de alcalinidade. A Tabela 13 apresenta o balanço de massa referente ao consumo e geração de alcalinidade de cada fase realizado a partir dos resultados das análises dos compostos nitrogenados.

Tabela 13 – Balanço de massa referente à alcalinidade consumida e gerada em cada fase.

	Nitrogênio nitrificado (mg.L^{-1})	Nitrogênio amonificado (mg.L^{-1})	Nitrogênio desnitrificado (mg.L^{-1})	Alcal. total consumida teórica ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)	Alcal. total gerada teórica ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)	Alcal. afluente ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)	Alcal. efluente teórica ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)	Alcal. efluente ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)
F1	73,5	44,3	26,9	524,8	254,2	$409,4 \pm 72,2$	138,8	$185,1 \pm 32,4$
F2	70,1	33,5	27,3	500,7	217,0	$482,7 \pm 46,1$	199,0	$242,6 \pm 59,2$
F3	89,6	51,7	64,4	639,6	414,3	$566,1 \pm 41,2$	340,8	$397,4 \pm 80,4$

Fonte: A Autora (2018)

Onde:

Nitrogênio nitrificado = (NTK afluente – NTK efluente)

Nitrogênio amonificado = [(NTK afluente – N-NH_4^+ afluente) – (NTK efluente – N-NH_4^+ efluente)]

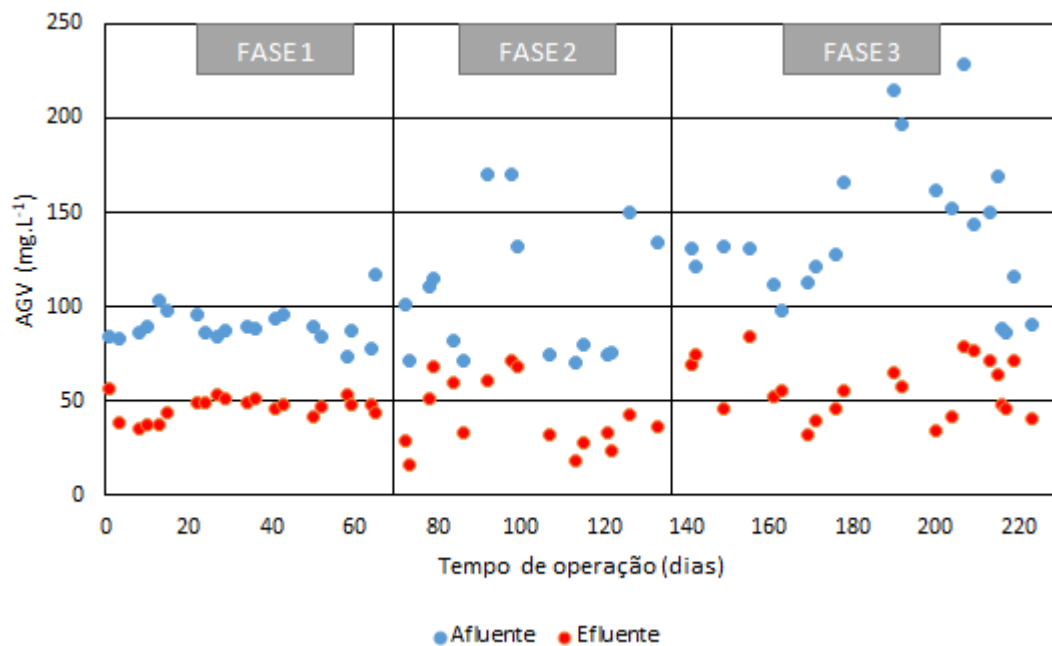
Nitrogênio desnitrificado = [N-NO_3^- afluente + (NTK afluente – NTK efluente) – N-NO_3^- efluente]

Considerando que o balanço de massa foi feito com os valores médios de alcalinidade afluente e efluente, pode-se afirmar que os valores teóricos calculados estão dentro dos limites de confiança dos reais encontrados. Nota-se que a alcalinidade teórica consumida é superior à

alcalinidade afluyente, o que indica que, de fato, pequena parte do nitrogênio foi removido pela desnitrificação nas Fases 1 e 2 e que a alcalinidade gerada neste processo colaborou para o incremento da eficiência de oxidação de NTK.

Já a concentração afluyente de ácidos graxos voláteis (Gráfico 11) teve grande variação ao longo da operação do reator. Contudo, a concentração efluente se manteve praticamente constante e inferior as concentrações afluentes, caracterizando equilíbrio do processo. Segundo Metcalf e Eddy (2003) esta característica pode ser um indicio de que ocorreu o processo de oxidação da matéria orgânica, com equilíbrio entre as bactérias acidogênicas e arqueias metanogênicas sem acúmulo de ácidos voláteis. Essa diminuição dos ácidos voláteis contribui positivamente para o desempenho do reator, pois segundo Acharya, Kundu, Sreekrishnan (2015) o acúmulo desses ácidos é um problema muito comum em reatores anaeróbios. A Tabela 14 apresenta as concentrações médias afluentes e efluentes de AGVs.

Gráfico 11 – Concentração AGV afluyente e efluente ao longo do tempo



Fonte: A Autora (2018)

Tabela 14 – Concentração média de AGV para cada Fase operacional

	Concentrações afluentes (mgHAc.L ⁻¹)	Concentrações efluentes (mgHAc.L ⁻¹)
Fase 1	89,7±9,4	46,6±6,0
Fase 2	105,2±36,0	42,2±18,6
Fase 3	138,6±38,8	56,9±15,5

Fonte: A Autora (2018)

Oliveira Netto (2011) ao operar um reator anaeróbio-aeróbio para tratamento de esgoto em escala real, monitorou a concentração de AGV para avaliar a estabilidade do reator e observou em seus resultados um comportamento semelhante ao relatado neste estudo, cujos resultados mostraram que a partir de valor médio afluente de 56 ± 14 mgHAc.L⁻¹, o efluente produzido apresentava valor médio de 17 ± 2 mgHAc.L⁻¹, com pequeno valor de desvio padrão, para o efluente com taxa de recirculação (R) igual a zero. Valores efluentes iguais a 25 ± 7 mgHAc.L⁻¹ e 21 ± 4 mgHAc.L⁻¹ foram observados para as taxas de recirculação de 1,5 e 3, respectivamente e indicam equilíbrio do processo, com valor efluente inferior ao afluente, como no presente trabalho.

4.5 DQO e Sólidos Totais

A carga orgânica volumétrica aplicada foi de $0,97 \pm 0,02$ kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ para Fase 1, $1,6 \pm 0,1$ kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ na Fase 2 e $3,6 \pm 0,5$ kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ na Fase 3. Apesar do aumento de carga, o RAALF se mostrou estável quanto à remoção de DQO, apresentando alta eficiência, em todas as fases operacionais, com valores médios de $94,2 \pm 1,9$ %, $94,2 \pm 1,7$ % e $95,2 \pm 3,1$ % para as Fases 1, 2 e 3, respectivamente. A Tabela 15 traz os valores médios de DQO afluente e fluente.

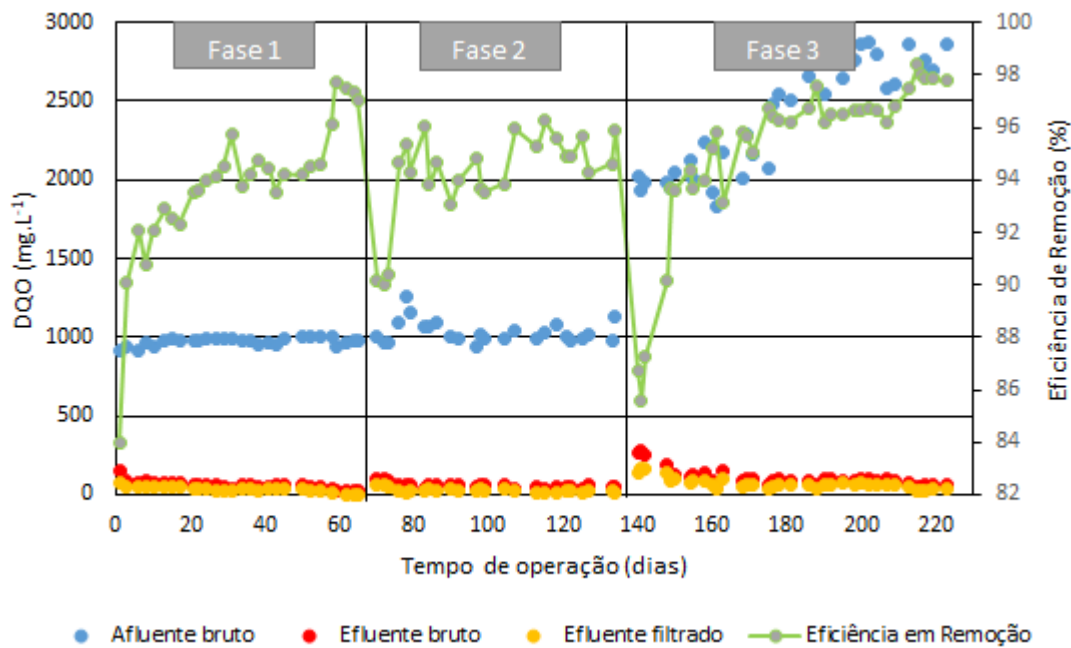
Tabela 15 – Concentração média de DQO no afluente e efluente do reator, em cada fase experimental.

