

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DO OESTE DO PARANÁ**  
**CÂMPUS CASCAVEL**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AGRÍCOLA**

**COMPORTAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO NO TRATAMENTO DE**  
**EFLUENTE BOVINO**

**CRISTIANE KREUTZ**

**CASCAVEL – PARANÁ – BRASIL**

**FEVEREIRO – 2012**

**CRISTIANE KREUTZ**

**COMPORTAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO NO TRATAMENTO DE  
EFLUENTE BOVINO**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para obtenção do título de Doutor em Engenharia Agrícola, área de concentração em **Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental**, da Universidade Estadual do Oeste do Paraná, câmpus Cascavel.

Orientadora:  
Profa. Dra. Simone Damasceno Gomes

Co-orientador:  
Prof. Dr. Fernando Hermes Passig

**CASCADEL – PARANÁ – BRASIL  
FEVEREIRO – 2012**

**Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)**  
**Biblioteca Central do Campus de Cascavel – Unioeste**  
**Ficha catalográfica elaborada por Jeanine da Silva Barros CRB-9/1362**

K95c      Kreutz, Cristiane  
            Comportamento de reator anaeróbio-aeróbio no tratamento de  
            efluente bovino. / Cristiane Kreutz — Cascavel, PR: UNIOESTE, 2012.  
            114 f. ; 30 cm.

Orientadora: Profa. Dra. Simone Damasceno Gomes  
Co-orientador: Prof. Dr. Fernando Hermes Passig  
Tese (Doutorado) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná.  
Programa de Pós-Graduação *Stricto Sensu* em Engenharia Agrícola,  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas.  
Bibliografia.

1. Processo combinado. 2. Reator de leito fixo. 3. Comportamento  
hidrodinâmico. 4. Eosina. 5. Traçador. 6. Tempo de detenção hidráulico.  
I. Universidade Estadual do Oeste do Paraná. II. Título.

CDD 21ed. 628.5

**CRISTIANE KREUTZ**

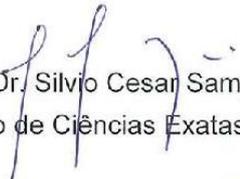
"Comportamento de reator anaeróbio-aeróbio no tratamento de efluente bovino"

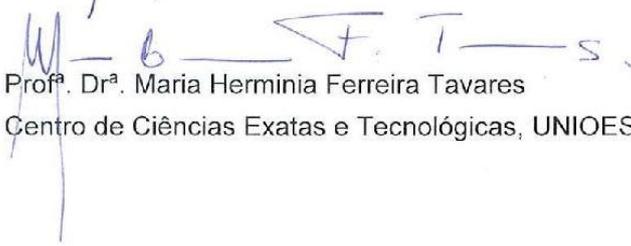
Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação "*Stricto Sensu*" em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para obtenção do título de doutor em Engenharia Agrícola, área de concentração Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, **aprovada** pela seguinte banca examinadora:

  
Orientadora: Prof<sup>ª</sup>. Dr<sup>ª</sup>. Simone Damasceno Gomes  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, UNIOESTE

  
Prof<sup>ª</sup>. Dr<sup>ª</sup>. Karina Querne de Carvalho  
Coordenação Ambiental, UTFPR

  
Prof<sup>ª</sup>. Dr<sup>ª</sup>. Juliana Bortoli Rodrigues Mees  
Núcleo de Ciências Biológicas e Ambientais, UTFPR

  
Prof. Dr. Silvio Cesar Sampaio  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, UNIOESTE

  
Prof<sup>ª</sup>. Dr<sup>ª</sup>. Maria Herminia Ferreira Tavares  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, UNIOESTE

Cascavel, 13 de fevereiro de 2012.

## **BIOGRAFIA**

Cristiane Kreutz, natural de Missal, Estado do Paraná, nascida em 26 de março de 1979. Graduada em Tecnologia Ambiental, na modalidade Resíduos Industriais pelo Centro Federal de Educação Tecnológica do Paraná – CEFET/PR em 2002. Concluiu a Pós-Graduação, em nível de especialização, em Gestão Ambiental pela Faculdade Internacional de Curitiba no ano de 2003 e Pós-Graduação, em nível de Mestrado, em Engenharia Agrícola: Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, pela Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE) no ano de 2007. Em 2008 ingressou no Doutorado em Engenharia Agrícola: Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, orientada pela Profa. Dra. Simone Damasceno Gomes, cujo projeto desenvolvido foi “Avaliação do comportamento de um reator anaeróbio-aeróbio no tratamento de efluente bovino”. Atuou como consultora ambiental na Cia. Brasil, localizada no município de Maringá, estado do Paraná, de 2002 a 2005. Em 2003, ingressou na UTFPR, câmpus Campo Mourão, como professora colaboradora. Em 2008 ingressou no mesmo câmpus universitário como professora do quadro efetivo dos cursos de graduação em Tecnologia Ambiental e Engenharia Ambiental.

*Não fiz o melhor, mas fiz tudo para que o melhor fosse feito.*

*Não sou o que deveria ser, mas não sou o que era antes.*

(Martin Luther King)

Dedico esta tese ao meu marido, Cristiano da Silva, e à minha  
filha, Maria Vitória Kreutz Silva.

## AGRADECIMENTOS

Agradeço à Santíssima Trindade por todas as coisas boas que vivi, porque sei que o bem apenas Dele é que veio, foi Dele a inspiração diária para continuar o trabalho, a perseverança nos momentos difíceis e, em especial, a certeza de que, se cheguei até aqui, foi Ele que permitiu;

Ao meu marido, Cristiano, e à minha filha, Maria Vitória, não devo só agradecer, mas dizer que serei eternamente grata pela compreensão e pela paciência incondicional, por entenderem minha ausência e, ainda assim, estarem lá, me incentivando e apoiando quando eu mais precisei;

Aos meus pais, Luciano e Oliria, e aos meus irmãos: Ineiva, Milton, Denise, Marlise e Eliane, minha grande família, que em todos os momentos da minha vida, nas vitórias e nas derrotas, serviram de sustentação e porto seguro;

À professora Simone Damasceno Gomes e ao professor Fernando Hermes Passig, meus orientadores, pela sabedoria dividida, pela compreensão, pela amizade e, fundamentalmente, por terem confiado em mim;

À minha querida amiga Karina Querne de Carvalho, pela amizade fraterna, por ser minha fonte de inspiração, pelas palavras sábias nos momentos de insegurança, pela disposição em me ajudar sempre e por segurar a minha mão quando me sentia solitária em meus devaneios;

Às professoras Cláudia Cordovil e Amarilis de Varennes, pela hospitalidade, pelos ensinamentos, pelo apoio, pela simpatia e pelo amparo que dedicaram no período de vivência em Lisboa, Portugal, durante o doutorado sanduíche;

A Larissa Varela, Carlos Aragon (Cubano) e Fabiana Schmidt (Gaúcha), amigos que fiz em Portugal, que souberam tão bem me acolher, que tanto me ajudaram e fundamentalmente compartilharam momentos especiais na minha vida, muito obrigada!

As amigas do coração Márcia de Oliveira Seco, Vilma Aparecida de Oliveira, Lucilene Galdino Ferreira, Edna Pelosi, Vanessa Medeiros Corneli, Dilcemara Zenatti, Dinéia Tessaro, Dayane Rocha e Tatiane dal Bosco, pela troca de ideias, pelos conselhos, pelo

ombro amigo ofertado nos momentos difíceis e por terem feito esta caminhada se tornar mais leve;

A Aldria Diana Belini, minha aluna de iniciação científica, pelo carinho e disposição em ajudar no que fosse possível durante toda a caminhada do doutorado, em especial pelas noites no laboratório; a Aline Hattori e também a Sérgio Luiz Nascimento Junior e demais alunos do Laboratório de Saneamento da UTFPR.

Ao professor Ajadir Fazolo (UTFPR - Londrina) e Elizabeth Duarte (ISA – Lisboa) agradeço a atenção e os esclarecimentos;

Aos técnicos do laboratório Kássia Amaral e Marcelo Nunes de Jesus, agradeço a disposição em atender meus pedidos de ajuda durante a fase experimental deste trabalho;

Ao engenheiro Márcio Santos, por permitir a coleta de efluente no matadouro;

A UTFPR, câmpus Campo Mourão, por permitir a execução das atividades em suas dependências e por conceder o afastamento total de minhas atividades docentes para realizar o doutorado com dedicação integral;

Ao CNPq pelo apoio financeiro e a CAPES pela bolsa de doutorado sanduíche;

Por fim, a todos aqueles que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho:

Muito obrigada!

# COMPORTAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO NO TRATAMENTO DE EFLUENTE BOVINO

## RESUMO

Neste trabalho foram avaliadas as condições operacionais, a eficiência de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo e o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio aeróbio de leito fixo (RAALF) e fluxo ascendente, vertical, operado de modo contínuo, em escala de bancada, preenchido com argila expandida e matrizes cúbicas de espuma de poliuretano como meio suporte para imobilização da biomassa, no tratamento de efluente bruto proveniente de um matadouro bovino. Foram testadas três condições operacionais distintas, sendo a Etapa I caracterizada pela operação do RAALF em condição anaeróbia, a Etapa II em condição combinada (anaeróbia-aeróbia) e a Etapa III em condição combinada com recirculação. Em cada etapa operacional foram testados três tempos de detenção hidráulicos diferentes (14, 11 e 8 h). O comportamento hidrodinâmico foi avaliado utilizando ensaios de estímulo-resposta, tipo pulso, com o uso de Eosina Y como traçador para obtenção das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR). Os resultados da avaliação do RAALF na Etapa I, sob condição anaeróbia, indicaram que as condições operacionais garantiram o processo de digestão anaeróbia, com a manutenção do pH e tamponamento do sistema, promovendo um equilíbrio bioquímico entre microrganismos acidogênicos/acetogênicos e arqueas metanogênicas. Nesta etapa operacional, o TDH de 11 h apresentou melhores rendimentos, com eficiência de remoção de DQO bruta, DQO filtrada, ST, SST e N-amon de 59, 60, 56, 76 e 16%, respectivamente. Na Etapa II, o TDH de 14 horas apresentou melhores resultados em termos de eficiência de remoção de matéria orgânica e sólidos, com valores de 58, 66, 66 e 84% para DQO bruta, DQO filtrada, ST e SST, respectivamente. A eficiência global de remoção de nitrogênio alcançada neste estudo foi de 0, 17 e 7% na Etapa I, 37, 22 e 22% na Etapa II, para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de 50 e 29% para o TDH de 11 e 8 h na Etapa III; portanto, verifica-se evolução da eficiência global na remoção de nitrogênio das Etapas II e III se comparada à Etapa I, decorrente do processo de nitrificação e desnitrificação parcial. A desnitrificação foi comprometida por fatores como temperatura do líquido, pH e relação DQO/N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>. As eficiências de remoção de fósforo total foram de 0, 0 e 15% na Etapa I e de 46, 0 e 0% na Etapa II para os TDHs de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de 10 e 0% de remoção para o THD de 11 e 8 h, respectivamente, na Etapa III. O teste ANOVA e o teste *Tukey* indicaram que as etapas operacionais I, II e III foram estatisticamente diferentes entre si, para todos os parâmetros físico-químicos avaliados, com exceção do fósforo, podendo-se afirmar que a eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogenada foi afetada pela condição operacional. O estudo hidrodinâmico realizado no RAALF indicou comportamento tendendo ao de mistura completa e foram constatados desvios de idealidade, como zonas mortas, recirculações e efeito de cauda longa. Os graus de dispersão foram possivelmente influenciados pela inserção da fase aeróbia, que promoveu uma melhor mistura do líquido no interior do reator. O RAALF apresentou comportamento cinético similar nas etapas operacionais I, II e III, representado pelo modelo de primeira ordem, com aumento dos parâmetros  $k$  e  $v_r$  ao longo da altura da fase anaeróbia, e diminuição da constante cinética e da velocidade de degradação na fase aeróbia.

**PALAVRAS-CHAVE:** processo combinado; reator de leito fixo; comportamento hidrodinâmico; eosina, traçador; tempo de detenção hidráulico.

# BEHAVIOR OF AN ANAEROBIC-AEROBIC REACTOR IN CATTLE SLAUGHTERHOUSE WASTEWATER TREATMENT

## ABSTRACT

In this study, it was evaluated the operational conditions, the organic matter, nitrogen and phosphorus removal efficiency and the hydrodynamic behavior of a continuously up-flow combined anaerobic-aerobic fixed bed reactor (RAALF), operated in bench-scale, filled with expanded clay and polyurethane foam cubic arrays as means of biomass immobilization support, in the treatment of raw effluent from a cattle slaughterhouse. Three different operational conditions were tested: Step I, characterized by the operation of RAALF in anaerobic condition; Step II, in combined condition (anaerobic-aerobic), and Step III, in combined condition with recirculation. In each operational step three different hydraulic retention times (14, 11 and 8 h) were tested. The hydrodynamics assays were determined using stimulus-response type pulse, with Eosina Y as a tracer to obtain the curves of residence time distribution (RTD). The results from the RAALF in the Step I, under anaerobic condition, indicated that operational conditions ensured the process of anaerobic digestion, with keeping of the pH and the RAALF's buffering, promoting a biochemical balance between acidogenic/acetogenic and methanogenic archaea. In this operational step, the HRT of 11 h showed better result, with removal efficiency of raw COD, filtered COD, TS, TSS and N-amon of 59, 60, 56, 76 and 16%, respectively. In Step II, the HRT of 14 h showed better results in terms of organic matter and solids removal efficiency, with 58, 66, 66 and 84% for raw COD, filtered COD, TS and TSS, respectively. The overall efficiency of nitrogen removal achieved in this study was 0, 17 and 7% at Step I; 37, 22 and 22% in Step II for the HRT 14, 11 and 8 h, respectively, and 50 and 29% for the HRT of 11 and 8 h in Step III. Therefore, there was an evolution in the overall nitrogen removal efficiency in Steps II and III when compared to Step I, due to the partial nitrification and denitrification. Denitrification has been compromised by factors such as liquid temperature, pH, and DQO/N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> ratio. The efficiency of phosphorus removal was 0, 0 and 15% in Step I and 46, 0 and 0% in Step II for HRT 14, 11 and 8 h, respectively, and 10 and 0 % removal HRT to 11 and 8 h, respectively, in Step III. The ANOVA and Tukey tests indicated that the operational stages I, II and III were statistically different for all physical-chemical parameters evaluated, except for phosphorus, for which it can be stated that the efficiency of organic matter and nitrogen removal was affected by the operating condition. The hydrodynamic study conducted at RAALF indicated behavior tending to a complete mixing and deviations from ideality were found, such as dead zones, recirculation and long tail effect. The dispersion degrees were probably influenced by insertion of the aerobic phase, which improved the liquid mixture inside the reactor. The RAALF presented similar kinetic behavior in the operational steps I, II and III, represented by the first order model, with increase of  $k$  and  $v_r$  parameters along the height of the anaerobic phase and decrease of the kinetic constant and degradation rate in the aerobic phase.

**KEY-WORDS:** combined process; fixed bed reactor; hydrodynamic behavior; eosin; tracer; hydraulic detention time.

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE TABELAS</b> .....	<b>x</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	<b>xi</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIACÕES</b> .....	<b>xiii</b>
<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	<b>4</b>
<b>2.1 Objetivo geral</b> .....	<b>4</b>
<b>2.2 Objetivos específicos</b> .....	<b>4</b>
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>5</b>
<b>3.1 Processamento da carne bovina</b> .....	<b>5</b>
<b>3.2 Abate bovino: consumo de água e geração de efluentes</b> .....	<b>7</b>
<b>3.3 Remoção biológica de nitrogênio</b> .....	<b>9</b>
3.3.1 Amonificação e assimilação .....	10
3.3.2 Nitrificação .....	11
3.3.3 Desnitrificação .....	12
<b>3.4 Processos alternativos de remoção de nitrogênio</b> .....	<b>14</b>
3.4.1 SHARON .....	14
3.4.2 ANAMMOX .....	15
3.4.3 CANON.....	16
3.4.4 OLAND .....	17
<b>3.5 Processos combinados de tratamento de águas residuárias</b> .....	<b>18</b>
<b>3.6 Reatores com biomassa aderida</b> .....	<b>22</b>
<b>3.7 Remoção biológica de fósforo</b> .....	<b>24</b>
<b>3.8 Comportamento hidrodinâmico de reatores</b> .....	<b>27</b>
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	<b>31</b>
<b>4.1 Aparato experimental</b> .....	<b>31</b>
4.1.1 Substrato .....	32
4.1.2 Material suporte para imobilização da biomassa.....	32
4.1.3 Inóculo .....	33
<b>4.2 Procedimento experimental</b> .....	<b>33</b>
4.2.1 Monitoramento .....	35
4.2.2 Ensaio Hidrodinâmicos.....	36
4.2.3 Cinética de remoção de matéria orgânica .....	39
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	<b>41</b>
<b>5.1 Caracterização da água residuária afluenta</b> .....	<b>41</b>

<b>5.2 Partida do Sistema.....</b>	<b>43</b>
<b>5.3 Avaliação do desempenho do RAALF ao longo do tempo .....</b>	<b>44</b>
<b>5.4 Avaliação do desempenho do RAALF ao longo da altura .....</b>	<b>65</b>
<b>5.5 Avaliação do Comportamento Hidrodinâmico do RAALF.....</b>	<b>72</b>
<b>5.6 Estimativa dos parâmetros cinéticos .....</b>	<b>79</b>
<b>6 CONCLUSÃO.....</b>	<b>85</b>
<b>7 RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>87</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>88</b>

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Distribuição do consumo de água no processamento de carne .....	7
Tabela 2- Caracterização dos efluentes de matadouros/frigoríficos bovinos.....	8
Tabela 3- Resumo dos parâmetros operacionais de sistemas combinados anaeróbio-aeróbios .....	19
Tabela 4- Resumo das condições operacionais do RAALF .....	34
Tabela 5- Parâmetros e métodos utilizados no monitoramento do RAALF .....	35
Tabela 6- Definição das variáveis usadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ).....	37
Tabela 7- Modelos uniparamétricos utilizados no ajuste das curvas experimentais .....	38
Tabela 8- Características operacionais dos ensaios hidrodinâmicos realizados no RAALF .....	39
Tabela 9- Resumo das características da água residuária utilizada como substrato do reator .....	41
Tabela 10- Resumo dos resultados médios dos parâmetros pH e temperatura avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF .....	44
Tabela 11- Resultados médios dos parâmetros de ST e SST, AB e AV avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF.....	46
Tabela 12- Resultados médios dos parâmetros de DQO Bruta e Filtrada avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF.....	50
Tabela 13- Resultados médios dos parâmetros de N-amon, nitrito, nitrato e fósforo total avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF .....	56
Tabela 14 - Resumo da ANOVA para os parâmetros pH, TEMP, ST, SST, AB e AV referente aos TDHs de 14, 11 e 8 h das Etapas I, II e III.....	63
Tabela 15- Resumo da ANOVA para os parâmetros DQO B, DQO F, N-AMON, Nitrito, Nitrato e Fósforo referente aos TDHs de 14, 11 e 8 h das Etapas I, II e III .....	64
Tabela 16- Resultados médios dos perfis espaciais da Etapa I .....	67
Tabela 17- Resultados médios dos perfis espaciais da Etapa II .....	67
Tabela 18- Resultados médios dos perfis espaciais da Etapa III .....	68
Tabela 19- Parâmetros gerais do DTR obtidos experimentalmente durante as etapas experimentais do RAALF .....	77
Tabela 20- Resultados dos parâmetros cinéticos experimentais, obtidos com ajuste cinético do modelo de primeira ordem, referentes as etapas operacionais do RAALF .....	82
Tabela 21- Resultados experimentais da velocidade de degradação do substrato em função da altura do RAALF obtidos a partir do ajuste ao modelo de primeira ordem .....	83

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Fluxograma básico do abate bovino .....	6
Figura 2- Transformação do Nitrogênio em processos biológicos.....	10
Figura 3- Representação da via metabólica pelo processo SHARON.....	15
Figura 4- Desenho esquemático do ciclo do nitrogênio com ênfase no processo ANAMMOX .....	16
Figura 5- Competição bacteriana de oxigênio e nitrito em um reator CANON.....	17
Figura 6- Representação esquemática dos perfis de concentração de elementos envolvidos na remoção biológica do fósforo em condições anaeróbia-aeróbia ....	25
Figura 7- Reator anaeróbio aeróbio de leito fixo: (A) Desenho esquemático do reator; (B) Vista frontal do reator .....	31
Figura 8- Materiais suporte utilizados no experimento: (A) Argila Expandida; (B) Espuma de Poliuretano.....	33
Figura 9- Variação da concentração média de ST e SST afluente do RAALF durante o período experimental .....	42
Figura 10- Variação da DQO afluente (bruta e filtrada) durante o período experimental .....	42
Figura 11- Variação temporal de (A) pH e (B) temperatura do líquido do efluente do RAALF durante o período experimental .....	45
Figura 12- Variação temporal de (A) ST; (B) SST do efluente do RAALF durante o período experimental .....	47
Figura 13- Variação temporal de (A) AB; (B) AV do efluente do RAALF durante o período experimental .....	49
Figura 14- Variação temporal da concentração de matéria orgânica em termos de (A) DQO Bruta; (B) DQO filtrada do efluente do RAALF durante o período experimental .....	51
Figura 15- Comparação entre as frações de DQO de amostras bruta e filtrada do efluente para os diferentes TDHs da Etapa I.....	52
Figura 16- Comparação entre as frações de DQO de amostras bruta e filtrada do efluente para os diferentes TDHs da Etapa II.....	52
Figura 17- Comparação entre as frações de DQO de amostras bruta e filtrada do efluente para os diferentes TDHs da Etapa III.....	53
Figura 18- Variação da eficiência média de remoção de ST e DQO em amostras brutas e filtradas do efluente do RAALF durante o período experimental .....	54
Figura 19- Variação temporal de N-amon, nitrito e nitrato de amostras do efluente do RAALF operado com TDH de 14 h .....	57
Figura 20- Variação temporal de N-amon, nitrito e nitrato de amostras do efluente do RAALF operado com TDH de 11 h .....	57
Figura 21- Variação temporal de N-amon, nitrito e nitrato de amostras do efluente do RAALF operado com TDH de 8 h .....	58
Figura 22- Variação temporal de Fósforo Total do efluente do RAALF durante o período experimental .....	61
Figura 23- Variação média de pH ao longo da altura do RAALF .....	66
Figura 24- Variação média da alcalinidade a bicarbonato (AB) ao longo da altura do RAALF .....	66
Figura 25- Variação média da concentração de ácidos voláteis (AV) ao longo da altura do RAALF .....	69
Figura 26- Variação média da concentração de ST ao longo da altura do RAALF.....	69
Figura 27- Variação média da concentração de SST ao longo da altura do RAALF .....	70
Figura 28- Variação média da DQO bruta ao longo da altura do RAALF .....	71
Figura 29- Variação média da DQO filtrada ao longo da altura do RAALF.....	71