	DQO Afluente (mg.L ⁻¹)	DQO Efluente (mg.L ⁻¹)
Fase 1	972,4±25,9	59,9±18,0
Fase 2	1035,2±71,0	59,3±16,3
Fase 3	2418,0±361,2	109,3±56,1

Fonte: A Autora (2018)

O Gráfico 12 mostra os valores de DQO afluente bruto, efluente bruto e filtrado e eficiência em remoção durante a operação do reator. Os valores efluentes bruto e filtrado estão bem próximos, indicando boa retenção de sólidos no reator, como pode ser confirmado pelo Gráfico 13, onde se observou no RAALF eficiência média em remoção de ST de $76,8 \pm 12,7\%$, $83,7 \pm 7,3\%$ e $81,1 \pm 10,9\%$ nas Fase 1, 2 e 3, respectivamente.

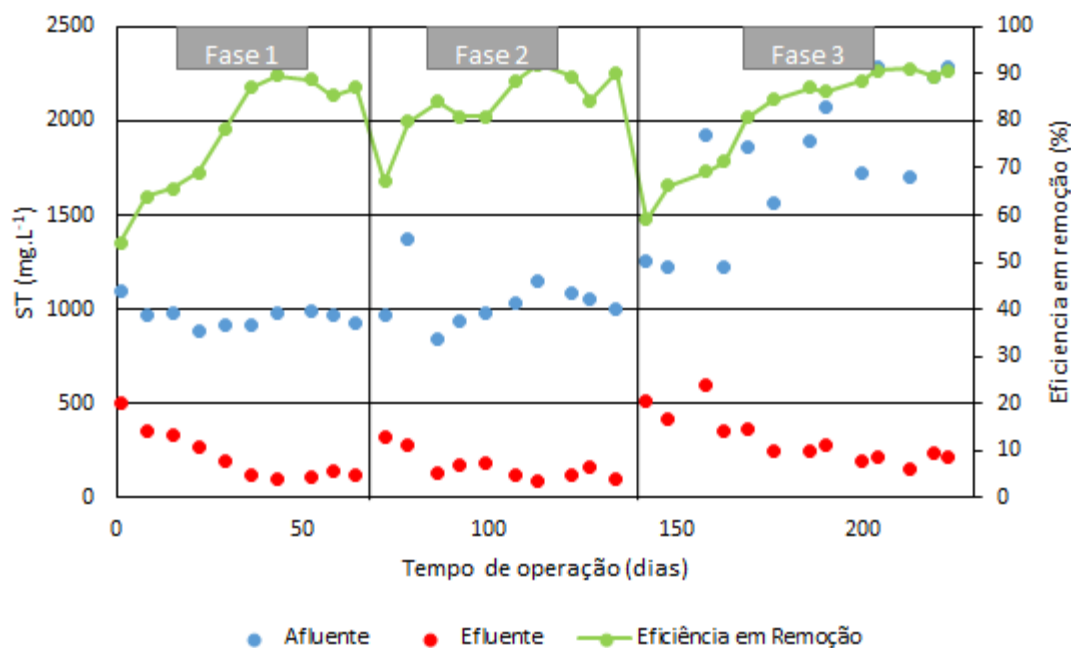
Gráfico 12 – Concentração de DQO afluente, efluente e eficiência em remoção



Fonte: A Autora (2018)

Apesar da eficiência de remoção em DQO ter caído um pouco na transição de uma fase para outra, rápida recuperação foi observada e esta ainda se manteve acima de 80%, apontando que processos combinados respondem bem aos choques de carga.

Gráfico 13 – Concentração de sólidos totais afluente, efluente e eficiência em remoção



Fonte: A Autora (2018)

Os valores obtidos neste trabalho são similares e/ou superiores aos reportados na literatura para remoção de matéria orgânica em termos de DQO de amostras brutas de esgotos sanitários.

Ao operar um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), Araújo Jr. e Zaiat (2009) obtiveram eficiências de remoção de 97% para matéria orgânica expressa em termos de DQO para as amostras brutas tratando efluente de indústria de lisina. A COV aplicada foi 0,97 kg DQO/m³.dia, a mesma da Fase 1 deste trabalho, cuja eficiência de remoção foi similar (94%).

Abreu e Zaiat (2008) operaram um RAALF (6,4 L) tratando esgotos sanitários e obtiveram eficiência de remoção para matéria orgânica expressa em DQO de amostras brutas de 81%, porém operando com TDH menor (10h) que o do presente trabalho.

Kordkandi e Khoshfetrat (2015) obtiveram eficiência de remoção para matéria orgânica em termos de DQO de amostras brutas de 97%, ao utilizarem reator anaeróbio- aeróbio de leito fixo com volume de 7,6 L, TDH de 7,3 h e COV de 1 kg DQO/m³.dia no tratamento de efluente sintético. Eficiência similar encontrada no presente estudo (95,2 ± 3,1%), mas com COV superior (3,6 kg DQO/m³.dia), indicando que o sistema responde bem a elevada carga aplicada.

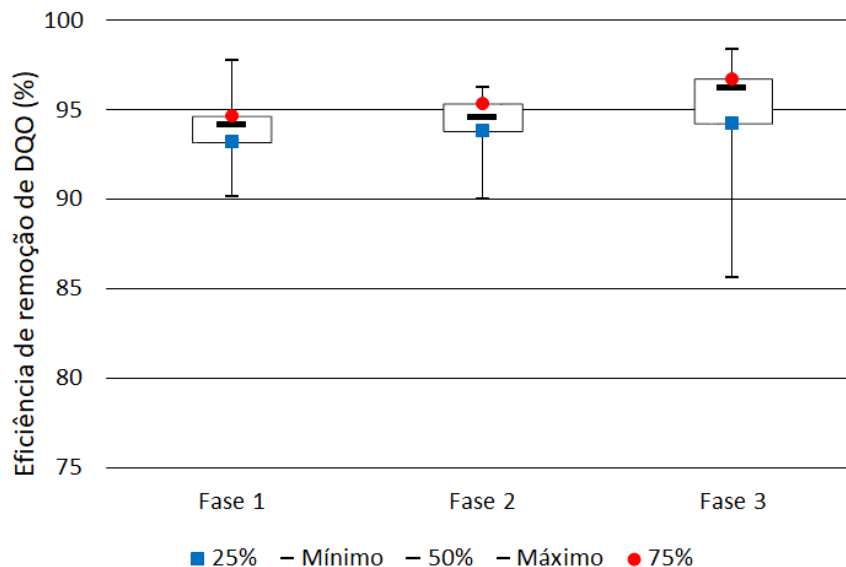
Niwa *et al.* (2016) tratando esgoto industrial, Rajab *et al.* (2017) tratando efluente de abatedouro de aves em reator integrado anaeróbio-aeróbio e Li *et al.* (2008), utilizando reator

sequencial com aeração intermitente para tratamento de efluente de matadouro bovino, conseguiram 91%, $97 \pm 2\%$ e 96%, respectivamente, em eficiência de remoção de matéria orgânica, indicando que os valores obtidos neste trabalho estão dentro da faixa encontrada na literatura.

O Gráfico 14 representa o *Box-plot* para eficiência em remoção de DQO. A altura do box representa quão homogêneos são os dados, resultando em um desvio padrão pequeno, apontando equilíbrio estacionário aparente do reator.

O resultado satisfatório para remoção de matéria orgânica pode ser justificado pelo aumento da velocidade de transferência de massa promovida pela alta velocidade, devido à recirculação. Na pesquisa realizada por Kreutz *et al.* (2014), os autores verificaram que no reator anaeróbio-aeróbio sem recirculação do efluente, as eficiências em remoção de DQO foram 49% e 68% para TDH de 11h e 8h, respectivamente. Quando a recirculação foi inserida, as eficiências aumentaram para 54% e 86% com TDH de 11h e 8h, nessa ordem, reforçando a contribuição da recirculação no regime hidrodinâmico do reator, com provável melhoria das condições de transferência de massa, ou seja, da disponibilidade de substrato para os microrganismos.

Gráfico 14 - Gráfico Box-plot da eficiência em remoção de DQO

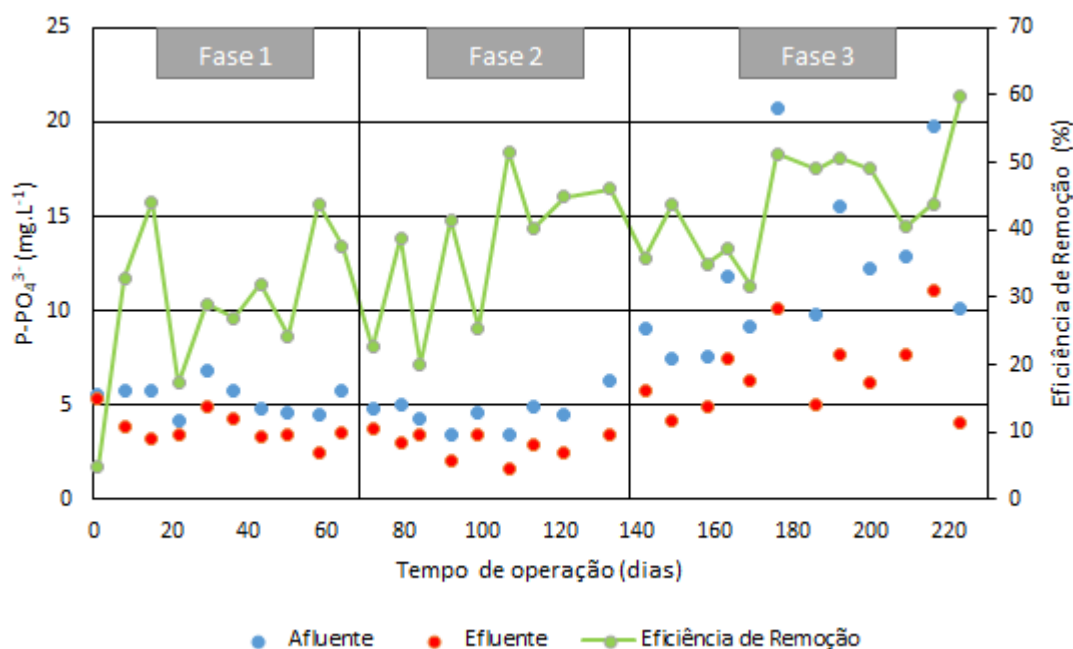


Fonte: A Autora (2018)

4.6 Remoção de Fósforo

Os resultados das determinações de fósforo obtidos durante a pesquisa são expressos como fosfato total. As concentrações médias no afluente (Gráfico 15) foram $5,4 \pm 0,8$, $4,6 \pm 0,9$, $12,2 \pm 0,9 \text{ mg.L}^{-1}$; e no efluente $3,8 \pm 0,8$, $2,9 \pm 0,7$, $6,7 \pm 2,2 \text{ mg.L}^{-1}$, para as Fase 1, 2 e 3, respectivamente. A eficiência em remoção aumentou de $29,3 \pm 12,0\%$ na Fase 1, para $36,8 \pm 11,3\%$ na Fase 2, e em $44,0 \pm 8,2\%$ na Fase 3.