Figura 30- Variação da concentração de Eosina Y ao longo do tempo no TDH de 8 horas na Etapa I .....	72
Figura 31- Variação da concentração de Eosina Y ao longo do tempo no TDH de 8 h na Etapa II .....	73
Figura 32- Variação da concentração de Eosina Y ao longo do tempo no TDH de 8 h na Etapa III .....	73
Figura 33- Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas nos ensaios 1 e 2 durante a Etapa I .....	74
Figura 34- Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas nos ensaios 1 e 2 durante a Etapa II .....	75
Figura 35- Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas ensaios 1 e 2 durante a Etapa III .....	76
Figura 36- Variação da DQO filtrada em função da altura do RAALF, referente a Etapa I: (A) TDH de 14 h; (B) TDH de 11 h; (C) TDH de 8 h .....	80
Figura 37- Variação da DQO filtrada em função da altura do RAALF, referente a Etapa II: (A) TDH de 14 h; (B) TDH de 11 h; (C) TDH de 8 h .....	81
Figura 38- Variação da DQO filtrada em função da altura do RAALF, referente a Etapa III: (A) TDH de 11 h; (B) TDH de 8 h .....	82

## LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIações

$S$  - área sob a curva concentração – tempo; [M]. [T]. [L]<sup>-3</sup>

$D$  - coeficiente de dispersão, [L]<sup>2</sup>. [T]<sup>-1</sup>

$C_i$  - concentração de traçador, [M]. [L]<sup>-3</sup>

$E_i$  - curva de distribuição de idade de saída do traçador, [T]<sup>-1</sup>;

$E_\theta$  - Função de distribuição do tempo de residência hidráulica

$\frac{D}{uL}$  - número de dispersão do reator

$N$  - número de reatores em série

$\theta$  - tempo de residência médio adimensional

$t_R$  - tempo médio de residência obtido da curva DTR, [T]

$\sigma_\theta^2$  - variância adimensional

$\sigma^2$  - variância, [T]<sup>2</sup>

AB - alcalinidade a bicarbonato

AV - ácidos voláteis

CaCO<sub>3</sub> - carbonato de cálcio [M]. [L]<sup>-1</sup>

N-amon - nitrogênio amoniacal [M]. [L]<sup>-1</sup>

N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - Nitrogênio amoniacal [M]. [L]<sup>-1</sup>

N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> - Nitrito [M]. [L]<sup>-1</sup>

N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> - Nitrato [M]. [L]<sup>-1</sup>

NTK - Nitrogênio Total Kjeldahl [M]. [L]<sup>-1</sup>

## 1 INTRODUÇÃO

As agroindústrias têm contribuído de forma significativa para o crescimento e o desenvolvimento econômico do país. Como consequência deste fenômeno, alguns impactos ambientais negativos podem ocorrer em virtude do elevado potencial poluidor, característico das atividades inerentes às operações destas agroindústrias. A variação da composição de seus efluentes, bem como suas elevadas vazões e seus altos teores de matéria orgânica e de nutrientes podem contribuir para a contaminação de corpos receptores, quando lançados sem tratamento adequado ou ainda fora dos padrões de lançamento legalmente exigidos.

Um dos desafios do sistema de tratamento de efluentes provenientes de matadouros e frigoríficos bovinos é superar a dificuldade de caracterizar e planejar uma instalação típica ou uma instalação padrão para este segmento. Isso se dá pelo fato dos despejos apresentarem características variadas, em função das elevadas concentrações de sólidos em suspensão, nutrientes, composto graxos, diferentes variações de vazão ao longo do dia, além de apresentarem fragmentos de ossos, vísceras, fezes e urina, conteúdo estomacal, sangue, dentre outros.

Tradicionalmente, para o tratamento de efluentes agroindustriais são utilizados reatores biológicos anaeróbios, devido a vantagens técnicas e econômicas e à sua eficiência de remoção de matéria orgânica. A partir da década de 60, observou-se que os tratamentos convencionais não eram suficientes para a remoção de toda a sua carga poluidora, uma vez que os nutrientes, por exemplo, não eram totalmente removidos e permaneciam em concentrações prejudiciais quando lançados aos ecossistemas aquáticos. Assim, tornou-se necessário desenvolver sistemas de tratamento capazes de remover, além da matéria orgânica, nutrientes, em especial nitrogênio e fósforo, convertendo-se em processos de eficiência mais elevada, sem comprometer a qualidade e as características dos corpos hídricos.

Os avanços científicos e tecnológicos apontam diversas alternativas economicamente viáveis e ambientalmente seguras para o tratamento de efluentes e várias pesquisas vêm sendo desenvolvidas baseadas em sequências temporais e espaciais de processos anaeróbios-aeróbios-anóxicos, a fim de atingir maior eficiência quanto ao desempenho dos sistemas de tratamento empregados (LACALLE et al., 2001).

A utilização de processos combinados anaeróbio-aeróbios propicia uma série de vantagens, tais como a baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico, baixo custo de implantação e operação, redução do volume total dos reatores e diminuição da demanda de oxigênio requerida para o reator aeróbio, se comparada aos processos tradicionais que utilizam as vantagens de apenas um dos sistemas de forma isolada (CHERNICHARO, 2006; ABREU; ZAIAT, 2008).

A integração dos processos anaeróbio-aeróbios de tratamento em uma única unidade, ou seja, em um único reator, torna-se atrativa do ponto de vista econômico, operacional e ambiental; no entanto, exige que pesquisas sejam desenvolvidas com o propósito de aprofundar o conhecimento dos processos de degradação e dos aspectos cinéticos e hidrodinâmicos envolvidos.

O desempenho dos sistemas biológicos de tratamento depende de fatores tais como padrões de escoamento líquido e ainda dos aspectos relacionados com a velocidade com que as reações de biodigestão ocorrem, ou seja, do estudo cinético, a fim de propiciar o entendimento e a otimização de parâmetros de projetos. O estudo cinético de degradação da matéria orgânica, portanto, envolve a compreensão e quantificação de grandezas, dentre elas o tempo e a concentração de substrato que se configuram como parâmetros fundamentais no processo de avaliação e desempenho de bioreatores, bem como a previsão da qualidade do efluente final.

A cinética bioquímica de um determinado processo consiste em estudar as velocidades de crescimento dos microrganismos acompanhadas da utilização de substrato e da formação de produtos. Essas velocidades devem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem com clareza a eficácia dos processos. O conhecimento de parâmetros cinéticos é de extrema importância para a modelação de um processo bioquímico, permitindo-se avaliar as velocidades de utilização de substrato, de formação de produtos e de crescimento da biomassa nas condições estabelecidas.

A utilização de bioreatores com biomassa imobilizada representou um avanço da biotecnologia para tratamento de águas residuárias. No entanto, a otimização desse tipo de reator depende do conhecimento profundo da cinética de utilização do substrato. Zaiat e Foresti (1997) apontam que a estimativa dos parâmetros cinéticos tem sido uma tarefa difícil por vários motivos, dentre eles os autores citam que os dados, em termos de velocidade de transferência de massa e das reações bioquímicas, obtidos a partir de operação do reator nem sempre representam as condições que prevalecem dentro do reator. Portanto, a quantificação desses parâmetros, que podem representar limitações ao processo, torna-se importante para que se possa projetar reatores que apresentem melhor desempenho.

A eficiência e o desempenho de reatores também estão relacionados com as características de escoamento nos mesmos. Nardi *et al.* (1997) apontam que estudos acerca dos mecanismos hidráulicos em bioreatores permitem detectar problemas de falhas operacionais, possibilitar o aumento de escala; desenvolver modelações matemáticas para caracterizar o escoamento ou ainda comparar diferentes configurações de reatores.

Domingos e Nour (2005) mencionam que a realização do estudo hidrodinâmico do fluxo de um reator possibilita a avaliação de fatores como o grau de mistura, a verificação do volume efetivo, além de desvios de idealidade tais como volumes mortos, caminhos

preferenciais e recirculação interna e a determinação do tempo de detenção hidráulica real, sendo este último significativo para o conhecimento do modelo cinético.

Diante do exposto, esta pesquisa teve por objetivo avaliar o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF) vertical, operado com fluxo ascendente de modo contínuo, com intuito de promover a redução da matéria orgânica e a remoção de nutrientes, em uma única unidade de tratamento, como opção para o tratamento de efluente de matadouro bovino.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo geral**

Avaliar o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, vertical, em escala de bancada, na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, no tratamento de efluente de matadouro bovino.

### **2.2 Objetivos específicos**

- Realizar a caracterização do substrato do RAALF;
- Avaliar a estabilidade e a eficiência operacional do RAALF na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo;
- Avaliar o comportamento do RAALF operado em condição anaeróbia em três diferentes tempos de detenção hidráulica (14, 11 e 8h);
- Avaliar a influência da inclusão da zona aeróbia na remoção da carga orgânica, nitrogenada e fósforo;
- Avaliar a influência da recirculação do efluente da zona aeróbia para a anaeróbia na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo;
- Avaliar o comportamento hidrodinâmico do RAALF por meio de ensaios de estímulo-resposta tipo pulso com Eosina Y;
- Realizar estudos preliminares dos coeficientes cinéticos de degradação de matéria orgânica.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 Processamento da carne bovina

O abate de bovinos, assim como de outras espécies animais, é realizado para obtenção de carne e de seus derivados, destinados ao consumo humano. Como conseqüências das operações de abate para obtenção de carne e derivados, originam-se vários subprodutos e/ou resíduos, que devem ser submetidos a processamentos específicos, dentre eles pode-se citar: couro, sangue, ossos, gorduras, aparas de carne e tripas (PACHECO; YAMANAKA, 2006).

De acordo com Gerber (2003), matadouros e frigoríficos são estabelecimentos dotados de instalações e equipamentos adequados para o abate, manipulação, preparo e conservação de carne, com aproveitamento completo, racional e ideal dos subprodutos não comestíveis. Pacheco e Yamanaka (2006) admitiram que existem duas denominações distintas para a indústria processadora de carne, sendo elas: abatedouro ou matadouro e frigorífico. A primeira realiza o abate dos animais, produzindo carcaças (carne com ossos) e vísceras comestíveis, bem como podem ainda realizar a desossa das carcaças e produzirem os chamados “cortes de açougue”, porém não industrializam a carne. Já os frigoríficos são caracterizados em função da industrialização, gerando seus derivados e subprodutos, ou seja, fazem todo o processo dos abatedouros/matadouros e também industrializam a carne.

Algumas unidades industriais apresentam áreas anexas compreendidas como atividades não-essenciais, como o processamento de subprodutos, das quais podem ser citadas: (a) Processamento de resíduos gordurosos (Graxaria); (b) Fabricação de farinha de sangue; (c) Processamento de estômago; (d) Processamento de tripas; e (e) Processamento de vísceras vermelhas.

Outra área a ser considerada nas plantas industriais é a denominada “serviços de utilidades”, cujas operações desenvolvidas são aquelas essenciais à operação do estabelecimento, porém não fazem parte do processo principal. Podem ser citadas as seguintes operações:

- Limpeza e desinfecção de caminhões;
- Limpeza e desinfecção de instalações, equipamentos e utensílios;
- Abastecimento de água;
- Estação de tratamento de efluentes;
- Produção de vapor, água quente e ar comprimido;

As instalações completas para o abate bovino envolvem as etapas exemplificadas no fluxograma da Figura 1.

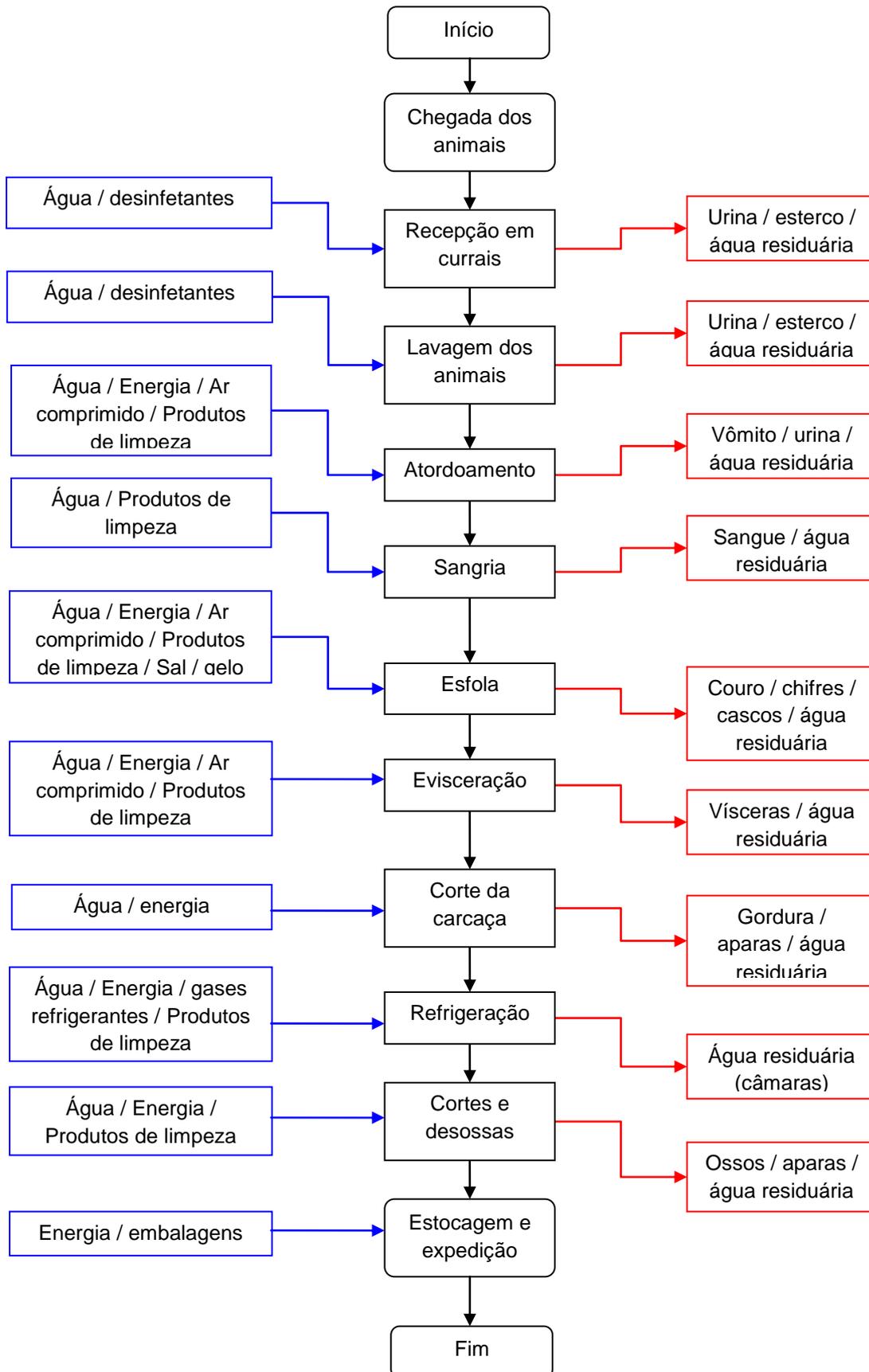


Figura 1- Fluxograma básico do abate bovino  
Fonte: adaptado de Pacheco e Yamanaka (2006)

### 3.2 Abate bovino: consumo de água e geração de efluentes

Para o Integrated Pollution Prevention and Control (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.

Johns (1995) aponta que o consumo mínimo de água, considerando todos os usos que um matadouro/frigorífico pode requerer, varia mundialmente entre 1,3 a 2,5 m<sup>3</sup>/animal abatido. O autor ainda aponta que, no final da década de 90, matadouros australianos eram projetados para consumir aproximadamente 1,5 m<sup>3</sup>/animal, no entanto, o uso real da indústria é bem maior. Para Caixeta *et al.* (2002), este volume varia de 1,0 a 8,3 m<sup>3</sup> de água por animal abatido.

O consumo de água em um matadouro/frigorífico no Brasil pode variar, em função do tipo de planta industrial, práticas de limpeza adotadas, *layout*, tamanho do animal a ser abatido, método de abate e ainda pelo grau de automação da indústria. Valores típicos do consumo de água variam de 2 a 15 m<sup>3</sup> por tonelada de carcaça (BRAILE; CAVALCANTI, 1993; HANSEN *et al.*, 2000; PACHECO; YAMANAKA, 2006).

A variação do consumo de água dentro de uma planta industrial pode ser visualizada na Tabela 1.

Tabela 1- Distribuição do consumo de água no processamento de carne

Etapas	Água consumida (%)	
	Hansen <i>et al.</i> (2000)	Pagan <i>et al.</i> (2002)
Recepção em currais	7-22	25
Abate / evisceração / desossa	44-60	32
Lavagem das tripas e buchos	9-20	10
Processamento das vísceras	7-38	20
Graxaria	2-8	2
Câmaras frigoríficas	2	3
Caldeiras	1-4	1
Usos em geral	2-5	7

Como consequência deste consumo de água nas indústrias processadoras de carne, tem-se significativa geração de efluentes. Tais efluentes caracterizam-se principalmente pela elevada carga orgânica, devido à presença de sangue, gordura, esterco, conteúdo intestinal e estomacal não-digerido, concentração de gordura e nutrientes, em especial nitrogênio e fósforo, variações de pH em função do uso de agentes sanitizantes, bem como variações em sua temperatura, decorrentes do processo produtivo (PACHECO; YAMANAKA, 2006).

Teixeira (2006) e IFC (2007) apontam que esses efluentes apresentam elevado teor de material orgânico, elevada demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e demanda química de oxigênio (DQO), devido à presença de sangue e fezes que se constituem fontes de nitrogênio e fósforo, e gordura, caracterizadas como fontes primárias da DBO, além de constituintes patogênicos e não-patogênicos, como vírus, bactérias e ovos de parasitas. Esses efluentes também se caracterizam pela diversidade em sua composição, uma vez que são acrescidos de detergentes e desinfetantes, incluindo ácidos, álcalis e compostos neutros, que entram no fluxo de águas residuárias após sua aplicação, durante as atividades de limpeza (IFC, 2007).

O potencial poluidor das agroindústrias processadoras de carne foi estimado em mais de 1 milhão de habitantes em equivalente populacional na Holanda e 3 milhões de habitantes na França. O sangue é um dos principais poluentes dissolvidos nas águas residuais de matadouros/frigoríficos. Apresenta uma DQO de 375.000 mg.L<sup>-1</sup>, bem como elevadas concentrações de sólidos suspensos (SS), inclusive gordura, pêlos, 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 (MASSE; MASSE, 2000).

Um resumo das características físico-químicas dos efluentes de matadouros/frigoríficos é apresentado na Tabela 2.

Tabela 2- Caracterização dos efluentes de matadouros/frigoríficos bovinos

Autores	Parâmetros				
	DBO <sub>5</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	Sólidos suspensos (mg.L <sup>-1</sup> )	pH	Nitrogênio total (mg.L <sup>-1</sup> )
Caixeta <i>et al.</i> (2002)	1300 - 2300	2000 - 6200	850 - 6300	6,3 – 6,6	--
Manjunath <i>et al.</i> (2000)	600 - 3900	1100 - 7250	300 - 2300	6,5 – 7,3	90 - 150
Cassidy e Belia (2005)	--	7685	1742	7,3	1057
Li <i>et al.</i> (2008)	2895	4672	1403	--	356
Pacheco e Yamanaka (2006)	5200 – 6700	--	2100 – 6300	6,0 – 8,0	3000
Borja <i>et al.</i> (1998)	6000	10400	--	6,4	230

De modo geral, as características dos efluentes de matadouros/frigoríficos bovinos apresentadas na Tabela 2 são bem amplas e destaque deve ser dado às variações encontradas nos valores de DQO que estão na faixa de 1100 a 10400 mg.L<sup>-1</sup> e nitrogênio total de 90 a 3000 mg.L<sup>-1</sup>. Esta variação pode ser justificada pelos fatores já mencionados, decorrentes do tipo de processo, da planta industrial, instalações, dentre outros. Portanto,

frente a esta variação, a caracterização do efluente torna-se indispensável, visto que a escolha e a eficiência dos processos de tratamento empregados estão diretamente relacionadas a estas características.

### 3.3 Remoção biológica de nitrogênio

O nitrogênio é um nutriente fundamental para a manutenção dos organismos vivos, uma vez que compõe moléculas orgânicas tais como proteínas, ácidos nucléicos, tornando-se um componente limitante à vida. Em águas residuárias, o nitrogênio pode ser encontrado na forma de nitrogênio orgânico (N-org) e nitrogênio amoniacal (N-amon) – este por sua vez pode se apresentar na forma de íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) ou amônia ( $\text{NH}_3$ ), cujas proporções dependem diretamente do pH do meio –, e ainda nitrito ( $\text{N-NO}_2^-$ ) e nitrato ( $\text{N-NO}_3^-$ ) (VON SPERLING, 1997; HAANDEL; MARAIS, 1999).