Gráfico 15 – Monitoramento das concentrações de P-PO_4^{3-} afluente, efluente e eficiência em remoção



Fonte: A Autora (2018)

A alternância contínua entre ambientes anaeróbios e aeróbios, atrelado a recirculação do efluente aerado, até o ponto de transição entre as câmaras anaeróbias e anóxicas, pode ter promovido condições favoráveis para remoção de fósforo, já que para remoção biológica de fósforo é necessária uma etapa anaeróbia seguida de uma etapa aeróbia. Na etapa anaeróbia, os organismos acumuladores de fósforo armazenam ácidos voláteis, como polihidroxibutirato (PHB) e polihidroxivalerato (PHV), liberando fosfato para o meio líquido devido à quebra das moléculas de polifosfato, que estavam armazenadas nestes organismos, para a obtenção de energia. Já na etapa aeróbia, estes microrganismos metabolizam a reserva interna de PHA e PHV, sendo a energia

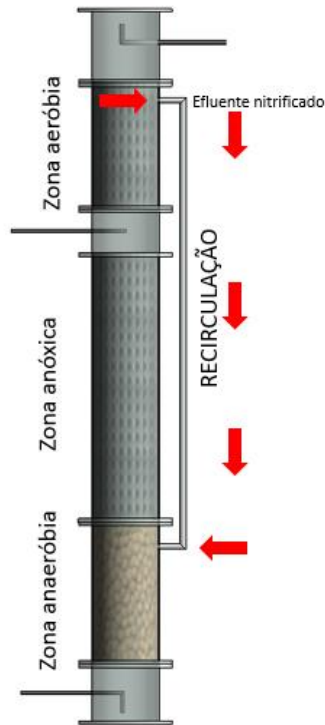
proveniente desta oxidação utilizada para acumular fósforo, que estava presente no meio líquido, na forma de polifosfato, sendo este armazenado em excesso por estes microrganismos. Sendo assim, o fósforo é efetivamente removido quando essa massa de microrganismos que acumularam fósforo é retirada do sistema. (METCALF E EDDY, 2003; WEF, 2010).

Os valores médios de eficiência em remoção das Fases 2 e 3 foram maiores que os reportados na literatura para reatores de configuração similar, como por exemplo nos estudos de Freitas (2016), em que a autora obteve 33% de remoção com TDH de 8h e razão de recirculação igual a 1,5, e Kreutz (2012), que atingiu apenas 10% de remoção para TDH de 11h. De-Bashan e Bashan (2004) reportam que menor tempo de detenção hidráulico pode gerar condições de estresse celular e consequentemente favorecer a assimilação do fósforo pelos microrganismos do sistema.

Em contrapartida, alguns trabalhos têm sido reportados na literatura sobre a aplicação de processos biológicos para a remoção de fósforo, com eficiências de remoção na faixa de 71 a 98%, quando os sistemas são desenhados para se atingir a remoção de fósforo. Chen *et al.* (2014) que obteve remoção de 88% em um reator de batelada sequencial (RBS) com volume total de 12 L com zonas anaeróbia, aeróbia e anóxica tratando esgoto sintético. Rashed *et al.* (2014) de 71 a 87% em um sistema de lodos ativados com volume de 1000 L ao tratar esgoto sanitário. Zhang *et al.* (2014) verificaram remoção de fósforo entre 77 a 90% em um sistema composto por reatores anaeróbio/anóxico/aeróbio seguidos de filtro biológico aeróbio (30 L) tratando esgoto sanitário. Liu *et al.* (2013) obteve eficiência em remoção de fósforo de até 99% operando reator contínuo anaeróbio-aeróbio-anóxico. Wang *et al.* (2015) removeram 95% de fósforo por meio de remoção simultânea de nitrogênio e fósforo (SNDPR) (8 L) de esgoto sanitário.

No presente trabalho apesar do sistema não ter sido desenhado para proporcionar remoção de fósforo, condições ambientais favoráveis se estabeleceram no reator (Figura 10). A recirculação do efluente nitrificado com introdução após a primeira etapa da digestão anaeróbia deve ter fornecido oxigênio para ocorrência de micro zonas, com alternância entre ambiente anaeróbio (com disponibilidade de ácidos de cadeia curta, como acetato) e ambiente aeróbio, favoráveis à remoção de fósforo por incorporação celular.

Figura 10 – Figura ilustrativa da recirculação do efluente nitrificado



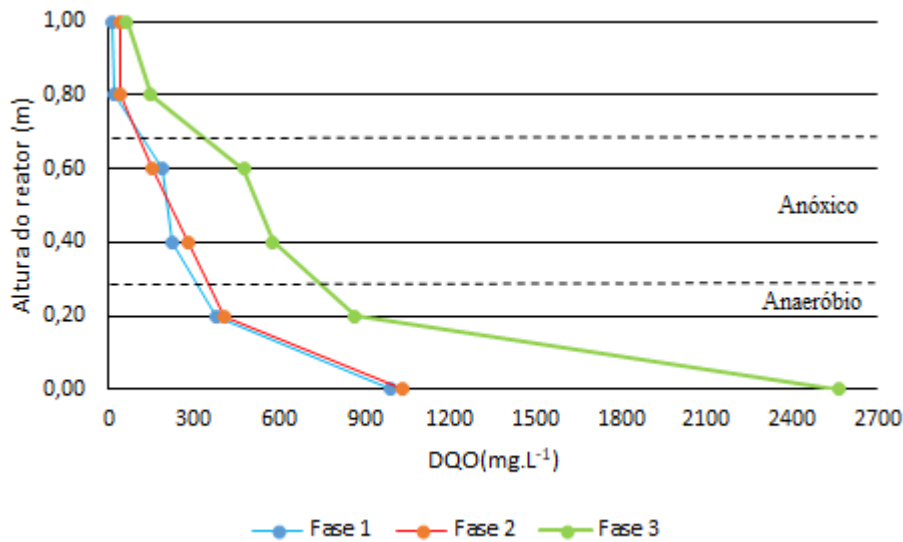
Fonte: A Autora (2018)

4.7 Perfis Espaciais

Os perfis espaciais comprovam a remoção sequencial dos compostos ao longo do reator, tanto para remoção de DQO quanto para a conversão de nitrogênio. Além disso, os perfis ao longo da altura do sistema permitem que se tenha ideia do que ocorre com o efluente durante sua passagem pelo interior do reator. A altura 0,2 m corresponde ao compartimento anaeróbio; 0,4 e 0,6 m ao compartimento anóxico; 0,8 m ao aeróbio; e 1,0 m a saída do efluente.

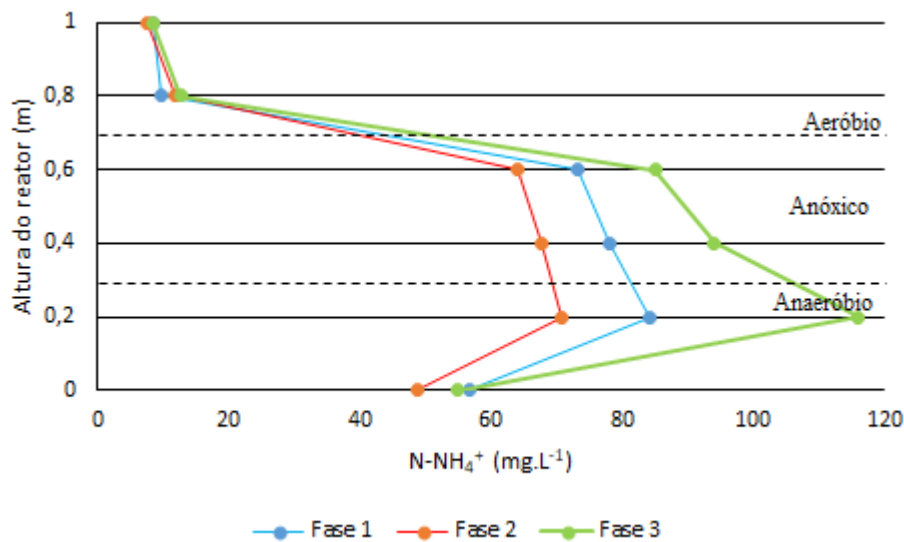
A maior parte da remoção de matéria orgânica (Gráfico 18) ocorre no compartimento anaeróbio, ficando responsável por, aproximadamente, 60% em eficiência de remoção nas três fases operacionais, saindo de $987,5 \text{ mg.L}^{-1}$ para $380,0 \text{ mg.L}^{-1}$ na Fase 1, de $1034,0 \text{ mg.L}^{-1}$ para $404,3 \text{ mg.L}^{-1}$ na Fase 2 e de $2564,0 \text{ mg.L}^{-1}$ para $865,63 \text{ mg.L}^{-1}$ na Fase 3. O efluente final apresentou DQO bruta de $9,5 \text{ mg.L}^{-1}$, $38,6 \text{ mg.L}^{-1}$ e $63,9 \text{ mg.L}^{-1}$, nas Fases 1, 2 e 3, respectivamente. A média de concentração afluente na Fase 3 foi aumentada com relação as anteriores, essa estratégia foi utilizada para que houvesse matéria orgânica suficiente para ocorrência desnitrificação.

Gráfico 16 – Perfil espacial de DQO bruta nas três fases operacionais



Fonte: A Autora (2018)

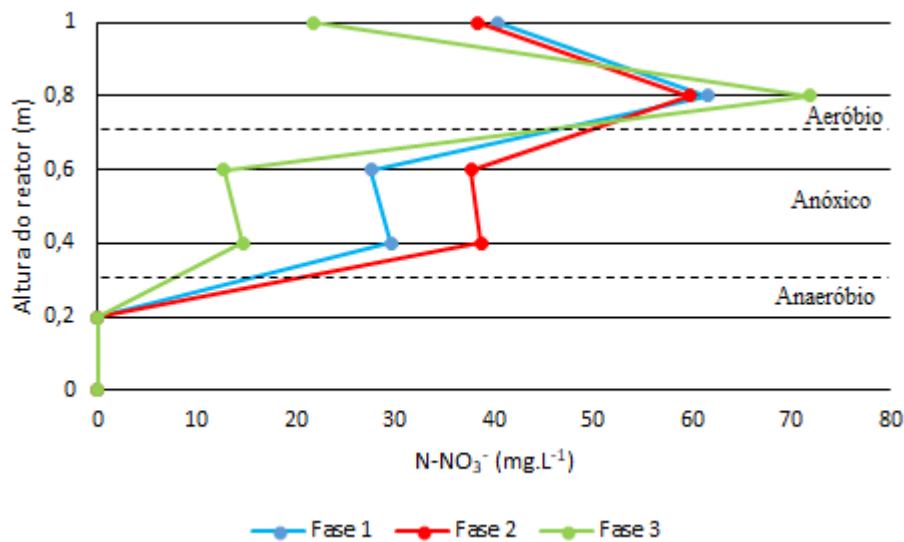
Como esperado, houve conversão do nitrogênio orgânico para nitrogênio amoniacal (Gráfico 19) ao final da primeira zona do reator (leito acidogênico) onde ocorre o processo de amonificação. A concentração de nitrogênio amoniacal aumentou de 56,7 mg.L⁻¹ para 84,3 mg.L⁻¹ na Fase 1, de 48,7 mg.L⁻¹ para 70,9 mg.L⁻¹ na Fase 2 e de 54,9 mg.L⁻¹ para 116 mg.L⁻¹ na Fase 3. Ainda pode ser observado que houve pequena diminuição do teor de nitrogênio amoniacal durante a passagem pela camada anóxica, provavelmente por influência do oxigênio que é introduzido em 0,7 m a partir do fundo do reator. Por fim, na câmara aeróbia, o nitrogênio amoniacal é convertido a nitrogênio na forma de nitrato. O efluente final apresentou concentração de 8,7 mg.L⁻¹, 7,5 mg.L⁻¹ e 8,5 mg.L⁻¹, nas Fases 1, 2 e 3, respectivamente. Todas atendem ao padrão de emissão de efluente exigido pela legislação ambiental, resolução n° 357/05 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), na qual o valor máximo para emissões de nitrogênio amoniacal é de 20 mg.L⁻¹.

Gráfico 17 – Perfil espacial das concentrações de N-NH_4^+ nas três fases operacionais

Fonte: A Autora (2018)

No Gráfico 20 é apresentado o comportamento do nitrogênio na forma de nitrato ao longo do reator. Na zona anaeróbia (altura 0,2m) não foi detectada concentração de nitrato. Nas alturas 0,4 e 0,6 m, (zona anóxica), as concentrações encontradas são provenientes do efluente recirculado e que não foram desnitrificadas. Na zona de aeração (altura 0,8 m) fica explícito o aumento nas concentrações de N-NO_3^- , atingindo valores de $61,5 \text{ mg.L}^{-1}$, $59,7 \text{ mg.L}^{-1}$ e $71,8 \text{ mg.L}^{-1}$ nas Fases 1, 2 e 3, respectivamente, ficando evidente o processo de nitrificação, corroborando com o decréscimo da concentração de nitrogênio amoniacal no mesmo ponto, como já discutido anteriormente.

Na Fase 3 a concentração de nitrato nas zonas anaeróbia e anóxica foi inferior a das duas primeiras fases (Gráfico 20). Isto aconteceu em decorrência do processo de desnitrificação, que se estabeleceu após o aumento da concentração de DQO afluente, e fez com que o teor de nitrato no efluente recirculado fosse menor em F3, quando comparado com F1 e F2. Segundo Xie *et al.* (2012) uma relação DQO/NO_3^- abaixo de 7 resulta em desnitrificação incompleta. Para o presente trabalho, esta relação foi de 6,2 na Fase 1, 6,8 na Fase 2 e 12,0 na Fase 3, reforçando o que foi discutido na seção 4.3 sobre o aumento na eficiência de desnitrificação. Ainda é importante destacar a relevância dos doadores de elétrons para as bactérias desnitrificantes.

Gráfico 18 – Perfil espacial de N-NO_3^- das três fases operacionais

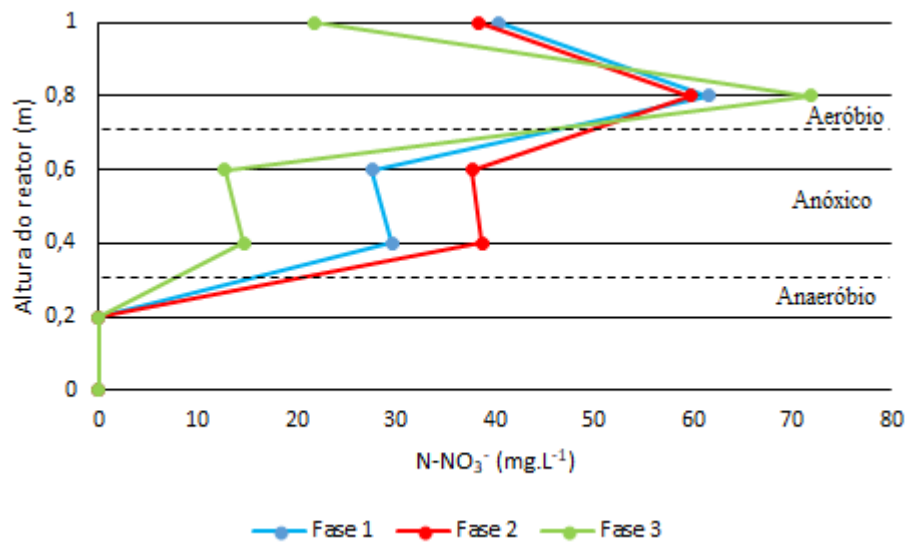
Fonte: A Autora (2018)

A partir da Fase 2 foram realizados perfis espaciais de oxigênio dissolvido (OD) e potencial oxirredução (ORP), a fim de investigar se concentrações elevadas de oxigênio dissolvido poderiam estar interferindo na desnitrificação.

Pelo Gráfico 21, a concentração de OD foi zero na altura 0,2 m, certificando anaerobiose. Para as alturas 0,4 e 0,6 m, o teor de OD foi, respectivamente, 0,01 e 0,05 mg.L⁻¹ na Fase 2 e 0,01 e 0,06 na Fase 3. De acordo com Metcalf e Eddy (2003), concentrações abaixo de 0,5 mg.L⁻¹ não causam inibição na desnitrificação. Portanto, foi descartada a possibilidade da baixa eficiência em desnitrificação nas duas primeiras fases ter o OD como interferente. Na zona aeróbia, a concentração de oxigênio dissolvido é superior a 3,0 mg.L⁻¹, estando de acordo com EPA (1993), que aponta concentração acima de 2,0 mg.L⁻¹ como favorável para a nitrificação.

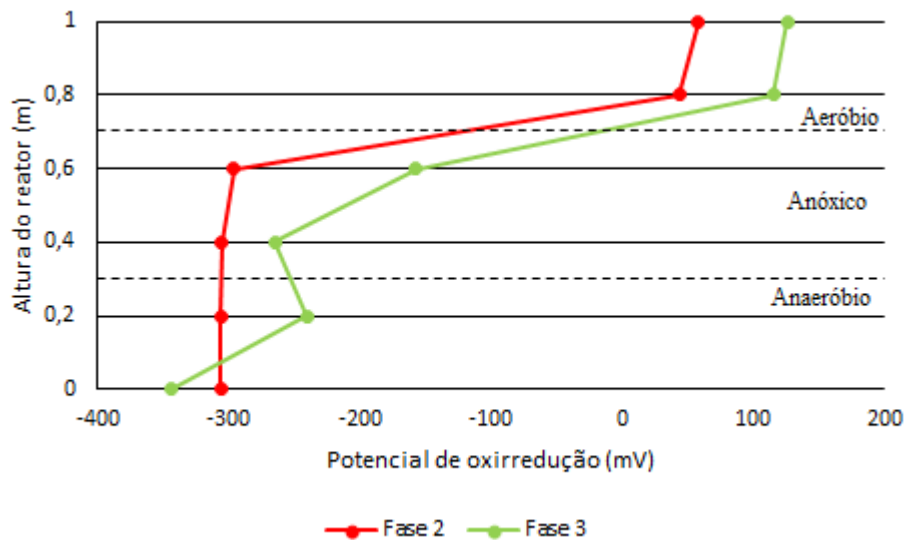
No Gráfico 22, os valores de ORP condizem com os de OD. Os valores muito baixos, -306,1 a -296,0 mV na Fase 2 e -344,0 a -157,3 mV na Fase 3, indicam anaerobiose nas zonas anaeróbia e anóxica do reator. Os valores positivos 43,4 a 58,3 mV na Fase 2 e de 115,7 a 126,0 mV na Fase 3 indicam eficiente aeração na zona aeróbia.