O excesso de nitrogênio lançado nos corpos receptores pode ser indesejável por diversos fatores, em especial pelo aumento da atividade autotrófica ocasionada pelo acúmulo da concentração deste nutriente, provocando eutrofização, justificada pela utilização do nitrogênio fotoautotróficos, produzindo uma grande quantidade de biomassa na forma de algas. Além disso, o nitrogênio pode ainda influenciar na dinâmica do oxigênio dissolvido do meio líquido, sendo tóxico aos organismos aeróbios, quando estiver na forma do íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) (GRAY, 2004).

O processo de tratamento biológico a ser escolhido para remoção de nitrogênio está diretamente relacionado com o tipo de microrganismo que se pretende favorecer, uma vez que a oxidação de compostos nitrogenados pode ocorrer por diferentes vias metabólicas, possibilitando a configuração de diversos biorreatores distintos dos processos aeróbios e anaeróbios usuais (VAZOLLÉR et al., 1989).

O processo de remoção biológica do nitrogênio em águas residuárias se dá pelas seguintes etapas: amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação, conforme pode ser exemplificado na Figura 2.

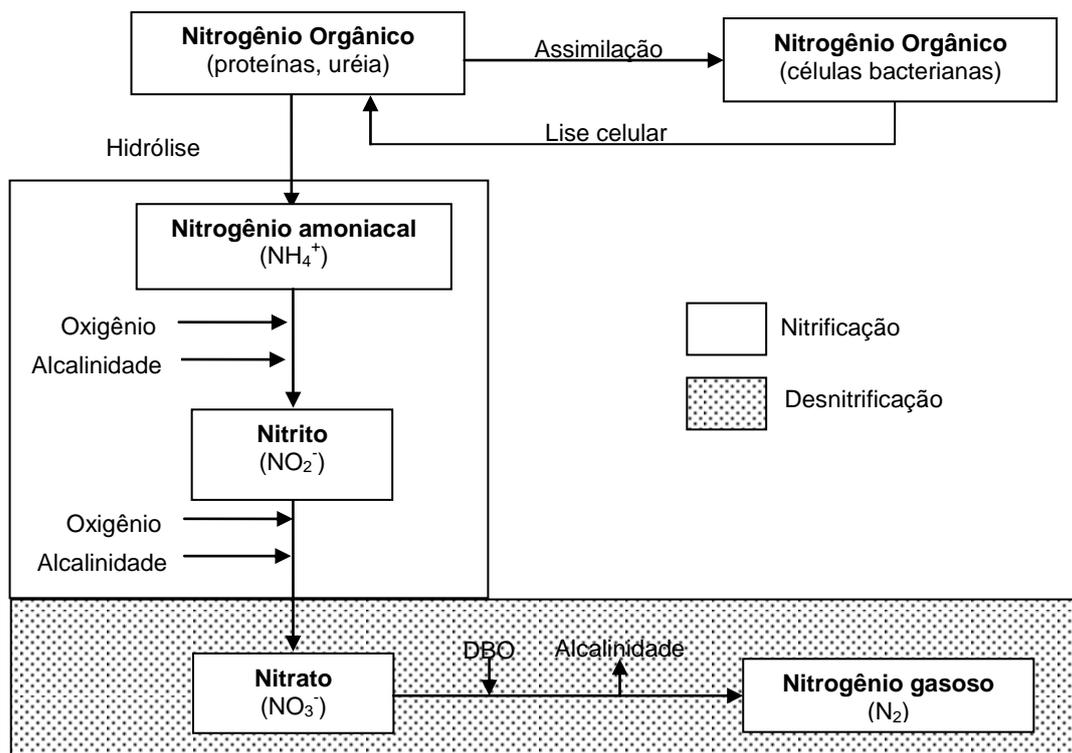


Figura 2- Transformação do Nitrogênio em processos biológicos  
 Fonte: adaptado de Metcalf e Eddy (2003).

### 3.3.1 Amonificação e assimilação

A amonificação é o processo de conversão do nitrogênio orgânico, formado principalmente por proteínas e ureia, em nitrogênio amoniacal, enquanto que a assimilação é o processo inverso, conforme é demonstrado na reação a seguir (reação química 1):



Segundo Metcalf e Eddy (2003), o N-amoniacal produzido pode ser metabolizado por microrganismos heterótrofos ou, ainda, participar de compostos intermediários. Outra forma de produção de amônia é através da decomposição de matéria orgânica por meio de ação extracelular em animais e plantas mortos, pela respiração endógena de bactérias vivas, e através da lise de células.

O nitrogênio amoniacal pode se apresentar na forma de amônia ( $\text{N-NH}_3$ ) ou íon amônio ( $\text{N-NH}_4^+$ ), sendo que o pH e a temperatura do meio determinam as proporções de cada composto. Haandel e Letinga (1994), Von Sperling (1997) e Metcalf e Eddy (2003) apontam que o íon amônio é predominante nos efluentes com concentrações de pH

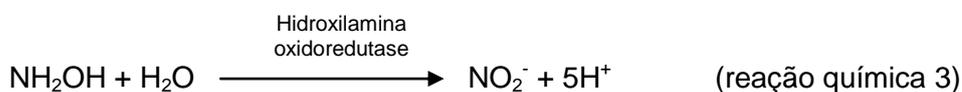
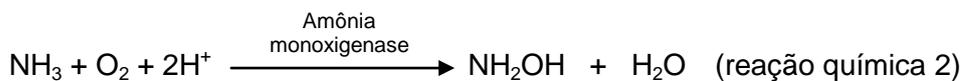
próximos da neutralidade e que para valores superiores a 9,5 praticamente todo o nitrogênio amoniacal se encontra na forma de amônia.

### 3.3.2 Nitrificação

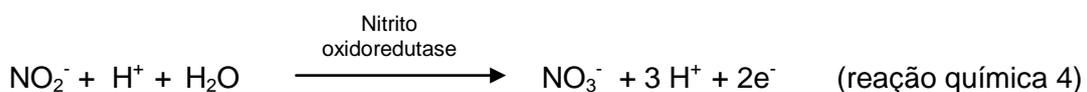
A nitrificação é tradicionalmente conhecida como a etapa de oxidação da amônia a nitrito e este a nitrato, utilizando o oxigênio molecular como acceptor final de elétrons. Desta forma, para que ocorra a remoção biológica do nitrogênio em meio líquido é necessário promover a nitrificação de compostos amonificados, sob condição aeróbia e, posteriormente, a desnitrificação, que ocorre em ambiente livre de oxigênio, ou anóxico, através de um processo enzimático (HAANDEL; MARAIS, 1999; METCALF; EDDY, 2003).

O processo de oxidação do nitrogênio amoniacal a nitrato ocorre em duas etapas distintas, conhecidas como nitritação e nitratação, e é conduzido por dois gêneros distintos de bactérias autotróficas nitrificantes, as *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, sendo a primeira capaz de oxidar a amônia e, a segunda, o nitrito.

A nitritação, realizada por bactérias oxidadoras de amônia, do gênero *Nitrossomonas*, ocorre no interior da membrana citoplasmática em que o íon amônio ( $\text{NH}_3$ ) é oxidado a hidroxilamina ( $\text{NH}_2\text{OH}$ ), por meio da ação da enzima amônia monoxigenase, na presença de oxigênio (reação química 2). Na sequência, a hidroxilamina é transportada para o periplasma e convertida a nitrito, por meio da ação da enzima hidroxilamina oxidoreductase (reação química 3). Destaque deve ser dado quanto à liberação do íon hidrogênio, que no processo de oxidação pode ocasionar redução no pH do meio, podendo inibir ou mesmo cessar a nitrificação (HAANDEL; MARAIS, 1999; GRAY, 2004).



O segundo estágio, chamado de nitratação, é realizado pelas bactérias do gênero *Nitrobacter*, através da enzima nitrito oxidoreductase, representado pela reação química 4.



Alguns fatores são fundamentais para garantir a eficiência do processo de nitrificação, dentre eles, a concentração de oxigênio dissolvido, matéria orgânica, alcalinidade, temperatura, pH, concentração de nitrogênio amoniacal e de compostos tóxicos.

Gray (2004) e Bitton (2005) citam a necessidade de garantir oxigênio e alcalinidade suficientes para neutralizar os íons de hidrogênio produzidos. Metcalf e Eddy (2003) e Gray (2004) mencionam que a reação global da nitrificação requer elevada concentração de oxigênio no meio, sendo necessários  $4500 \text{ mg.L}^{-1}$  de  $\text{O}_2$  para cada  $1000 \text{ mg.L}^{-1}$  de  $\text{N-NH}_4^+$  oxidado e, quanto à alcalinidade, devem ser garantidos  $7,14 \text{ mg}$  de  $\text{CaCO}_3$  para oxidar  $1 \text{ mg}$  de  $\text{N-NH}_4^+$ . Outro fator limitante para a nitrificação é a temperatura, cuja faixa ideal se situa entre  $25$  a  $36 \text{ }^\circ\text{C}$ . Leenen *et al.* (1997) apontam que a velocidade do consumo de oxigênio de células imobilizadas de *Nitrobacter agilis* à temperatura de  $10^\circ\text{C}$  foi inferior a 70% da velocidade quando a temperatura estava em  $30^\circ\text{C}$ .

O pH é outro fator que pode limitar o processo de nitrificação, pois interfere na velocidade das reações. Metcalf e Eddy (2003) apontam que a taxa de nitrificação decresce até 30% em valores inferiores a 6,8 se comparados com pH em 7,0. Os autores afirmam que taxas ideais de pH para atividade nitrificante, realizada pelas *Nitrosomonas sp.* e *Nitrobacter sp.* encontram-se na faixa de 7,0 a 9,0.

### 3.3.3 Desnitrificação

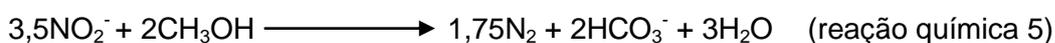
A desnitrificação é o processo de conversão biológica de nitrato a nitrogênio gasoso, realizada por bactérias heterotróficas, em condições anóxicas, ou seja, em baixa ou praticamente nula concentração de oxigênio dissolvido, em que a fonte de carbono requerida funciona como doador de elétrons, enquanto  $\text{NO}_3^-$  age como aceptor de elétrons na cadeia respiratória. Portanto, nitrito e nitrato são reduzidos através de várias etapas e reações bioquímicas, cujo produto final é o nitrogênio gasoso ( $\text{N}_2$ ) (HAANDEL; MARAIS, 1999; SÁNCHEZ *et al.*, 2000; GERARDI, 2002; GRAY, 2004).

Gerardi (2002) afirma que a via bioquímica da desnitrificação se refere a uma série de reações químicas que ocorrem no interior da célula bacteriana, onde nitrito e nitrato são reduzidos a nitrogênio molecular durante a degradação da matéria orgânica. A desnitrificação, portanto, ocorre por meio de dois importantes mecanismos biológicos, chamados de processos assimilativos e dissimilativos de redução de nitrato.

Na redução assimilativa, o nitrato é absorvido e convertido a nitrito e depois a formas intermediárias gasosas de nitrogênio. Neste processo, várias enzimas atuam na conversão do  $\text{NO}_3^-$  em  $\text{NH}_3$ , que é então incorporada em proteínas e ácidos nucleicos. Já a

redução dissimilativa é uma respiração anaeróbia, onde o  $\text{NO}_3^-$  atua como acceptor final de elétrons, sendo este reduzido a óxido nitroso ( $\text{N}_2\text{O}$ ) e gás nitrogênio ( $\text{N}_2$ ) (BITTON, 2005).

O processo de redução do nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e do nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) a nitrogênio gasoso podem ser observadas nas reações químicas 5 e 6, respectivamente.



Algumas condições ambientais são fundamentais na desnitrificação, dentre elas o pH e a temperatura são apontados como fatores mais importantes. Cheremisinoff (1996), Haandel e Marais (1999) e Henze *et al.* (2002) relatam que a velocidade do processo de desnitrificação para valores abaixo de 6,0 e acima de 8,5 diminui consideravelmente e afirmam que a faixa ótima de pH se situa entre 7,0 e 7,5, bem como mencionam que a temperatura não deve ser superior a 40°C.

Haandel e Marais (1999) ressaltam que a desnitrificação pode ocorrer na presença de baixas concentrações de oxigênio dissolvido e, segundo a literatura, este valor não deve ultrapassar a  $0,5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , uma vez que acima deste valor a desnitrificação é reduzida significativamente, pois as bactérias desnitrificantes não utilizarão os íons  $\text{NO}_2^-$  e  $\text{NO}_3^-$ , pelo fato de o oxigênio ser o acceptor preferencial de elétrons.

Henze *et al.* (2002) e Metcalf e Eddy (2003) também consideram a alcalinidade outro fator ambiental que pode afetar o processo, uma vez que a desnitrificação produz aproximadamente 4,3 mg de alcalinidade na forma de bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ) para cada 1 mg de nitrato reduzido. Portanto, enquanto a nitrificação consome alcalinidade, a desnitrificação produz alcalinidade.

Outro parâmetro de controle do processo de desnitrificação é a presença de um doador de elétrons para haver o equilíbrio estequiométrico. Para fontes de carbono prontamente biodegradáveis, recomenda-se relação de DQO/ $\text{NO}_3^-$  igual a 3. As bactérias heterotróficas oxidam o material carbonáceo e, paralelamente, fazem a redução da forma do nitrogênio existente; portanto, é fundamental prover fonte de energia para conversão de nitrato a nitrogênio gasoso. O requerimento de carbono pode ser provido por meio de adição de fonte interna (recirculação de parte do efluente, material celular) ou externa (aminoácidos, etanol, metanol, acetato, glicose, dentre outras) (METCALF; EDDY, 1991; HENZE *et al.*, 2002).

### 3.4 Processos alternativos de remoção de nitrogênio

Novos processos biológicos, envolvendo etapas de nitrificação e desnitrificação em um único reator têm sido estudados com o intuito de aprimorar os sistemas de remoção de nitrogênio. Dentre eles podem ser citados: Single Reactor High Activity Ammonium Removal Over Nitrite (SHARON), Anaerobic Ammonium Oxidation (ANAMMOX), Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite (CANON) e Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification (OLAND).

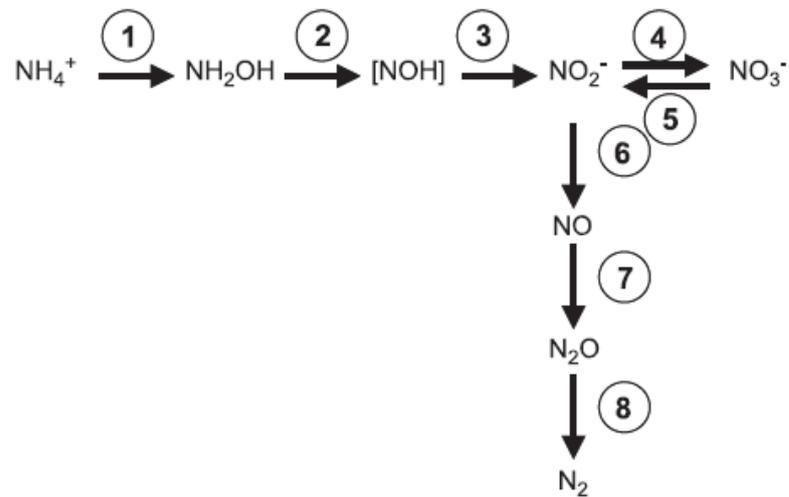
#### 3.4.1 SHARON

SHARON (sistema de reator único para alta taxa de remoção de amônia via nitrito) é aplicado no tratamento biológico de efluentes com altas cargas de nitrogênio e foi o primeiro processo bem sucedido em que a nitrificação e desnitrificação via nitrito foram alcançadas sob condições estáveis, em que a amônia é parcialmente convertida a nitrito sob condições aeróbias por bactérias amônio-oxidantes do gênero *Nitrosomonas* (NETTO, 2007).

O processo está baseado em uma espécie de curto circuito que ocorre na etapa de desnitrificação, realizado em um único reator, com pH acima de 7,0 e temperaturas acima de 30 °C, sem qualquer retenção de biomassa. Essas condições facilitam a “lavagem” das bactérias do gênero *Nitrobacter*, que são responsáveis por converter rapidamente o nitrito a nitrato. É realizado em grande parte, por bactérias do gênero *Nitrosomonas eutropha*, que fazem uso de diferentes taxas de crescimento das bactérias oxidadoras de amônia e nitrito, em temperaturas suficientemente elevadas, sendo capazes de economizar oxigênio e substrato na ordem de 25 a 40%, respectivamente. (KEMPEN et al., 2001; SCHMIDT et al., 2003; KHIN; ANNACHHATRE, 2004; TEIXEIRA, 2006; VOLCKE, 2007).

Shinohara et al. (2009) citam que, no processo SHARON, o tempo de retenção do lodo é o mesmo que o tempo de detenção hidráulica e, por isso, a carga de nitrogênio e a taxa de produção de nitrito são basicamente determinadas pela concentração de amônia no substrato.

As possíveis vias metabólicas para nitrificação e desnitrificação são mostradas na Figura 3.



Legenda: (1) amônia é oxidada a hidroxilamina. (2) e (3) Hidroxilamina é oxidada a nitrito. (4) Nitrito é convertido em nitrato. (5) Durante a desnitrificação, o nitrato é reduzido a nitrito. (6), (7) e (8) O nitrato é convertido em NO gasoso, N<sub>2</sub>O e N<sub>2</sub>.

Figura 3- Representação da via metabólica pelo processo SHARON  
Fonte: adaptado de Khin e Annachhatre (2004)

### 3.4.2 ANAMMOX

Segundo Serra (2006), Zhang *et al.* (2010), Hu *et al.* (2010), Duan *et al.* (2011) e Ni *et al.* (2011), ANAMMOX é um processo de produção do gás nitrogênio em que ocorre uma combinação da nitrificação aeróbia e desnitrificação anaeróbia, na qual as bactérias pertencentes ao grupo Planctomycetes convertem o nitrogênio amoniacal a nitrogênio gasoso (N<sub>2</sub>), utilizando o nitrito como aceptor de elétrons, em condições anóxicas, usando gás carbônico (CO<sub>2</sub>) como única fonte de energia. O nitrito necessário para o crescimento das bactérias é fornecido pelas bactérias oxidadoras de amônio.

Kartal *et al.* (2006), Chamchoi *et al.* (2008), Wang *et al.* (2009) e Kartal *et al.* (2010) afirmam que o processo ANAMMOX tem algumas vantagens sobre os processos convencionais de remoção de nitrogênio, tais como a redução de aproximadamente 60% do oxigênio requerido para aeração, sem requerimento de material orgânico para atuar como fonte externa de carbono, diminuição da quantidade de lodo gerado, podendo assim minimizar em até 90% os custos operacionais.

De acordo com Suneethi e Joseph (2011) e Ni *et al.* (2011), ANAMMOX é um processo favorável, preferencialmente, em ambientes com elevada idade do lodo ( $\theta = 30$  a 50 dias), requer uma operação estável, presença de nitrito em concentrações inferiores a 70 mg.L<sup>-1</sup>, com temperatura ideal na faixa de 32 a 35 °C, cujo pré-requisito é a necessidade da nitrificação parcial. Além disso, os autores apontam que a lenta taxa de crescimento dos microrganismos ANAMMOX, em combinação com os efeitos de inibição e com possíveis problemas operacionais, faz com que a partida do processo de ANAMMOX seja difícil.

Estudos foram desenvolvidos por Ni *et al.* (2010), Ni *et al.* (2011), Joss *et al.* (2011), Tao *et al.* (2011) com o intuito de avaliar o desempenho de reatores ANAMMOX, otimizar a partida dos mesmos e acelerar a atividade metabólica da população microbiana responsável pelo processo de oxidação de amônia via nitrito, a fim de elucidar questões relacionadas com os fatores já mencionados no parágrafo anterior, em especial com a disponibilidade de biomassa e seu lento crescimento, que podem comprometer a implantação do sistema em escala industrial.

A representação esquemática do processo ANAMMOX é apresentada na Figura 4.

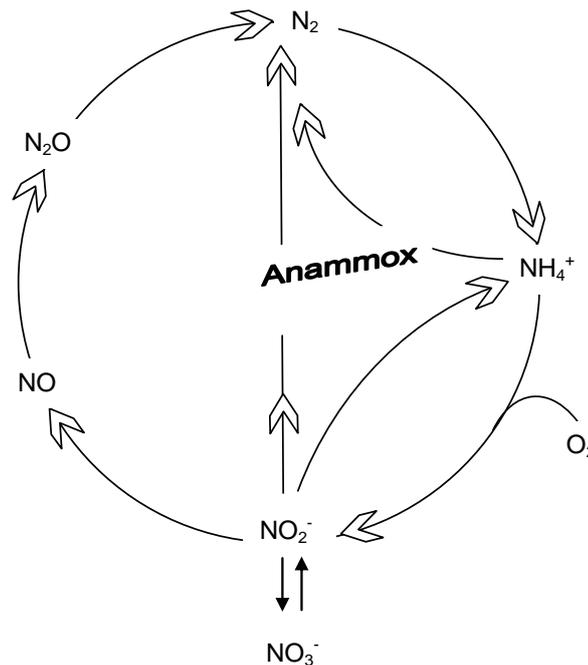


Figura 4- Desenho esquemático do ciclo do nitrogênio com ênfase no processo ANAMMOX  
Fonte: adaptado de Kartal *et al.* (2010)

### 3.4.3 CANON

O processo CANON consiste na combinação dos processos de nitrificação parcial e oxidação anaeróbia do nitrogênio amoniacal em um único reator aerado, no qual é formada uma cultura conjunta de bactérias aeróbias e anaeróbias oxidadoras de amônia, em condições de limitação de oxigênio, permitindo o desenvolvimento de processos aeróbio-anaeróbios ao mesmo tempo (NIELSEN *et al.*, 2005).