Gráfico 19 – Perfil espacial de OD nas Fases 2 e 3



Fonte: A Autora (2018)

Gráfico 20 - Perfil espacial de ORP nas Fases 2 e 3



Fonte: A Autora (2018)

4.8 Ensaios Cinéticos

Tanto os ensaios de nitrificação, quanto os de desnitrificação, foram realizados em duplicatas, como o desvio padrão entre os dados obtidos foi muito pequeno, foram apresentados os valores médios dos testes 1 e 2. Esses dados ajustaram-se ao modelo de reação de ordem zero, na

qual a velocidade da reação não é afetada pela concentração dos substratos. A Equação 14 mostra a equação para ordem zero.

$$(-r_{N'}) = \frac{dC_{N'}}{dt} = k_0 \quad \text{Equação (14)}$$

Em que:

K_0 = constante cinética de ordem zero ($\text{mgN.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$)

Integrando a Equação 14 para a concentração inicial de nitrogênio (C_{N0}) no tempo inicial t_0 até a concentração $C_{N'}$ no tempo t , obtém a expressão que indica a variação da concentração específica de nitrogênio linearmente com o tempo (Equação 15).

$$C_{N'} = C_{N0'} \pm K_0 \cdot (t - t_0) \quad \text{Equação (15)}$$

As velocidades específicas tanto para nitrificação quanto para desnitrificação são calculadas dividindo o coeficiente da reta obtido no ensaio cinético pela massa SSV presente em cada ensaio.

A Tabela 16 mostra os resultados obtidos em cada ensaio cinético realizado.

Tabela 16 – Parâmetros cinéticos em cada ensaio realizado

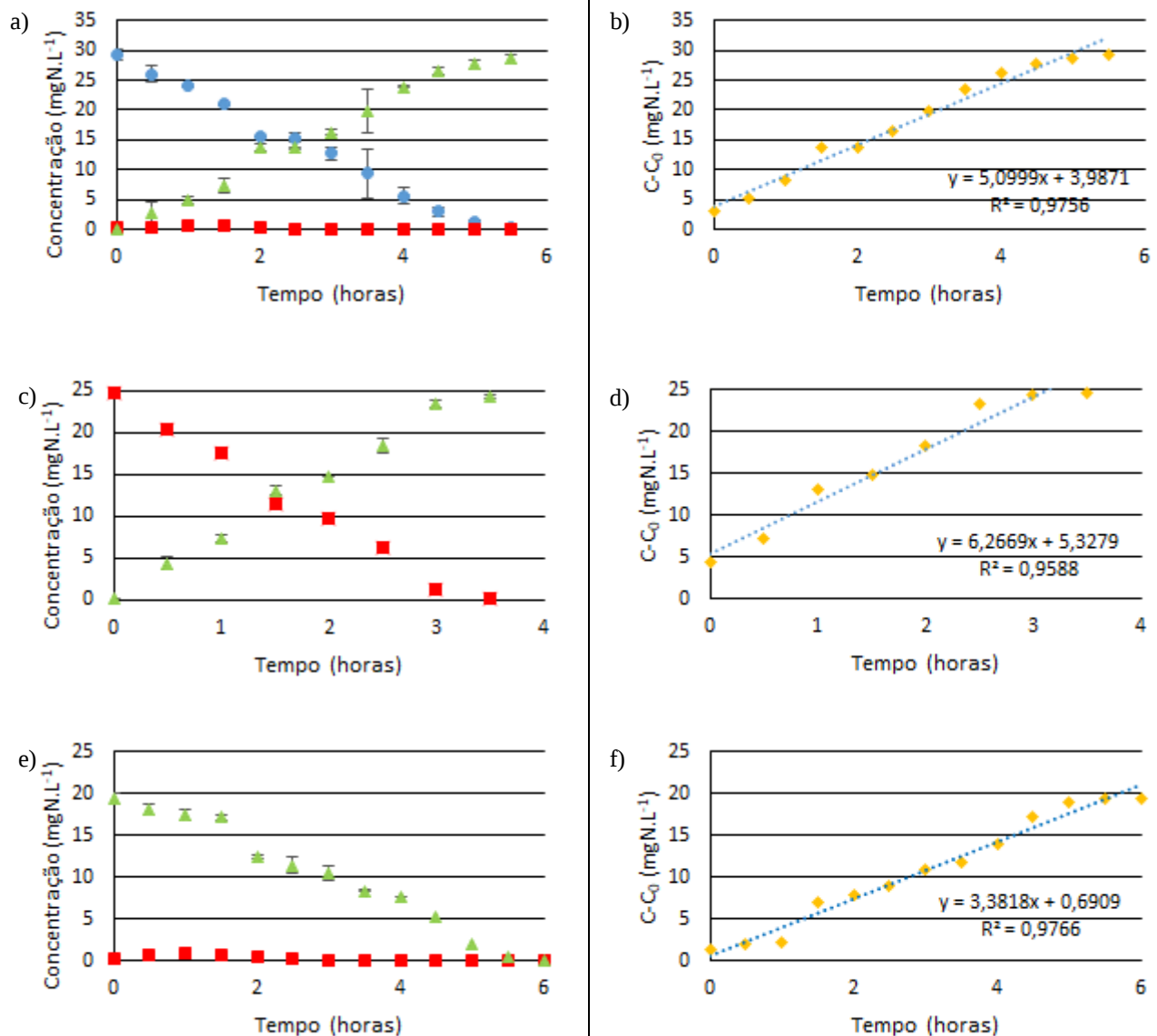
	k_0 ($\text{mgN.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$)	SSV (g.L^{-1})	$r_{N'}$ ($\text{mg N.gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$)
Nitrificação via N-NH_4^+	5,1	0,73	6,9
Nitrificação via N-NO_2^-	6,3	0,74	8,5
Desnitrificação via N-NO_3^-	3,4	0,60	5,6

Fonte: A Autora (2018)

O ensaio de nitrificação via N-NH_4^+ (Gráfico 21a) durou 5,5 horas, com concentração inicial de N-NH_4^+ igual a 30 mg.L^{-1} . Durante o monitoramento foi possível observar que houve predominância na formação de N-NO_3^- , com a concentração de N-NO_2^- permanecendo estável durante o ensaio, com valores menores que 1 mg.L^{-1} . Em decorrência dos baixos valores de nitrito

detectados, a nitrificação foi desconsiderada do cálculo da velocidade de nitrificação. No Gráfico 21b está apresentado o ajuste de ordem zero do modelo cinético para o decaimento de N-NH_4^+ . A velocidade específica de consumo de N-NH_4^+ foi de $6,9 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ e a concentração de SSV ao final do ensaio foi de $0,73 \text{ g.L}^{-1}$.

Gráfico 21 – Variação da concentração de (●) N-NH_4^+ , (■) N-NO_2^- e (▲) N-NO_3^- no perfil temporal do ensaio de nitrificação via N-NH_4^+ (a), nitrificação via N-NO_2^- (c), desnitrificação via N-NO_3^- (e). Modelo cinético de ordem zero (.....) ajustado para nitrificação via N-NH_4^+ (b), nitrificação via N-NO_2^- (d), desnitrificação via N-NO_3^- (f). (♦) dados experimentais.



Valor de velocidade de nitrificação específica superior ao do presente trabalho foi obtido por Villaverde, García-Encina e Fdz-Polanco (1997). Os autores utilizaram um filtro submerso com biomassa estritamente nitrificante e obtiveram velocidade de nitrificação via N-NH_4^+ de $15 \text{ mg N-NH}_4^+.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$, quando o pH foi mantido em 8,2. O melhor desempenho pode ser atribuído ao valor do pH, já que em seus estudos obtiveram velocidades de nitrificação menores tanto para pH inferior quanto superior. Por outro lado, utilizando reatores com nitrificação e desnitrificação simultânea para remoção de C e N de efluente sintético, Moura (2011) e Santos (2014) obtiveram valores correspondentes a $1,43 \text{ mg N-NH}_4^+.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ e $5,48 \text{ mg N-NH}_4^+.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$, respectivamente. Os autores justificam essa baixa velocidade pelo fato de haver um consorcio microbiano no biofilme utilizado no ensaio realizado, pois a biomassa do reator é composta por microrganismos nitrificantes, desnitrificantes e outros heterotróficos aeróbios e anaeróbios, já que estes processos ocorriam simultaneamente no reator, logo, a concentração de SSV não representa especificamente a biomassa nitrificante presente no biofilme, mas sim todo o conjunto microbiano. Portanto, esta simplificação resulta em valor de velocidade específica menor quando comparados a sistemas em que toda população de microrganismos realiza a mesma reação.

Nota-se que as velocidades de nitrificação via N-NO_2^- são um pouco superiores em relação às velocidades via N-NH_4^+ , o que é condizente com o fato de não ter havido acúmulo de nitrito no sistema, pois, à medida em que tal composto é gerado, é convertido rapidamente a nitrato. Sabe-se que a velocidade máxima específica de crescimento dos microrganismos oxidadores de nitrito é superior à velocidade máxima específica dos microrganismos oxidadores de amônia. Com isso, a oxidação de amônia a nitrito torna-se a etapa limitante no processo de nitrificação (EPA, 1993; WEF, 2010). O perfil temporal da nitrificação via N-NO_2^- e o gráfico do ajuste de ordem zero podem ser vistos nos Gráficos 21c e 21d, respectivamente. O período de duração desse ensaio foi de 6 horas, com concentração inicial de N-NO_2^- igual a 25 mg.L^{-1} . A velocidade específica de consumo de N-NO_2^- foi $8,5 \text{ mg N-NO}_2^-.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ e a concentração de SSV obtida ao final do ensaio foi de $0,74 \text{ g.L}^{-1}$.

A variação da concentração de N-NO_3^- e N-NO_2^- dos perfis cinéticos realizados para determinação da velocidade de desnitrificação está apresentada no Gráfico 21e. O período de duração desse ensaio foi de 4 horas, com concentração inicial de N-NO_3^- igual a 20 mg.L^{-1} . O ajuste de ordem zero do modelo cinético está apresentado nos Gráficos 21f. Como não houve acúmulo de nitrito, não foi possível obter a velocidade de desnitrificação até nitrito e de nitrito até N_2 . A

velocidade específica de consumo de N-NO_3^- foi de $5,6 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ e a concentração de SSV ao final do ensaio foi de $0,6 \text{ g.L}^{-1}$.

A velocidade específica de desnitrificação obtida neste experimento foi inferior ao resultado encontrado por Reyes-Avila *et al.* (2004), $12,5 \text{ mgN} \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$. Os autores aplicaram um reator desnitrificante em batelada ao pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio e utilizaram acetato como doador de elétrons. Provavelmente, esta adição externa de um doador de elétrons favoreceu a atividade desnitrificante.

Quando comparadas a outros estudos, as velocidade de nitrificação e desnitrificação são inferiores, mas deve-se levar em consideração que a biomassa existente no reator era mista, logo a população de microrganismos não realizava a mesma função.

5 CONCLUSÕES

O reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo utilizado para o tratamento de efluente de matadouro apresentou desempenho satisfatório para remoção simultânea de matéria orgânica e nitrogênio, com o melhor desempenho sendo atingido na Fase 3, com eficiência de remoção de DQO de 95%, de nitrogênio total de 48%, e 44% de fósforo.

Para garantir um regime de escoamento próximo a mistura completa, verificou-se, por meio dos ensaios hidrodinâmicos, que a razão de recirculação igual a 3 garante um número de reatores em série de mistura completa inferior a 3, com boas condições de mistura no reator.

O sistema apresentou elevada remoção de matéria orgânica nas três fases operacionais, com eficiências médias superiores a 94% para DQO, indicando que o reator respondeu bem a redução do TDH de 24 para 16 h e aumento de COV de 0,97 para 3,6 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹.

Apesar de eficiência satisfatória na remoção de NTK (>78%) e N-NH₄⁺ (> 72%), o nitrogênio total não foi efetivamente removido devido à baixa disponibilidade de doadores de elétrons para desnitrificação, principalmente nas fases 1 (TDH de 24h e COV de 0,97 kg DQO.m³.dia⁻¹) e 2 (TDH de 16h e COV de 1,6 kg DQO.m³.dia⁻¹).

Na última fase operacional (F3 - TDH de 16h e COV de 3,6 kg DQO.m³.dia⁻¹) foi constatado que o aumento da carga orgânica volumétrica contribuiu de forma positiva para o aumento da eficiência de desnitrificação, consequentemente, melhorando a eficiência na remoção de NT. A redução do TDH e aumento da COV fez com que a velocidade de transferência de massa líquido-sólido aumentasse, contribuindo para a melhoria do desempenho, apresentando eficiências na remoção de DQO de 95% e NT de 48%, com concentrações efluentes no final da operação de 9,69 mg.L⁻¹, 5,38 mg.L⁻¹, 21,76 mg.L⁻¹, 1,16 mg.L⁻¹ e 64 mg.L⁻¹ para NTK, N-NH₄⁺, N-NO₃⁻, N-NO₂⁻ e DQO, respectivamente.

A partir dos perfis espaciais pode ser constatado as etapas de conversão do nitrogênio. Como esperado, no leito anaeróbio houve conversão do nitrogênio orgânico para nitrogênio amoniacal através do processo de amonificação. A concentração de nitrogênio amoniacal aumentou de 56,7 mg.L⁻¹ para 84,3 mg.L⁻¹ na Fase 1, de 48,7 mg.L⁻¹ para 70,9 mg.L⁻¹ na Fase 2 e de 54,9 mg.L⁻¹ para 116 mg.L⁻¹ na Fase 3. Esse nitrogênio amoniacal, ao passar pela zona anóxica sofreu uma redução, provavelmente por influência da pequena quantidade do oxigênio que é recirculada. Por fim, na câmara aeróbia, o nitrogênio amoniacal é convertido a nitrogênio na forma de nitrato.

As velocidades específicas de nitrificação via N-NH_4^+ e N-NO_2^- e de desnitrificação via N-NO_3^- obtidas através dos ensaios cinéticos e ajustadas de acordo com o modelo cinético de ordem zero foram baixas, 6,9 mg N.gSSV⁻¹.h⁻¹, 8,5 mg N.gSSV⁻¹.h⁻¹ e 5,6 mg N.gSSV⁻¹.h⁻¹, respectivamente. Como a biomassa existente no reator era mista, as velocidade de nitrificação e desnitrificação são inferiores quando comparadas a estudos de sistemas em que toda população microbiana realiza a mesma reação.

5.1 Sugestões

A partir dos resultados obtidos neste trabalho, propõem-se as seguintes sugestões para aprimoramento de reatores combinados anaeróbio-aeróbio de leito fixo:

- Aumentar a COV para tentar melhorar o processo de desnitrificação;
- Investigar estratégias de limpeza do leito reacional do reator, visando a remoção do excesso de biomassa formado durante a operação;
- Prolongar monitoramento de sulfato e sulfeto e realizar perfil espacial;
- Aumentar a escala do reator e verificar sua eficiência na remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio.

REFERÊNCIAS

- ABELIOVICH, A. *The Nitrite-Oxidizing Bacteria*. 3rd edition, New York: Springer New York, Volume 5: Proteobacteria: Alpha and Beta Subclasses, p. 861-872, 2006. (The Prokaryotes).
- ABREU, S. B.; ZAIAT, M.. *Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário*. Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 13, n. 2, p.181-188, 2008.
- ACHARYA, S. M., KUNDU, K., SREEKRISHNAN, T. R. *Improved stability of anaerobic digestion through the use of selective acidogenic culture*. Journal of Environmental Engineering. vol. 141, Issue 7, 2015.
- AHMED, M.; IDRIS, A.; ADAM, A. *Combined anaerobic-aerobic system for treatment of textile wastewater*. Journal of Engineering Science and Technology, Melbourne, p. 55-69, 2007.
- AHN, Y. H.. *Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review*. Process Biochemistry, v. 41, n. 8, p. 1709-1721, 2006.
- AHN, Y; KANG, S.T.; CHAE, S.R.; LEE, C.Y.; BAE, B.U.; SHIN, H.S.. *Simultaneous highstrength organic and nitrogen removal with combined anaerobic upflow bed filter and aerobic membrane bioreactor*. Desalination, p. 114-121. 2007.
- ALLEMAN, J. E.. *Elevated nitrite occurrence in biological wastewater treatment systems*. Water Science Technology, v. 17, p. 409-19, 1985.
- APHA. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 2005.
- ARAÚJO, A. P. C. S.; FREITAS, B. O.. *Remoção de matéria orgânica e oxidação do nitrogênio amoniacal presente em esgoto sanitário por sistema combinado UASB e biofiltro aerado submerso*. Enciclopédia Biosfera, Centro Científico Conhecer. Goiânia, v. 10, n. 19, p. 1643, 2014.
- ARAUJO, M. M.; ZAIAT, M.. *An upflow fixed-bed anaerobic-aerobic reactor for removal of organic matter and nitrogen from L-lysine plant wastewater*. Canadian Journal of Civil Engineering, v. 36, n. 6, p. 1085-1094, 2009.
- BAE, W.; BAEK, S.; CHUNG, J.; LEE, Y.. *Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors*. Biodegradation, v. 12, p. 359 – 366, 2002.
- BELINI, A. D. *Otimização da remoção da matéria carbonácea e nitrogenada de esgoto sanitário por sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo*. Dissertação (Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2016.

BERISTAIN-CARDODO, R.; SIERRA-ALVAREZ, R.; ROWLETTE, P.; FLORE, E. R.; GÓMEZ, J.; FIELD, J. A.. *Sulfide oxidation under chermolithoautotrophic denitrifying conditions*. Biotechnology and Bioengineering, v. 95, n. 6, p. 1148-1157, 2006.

BRASIL. Resolução nº357, de 17 março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. *Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes e dá outras providências*. Diário Oficial da República Federativa do Brasil, Poder Legislativo, Brasília, DF, Seção I, p. 58. 2005.

BREISHA, G. Z.; WINTER, J.. *Bio-removal of nitrogen from wastewaters – A review*. Journal of American Science, v. 6, n. 12, p. 508-528, 2010.

BODIK, I.; KRATOTCHVÍL, K.; GASPARIKOVÁ, E.; HUTNAN, M.. *Nitrogen removal in a anaerobic baffled filter reactor with aerobic posttreatment*. Bioresource Technology, v. 86, p. 79-84, 2003.

BUSTILLO-LECOMPTE, C.F., MEHRVAR, M.. *Treatment of actual slaughterhouse wastewater by combined anaerobic-aerobic processes for biogas generation and removal of organics and nutrients: An optimization study towards a cleaner production in the meat processing industry*. Journal of Cleaner Production 141, 278-289, 2017.