As bactérias nitrificantes oxidam a amônia a nitrito, consomem oxigênio e criam um ambiente anóxico. Como o processo é completamente autotrófico, não há a necessidade de aplicação de fonte externa de carbono, e o consumo de oxigênio é aproximadamente 65% menor que no processo convencional de remoção de nitrogênio (KHIN; ANNACHHATRE, 2004; SCHMIDT *et al.*, 2003). A competição por oxigênio e nitrito em um processo CANON é ilustrada na Figura 5.

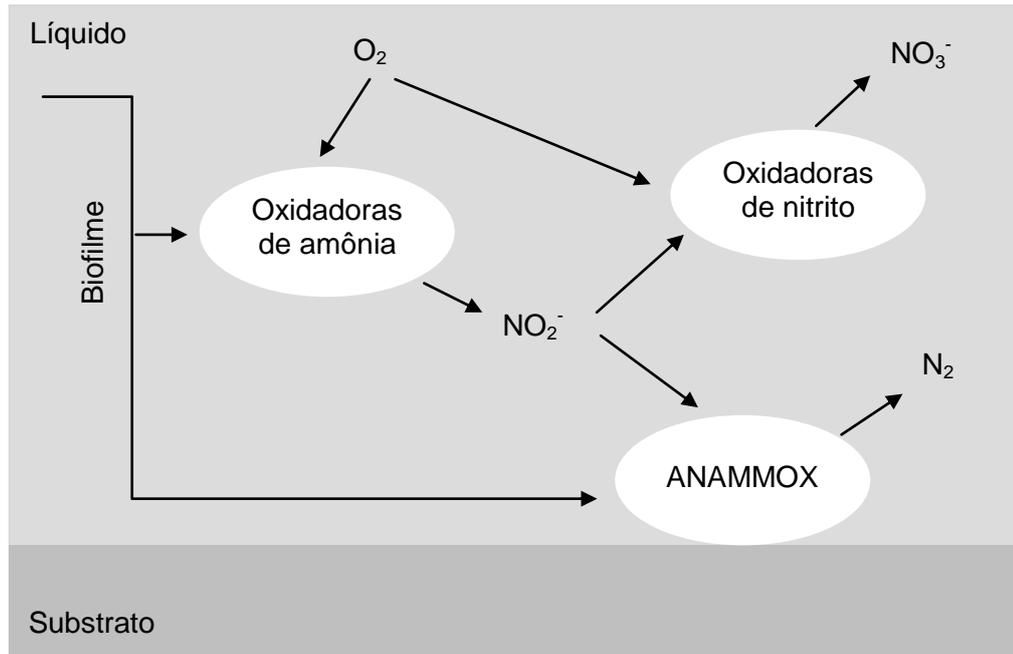


Figura 5- Competição bacteriana de oxigênio e nitrito em um reator CANON  
Fonte: adaptado de Serra (2006)

Sliekers *et al.* (2003) destacam que este processo é preferencialmente aplicado a efluentes que contenham baixa concentração de matéria orgânica, que poderia favorecer a nitrificação e desnitrificação convencional. O CANON mostrou-se um processo atrativo do ponto de vista econômico por não ter necessidade de fonte externa de carbono, por consumir menos oxigênio e ainda por produzir menor quantidade de lodo se comparados aos processos convencionais de remoção de nitrogênio. Por outro lado, sua aplicação está limitada pelas dificuldades associadas com o cultivo das bactérias ANAMMOX, decorrentes do lento crescimento destes microrganismos.

#### 3.4.4 OLAND

O processo OLAND está baseado na remoção direta do nitrogênio, por meio da nitrificação e desnitrificação sob condições limitadas de oxigênio, que é fornecido de forma estequiométrica, em que a conversão do nitrogênio amoniacal ocorre até nitrito e devido a escassez de aceptores de elétrons, o nitrito formado passa a ser reduzido a  $N_2$  para oxidar o restante do  $NH_4^+$  (ARAÚJO JR., 2006).

De acordo com Netto (2007), Vlaeminck *et al.* (2007) e Karakashev *et al.* (2008), há formação de um biofilme espesso, composto por basicamente dois tipos de bactérias autotróficas: as aeróbias oxidadoras de amônia, do gênero *Nitrossomonas*, que convertem nitrogênio amoniacal em nitrito, tendo o oxigênio comoceptor final de elétrons, e as

bactérias anaeróbias oxidadoras de amônia, que oxidam o remanescente de amônia tendo o nitrito como aceptor final de elétrons.

Netto (2007) aponta que este processo não requer condições anóxicas e pode ocorrer em condições de baixa concentração de O<sub>2</sub>. Além disso, é possível economizar cerca de 62% da demanda de oxigênio se comparado com os processos convencionais. O inconveniente de sua aplicação está no controle das concentrações de O<sub>2</sub> para limitar a velocidade da respiração celular, o que gera uma dificuldade quando se deseja sua implantação em escala industrial.

Os processos descritos acima têm sido caracterizados como alternativas promissoras frente às tecnologias usuais empregadas, tendo em vista a busca pela melhoria na eficiência e a redução de custos operacionais da remoção biológica de nitrogênio. Outros processos que estão em evidência por também apresentarem são os sistemas combinados anaeróbio-aeróbios, que operam em diferentes configurações de reatores e estão sendo desenvolvidos para promover de forma eficiente a remoção de matéria orgânica e de nutrientes.

### **3.5 Processos combinados de tratamento de águas residuárias**

Dentre as diversas opções de tratamento de efluentes, os sistemas combinados anaeróbio-aeróbio mostram-se promissores, principalmente quando se deseja, além da redução da matéria orgânica, a remoção de nitrogênio e fósforo. Para a remoção biológica de nutrientes, uma adequada combinação entre as fases anaeróbia e aeróbia, somada a submissão da população microbiana às condições cíclicas destas duas fases, pode ser fator decisivo para garantir a eficiência desta remoção (DELGENE`S et al., 1998).

Domingues (2005), Chernicharo (2006) e Wang *et al.* (2009) destacam que a aplicação combinada de processos anaeróbios-aeróbios pode apresentar melhorias significativas na eficiência do tratamento de efluentes, além de propiciar uma série de vantagens frente aos sistemas convencionais, dentre elas pode ser citada a baixa potência requerida de aeração na fase aeróbia, menor produção de lodo e, ainda, os baixos custos de implantação e operação.

Um resumo dos diversos sistemas combinados de tratamento de efluentes, investigados por vários pesquisadores ao longo da última década é apresentado na Tabela 3. Vale destacar que os estudos apresentados em literatura utilizando sistemas combinados no tratamento de efluentes da indústria frigorífica bovina são limitados.

Tabela 3- Resumo dos parâmetros operacionais de sistemas combinados anaeróbio-aeróbios

Autores	Tipo de efluente	Fluxo	Volume total (L)	Meio suporte	TDH (h)	Eficiência média de remoção			
						DQO (%)	NT (%)	N-amon (%)	SS (%)
Rebah <i>et al.</i> (2010)	Sintético	Ascendente	44,0	Argila e plástico	36,0	90	70	70	ND
Pontes (2009)	Industrial	Ascendente	6,7	Argila expandida e espuma de poliuretano	5,0 e 6,7	87	44	37	ND
Abreu e Zaiat (2008)	Sanitário	Ascendente	6,4	Espuma de poliuretano	6, 8, 10 e 12	81	ND	85	ND
Ichinari <i>et al.</i> (2008)	ND	Descendente	3.500,0	Plástico	34,0 e 49,5	ND	ND	50,6	96,8
Zhang <i>et al.</i> (2007)	Sintético	Descendente	360,0	Material fibroso	18,0	95	84	95	ND
Ahmed <i>et al.</i> (2007)	Têxtil	Ascendente	27,0	Cosmo ball	24, 18, 12 e 8	ND	ND	84,6	98,9
Ahn <i>et al.</i> (2007)	Sintético	Ascendente	12,7	Cerâmica	24	99	46	ND	ND
Netto (2007)	Sanitário	Ascendente	7,0	Argila expandida e espuma de poliuretano	6, 8 e 10	95	75	ND	79
Araújo Jr. (2006)	Industrial	Ascendente	35,9	Argila expandida e espuma de poliuretano	11; 17; 21	97	77	ND	84
Bodik <i>et al.</i> (2003)	Sanitário	Descendente	750,0	Plástico	20	83	ND	87,3	93

Legenda: (TDH)=Tempo de Detenção Hidráulico; (DQO)= Demanda Química de Oxigênio; (NT)= Nitrogênio total; (N-amon)= Nitrogênio Amoniacal (SS)= Sólidos Suspensos; (ND)= informação não disponível

Chan *et al.* (2009) afirmam que efluentes industriais altamente poluidores são tratados, preferencialmente, por sistemas anaeróbios, devido ao elevado nível de DQO, ao potencial de geração de energia e à baixa produção de lodo excedente. No entanto, em aplicações práticas, o tratamento anaeróbio se torna ineficiente, com baixa taxa de crescimento microbiano e com menor redução de matéria orgânica, havendo a necessidade de pós-tratamento, uma vez que tais efluentes podem conter íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) e sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ). Desta forma, considerando que o efluente final produzido pelo tratamento anaeróbio contém matéria orgânica remanescente, a combinação deste com o tratamento aeróbio se torna uma opção adequada para produzir efluente final adequado aos padrões exigidos pela legislação ambiental vigente.

Analisando os dados apresentados na Tabela 3, pode-se afirmar que em termos de eficiência de remoção de matéria orgânica, expressa em termos de DQO, os sistemas combinados apresentam resultados satisfatórios de remoção na faixa de 80 a 99%. Os autores concluíram que os sistemas combinados anaeróbio-aeróbios foram capazes de tratar diferentes tipos de efluentes, de alta carga poluidora, mas destacam que os fatores ambientais, como pH, alcalinidade e oxigênio dissolvido, devem ser controlados, pois os mesmos interferem no desempenho da remoção de matéria orgânica e nitrogenada.

Outra característica de interesse, do ponto de vista de otimização do processo de tratamento, são os diferentes TDHs aplicados e que, segundo dados da literatura reportada, na Tabela 3, têm muita variação. Isso demonstra que a combinação dos processos anaeróbio-aeróbios acarreta em estabilidade operacional e que sua configuração mostra boa capacidade para absorver choques hidráulicos e orgânicos.

Bodik *et al.* (2003) afirmam que a grande dificuldade da aplicação de processos combinados no tratamento de águas residuárias está em encontrar uma condição ótima de operação do sistema, com o objetivo de alcançar estabilidade e eficiência do sistema.

Além dos trabalhos referenciados na Tabela 3, cujos autores apresentam faixa variada de remoção de matéria orgânica, expressa em termos de DQO, variando de 81 a 99% de eficiência, Mahmoud *et al.* (2011) avaliaram dois sistemas combinados anaeróbios-aeróbio. O primeiro foi composto por um reator anaeróbio híbrido (AHR) seguido de um sistema DHS (*downflow hanging sponge*) e o segundo consistiu de um tanque de sedimentação primária (PST), seguido por um reator DHS.

O primeiro sistema combinado foi operado com TDH de 8 horas, sendo 6 horas para o reator híbrido (AHR) e 2 horas para o sistema DHS. A carga orgânica média aplicada foi de  $1,94 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$  para o AHR e  $1,84 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$  para o DHS. Em termos de eficiência, a primeira configuração apresentou valores médios de remoção em termos de DQO total, DQO solúvel,  $\text{DBO}_5$  total, SST e Nitrogênio total foram de 90, 78, 95, 96 e 72%, respectivamente. Os autores destacam que, pelos resultados alcançados, a combinação

desses dois sistemas apresentou bom desempenho, podendo ser recomendado como uma tecnologia compacta e de baixo custo para o pós-tratamento de esgotos sanitários.

Araújo Jr. (2006) e Netto (2007) avaliaram o desempenho de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo, operado de modo contínuo com fluxo ascendente, sem e com recirculação da fase líquida. Os dados reportados por Araújo Jr. (2006) indicam que a melhor condição operacional do reator combinado foi conseguida aplicando-se TDH de 21 h na zona anaeróbia e 14 h na zona aeróbia e razão de recirculação (R) igual a 3,5, apresentando eficiências na remoção de DQO, NTK e NT de 97, 94 e 77%, respectivamente. O reator vertical de leito fixo, operando unicamente em condição anaeróbia, apresentou eficiências médias na remoção de DQO de 43, 60 e 70%, respectivamente para TDH aplicados de 11, 17 e 21 h.

Já Netto (2007) afirma que os melhores valores de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, chegaram a 80% para TDH de 10 h. No entanto, o autor destaca que com a inserção da fase aeróbia ao sistema, a eficiência subiu para mais de 95% com DQO efluente abaixo dos 50 mg.L<sup>-1</sup> e remoção de nitrogênio total de 75% para razão de recirculação (R) de 1,5. O reator avaliado apresentou estabilidade operacional, alta remoção de matéria orgânica e nitrogênio sem a necessidade de suplementação de alcalinidade e adição de fonte externa de carbono.

Santos (2004) avaliou desempenho de um processo combinado para tratamento biológico de esgoto sanitário, visando à remoção de nutrientes, especialmente nitrogênio. O sistema foi composto por três reatores sobrepostos, sendo um reator UASB; um reator de leito móvel e filme fixo aeróbio (com aplicação de oxigênio puro), além de um reator de leito móvel e filme fixo com ambiente anóxico, operados em escala piloto, com volume útil igual a 71,48 litros. Segundo o autor, os resultados de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, e de nitrogênio foram mais satisfatórios quando o TDH total esteve próximo a 20 horas (94,6% para DQO e 96,7% para NTK). O autor destaca ainda que o estudo dos consórcios microbianos forneceu excelentes resultados quanto à quantidade, a diversidade e a atividade das populações desenvolvidas nos diferentes ambientes, confirmando o bom desempenho do sistema combinado e o fornecimento de ambiente adequado para o desenvolvimento das diferentes populações nos três reatores.

Kato *et al.* (2001) avaliaram desempenho de dois reatores EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*), um anaeróbio e outro aeróbio, em escala piloto, operado com volume total de 401 L para cada reator, tratando esgotos sanitários. O reator anaeróbio operou com TDH de 4 horas e o reator aeróbio, com TDH de 8 horas. Os resultados de eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta e filtrada, para o primeiro reator foram de 58 e 76%, respectivamente. Já o reator aeróbio apresentou eficiência de remoção de DQO bruta de 59% e de DQO filtrada de 75%. Os autores afirmam que a nitrificação

resultou em concentrações de nitrato da ordem de até 30 mgN.L<sup>-1</sup>, porém tal processo ocorreu por curtos períodos alternados e o processo de desnitrificação, no reator anaeróbio, ficou prejudicado devido a problemas operacionais no reator aeróbio.

### **3.6 Reatores com biomassa aderida**

A imobilização de microrganismos tem ganhado destaque nas últimas décadas e é uma importante técnica no campo de aplicação do tratamento de águas residuárias, em especial para o grupo de bactérias nitrificantes, pois possibilita a concentração celular no interior do reator. Desta forma, a eficácia do tratamento de efluentes em reatores com biomassa imobilizada mostra vantagens em relação aos sistemas com biomassa em suspensão, pois pode melhorar a retenção de biomassa, a idade do lodo, a concentração de sólidos e a diversidade microbiana, indicando que a imobilização pode ser benéfica, do ponto de vista de evitar perdas de biomassa quando operado sob condições adversas, como, por exemplo, aplicação de cargas de choques (LEENEN et al., 1996; LEENEN et al., 1997; ROSTRON et al., 2000; CAMARGO et al., 2002; LIMA et al., 2005; NEDOVIC; WILLAERT, 2005; ZIELINSKA; WOJNOWSKA-BARYLA, 2007).

Show e Tay (1999) e Rostron *et al.* (2000) apontam que diversos estudos têm sido desenvolvidos para analisar o desempenho operacional de reatores com biomassa aderida, utilizando diversos materiais, tais como policloreto de vinila (PVC), cápsulas de vidro, espuma de poliuretano, argila expandida, dentre outros. Os autores verificaram que o material suporte afetou positivamente a inserção e o crescimento de microrganismos, em especial das arqueas metanogênicas. Este mecanismo pode ser alcançado espontaneamente em material inerte ou por encapsulamento em matrizes poliméricas. Portanto, a adsorção tem sido o método mais utilizado para imobilização de biomassa no tratamento de águas residuárias, em especial de esgoto sanitário. Quanto às desvantagens da utilização de material suporte, os autores afirmam que está no fato de que algumas partículas podem se tornar anaeróbias no centro do material; contudo, a remoção de altas cargas orgânicas pode ser alcançada.

Em relação aos microrganismos nitrificantes, estes apresentam crescimento lento e baixo rendimento e, portanto, baixos tempos de retenção celular podem causar o arraste da biomassa, caso esta não esteja aderida. Desta forma, a utilização do método de imobilização pode apresentar efeitos positivos na eficiência do sistema de tratamento, pois os processos com crescimento aderido apresentam maior estabilidade do que os de crescimento suspenso, quando se trata de águas residuárias com variações de cargas orgânicas e hidráulicas. A imobilização da biomassa envolve processos físicos, químicos e biológicos

que são influenciados por uma série de parâmetros, tais como concentração do substrato, tempo de detenção hidráulica (TDH), matéria orgânica, temperatura e pH (CHEN et al., 2006; LI et al., 2009).

Picanço, Gianotti e Blundi (2000) avaliaram a influência de quatro materiais suportes no crescimento e na retenção da biomassa, sendo: cloreto de polivinila (PVC), espuma de poliuretano, tijolo refratário e cerâmica porosa, quando tratando efluente sintético em um reator anaeróbio, e concluíram que a porosidade dos materiais-suportes utilizados para imobilização microbiana exerceu papel fundamental na retenção da biomassa, sendo que a espuma de poliuretano seguido da cerâmica porosa apresentaram maior quantidade de sólidos voláteis imobilizados, uma vez que os autores observaram o predomínio de bactérias semelhantes a *Methanosarcina*, aderidas de forma isolada e pontual junto à parede dos suportes poliméricos. Nos cerâmicos, predominaram as células semelhantes à *Methanosaeta*, formando uma estrutura de filamentos entrelaçados entre os poros e rachaduras do material.

Estudos realizados por Yang *et al.* (2004) apontaram os efeitos de quatro diferentes meios suportes (filtro de carbono, espuma de poliuretano, esponja de bucha e lã de rocha mineral) utilizados para imobilizar biomassa em um reator anaeróbio de leito fluidizado, alimentado com efluente sintético. Os resultados indicaram que os materiais, em especial a espuma de poliuretano e a bucha, apresentaram os melhores resultados em termos de produção de metano, em função de suas características porosas, permitindo melhores condições de adesão de distintos tipos de microrganismos.

Garcia *et al.* (2008) avaliaram os efeitos da utilização de espuma de poliuretano, carvão vegetal, pomes sintéticos e polietileno de baixa densidade como meios suportes, em um reator anaeróbio em batelada sequencial (AnSBBR), alimentado com esgoto sanitário. Os resultados indicaram que a espuma de poliuretano foi o meio suporte mais apropriado para as condições analisadas, tomando por base três variáveis: desempenho do reator, análise cinética e os resultados microbianos.

Os autores afirmaram que os melhores valores de remoção de matéria orgânica em termos de DQO total e filtrada foram registrados quando a espuma de poliuretano foi utilizada como suporte de imobilização, cuja eficiência foi de 61 e 71%, respectivamente. O modelo cinético de primeira ordem representou o comportamento de remoção de matéria orgânica, e os resultados indicaram que o melhor coeficiente de correlação foi alcançado quando o reator foi operado com o polietileno como meio suporte. Os exames microbiológicos, realizados por meio da técnica de eletroforese em gel de gradiente desnaturante (DGGE), indicaram uma ampla variedade de morfologias nos quatro materiais testados; no entanto, uma notável e significativa diferença em termos de população microbiana foi observada entre a espuma de poliuretano e o polietileno. Os autores

concluíram que a espuma de poliuretano, se comparada aos demais materiais testados, apresentou melhor potencial de utilização como material para imobilização de biomassa.

Por sua vez, Qiao *et al.* (2008) realizaram um estudo comparativo do desempenho de um reator de leito fluidizado e um biofilme de oxidação por contato no processo de nitrificação de células imobilizadas em pellets de polietilenoglicol, tratando efluente sintético. Os autores concluíram que as células imobilizadas do reator de leito fluidizado apresentaram menor período de aclimatação e maior taxa de remoção de amônia (55%), além de maior estabilidade operacional e resistência a cargas de choques.

Oliveira *et al.* (2009) estudaram a influência da imobilização de biomassa, em reatores anaeróbios horizontais de leito fixo, tratando efluente sintético e imobilizado com carvão vegetal e argila expandida com espuma de poliuretano. Os autores concluíram que os materiais permitiram o crescimento de microrganismos de diferentes morfologias, dentre elas as arqueas metanogênicas (*Methanosaeta* sp. e *Methanosarcina* sp.), indicando que tais materiais influenciaram o desenvolvimento da comunidade microbiana.

Dong *et al.* (2011) avaliaram os efeitos das mudanças operacionais como temperatura, pH, oxigênio dissolvido de um reator aerado de fluxo ascendente com recirculação interna, no processo de nitrificação, sob condições de baixa concentração de amônia, com bactérias nitrificantes suspensas e imobilizadas em poliuretano marítimo, utilizando efluente sintético. Os resultados apresentados indicaram que as bactérias nitrificantes que foram imobilizadas mostraram alta capacidade de remoção de nitrogênio amoniacal, com eficiência de aproximadamente 80%, e estabilidade para operação ao longo prazo, com TDH de 30 horas. Os autores concluíram que o método de imobilização é adequado para tratamento de águas com baixas concentrações de poluentes.

### **3.7 Remoção biológica de fósforo**

O fósforo é um elemento importante no mecanismo de transferência de energia da célula, via adenosina trifosfato (ATP) e polifosfato. A quantidade de fósforo presente nos efluentes industriais é bastante variada, sendo influenciada pelo uso de detergentes. No entanto, o lançamento de águas residuárias contendo alta concentração deste nutriente pode causar problemas de eutrofização dos corpos hídricos.

Uma das alternativas para a redução de sua concentração é a remoção biológica de fósforo (RBF), que se baseia na capacidade de algumas bactérias heterotróficas presentes na biomassa ativa de acumularem, dentro da própria célula, fosfato solubilizado na forma de polifosfatos, em condições ótimas para seu crescimento e metabolismo. Essas condições referem-se à exposição do lodo a um ambiente preferencialmente anaeróbio, em

que a fração de fósforo no lodo tende a aumentar devido ao estabelecimento de uma comunidade de microrganismos, denominados organismos acumuladores de fosfato (OAF) ou organismos (WANG et al., 2008; NÓBREGA, 2009).

O mecanismo de remoção biológica do fósforo está baseado em duas etapas: a fermentação e a estocagem de ácidos graxos voláteis na fase anaeróbia e a absorção de fósforo para produção e manutenção de novas células na fase aeróbia. Em condição anaeróbia, os OAF capturam o material orgânico presente no efluente, de forma a obter energia para o transporte de substrato e para a formação e armazenamento de produtos metabólicos orgânicos, na forma de polifosfato (poli-p) e como poli-hidroxiacetato (PHA). Como consequência, o fosfato é liberado e ocorre o aumento da concentração de fósforo solúvel no meio líquido, e a concentração de material carbonáceo diminui. O substrato adsorvido é armazenado no interior das células até ser utilizado em condições aeróbias. (METCALF; EDDY, 2003; CHEN et al., 2005; BRASIL, 2010).

A Figura 6 representa os perfis da concentração média dos componentes mensuráveis da remoção biológica de fósforo, operado sob condições anaeróbia-aeróbia, conforme reportado por Haandel e Marais (1999), Baetens (2001), Blackall *et al.*, (2002), Mulkerrins *et al.* (2004), Chiou e Yang (2008).

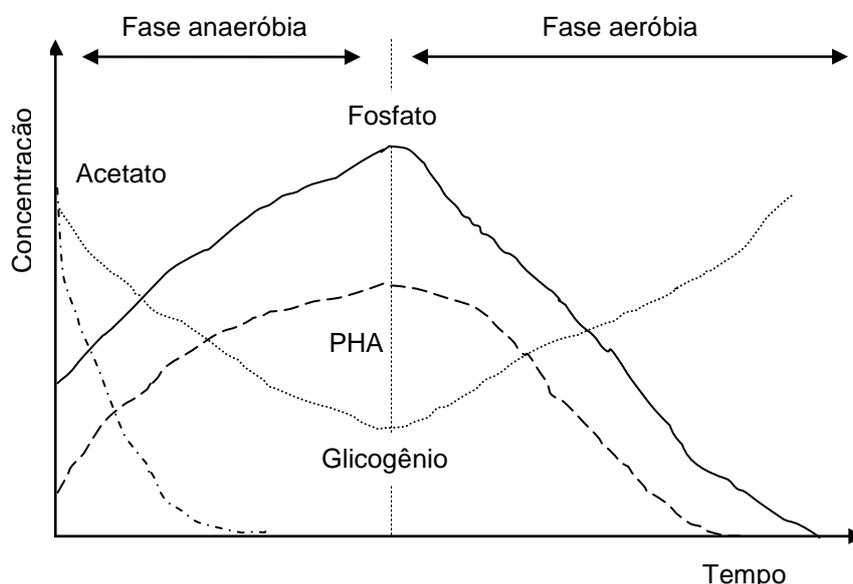


Figura 6- Representação esquemática dos perfis de concentração de elementos envolvidos na remoção biológica do fósforo em condições anaeróbia-aeróbia  
Fonte: adaptado de Baerten (2001).

Quando o efluente entra na fase anaeróbia, os OAF acumulam como fonte de carbono um polímero chamado poli-hidroxiacetato (PHA), cujas principais formas são poly-beta-hidroxiacetato (PHB) e poly-beta-hidroxiacetato (PHV). A energia para armazenar

esse polímero é obtida a partir da quebra do glicogênio e da hidrólise do polifosfato (poli-P). A partir do momento em que o poli-P é quebrado em ortofosfato para fornecimento de energia, a concentração de fosfato no efluente da fase anaeróbica aumenta.

A fase anaeróbia necessita ser seguida por uma fase aeróbia ou anóxica. Durante esta fase, o PHB armazenado é oxidado, liberando energia que será usada para a absorção do ortofosfato na fase líquida. Nestas condições, a concentração de ortofosfato diminui, pois as bactérias armazenam mais fosfato do que liberam na fase anaeróbia, ou seja, utilizam todo o fosfato liberado mais um adicional que está presente no efluente. Dessa forma, se estabelece um lodo rico em fósforo, podendo chegar até a concentração máxima de 38%, e é eliminado do sistema através do descarte do lodo de excesso.

Por se tratar de um processo biológico, alguns fatores interferem negativamente no desempenho do processo de remoção do fósforo, sendo eles pH, temperatura, OD e concentração de nitrito e nitrato.

Helness (2007) e Oehmen *et al.* (2007) apontam que a proporção de fósforo que é removido por substrato absorvido pode variar de acordo com o pH do meio. A razão desta variação pode ser justificada pela energia requerida para o transporte do substrato para o interior da membrana celular. Sob este pressuposto, há um aumento no gradiente de pH e um correspondente aumento da diferença de potencial elétrico através da membrana celular em um ambiente com pH elevado. Portanto, mais energia é necessária para o transporte do substrato através da membrana quando os valores de pH do meio externo são elevados. No entanto, os OAF são similares a outras bactérias heterotróficas, cujo valor ideal de pH situa-se na faixa de 7.

Quanto aos efeitos da temperatura sobre os organismos acumuladores de fósforo, Panswad *et al.* (2003) e Li *et al.* (2010), afirmam que a eficiência de remoção de fósforo depende fortemente da temperatura, cujos teores de fósforo diminuem com o seu aumento. Lopez-Vazquez *et al.* (2009) avaliaram a influência de diferentes fontes de carbono, temperatura e pH sobre o metabolismo de organismos acumuladores de fosfato (OAF) e de glicogênio (OAG) e concluíram que independentemente da fonte de carbono ou pH, os OAF foram os microrganismos dominantes em baixas temperaturas (10°C) e os OAG tiveram seu metabolismo inibido a 10 °C. Já em temperaturas de 20 °C, independente do pH do meio, os OAF se sobressaíram em relação aos OAG e, em condições superiores a 30 °C, os OAG tendiam a se proliferar.

Um processo projetado para remover, simultaneamente, matéria orgânica, nitrogênio e fósforo deve satisfazer diferentes demandas de oxigênio para diferentes microrganismos envolvidos. No entanto, a literatura aponta que a absorção do fósforo, por parte dos OAF, é proporcional ao aumento da concentração de oxigênio dissolvido, ou seja, em baixas taxas de aeração a absorção de fosfato também é baixa. Além disso, uma

concentração entre 3 a 4 mg.L<sup>-1</sup> é recomendada (MULKERRINS *et al.*, 2004; HELNESS, 2007).

Outro fator que pode interferir na eficiência de remoção do fósforo é a concentração de nitrito, uma vez que, em concentrações elevadas, este elemento pode provocar um efeito negativo sobre o processo biológico de remoção do fósforo. Baerten (2001), Ya-yi *et al.* (2007), Sin *et al.* (2008) e Zhou *et al.* (2010) apontam, em seus experimentos, que concentrações inferiores a 10 mgNO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> mostraram que o nitrito não é prejudicial, podendo atuar como receptor de elétrons para a absorção de fosfato em fase anóxica.

### **3.8 Comportamento hidrodinâmico de reatores**

O estudo hidrodinâmico de reatores permite avaliar o regime de escoamento no interior do reator, possibilitando a identificação de anomalias, tais como presença de zonas mortas, caminhos preferenciais e curtos-circuitos hidráulicos, que são deficiências que podem afetar diretamente no volume útil do reator e causar falhas operacionais do ponto de vista dos mecanismos hidráulicos e operacionais. Além disso, a importância de avaliar o comportamento hidrodinâmico de reatores reside no fato de permitir a obtenção das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) do líquido, ou seja, identificar qual a fração do líquido que permanece no reator, por unidade de tempo.

A hidrodinâmica dos reatores exerce um importante papel, uma vez que pode influenciar a velocidade das reações biológicas, por meio de alterações na taxa de transferência de massa e na distribuição das reações ao longo do reator. Como os processos biológicos de tratamento de efluentes ocorrem em volume definido por limites físicos específicos, é de fundamental importância o conhecimento do comportamento hidrodinâmico, a fim de estabelecer os regimes de fluxo e detectar presença de anomalias no processo, tais como caminhos preferenciais que podem prejudicar a eficiência do tratamento devido à diminuição do volume útil e do tempo de detenção hidráulico dos reatores (DANTAS *et al.*, 2000).

Albuquerque e Santana (2004) afirmam que uma das causas do baixo desempenho de reatores está relacionada com a má distribuição do líquido que afeta a distribuição dos substratos na entrada do sistema, bem como os produtos de sua reação. Os principais fatores que podem contribuir para a má distribuição do fluxo são a presença de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos, recirculação interna e dispersão.

Foresti *et al.* (2006) e Carvalho (2006) apontam que variações na vazão e na concentração do afluente podem afetar a eficiência de reatores anaeróbios, pois existe um balanço muito estreito entre os processos de oxidação da matéria orgânica e a conversão

de produtos ácidos em metano e dióxido de carbono. A pesquisadora ainda afirma que os efeitos de tais variações dependem do tempo de detenção hidráulica, do tempo de retenção celular, da intensidade e da duração das variações, das propriedades do lodo e do projeto de reatores, principalmente da configuração dos separadores de fases.

De acordo com Levenspiel (2000), o modelo hidrodinâmico de um reator é uma função relacionada ao tipo e ao padrão de fluxo da mistura, sendo a última dependente em especial da forma geométrica, da quantidade de energia introduzida por unidade de volume e também da escala do reator.

Estudos hidrodinâmicos podem ser realizados através de testes de estímulo e resposta, utilizando-se traçadores inertes. Esses testes permitem obter informações sobre a distribuição de tempo de residência (DTR) do fluido, ferramenta utilizada na avaliação do escoamento em reatores (HANISCH; PIRES, 1996).

A aplicação da técnica de estímulo e resposta em processos biológicos merece cuidados especiais, pois experimentos em laboratório têm mostrado que resultados errôneos são obtidos devido à natureza do material traçador, uma vez que fatores ambientais como pH, presença de biomassa e de fase gasosa podem influenciar nos resultados. Em geral, reatores de leito fixo são preenchidos com partículas permeáveis e, quando estes materiais porosos são utilizados, a permeação do material traçador no recheio pode dificultar a interpretação de ensaios de estímulo e resposta (NARDI et al., 1999).

Levenspiel (2000) afirma que a técnica de estímulo e resposta consiste em realizar uma perturbação no sistema através da entrada de um traçador, que é um fluido inerte, em fluxo co-corrente ao escoamento principal. Após este estímulo inicial, registra-se o tempo que o traçador leva para deixar sair ou deixar o recipiente. O autor também aponta a importância da seleção do traçador a ser utilizado e afirma que se deve considerar o peso molecular do traçador, uma vez que a difusividade é um fenômeno não-hidráulico, podendo não representar com exatidão o comportamento do fluido. Desta forma, deve-se optar pela escolha de traçadores com elevado peso molecular, uma vez que a difusão é inversamente proporcional ao peso molecular da substância.

Liu *et al.* (2007) apontam que a hidrodinâmica e o grau de mistura que ocorrem dentro de um reator influenciam fortemente a extensão do contato entre substrato e a população microbiana, podendo interferir na transferência de massa e no desempenho do potencial do reator. Os mesmos autores avaliaram o comportamento hidrodinâmico de uma nova configuração de reator anaeróbio compartimentado, denominada de reator anaeróbio intermitente compartimentado (PABR), composto por dois cilindros concêntricos. Os pesquisadores avaliaram as curvas de distribuição do tempo de residência para investigar zonas mortas e o padrão de mistura dos reatores em diferentes taxas de carga orgânica. As zonas mortas foram divididas em duas, sendo uma hidráulica e a outra biológica. No PABR

estudado, as zonas mortas hidráulicas foram menores quando o reator foi operado sem biomassa e o mesmo comportamento foi observado quanto às zonas mortas biológicas, que foram menores neste reator, se comparados ao reator anaeróbio compartimentado convencional. Os resultados permitiram concluir então, que o padrão de fluxo encontrado foi intermediário, entre mistura completa e fluxo pistonado.

Carvalho *et al.* (2008) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB em escala piloto (160 L), submetido a variações cíclicas senoidais da vazão afluyente utilizando eosina Y como traçador. O reator UASB apresentou comportamento similar ao de reator de mistura completa para vazão média afluyente constante e similar ao reator de fluxo pistonado com a aplicação das variações senoidais cíclicas de 40 e 60%, sendo que o modelo de pequena dispersão apresentou melhor ajuste matemático.

Ren *et al.* (2009) estudaram as características hidrodinâmicas de um reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) utilizado para produção de hidrogênio, sendo alimentado com água residuária de matadouro. Um modelo de reatores em série de maior porte (*Increasing Sized CSTR - ISC*) foi desenvolvido para descrever seu regime de escoamento. Os testes foram realizados com lítio, utilizando-se a técnica de estímulo resposta, tipo pulso. Os resultados indicaram que o aumento gradual do tamanho do tanque pelo modelo ISC, implicou na diminuição do coeficiente de dispersão ao longo do eixo do reator UASB e que o seu comportamento hidrodinâmico foi basicamente de dispersão controlada. Os autores afirmam que o modelo ISC utilizado foi capaz de descrever a hidrodinâmica do UASB, além de confirmar a descontinuidade no comportamento de mistura ao longo do mesmo, ou seja, a dispersão diminuiu ao longo do eixo. Portanto, este método pode ser utilizado para elucidar a hidrodinâmica e conceber, operar e otimizar a utilização de reatores UASB.

Sarathai *et al.* (2010) investigaram as as características hidráulicas de um reator anaeróbio compartimentado (ABR), constituído de uma câmara de sedimentação e três câmaras de fluxo ascendente, tratando esgoto sanitário. Os ensaios foram realizados utilizando lítio como traçador, pela técnica de estímulo resposta, tipo pulso. Os resultados dos ensaios hidrodinâmicos indicaram que o ABR tende ao padrão de mistura completa, com 4 tanques em série, quando operado com TDH de 48 h. Esse modelo foi mais apropriado por ser sido capaz de manter o mesmo padrão de mistura sob diferentes padrões fluxo e por apresentar uma eficiência hidráulica satisfatória.

Odziozola *et al.* (2011) avaliaram duas estratégias para a partida de um reator de leito granular expandido (EGSB), em escala de laboratório, no tratamento de efluente de vinhaça de uma indústria de cana de açúcar, cujo comportamento hidrodinâmico foi avaliado utilizando lítio como traçador, através da técnica de estímulo-resposta tipo pulso. Os autores concluíram que a técnica utilizada possibilitou determinar o modelo de fluxo do líquido no

reator para as diferentes condições operacionais estudadas. O comportamento hidrodinâmico foi ajustado em 1 a 2 reatores de mistura completa (CSTR) e 1 reator de fluxo em pistão e relataram ainda a importância das informações acerca do modelo de fluxo para ampliação do sistema em escala real, considerando efluentes com elevada carga orgânica.

Souza *et al.* (2011) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de uma configuração alternativa de um reator de fluxo descendente, composto por duas câmaras sobrepostas. Como traçadores, foram utilizados cloreto de sódio, eosina Y, azul de bromofenol e dextrano azul, sob TDH de 1 hora. Os resultados apresentados indicaram que houve diferença nas curvas-resposta dos traçadores utilizados, inerentes as características intrínsecas dos mesmos. Foi observado o fenômeno de cauda, que reflete o baixo decaimento dos traçadores, que pode ser justificado pelo preenchimento do traçador nos poros do material suporte usado para fixação da biomassa. Outro resultado observado pelos pesquisadores é a diminuição do tempo de residência médio real em função da injeção de gás, justificado pela presença das bolhas que ocupam os espaços dentro do reator, resultando na diminuição do seu volume e, conseqüentemente, na diminuição do TDH real.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 Aparato experimental

O aparato experimental foi montado e a respectiva pesquisa desenvolvida no Laboratório de Saneamento da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Campo Mourão.

O reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF) com escoamento ascendente e fluxo contínuo foi constituído de um tubo de plexiglass com diâmetro interno de 90 mm e comprimento de 1000 mm. O reator é formado por uma câmara de alimentação e um leito reacional e está dividido em seis compartimentos de volumes diferentes, com volume útil total de 4,75 L, sendo 2,85 L correspondentes à zona anaeróbia e 1,9 L à zona aeróbia (Figura 7).

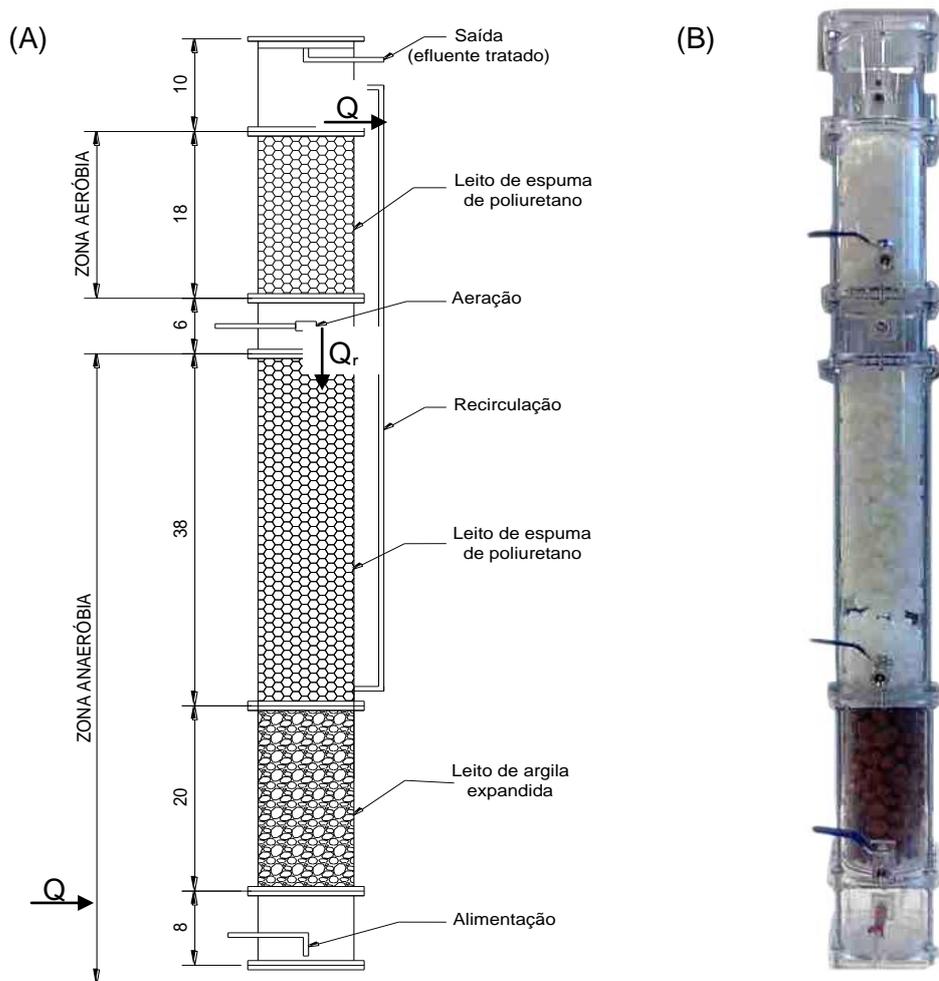


Figura 7- Reator anaeróbio aeróbio de leito fixo: (A) Desenho esquemático do reator; (B) Vista frontal do reator

O volume útil de cada compartimento foi de:

- Câmara de alimentação: 0,50 L;
- Zona anaeróbia preenchida com argila expandida: 0,65 L;
- Zona anaeróbia preenchida com espuma de poliuretano: 1,70 L;
- Zona de aeração: 0,45 L;
- Zona aeróbia preenchida com espuma de poliuretano: 0,85 L;
- Câmara de saída: 0,6 L.

Para a alimentação e a recirculação do RAALF foram utilizadas bombas peristálticas da marca Provitec<sup>®</sup>. A aeração foi fornecida por meio de um compressor de ar, marca Boyu<sup>®</sup> modelo S2000A, que injetou ar na câmara de aeração através de pedra porosa na parte aeróbia do reator. O reator foi mantido em temperatura ambiente.

#### **4.1.1 Substrato**

O substrato utilizado na alimentação do RAALF foi composto de efluente agroindustrial bruto, *in natura* (fresco), proveniente de um abatedouro bovino localizado na cidade de Campo Mourão - PR.

O efluente foi coletado na entrada do tanque de sedimentação, localizado logo após o sistema de gradeamento. A caracterização do substrato afluente encontra-se descrita na seção Resultados e Discussão.

#### **4.1.2 Material suporte para imobilização da biomassa**

Para imobilização da biomassa do RAALF foram utilizados dois tipos de materiais suporte: argila expandida e matrizes cúbicas de espuma de poliuretano.

Os compartimentos anaeróbios foram preenchidos com argila expandida na parte inferior e espuma de poliuretano na parte superior (Figura 8).