BUSTILLO-LECOMPTE, C.F., MEHRVAR, M.. *Treatment of an actual slaughterhouse wastewater by integration of biological and advanced oxidation processes: modeling, optimization, and cost-effectiveness analysis*. J. Environ. Manage. 182, 651 e 666, 2016.

BUSTILLO-LECOMPTE, C.F., MEHRVAR, M.. *Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: a review on trends and advances*. J. Environ. Manage. 161, 287 e 302, 2015.

BUSTILLO-LECOMPTE, C.F., MEHRVAR, M., QUIÑONES-BOLAÑOS, E.. *Slaughterhouse wastewater characterization and treatment: an economic and public health necessity of the meat processing industry in Ontario, Canada*. J. Geosci. Environ. Prot. 4, 175e186, 2016.

BUSTILLO-LECOMPTE, C.F., MEHRVAR, M., QUIÑONES-BOLAÑOS, E.. *Combined anaerobic-aerobic and UV/H₂O₂ processes for the treatment of synthetic slaughterhouse wastewater*. J. Environ. Sci. Health. A 48 (9), 1122 a 1135, 2013.

BUSTILLO-LECOMPTE, C.F., MEHRVAR, M., QUIÑONES-BOLAÑOS, E.. *Cost-effectiveness analysis of TOC removal from slaughterhouse wastewater using combined anaerobic e aerobic and UV/H₂O₂ processes*. J. Environ. Manage. 134, 145e152, 2014.

CALLADO, N. H. & FORESTI, E.. *“Removal of Organic Carbon, Nitrogen and Phosphorous in Sequential Batch Reactors Integrating the Anaerobic/Aerobic Processes”*. Water Science Technology, Vol. 44, 263-270, 2001.

CALIJURI, M. C.; DOS SANTOS, A. C. A.; ALVES, M. S. A.. *Cianobactérias e cianotoxinas em águas continentais*. São Carlos: RIMA, 2006.

CAO, W., MEHRVAR, M.. *Slaughterhouse wastewater treatment by combined anaerobic baffled reactor and UV/H₂O₂ processes*. Chem. Eng. Res. Des. 89 (7), 1136e1143, 2011.

CARVALHO, K. Q.; SALGADO, M. T.; PASSIG, F. H.; PIRES, E. C.. *Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão*. Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 13, n. 2, p. 226-235, 2008.

ÇEÇEN, F.; GÖNENÇ, I. L.. *Criteria for nitrification and denitrification of high strength wastes in two upflow submerged filters*. Water Environmental Research, v. 67, n. 2, p. 132-44, 1995.

CETESB – COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL.. Gasi, T. M. T. *Caracterização, reaproveitamento e tratamento de resíduos de frigoríficos, abatedouros e graxarias*. São Paulo: CETESB, 2003.

CHAN, Y. J.; CHONG, M. F.; LAW, C. L.; HASSELL, D. G.. *A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater*. Chemical Engineering Journal, p. 1-18, 2009.

CHATTERJEE, P; GHANGREKAR, M. M.; RAO, S. *Organic matter and nitrogen removal in a hybrid upflow anaerobic sludge blanket-moving bed biofilm and rope bed biofilm reactor*. Journal of Environmental Chemical Engineering, v. 4, p. 3240-3245, 2016.

CHEN, Z.; WEN, Q.; WANG, J.; LI, F.. *Simultaneous removal of carbon and nitrogen from municipal-type synthetic wastewater using net-like rotating biological contactor (NRBC)*. Process Biochemistry, p. 2468-72. 2006.

CHERNICHARO, C. A. de L.. *Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater*. Environmental Science and Biotechnology, p. 73-92, 2006.

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

DE NARDI, I. R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E.. *Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors*. Bioprocess Engineering, v. 21, n. 5, p. 469-476, 1999.

ECKENFELDER, W. W.. *Industrial Water Pollution Control*. McGraw-Hill, New York, NY, 1989.

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY – EPA.. *Development Document for the Proposed Effluent Limitations Guidelines and Standards for the Meat and Poultry Products Industry Point Source Category (40 CFR 432)*. Office of Water Mail Code 4303 T. Washington, DC, 2002.

_____. *Nitrogen control*. Manual. EPA/625/R-93/010. Washington (DC): US EPA, 1993.

FERNÁNDEZ, A.; SÁNCHEZ, A.; FONT, X. *Anaerobic co-digestion of a simulated organic fraction of municipal solid wastes and fats of animal and vegetable origin*. Biochemical Engineering Journal, v. 26, n. 1, p. 22-28, 2005.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; HAANDEL, A. van; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F.. *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro: ABES, cap. 2, p. 29-52, 1999.

FREITAS, D. C. *Remoção de nitrogênio e fósforo do esgoto sanitário por reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), com recirculação da fase líquida*. Dissertação (Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2016.

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

GUITIERREZ-WING, M. T.; MALONE, R. F.; RUSCH, A.. *Evaluation of polyhydroxybutyrate as a carbon source for recirculating aquaculture water denitrification*. Aquacultural Engineering, v. 51, p. 36-43, 2012.

IPPC – INTEGRATED POLLUTION PREVENTION AND CONTROL.. *Reference Document on Best Available Techniques in the Slaughterhouses and Animal By-products Industries*. Institute for Prospective Technological Studies. Technologies for Sustainable Development European IPPC Bureau, 2003.

IPPC – INTEGRATED POLLUTION PREVENTION AND CONTROL.. *Reference Document on Best Available Techniques in the Slaughterhouses and Animal By-products Industries*. Sevilha: EIPPCB, 2005.

JETTEN, M. S. M.; LOGEMANN, S.; MUYZER, G.; ROBERTSON, L. A.; DE VRIES, S.; VANLOOSDRECHT, M. C. M.; KUENEN, J. G.. *Noval principles in the microbial conversion of nitrogen compounds*. Applied Water Management Research (STOWA), v. 71, p. 75-93, 1997.

JIANG, Y.; WANG, H.; SHANG, Y.; YANG, K.. *Simultaneous removal of aniline, nitrogen and phosphorus in aline-containing wastewater treatmet by using sequencing batch reactor*. Bioresource Technology, v. 207, p. 422-429, 2016.

JIMENEZ, B.; NOYOLA, A.; CAPDEVILLE, B.. *Selected dyes for residence time distribution evaluation in bioreactors*. Biotechnology Techniques, 2:77-82, 1988.

KASSAB, G.; HALALSHEH, M.; Klapwijk, A.; FAYYAD, M.; VAN LIER, J.B.. *Sequential anaerobic-aerobic treatment for domestic wastewater - A review*. Bioresource Technology, v.101, n.10, p.3299-3310, 2010.

KOOPS, H.; PURKHOLD, U.; RÖSER, A. P.; TIMMERMANN, G.; WAGNER, M. *The lithoautotrophic ammonia-oxidizing bacteria*. 3RD edition, New York: Springer New York, volume 4: Proteobacteria: alpha and beta subclasses, p. 778-811, 2006.

- KORDKANDI, S. A.; KHOSHFETRAT, A. B.. *Influence of carbon/nitrogen ratio and non-aerated zone size on performance and energy efficiency of a partially-aerated submerged fixed-film bioreactor*. Journal of Industrial and Engineering Chemistry. P. 1-24, 2015.
- KREUTZ, C.; PASSIG, F. H.; CARVALHO, K. Q.; MEES, J. B.; GOMES, S. D.. *Performance of na anaerobic-aerobic reactor and kinetic study of organic matter removal of cattle slaughterhouse effluent*. Engenharia Agrícola Jaboticabal, v. 34, n. 2, p. 342-351, 2014.
- KREUTZ, C.. *Comportamento de reator anaeróbio-aeróbio no tratamento de efluente bovino*. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2012.
- LEVENSPIEL, O.. *Chemical reaction engineering*. 3.ed. New York, John Wiley & Sons Inc, 2000.
- LI, J. P.; HEALY, M. G.; ZHAN, X. M.; RODGERS, M.. *Nutrient removal from slaughterhouse wastewater in na intermittently aerated sequencing batch reactor*. Bioresource Technology, p. 7644-50, 2008.
- LIM, J.-W.; SENG, C.-E.; LIM, P.-E.; NG, S.-L.; SUJARI, A.-N. A.. *Nitrogen removal in moving bed sequencing batch reactor using polyurethane foam cubes of various sizes as carrier materials*. Bioresource Technology, v. 102, n. 21, p. 9876-9883, 2011.
- LIU, G.; XU, X.; ZHU, L.; XING, S.; CHEN, J.. *Biological nutrient removal in a continuous anaerobic-aerobic-anoxic process treating synthetic domestic wastewater*. Chemical Engineering Journal, v. 225, p. 223-229, 2013.
- LIU, H.; HU, Z.; NGO, H. H.; GUO, W.; LIANG, S.; FAN, J.; LU, S.; WU, H.. *Optimizations on supply and distribution of dissolved oxygen in constructed wetlands: A review*. Bioresource Technology, v. 214, p. 797-805, 2016.
- MAIER, M. H.. *Ecologia da bacia do Rio Jacaré Pereira (47 55'-48 55'W; 22 30'-21 55'S-Brasil): qualidade da água*. Ciência e cultura, v. 39, n. 2, p. 1640185, 1987.
- MAHMOOD, Q.; ZHENG, P.; CAI, J.; WU, D.; HU, B.; ISLAM, E.; AZIM, M. R.. *Comparison of anoxic sulfide biooxidation using nitrate/nitrite as electron acceptor*. Environmental Progress, v. 26, n. 2, p. 169-177, 2007.
- MAHMOUD, M.; TAWFIK, A.; EL-GOHARY, F.. *Use of down-flow hanging sponge (DHS) reactor as a promising post-treatment system for municipal wastewater*. Chemical Engineering Journal, p. 535-543, 2011.
- MASSÉ, D. I.; MASSE, L.. *Characterization of wastewater from hog slaughterhouses in Eastern Canada na evaluation of their in-plant wastewater treatment systems*. Canadian Agricultural Engineering, 3, p. 39-146, 2000.
- METCALF, L.; EDDY, H.. *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. 4. ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

MORAES, B. S.; FORESTI, E.. *Determination of the intrinsic kinetic parameters of sulfide-oxidizing autotrophic denitrification in differential reactors containing immobilized biomass*. Bioresource Technology, v. 104, p. 250-256, 2012.