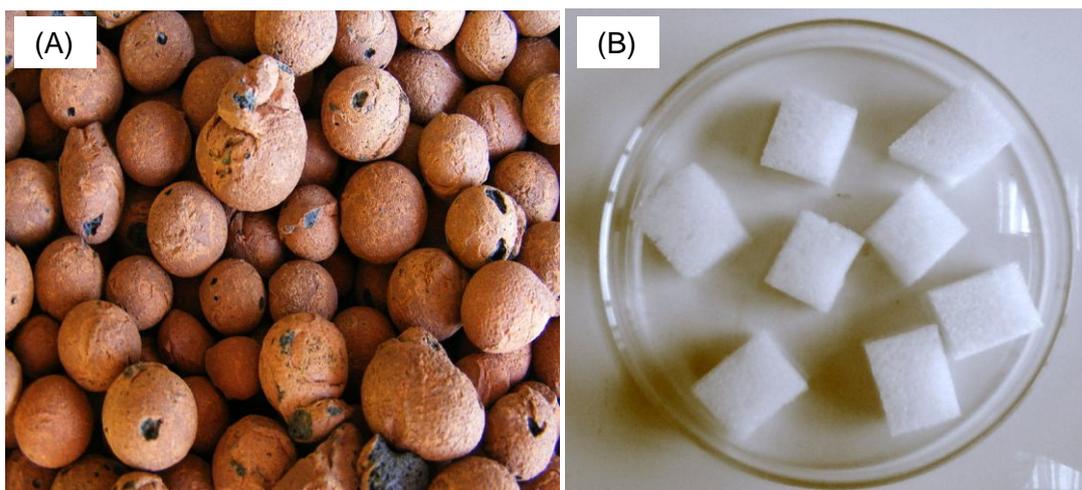


Figura 8- Materiais suporte utilizados no experimento: (A) Argila Expandida; (B) Espuma de Poliuretano

A argila expandida, com granulometria média variando de 10 mm a 20 mm, foi escolhida para o primeiro compartimento, pois segundo Ortega *et al.* (2001), minimiza a colmatação do leito reacional, considerando a elevada presença de sólidos no substrato, e facilita a aderência de organismos acidogênicos, que produzem compostos intermediários servindo de substrato para a comunidade microbiana mista aderida à espuma de poliuretano.

As matrizes cúbicas de espuma de poliuretano têm 1 cm de aresta, densidade aparente de  $23 \text{ kg/m}^3$  e porosidade de aproximadamente 95%.

#### 4.1.3 Inóculo

A câmara contendo espuma de poliuretano da zona anaeróbia do RAALF foi inoculada com lodo proveniente da lagoa anaeróbia do mesmo abatedouro bovino, localizado na cidade de Campo Mourão – PR. Os módulos de argila expandida da parte anaeróbia e de espuma de poliuretano da parte aeróbia não foram inoculados.

Um período de aclimação, de aproximadamente 10 dias, foi necessário para o desenvolvimento adequado da biomassa, a fim de expô-la gradualmente às novas condições ambientais e minimizar o efeito inibitório de componentes tóxicos possivelmente presentes no substrato.

#### 4.2 Procedimento experimental

Para cumprir com os objetivos propostos optou-se por dividir a fase experimental em três etapas distintas, descritas a seguir.

Etapa I – foi compreendida do início de operação ao estabelecimento do equilíbrio dinâmico aparente. Neste período foi avaliado o comportamento do RAALF, operando em condições anaeróbias para diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH de 14, 11 e 8 h), sem aeração e sem recirculação.

Etapa II – a aeração foi introduzida com o intuito de se avaliar a influência da inclusão da zona aeróbia na remoção de matéria orgânica e do nitrogênio, permitindo a avaliação do comportamento do reator operado em condição combinada anaeróbia-aeróbia. A concentração de oxigênio dissolvido (OD) do efluente foi determinada empregando-se o método potenciométrico. A aeração do módulo aeróbio foi mantida em concentração igual ou superior a  $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$  de OD, medida por um fluxômetro, pois, segundo Metcalf e Eddy (2003), em reatores com aeração por ar difuso, esta é a concentração mínima para garantir o processo de nitrificação.

Etapa III – Com o RAALF operando em condição combinada foi realizada recirculação do efluente para a câmara anaeróbia (primeiro compartimento), com o intuito de avaliar a influência desta recirculação na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. A recirculação foi promovida utilizando-se 50% da vazão de entrada, para o TDH de 11 e 8 h.

Um resumo das diferentes condições operacionais avaliadas durante a fase experimental é apresentado na Tabela 4.

Tabela 4- Resumo das condições operacionais do RAALF

Condição Anaeróbia								
Etapa	Operação (d)	Van (L)	Vae (L)	Q (L/h)	R (Qr/Q)	TDH (h)		
						Anaeróbio	Aeróbio	Total
1	1 – 41	4,75	0	0,3	0	14	0	14
	42 – 82	4,75	0	0,4	0	11	0	11
	83 – 123	4,75	0	0,6	0	8	0	8
Condição Combinada (anaeróbia-aeróbia)								
Etapa	Operação (d)	Van (L)	Vae (L)	Q (L/h)	R (Qr/Q)	TDH (h)		
						Anaeróbio	Aeróbio	Total
2	124 - 164	2,85	1,90	0,3	0	8,4	5,6	14
	165 - 205	2,85	1,90	0,4	0	6,6	4,4	11
	206 - 246	2,85	1,90	0,6	0	4,8	3,2	8

### Condição Combinada com Recirculação

Etapa	Operação (d)	Van (L)	Vae (L)	Q (L/h)	R (Qr/Q)	TDH		
						Anaeróbio	Aeróbio	Total
3	247 – 287	2,85	1,90	0,4	0,5	6,6	4,4	11
	288 - 328	2,85	1,90	0,6	0,5	4,8	3,2	8

Legenda: (Van) = Volume da zona anaeróbia; (Vae) = Volume da zona aeróbia; (Q) = Vazão; (R) = Razão de recirculação; (TDH) = Tempo de detenção hidráulico

#### 4.2.1 Monitoramento

Durante o período experimental foram realizados 3 perfis de amostragem temporal e 3 perfis espaciais para cada uma das condições operacionais avaliada.

Os perfis temporais foram realizados com coletas de amostras do afluente e efluente do RAALF, em intervalos de 3 h, durante 24 h.

Os perfis espaciais foram conduzidos simultaneamente com os perfis temporais, com coletas de amostras do efluente ao longo da altura do RAALF, nos seguintes pontos de amostragem: P1 (compartimento da câmara de alimentação, equivalente a altura 0); P2 (final do módulo de espuma da zona anaeróbia, equivalente a altura 0,6 m); P3 (início do módulo de espuma de poliuretano da zona aeróbia, equivalente a altura 0,7 m) e P4 (efluente final, altura de 1,0 m).

O intervalo entre cada perfil foi de aproximadamente 10 a 15 dias. Antes da realização de cada perfil, efetuou-se o monitoramento do seu Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente (EEDA), com o objetivo de avaliar as condições mínimas de estabilidade, de acordo com os seguintes parâmetros de controle: pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, sólidos totais e suspensos totais e DQO (bruta e filtrada).

Para a avaliação do comportamento operacional do RAALF foram realizadas determinações físico-químicas dos parâmetros operacionais (Tabela 5), compreendendo a coleta de amostras (afluente e efluente) por meio de perfis de amostragens temporal e espacial.

Tabela 5- Parâmetros e métodos utilizados no monitoramento do RAALF

Parâmetros	Método de Análise	Nº do Método	Referência
pH	Potenciométrico	4500_H+	APHA (2005)
Temperatura (°C)	Potenciométrico	-	-
Oxigênio Dissolvido (mg.L <sup>-1</sup> )	Polarográfico	4500_O	APHA (2005)
Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_E	APHA (2005)

Sólidos Suspensos (mg.L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_G	APHA (2005)
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Ripley <i>et al.</i> (1986)
Ácidos voláteis (mgHac.L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Dillalo e Albertson (1961)
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	5220_D	APHA (2005)
N-amon (mg.L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	4500_NH4+	APHA (2005)
Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>2</sub>	APHA (2005)
Nitrato (mg.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>3</sub>	APHA (2005)
Fósforo Total (mg.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_P	APHA (2005)

Para determinar a DQO de amostras filtradas (DQO filtrada), filtrou-se a amostra bruta em uma membrana com porosidade de 1,2 µm. Ácidos voláteis totais (AVT), expressos como ácido acético (HAc) e alcalinidade, expressa como CaCO<sub>3</sub>.

As análises de ácidos voláteis, alcalinidade total, DQO (de amostras bruta e filtrada), pH, temperatura do líquido, sólidos totais e sólidos suspensos totais foram realizadas nos perfis temporal e espacial. No perfil temporal também foram determinadas as concentrações de nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato e fósforo total.

#### 4.2.2 Ensaios Hidrodinâmicos

Para avaliar o comportamento hidrodinâmico do RAALF foram realizados ensaios de estímulo-resposta tipo pulso, com corante eosina Y como traçador, em cada etapa operacional, após o reator ter alcançado o estado de equilíbrio dinâmico aparente. O reator foi alimentado continuamente com efluente bovino em todas as etapas dos ensaios de estímulo-resposta e mantido à temperatura ambiente.

A eosina Y foi escolhida como traçador em razão de suas características que permitem fácil detecção, elevada recuperação da massa injetada, estabilidade e segurança no manuseio, conforme reportado por Carvalho *et al.* (2008).

Para os ensaios hidrodinâmicos foram realizados 2 perfis para o TDH de 11 e 8 h, nas três etapas de operação, ou seja, na condição anaeróbia (Etapa I), na condição combinada anaeróbia-aeróbia (Etapa II) e na condição combinada com recirculação (Etapa III).

O método colorimétrico de leitura de absorvância foi aplicado para determinação da concentração de eosina Y nas amostras do efluente do RAALF. As leituras dos comprimentos de ondas foram realizadas em espectrofotômetro Hach uv-vis, modelo DR5000, com comprimento de onda (λ) de 516 nm. A massa de eosina Y utilizada em cada

ensaio foi de 0,20 g diluídas em 10 mL de água destilada (volume de injeção do traçador) e o tempo de injeção de aproximadamente 10 segundos.

O tempo total de duração dos ensaios foi de 24 h, definido de tal forma que as amostras foram coletadas durante três vezes o tempo de detenção hidráulica teórico de 8 h, em intervalos de 45 min. As amostras coletadas foram centrifugadas, em centrífuga modelo Sislab Twister 12T, por aproximadamente 3 min a 3500 rpm, para evitar a interferência dos sólidos na leitura das absorvâncias pelo método espectrofotométrico.

As curvas experimentais de concentração de traçador ao longo do tempo,  $C(t)$ , foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000), resultando em curvas de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ). Após a normalização, foi calculada a variância para cada ensaio ( $\sigma\theta^2$ ).

Os resultados obtidos foram ajustados aos modelos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade (PD), de grande intensidade (GD) e de tanques em série (N-CSTR) proposto por Levenspiel (2000) e utilizados para ajustar as curvas experimentais de distribuição do tempo de residência hidráulica em função do tempo adimensional.

Um resumo das definições das variáveis empregadas nos modelos uniparamétricos para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ) é apresentado na Tabela 6.

Tabela 6- Definição das variáveis usadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ )

VARIÁVEIS	DEFINIÇÃO
$E_i$	$\frac{C_i}{S}$
$S$	$\sum C_i \cdot \Delta t_i$
$t_R$	$\frac{\sum t_i \cdot C_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i}$
$\theta$	$\frac{t}{t_R}$
$E_\theta$	$t_R \cdot E_i$
$\sigma^2$	$\frac{\sum t_i^2 \cdot C_i \cdot \Delta t_i}{\sum C_i \cdot \Delta t_i} - t_R^2$
$\sigma^2_\theta$	$\frac{\sigma^2}{t_R^2}$

Em que:

- $E_i$  - curva de distribuição de idade de saída do traçador [T]<sup>-1</sup>;  
 $S$  - área sob a curva concentração (tempo) [M]. [T]. [L]<sup>-3</sup>;  
 $t_R$  - tempo médio de residência obtido da curva DTR [T];  
 $\theta$  - tempo de residência médio (adimensional);  
 $E_\theta$  - Função de distribuição do tempo de residência hidráulica;  
 $\sigma^2$  - variância [T]<sup>2</sup>;  
 $\sigma^2_\theta$  - variância (adimensional);  
 $C_i$  - concentração de traçador, [M].[L]<sup>-3</sup>;  
 $t_i$  - tempo inicial [T];  
 $\frac{D}{uL}$  - número de dispersão do reator;  
 $N$  - número de reatores em série.

Os modelos teóricos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade (PD), de grande intensidade (GD) e de tanques em série (N-CSTR), utilizados no ajuste das curvas experimentais de concentração de eosina Y ao longo do tempo, são apresentados na Tabela 7.

Tabela 7- Modelos uniparamétricos utilizados no ajuste das curvas experimentais

Modelo	Parâmetro	Equação
Dispersão de pequena intensidade	$\sigma^2_\theta = 2\left(\frac{D}{u.L}\right)$	$E_\theta = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/u.L)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4(D/u.L)}\right]$
Dispersão de grande intensidade (tanque aberto)	$\sigma^2_{\theta,ta} = 2\left(\frac{D}{u.L}\right) + 8\left(\frac{D}{u.L}\right)^2$	$E_{\theta,ta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/u.L)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta(D/u.L)}\right]$
Tanques de mistura completa em série	$N = \frac{1}{\sigma^2_\theta} = \frac{\bar{\theta}^2_h}{\sigma^2}$	$E_\theta = \frac{N(N.\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N.\theta}$

Fonte: adaptado de Levenspiel (2000)

Um resumo das características operacionais dos ensaios realizados é apresentado na Tabela 8.

Tabela 8- Características operacionais dos ensaios hidrodinâmicos realizados no RAALF

Fluxo	Ascendente
Volume do reator	4,75 litros
TDH	8 horas
Vazão	0,6 L.h <sup>-1</sup>
Traçador	Eosina Y
Massa injetada	0,2 gramas
Volume injetado	10 mL
Forma de injeção	Pulso
Intervalo de coleta	45 minutos
Duração do ensaio	3 vezes o TDH
Número de amostras	32

Os dados experimentais dos perfis hidrodinâmicos e temporais foram aplicados como dados de entrada da análise de variância (ANOVA fator duplo com repetição) e Teste Tukey, com intervalo de confiança de 95%, para verificar a influência do TDH no comportamento do RAALF. Foi utilizado o programa Microsoft Excel<sup>®</sup>.

#### 4.2.3 Cinética de remoção de matéria orgânica

Para descrever a degradação do substrato ao longo da altura do RAALF e estimar a velocidade da reação ( $v_r$ ) e a constante cinética ( $k$ ) foram utilizados dados experimentais dos perfis espaciais de concentração de matéria orgânica, em termos de DQO filtrada do efluente do RAALF, obtidos nas três condições operacionais.

No âmbito deste trabalho, as reações de degradação do substrato foram consideradas como reação irreversível. Os parâmetros cinéticos aparentes foram obtidos através do ajuste da curva de decaimento de DQO filtrada, admitindo-se cinética de 1ª ordem, modelo de escoamento de mistura completa e estado estacionário. Portanto, para determinação da velocidade da reação, utilizou-se a Equação 1:

$$v_r = \pm kC^n \quad \text{Eq.(1)}$$

Em que:

$v_r$  - velocidade da reação [mg.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>];

C - concentração do efluente em um ponto determinado do reator (mg.L<sup>-1</sup>);

k - constante de reação (h<sup>-1</sup>);

n - ordem da reação, logo, n = 1 (reação de primeira ordem);

A equação geral que relaciona a taxa de variação da concentração do substrato no tempo adotada neste trabalho pode ser expressa como:

$$v_r = \pm kC^n \longrightarrow \frac{dC}{dt} = \pm kC \quad \text{Eq.(2)}$$

(o sinal dependerá se a reação for de formação ou desaparecimento).

Integrando a Equação 2, tem-se:

$$\ln C = \ln C_0 - kt \quad \text{Eq.(3)}$$

ou

$$C = C_0 \cdot e^{-kt} \quad \text{Eq.(4)}$$

Em que:

C - concentração de matéria orgânica, em termos de DQO filtrada ( $\text{mg.L}^{-1}$ );

$C_0$  - concentração afluente de matéria orgânica, em termos de DQO filtrada ( $\text{mg.L}^{-1}$ );

k - constante de reação ( $\text{h}^{-1}$ );

t - tempo (h).

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção são apresentados e discutidos os principais resultados dos parâmetros analisados durante as etapas operacionais do RAALF, operado em fluxo contínuo e com escoamento ascendente, cujas informações básicas são mostradas em tabelas e gráficos, abrangendo o período de novembro de 2010 a dezembro de 2011.

### 5.1 Caracterização da água residuária afluente

A variação da concentração média de matéria orgânica em termos de DQO (bruta e filtrada), pH, temperatura do líquido, sólidos totais (ST), sólidos suspensos totais (SST), alcalinidade a bicarbonatos (AB), ácidos voláteis (AV), Nitrogênio Total Kjedhal (NTK), nitrogênio amoniacal (N-amon), nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>) e nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) e fósforo total do afluente, bem como seu desvio padrão, mínima e máxima são apresentadas na Tabela 9.

Tabela 9- Resumo das características da água residuária utilizada como substrato do reator

PARÂMETROS	AFLUENTE				
	N	$\bar{X}$	DP	MÍN	MÁX
pH	36	7,2	0,6	6,2	8,5
Temperatura (°C)	36	24	3	15	28
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	36	2772	767	1384	4273
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	36	706	434	166	2440
AB (mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	36	507	289	119	1340
AV (mg.L <sup>-1</sup> )	36	283	154	44	782
DQO bruta (mg.L <sup>-1</sup> )	36	1048	160	837	1524
DQO filtrada (mg.L <sup>-1</sup> )	36	888	209	242	1432
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	36	321	136	110	515
N-amon (mg.L <sup>-1</sup> )	36	191	49	97	323
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	36	0,04	0,03	0,01	0,11
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	36	0,10	0,0	0,10	0,10
Fósforo (mg.L <sup>-1</sup> )	36	0,4	0,2	0,0	0,6

Legenda: N: número de amostras;  $\bar{X}$ : média aritmética; DP: desvio padrão; MÍN: valor mínimo; MÁX: valor máximo; ST: sólidos totais; SST: sólidos suspensos totais; AB: alcalinidade a bicarbonato; AV: ácidos voláteis; DQO: Demanda Química de Oxigênio; NTK: nitrogênio total Kjedhal; N-amon: nitrogênio amoniacal; N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>: nitrito; N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>: nitrato.

Os valores de pH do afluente variaram de 6,2 a 8,5 durante todo o período operacional, indicando variação que não representa problemas do ponto de vista de processos biológicos de tratamento.

A variação na concentração de ST e SST é apresentada na Figura 9. Como pode ser observado, durante todo o período operacional, a composição do afluente apresentou resultados médios de 2772±767 mg.L<sup>-1</sup> e 706±434 mg.L<sup>-1</sup> para ST e SST, respectivamente. Em termos de distribuição percentual, os SST representam 25% da concentração de sólidos

totais do afluente. Tal variação pode ser justificada pela composição do afluente, que é afetada pelas características do processo industrial adotado.

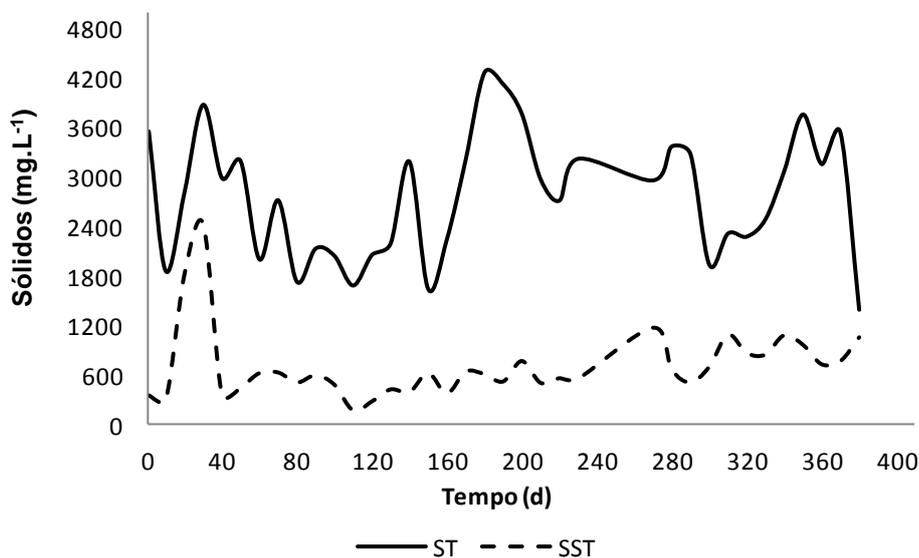


Figura 9- Variação da concentração média de ST e SST afluente do RAALF durante o período experimental

A variação na concentração de matéria orgânica, em termos de DQO bruta e filtrada, ao longo do período operacional, é apresentada na Figura 10.

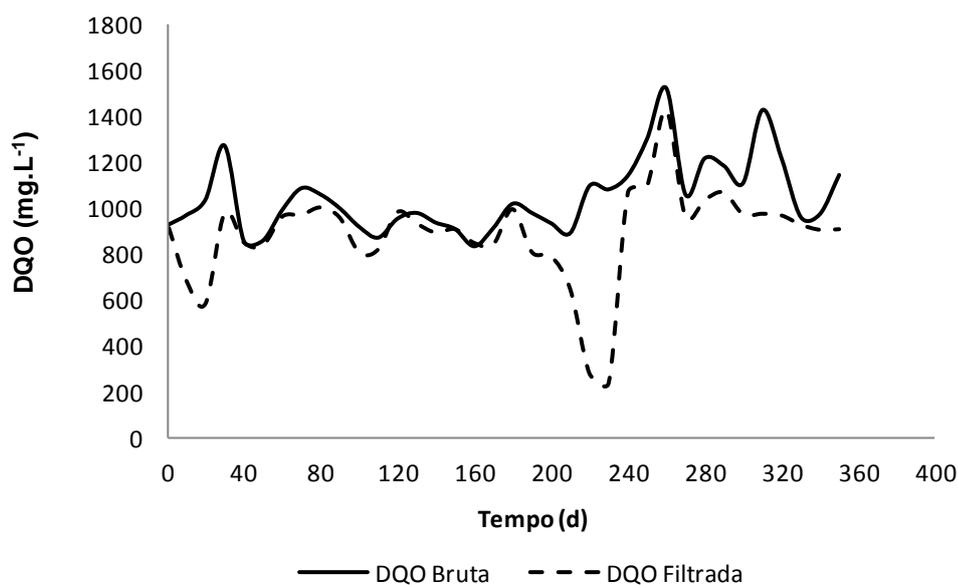


Figura 10- Variação da DQO afluente (bruta e filtrada) durante o período experimental

Os valores médios da DQO afluente, bruta e filtrada, foram de  $1048 \pm 160$  mg.L<sup>-1</sup> e  $888 \pm 209$  mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Os resultados indicam que houve oscilação da

concentração de matéria orgânica, que pode ser justificada pela característica da água residuária utilizada, como já mencionado anteriormente, uma vez que o abatedouro bovino é de pequeno porte e sofre variações de vazão e de carga orgânica, em função do número de animais abatidos por dia.

Al-Mutairi *et al.* (2003) avaliaram um sistema de tratamento de águas residuárias por estabilização por contato e igualmente trabalharam com afluente de matadouro de baixas concentrações, com DQO filtrada variando de 85 a 1500 mg.L<sup>-1</sup>, pH na faixa de 6 a 8, e concentração média de sólidos suspensos de 1500 ± 190 mg.L<sup>-1</sup>.

A concentração média de NTK e N-amon no afluente foi de 321±136 e 191±49 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. A variação do substrato utilizado, assim como os demais parâmetros, é igualmente justificada pela característica do processo industrial, o número de animais abatidos e, por consequência, as variações de vazão. Pelos valores de NTK e N-amon do afluente do RAALF que uma parcela de 60% do nitrogênio afluente encontrava-se na forma amoniacal.

## 5.2 Partida do Sistema

As matrizes cúbicas de espumas de poliuretano do compartimento anaeróbio foram inoculadas com lodo da lagoa anaeróbia do próprio matadouro. O processo de inoculação foi feito com a mistura dos cubos de espuma no lodo, que permaneceram em repouso por um período de 24 h.

Após este período, as matrizes foram introduzidas no reator e deu-se início ao acompanhamento do mesmo, para observar se as condições operacionais eram adequadas para garantir aclimatação e manutenção da biomassa anaeróbia. Desta forma, o início do processo de avaliação do RAALF, especificamente da Etapa I, se deu quando o mesmo alcançou o estado de equilíbrio dinâmico aparente (EEDA), verificado pela determinação dos seguintes parâmetros de controle: pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, sólidos totais e suspensos totais e DQO (bruta e filtrada).

No mês de novembro de 2010, aproximadamente 60 dias após a inoculação, o reator atingiu o EEDA, com níveis de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, acima de 60%, produção de alcalinidade suficiente para manter o pH na faixa de 6,8 a 7,2, garantindo o equilíbrio do sistema tampão, com concentração de ácidos voláteis do efluente inferior à do afluente.

### 5.3 Avaliação do desempenho do RAALF ao longo do tempo

Neste item serão apresentados e discutidos os resultados do desempenho do reator, em termos de remoção de matéria orgânica e nitrogenada, referentes às três etapas operacionais.

A Etapa I teve por objetivo avaliar o desempenho do reator vertical de leito fixo operado unicamente em condição anaeróbia. Posteriormente, na Etapa II, foi introduzido um mecanismo de aeração, a fim de avaliar o comportamento do mesmo na condição anaeróbia-aeróbia combinada. Na Etapa III, avaliou-se o desempenho do RAALF operado com recirculação do efluente tratado. Nesta última etapa, o reator apresentou problemas de rachadura, o que prejudicou o período de análise. Portanto, foi fixado o TDH de 8 h, por ser a condição mais crítica em termos de carga hidráulica aplicada, para avaliar o desempenho do RAALF.

O resultado de média, desvio padrão, mínimo e máximo, pH e temperatura, avaliados durante o período operacional nas Etapas I, II e III, podem ser observados na Tabela 10.

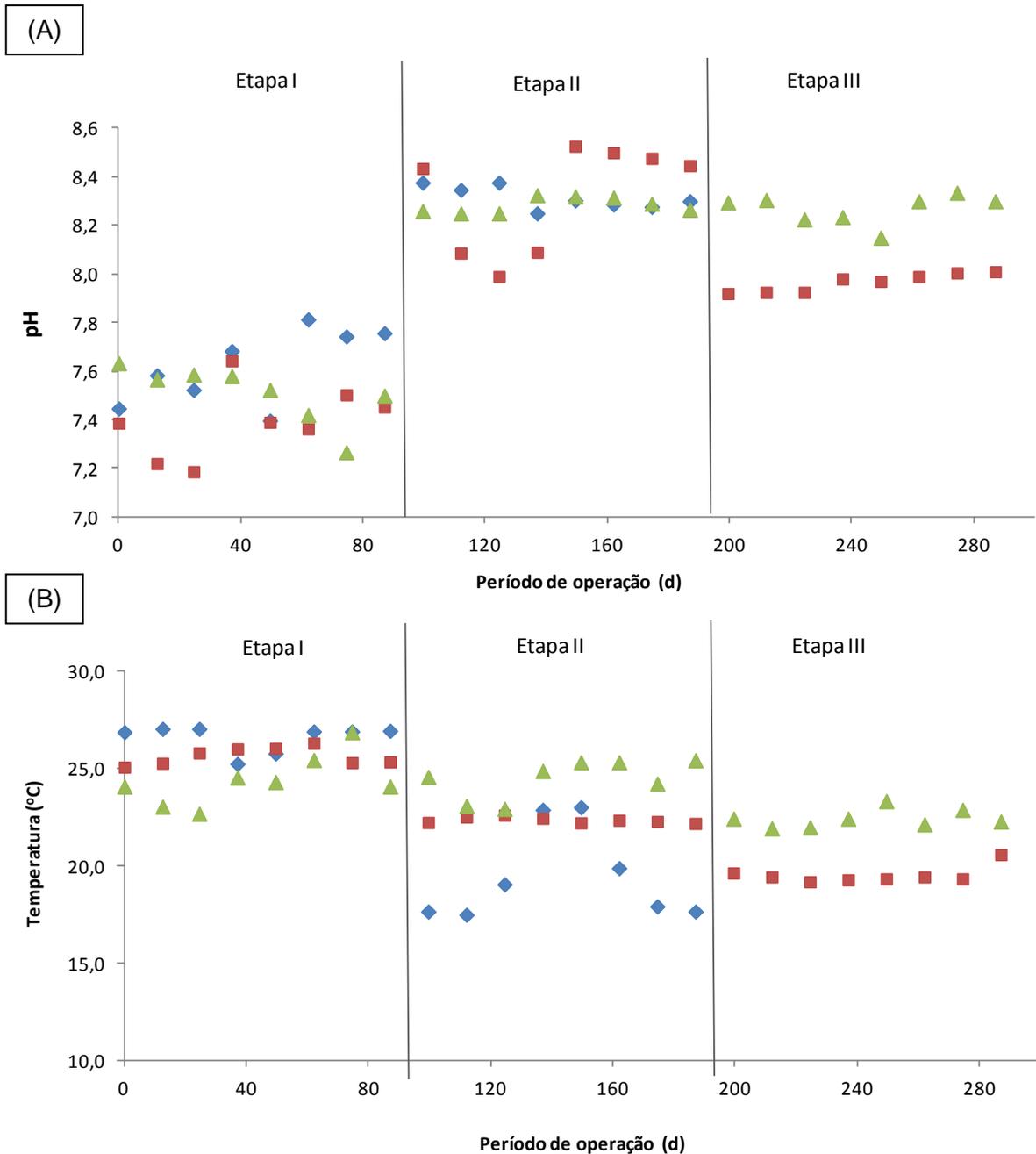
Tabela 10- Resumo dos resultados médios dos parâmetros pH e temperatura avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF

	Fase I			Fase II			Fase III	
<b>pH</b>								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
$\bar{X}$	7,6	7,4	7,5	8,3	8,3	8,3	8,0	8,3
DP	0,4	0,4	0,5	0,3	0,3	0,1	0,4	0,1
MÍN	6,3	6,6	6,8	7,7	7,5	8,2	7,4	8,1
MÁX	8,4	8,1	8,3	8,7	8,8	8,4	8,5	8,4
<b>Temperatura (°C)</b>								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
$\bar{X}$	27	26	24	19	22	24	20	22
DP	1	1	3	4	1	1	1	2
MÍN	24	24	18	14	20	21	18	20
MÁX	28	29	28	28	24	26	21	25

Legenda: Número de amostras (N)= 24;  $\bar{X}$ : média aritmética; DP: desvio padrão; MÍN: valor mínimo; MÁX: valor máximo.

Os resultados de pH, descritos na Tabela 10 e graficamente representados pela Figura 11 (A), indicam que o reator se comportou de maneira estável, com valores próximos à neutralidade, com valores mínimo e máximo de 6,3 e 8,4 na Etapa I, 7,5 e 8,8 na Etapa II e de 7,4 e 8,5 na Etapa III, respectivamente. Os resultados de pH em cada etapa indicam

que o RAALF produziu alcalinidade a bicarbonato suficiente para manter a capacidade tampão, durante todo o período operacional.



Legenda: ◆ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ▲ TDH 8 (h)

Figura 11- Variação temporal de (A) pH e (B) temperatura do líquido do efluente do RAALF durante o período experimental

De acordo com Speece (1996), estes valores de pH são ideais para o crescimento de bactérias anaeróbias. Ahmed *et al.* (2007) afirmaram que o pH ideal para o processo de nitrificação deve permanecer na faixa de 7,2 a 8,6, e, em seus estudos, os autores confirmaram que a nitrificação foi praticamente cessada quando o pH atingiu valores

inferiores a 6,3. Comparando com os resultados médios deste trabalho, pode-se afirmar que, em termos de pH, as duas condições operacionais estão em faixa adequada para promover o processo de degradação de matéria orgânica e nitrificação.

As temperaturas do líquido registradas durante o período experimental variaram de mínima e máxima de 18 e 29 °C na Etapa I, de 14 e 28°C na Etapa II e de 18 a 25°C na Etapa III, conforme pode ser visualizado na Figura 11 (B). Vale destacar que a Etapa II ocorreu na estação de inverno e, portanto, justificam-se as temperaturas médias mais baixas do que na Etapa I e III. Além disso, este estudo não objetivou realizar o controle da temperatura do líquido.

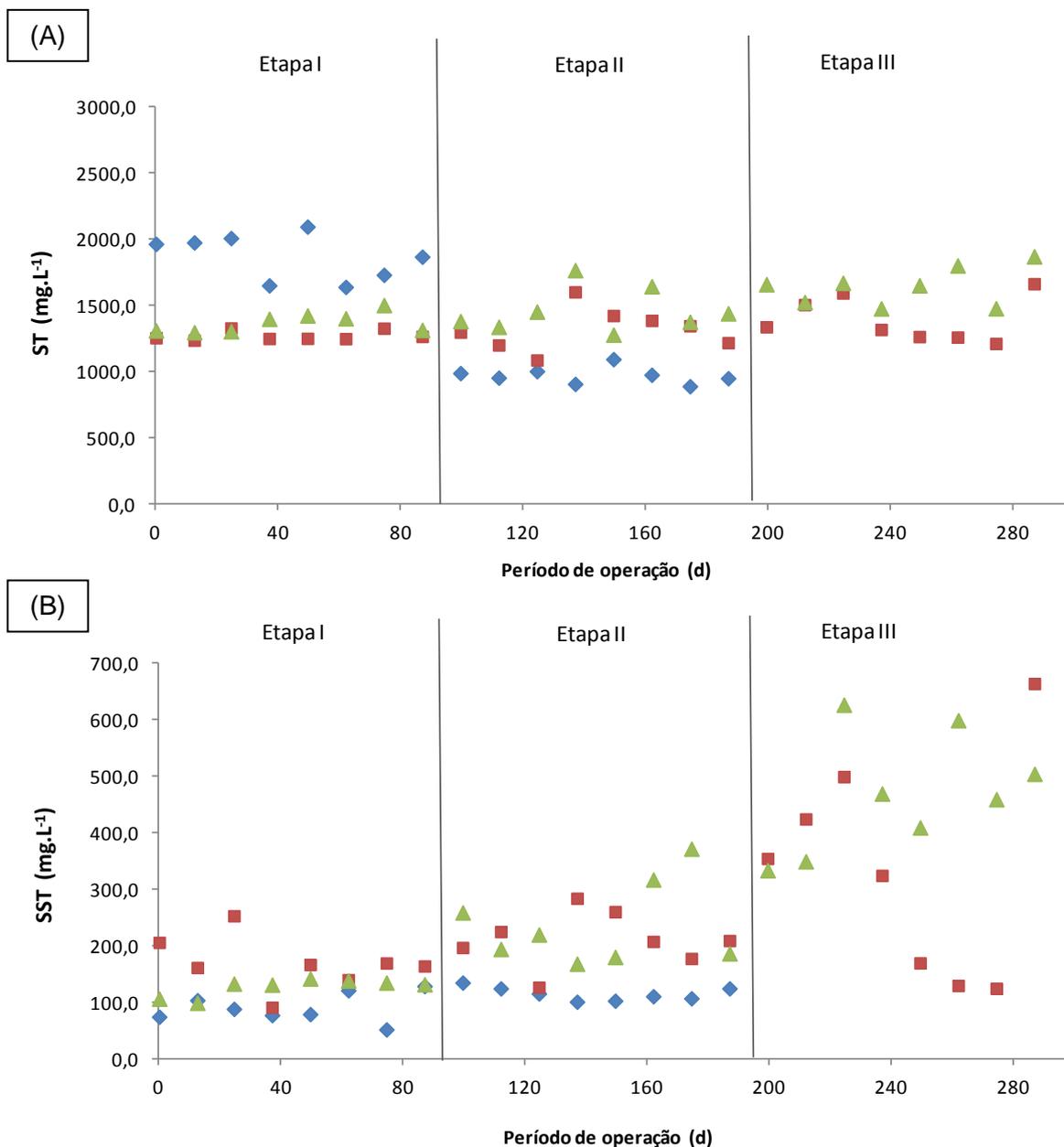
Na Tabela 11 são apresentados os resultados referentes aos parâmetros de ST, SST, alcalinidade a bicarbonatos e ácidos voláteis.

Tabela 11- Resultados médios dos parâmetros de ST e SST, AB e AV avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF

	Fase I			Fase II			Fase III	
<b>ST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>								
THD (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
X	1869	1272	1371	971	1322	1462	1396	1644
DP	578	95	282	406	290	221	170	220
MÍN	1200	1136	984	385	1040	1268	1214	1266
MÁX	3195	1575	1942	1695	2448	1976	1666	2176
<b>SST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>								
THD (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
X	91	169	127	115	211	238	337	470
DP	37	79	40	70	101	124	192	117
MÍN	40	73	78	15	60	103	125	235
MÁX	170	356	205	218	448	527	665	720
<b>AB (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>)</b>								
THD (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
X	1184	718	968	600	526	690	265	639
DP	191	74	280	334	78	43	108	123
MÍN	871	600	517	175	407	594	97	447
MÁX	1902	957	1341	1202	684	772	448	842
<b>AV (mgHAv.L<sup>-1</sup>)</b>								
THD (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
X	99	106	154	94	61	98	65	52
DP	27	47	38	40	15	9	9	4
MÍN	52	69	96	31	38	79	51	47
MÁX	170	273	250	139	108	115	80	64

Legenda: Número de amostras (N)= 24;  $\bar{X}$ : média aritmética; DP: desvio padrão; MÍN: valor mínimo; MÁX: valor máximo; ST: sólidos totais; SST: sólidos suspensos totais; AB: alcalinidade a bicarbonato; AV: ácidos voláteis;

A variação temporal da concentração de sólidos totais e sólidos suspensos totais durante a operação do RAALF é ilustrada na Figura 12.



Legenda: ◆ TDH 14 (h)    ■ TDH 11 (h)    ▲ TDH 8 (h)

Figura 12- Variação temporal de (A) ST; (B) SST do efluente do RAALF durante o período experimental

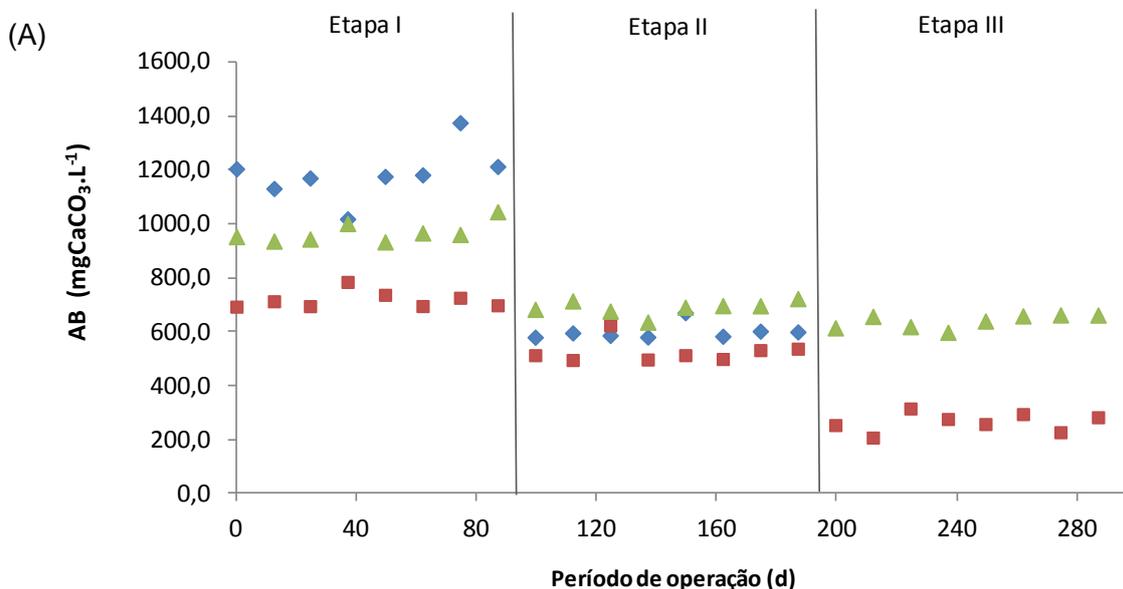
As concentrações médias de ST no efluente do RAALF, para os TDHs de 14, 11 e 8 h, foram de  $1869 \pm 578$ ,  $1272 \pm 95$  e  $1371 \pm 282$  mg.L<sup>-1</sup>, referentes à Etapa I, com eficiências de 33, 54 e 51%. Na Etapa II de  $971 \pm 406$ ,  $1322 \pm 290$  e  $1462 \pm 221$  mg.L<sup>-1</sup>, com eficiências de remoção de 65, 52 e 47%, respectivamente. Na Etapa III os valores médios foram de

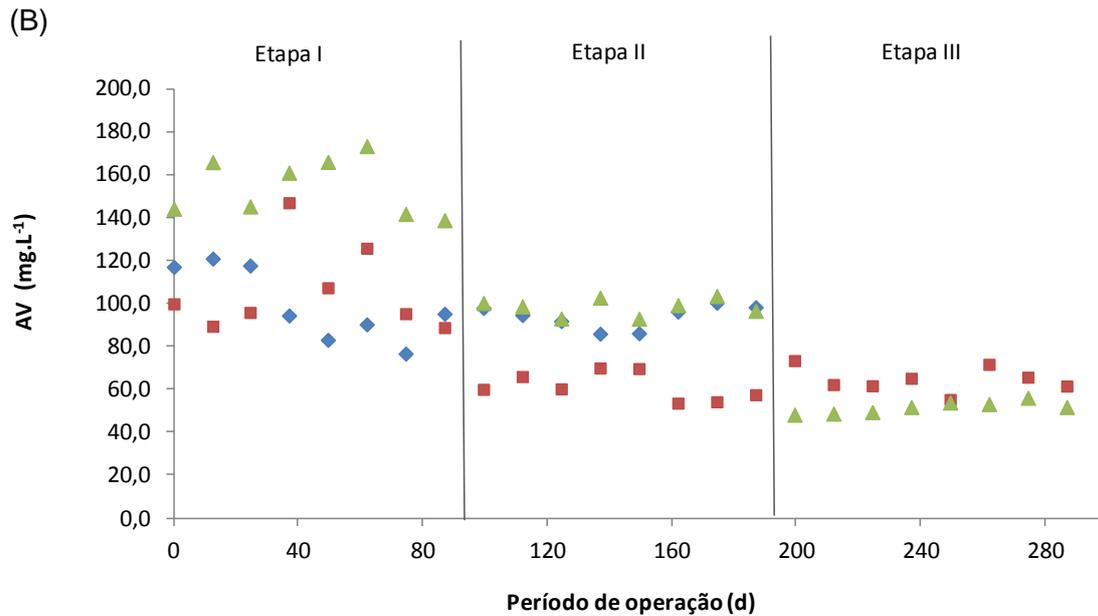
1396±170 mg.L<sup>-1</sup> para o THD de 11h e de 1644±253 mg.L<sup>-1</sup> para o TDH de 8 h, com eficiências de 50 e 41%, respectivamente.

Como pode ser observado na Figura 12, houve alguns picos na concentração de ST e SST. Essas variações podem ser justificadas pelo arraste de biomassa ainda não aderida ao meio suporte e pela influência da recirculação da vazão afluyente. Situação similar foi relatada por Araújo Jr. (2006), que também atribuiu a presença de sólidos no efluente devido ao possível arraste de biomassa. Beux *et al.* (2007), avaliando a eficácia do tratamento de efluentes de um matadouro de suínos e bovinos, detectaram aumento na concentração de sólidos totais no reator acidogênico e atribuíram esse aumento à possível perda de biomassa.