MORALES, M. M.. *Avaliação dos resíduos sólidos e líquidos num sistema de abate de bovinos*. 2006. 84 f. Dissertação (Mestrado em Agronomia) – Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 2006.

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*. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

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

NAIR, A. T.; AHAMMED, M. M. *The reuse of water treatment sludge as a coagulant for post-treatment of UASB reactor treating urban wastewater*. Journal of Cleaner Production, v. 96, p. 272-281, 2015.

NIWA, T.; HATAMOTO, M.; YAMASHITA, T.; NOGUCHI, H.; TAKASE, O.; KEKRE, K. A.; ANG, W. S.; TAO, G.; SEAH, H.; YAMAGUCHI, T. *Demonstration of a full-scale plant using an UASB followed by a ceramic MBR for the reclamation of industrial wastewater*. Bioresource Technology, v. 218, p. 1-8, 2016.

OLIVEIRA NETTO, A. P.; ZAIAT, M.. *Treatment of Domestic Sewage in an Anaerobic-Aerobic Fixed-bed Reactor with Recirculation of the Liquid Phase*. Clean Soil Air Water, v. 40, n. 9, p.965-971, 2012.

OLIVEIRA NETTO, A. P.. *Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, São Paulo, 2007.

OLIVEIRA NETTO, A. P.. *Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo em escala piloto com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário*. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, São Paulo, 2011.

PACHECO, J. W. F.; YAMANAKA, H. T.. *Guia técnico ambiental de abate (bovino e suíno)*. São Paulo: CETESB - (Série P+L), 2006.

PONTES, A. F. V.. *Avaliação de desempenho de reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida no tratamento de água residuária proveniente de abatedouro de aves*. 161f. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2009.

POZO, R. DEL; DIEZ, V.. *Integrated anaerobic-aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment*. Water Research,, p. 1114-22, 2005.

RAJAB, A. R.; SALIM, M. R.; SOHAILI, J.; ANUAR, A. N.; SALMIATI; LAKKABOYANA, S. K.. *Performance of integrated anaerobic/aerobic sequencing batch reactor treating poultry slaughterhouse wastewater*. Chemical Engineering Journal, v. 313, p. 967-974, 2017.

RASHED, E. M.; EL-SHAFEI, M. M.; HEIKAL, M. A.; NOURELDIN, A. M. *Application of contact stabilization activated sludge for enhancing biological phosphorus removal (EBPR) in domestic wastewater*. HBRC Journal, v. 10, p. 92-99, 2014.

REYES-ÁVILA, J.; RAZO-FLORES, E.; GÓMEZ, J.. *Simultaneous biological removal of nitrogen, carbon and sulfur by denitrification*. Water Research, v. 38, p. 3313-3321, 2004.

RITTMANN, B. E.; LANGE LAND, W. E.. *Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches*. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 4, p. 300-308, 1985.

RITTMANN, B. E. E MCCARTY, P. L.. *“Environmental Biotechnology: Principles and Applications”*. McGraw-Hill Book, New York, 2001.

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.

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*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

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-bad reactor subjected to recirculation and intermittent aeration (SBRRIA)*. Journal of Environmental Management n. 166, p. 519-524, 2016.

SANTOS, S. G.; VARESCHE, M. B. A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E.. *Comparison of methanol, ethanol, and methane as electron donors for denitrification*. Environmental Engineering Science. v. 21, n. 6, p. 313-320, 2004.

SCARASSATI, D.; CARVALHO, R.F.; DELGADO, V.L.; CONEGLIAN, C.M.R.; BRITO, N.N.; TONSO, S.; DOBRINHO, G.D.; PELEGRINI, R.. *Tratamento de efluentes de Matadouros e Frigoríficos*. III Fórum de Estudos Contábeis. UNICAMP.Rio Claro, 2003.

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, n. 2, p. 93-98, 2006.

SILVA, B. G.. *Efeitos do tempo de aeração no desempenho de reator de leito estruturado e aeração intermitente na remoção de matéria orgânica e nitrogênio de efluente de reator UASB*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016.

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A.. *Reator compartimentado anaeróbio-aeróbio: Sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades*. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 9, n. 2, p. 268-275, 2004.

STROUS, M.; VAN GERVEN, E.; ZHENG, P.; KUENEN, M. S. M.. *Ammonium removal from concentrated waste streams with the anaerobic ammonium oxidation (Anammox) process in diferente reactor configurations*. Water Research, v. 31, p. 1955-1962, 1997.

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

TURK, O.; MANIVIC, D. S.. *Maintaining nitrite build-up a system acclimated to free ammonia*. Water Research, v. 23, n. 11, p. 1383-88, 1989.

USDA – UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE. Disponível em: https://apps.fas.usda.gov/psdonline/circulars/livestock_poultry.PDF. Acesso em :05/11/2017, 2017.

VAIOPOULOU, E.; MELIDIS, P.; AIVASIDIS, A.. *Sulfide removal in wastewater from petrochemical industries by autotrophic denitrification*. Water Research, v. 39, p. 4101-4109, 2005.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. *O comportamento do sistema de lodos ativados: teoria e aplicação para projetos e operação*. Campina Grande: Epgraf, p. 472, 1999.

VAN HAANDEL, A., KATO, M., VON SPERLING, M.. *Remoção biológica de nitrogênio: aplicações para o sistema de lodo ativado*. In: MOTA, S. B.; VON SPERLING, M (org). Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção. ABES, 2009.

VILLAYERDE, S. *Recent developments on biological nutriente removal processes for wastewater treatment*. Reviews in Environmental Science and Bio/Technology, v. 3, p. 171 – 183, 2004.

VILLAYERDE, S.; GARCÍA-ENCINA, P.; FDZ-POLANCO, F. *Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters*. Water Research, v. 31, n. 5, p. 1180-1186, 1997.

WANG, X.; WANG, S.; XUE, T.; LI, B.; DAI, X.; PENG, Y. *Treating low carbono/nitrogen (C/N) wastewater in simultaneous nitrification-engoneous desnitrification and phosphorous removal (SNDPR) systems by strengthening anaerobic intracelular carbono storage*. Water Research, v. 77, p. 191-200, 2015.

WANG, T.; ZHANG, H.; YANG, F.; LIU, S.; FU, Z.; CHEN, H.. *Start-up of the Anammox process from the conventional activated sludge in a membrane bioreactor*. Bioresource Technology, p. 2501-6, 2009.

WIJFFELS, R. H.; TRAMPER, J.. *Nitrification by Immobilized Cells*. Enzyme Microb. Tech., 17 (6), 482, 1995.

WEF (WATER ENVIRONMENT FEDERATION). *Nutrient Removal*. WEF Manual of Practice n°34, Mc Graw Hill, USA, 2010.

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

XIE, L., CHEN, J. R., WANG, R., AND ZHOU, Q.. *Effect of carbon source and COD/NO₃⁻ eN ratio on anaerobic simultaneous denitrification and methanogenesis for high-strength wastewater treatment*, J. Biosci. Bioeng., 113, 759 e 764, 2012.

YAMAGIWA, K.; OOHIRA, Y.; OHKAWA, A.. *Simultaneous removal of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a plunging liquid jet bioreactor with cross-flow filtration operated under intermitente aeration*. Bioresource Technology, v. 53, n. 1, p. 57-62, 1995.

YANG, L.; ALLEMAN, J. E.. *Investigation of batchwisw nitrite build-up by na enriched nitrification culture*. Water Science Technology, v. 26, p. 997-1005, 1992.

YIN, Z.; XIE, L.; CUI, Z.; ZHOU, Q.. *Effective carbon and nitrogen removal with reduced sulfur oxidation in an anaerobic baffled reactor for fresh leachate treatment*. Journal of Bioscience and Bioengineering, v. 123, n. 1, p. 84-90, 2017.

ZAIAT, M.; CABRAL, A. K. A.; FORESTI, E.. *Reator anaeróbio de leito fixo para tratamento de águas residuárias: Conceção e avaliação preliminar do desempenho*. Revista Brasileira de Engenharia – Caderno de Engenharia Química, v. 11, p. 33, 1994.

ZHANG, W.; HOU, F.; PENG, Y.; LIU, Q.; WANG, S.. *Optimizing aeration rate in an external nitrification-denitrifying phosphorus removal (ENDPR) system for domestic wastewater treatment*. Chemical Engineering Journal. P.342-347. 2014.

ZHU, G.; PENG, Y.; WU, S.; WANG, S.; XU, S.. *Simultaneous nitrification and denitrification in step feeding biological nitrogen removal process*. Journal Of Environmental Sciences, s.l., v. 19, n. 9, p.1043-1048, 2007.

ZOPPAS, F. M.; BERNARDES, A. M.; MENEGUZZI, A.. *Operating parameters on biological nitrogen removal of water by simultaneous nitrification and denitrification*. Engenharia Sanitária Ambiental, v.21, n.1, p.29-42, 2016.