Em termos de remoção de sólidos suspensos totais, as eficiências para o TDH de 14, 11 e 8 h foram de 87, 76 e 82% na Etapa I; 84, 70 e 66% na Etapa II; e 52 e 37% na Etapa III. Os resultados da concentração de SST da Etapa III e, conseqüentemente, sua baixa eficiência em relação às demais etapas, pode ser justificada pelo arraste de sólidos, ocasionado pelo aumento da velocidade ascensional promovida pela recirculação da vazão afluyente.

As variações de alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis (AV) do efluente do RAALF são apresentadas na Figura 13.





Legenda: ◆ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ▲ TDH 8 (h)

Figura 13- Variação temporal de (A) AB; (B) AV do efluente do RAALF durante o período experimental

Pelos resultados obtidos houve produção de alcalinidade a bicarbonatos nas Etapas I e II, se comparada com a concentração média do afluente, sendo que durante todo o período operacional dessas duas etapas, a alcalinidade do efluente permaneceu maior do que no afluente, com valores médios de  $1184 \pm 191$  e  $600 \pm 334$   $\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  para o TDH de 14 h;  $718 \pm 74$ ,  $526 \pm 78$  e  $265 \pm 108$   $\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ , para o TDH de 11 h nas Etapas I, II e III, respectivamente, e de  $968 \pm 280$ ,  $690 \pm 43$  e  $639 \pm 123$   $\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  para o TDH de 8 h nas etapas I, II e III, respectivamente.

A produção de alcalinidade, condição inerente ao processo anaeróbio, foi observada durante a Etapa I, indicando possível equilíbrio bioquímico entre microrganismos metanogênicos e acidogênicos/acetogênicos. A mesma condição foi reportada na literatura por Borja *et al.* (1998), Borja *et al.* (2004), Netto (2007) e, Alexander *et al.* (2011), em que a concentração de alcalinidade presente foi mantida em níveis favoráveis, não afetando a atividade metanogênica, garantindo a capacidade de tamponamento dos sistemas avaliados.

Quanto à alcalinidade a bicarbonato na Etapa II, os valores médios observados nos perfis temporais indicaram que houve decréscimo na alcalinidade a bicarbonato, que pode ser atribuída pelo início da nitrificação biológica, decorrente do consumo do carbono inorgânico pelas bactérias autotróficas. A mesma condição foi reportada por Oliveira Netto (2011) na avaliação de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente, com recirculação da fase líquida, em escala piloto, no tratamento de esgotos sanitários, cujos

valores de alcalinidade a bicarbonatos também diminuiram após o início do processo de nitrificação.

Em termos de concentração de ácidos voláteis, os resultados indicaram que não houve acúmulo de ácidos no interior do RAALF, condição comprovada pelos resultados das concentrações médias, que foram de  $99\pm 27$ ,  $106\pm 47$  e  $154\pm 38$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa I;  $94\pm 40$ ,  $61\pm 15$  e  $98\pm 9$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e, na Etapa III,  $65\pm 9$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 11 h e  $52\pm 4$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 8 h. Com base nesses resultados, é possível afirmar que o processo de remoção de matéria orgânica se manteve estável, com valores da concentração de ácidos voláteis do efluente inferiores aos verificados nas amostras do afluente do RAALF.

Os resultados médios, de desvio padrão e os valores mínimos e máximos de DQO bruta e filtrada do efluente do RAALF estão apresentados na Tabela 12.

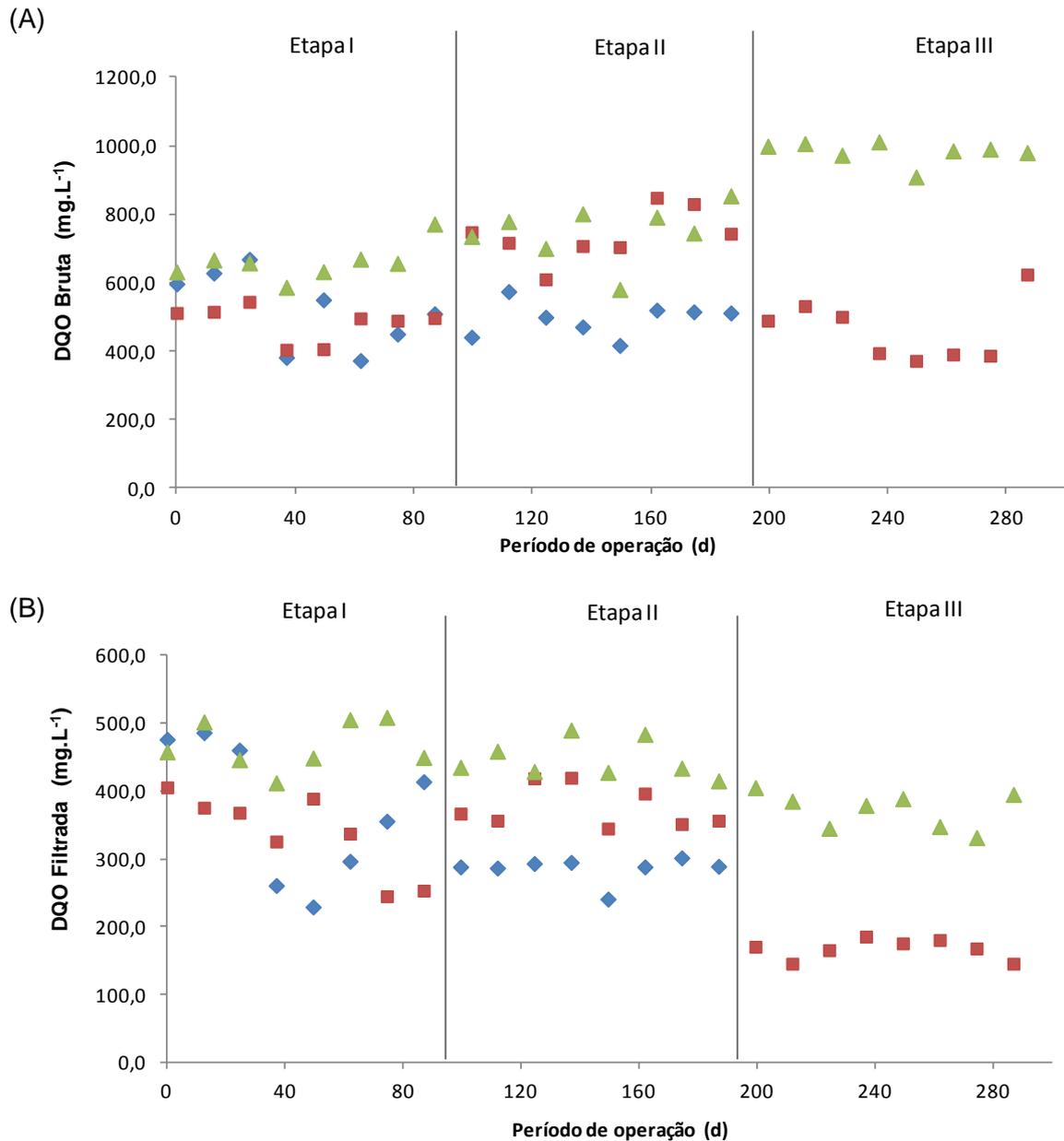
Tabela 12- Resultados médios dos parâmetros de DQO Bruta e Filtrada avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF

	Fase I			Fase II			Fase III	
<b>DQO BRUTA (<math>\text{mg.L}^{-1}</math>)</b>								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
X	519	483	659	493	738	748	461	982
DP	159	140	144	200	189	130	151	41
MÍN	307	177	452	247	464	557	287	832
MÁX	862	717	949	889	1069	947	907	1042
<b>DQO FILTRADA (<math>\text{mg.L}^{-1}</math>)</b>								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
X	372	337	467	285	376	447	167	372
DP	135	139	121	81	78	50	59	52
MÍN	204	109	322	162	267	394	59	284
MÁX	704	624	682	472	594	579	252	489

Legenda:  $\bar{X}$ : média aritmética; DP: desvio padrão; MÍN: valor mínimo; MÁX: valor máximo; DQO: Demanda Química de Oxigênio (bruta e filtrada)

Outro parâmetro que mede a estabilidade do sistema de tamponamento é a relação ácidos voláteis/alcalinidade a bicarbonato (AV/AB), cujos valores devem ser inferiores a 0,3 para definir como satisfatório o tamponamento do sistema. Para as três condições operacionais avaliadas, os resultados encontrados foram  $\leq 0,3$  durante todo o período analisado, corroborando com a afirmação de que o RAALF apresentou relativa estabilidade e atividade das arqueias metanogênicas.

A variação temporal da DQO de amostras brutas e filtradas do efluente do RAALF é apresentada na Figura 14.



Legenda: ◆ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ▲ TDH 8 (h)

Figura 14- Variação temporal da concentração de matéria orgânica em termos de (A) DQO Bruta; (B) DQO filtrada do efluente do RAALF durante o período experimental

As variações, em termos de concentração de DQO de amostras brutas e filtradas que ocorreram durante a fase experimental, para os diferentes TDHs testados, podem ser visualizadas nas Figuras 15, 16 e 17.

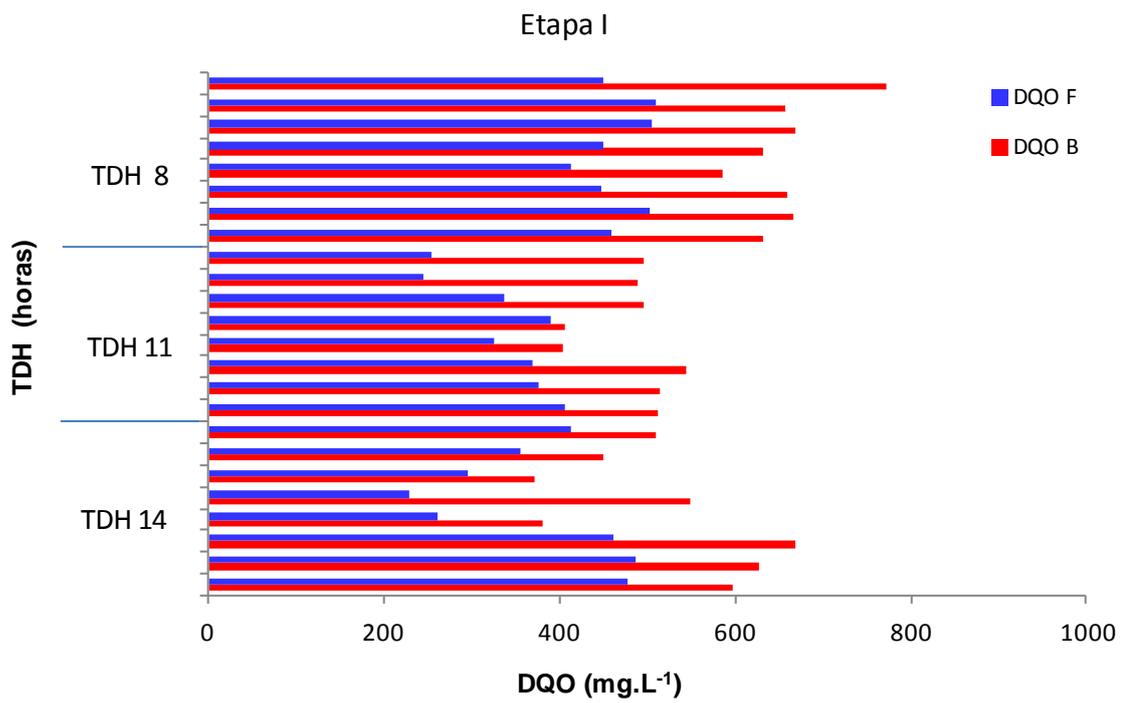


Figura 15- Comparação entre as frações de DQO de amostras bruta e filtrada do efluente para os diferentes TDHs da Etapa I

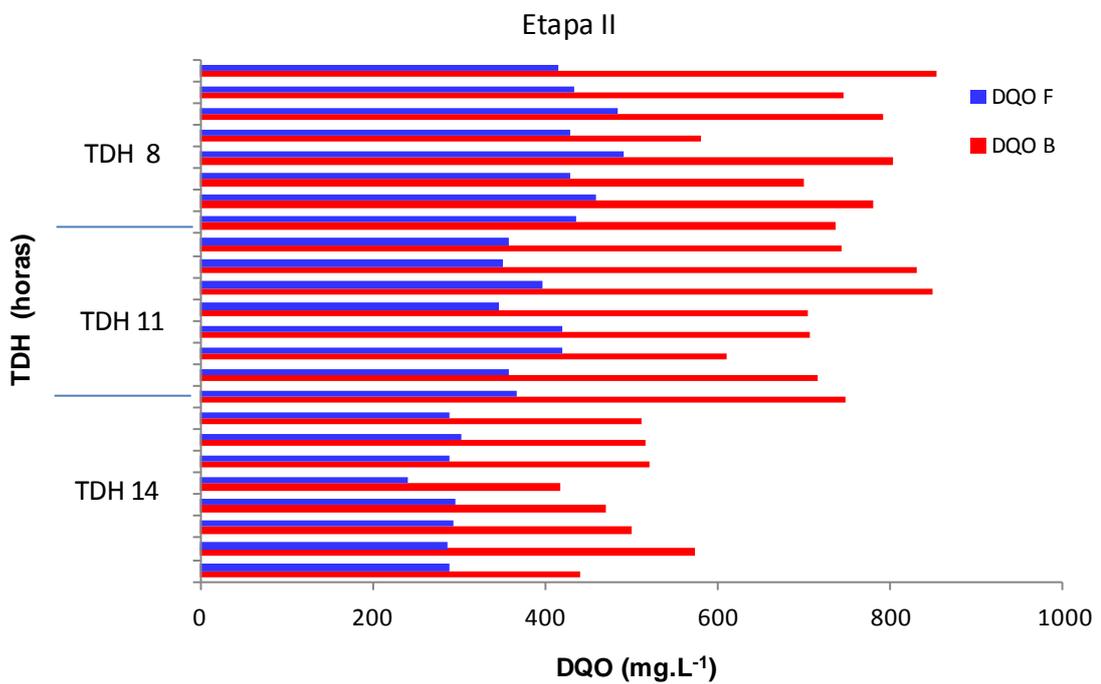


Figura 16- Comparação entre as frações de DQO de amostras bruta e filtrada do efluente para os diferentes TDHs da Etapa II

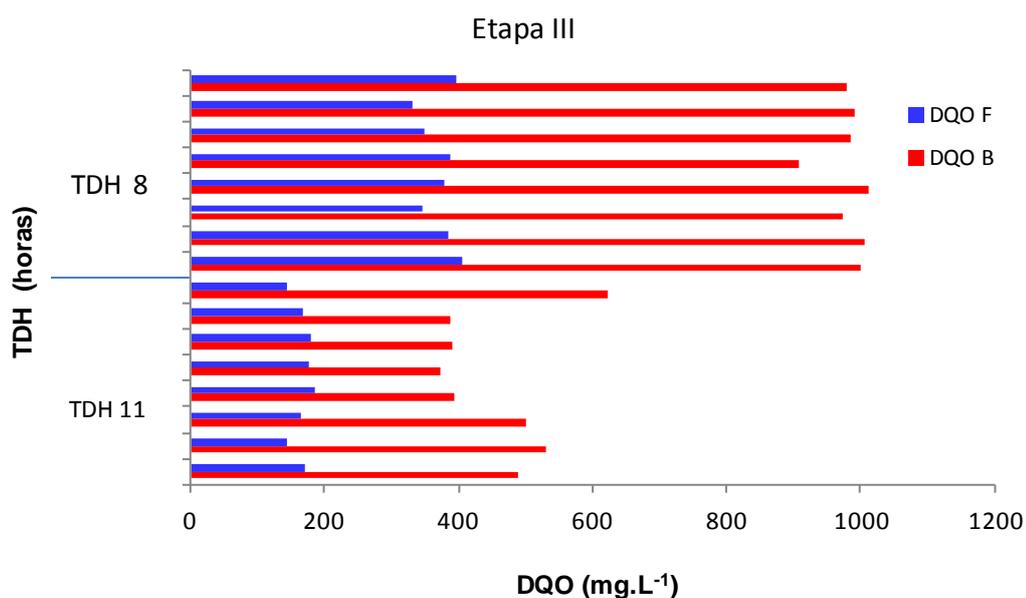
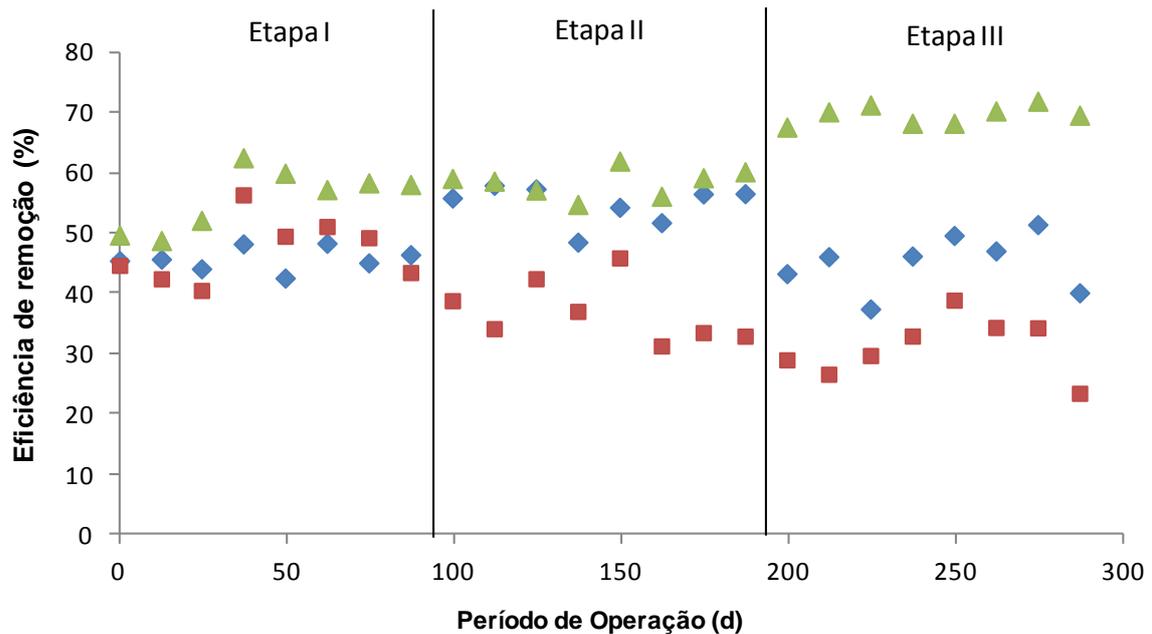


Figura 17- Comparação entre as frações de DQO de amostras bruta e filtrada do efluente para os diferentes TDHs da Etapa III

A concentração média de matéria orgânica, em termos de DQO nas amostras brutas coletadas no efluente do RAALF foi de  $519 \pm 159$ ,  $483 \pm 140$ ,  $659 \pm 144$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, na Etapa I; de  $493 \pm 200$ ,  $738 \pm 189$  e  $748 \pm 130$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de  $461 \pm 151$  e  $982 \pm 45$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 11 e 8 h, na Etapa III.

Os dados deste estudo revelaram que as eficiências de remoção da matéria orgânica, em termos de DQO bruta, foram de 50, 54 e 37% na Etapa I; 53, 30 e 29% na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de 56 e 6% para o TDH de 11 e 8 h na Etapa III, indicando que há matéria orgânica remanescente. Em termos de DQO de amostras filtradas do efluente do RAALF, as eficiências alcançadas foram de 58, 62 e 47% na Etapa I; de 68, 58 e 50% para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de 81 e 58% de eficiência nos TDHs de 11 e 8 h na Etapa III. Alexandre *et al.* (2011) afirmaram que a remoção de matéria orgânica em termos de DQO filtrada reflete o que realmente é metabolizado pelo consórcio microbiano.

A eficiência média de remoção de ST e DQO em amostras brutas e filtradas do efluente do RAALF ao longo do período experimental é apresentada na Figura 18. As eficiências de remoção apresentadas na Figura 18 foram calculadas a partir da eficiência média em cada ponto de amostragem temporal dos três TDHs testados, nas etapas operacionais I, II e III.



Legenda: ◆ ST    ■ DQO bruta    ▲ DQO filtrada

Figura 18- Variação da eficiência média de remoção de ST e DQO em amostras brutas e filtradas do efluente do RAALF durante o período experimental

Como pode ser observado na Figura 18, a eficiência de remoção de DQO bruta e de ST apresentou comportamento variável, se comparado ao comportamento da DQO filtrada durante as etapas operacionais. A inclusão da fase aeróbia na Etapa I, com consequente redução do TDH da fase anaeróbia, resultou na diminuição da eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO bruta.

Também pode ser observado que a eficiência de remoção de DQO bruta na Etapa III foi reduzida em relação às etapas operacionais I e II, e que esta apresentou comportamento similar à redução da eficiência de remoção de ST. Este comportamento pode ser justificado pelo desprendimento de biomassa devido ao início da recirculação. No entanto, em termos de remoção DQO filtrada, esta apresentou menor variabilidade em relação à da DQO bruta referente à mudança da Etapa I para a Etapa II, com aumento de sua eficiência na etapa III. Provavelmente a recirculação melhorou a transferência de massa pelo aumento da velocidade superficial do líquido.

As eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO de amostras brutas do efluente do RAALF obtidas nas etapas I, II e III podem ser consideradas baixas, se comparadas com os resultados com os reportados por Pontes (2009), cuja eficiência de remoção de matéria orgânica, expressa em DQO, foi de aproximadamente 90%, tratando água residuária proveniente de abatedouro de aves em um reator combinado de leito fixo, e também pelos resultados alcançados nos estudos desenvolvidos por Netto (2007), nos quais alcançou 95% de eficiência, operando um reator anaeróbio-aeróbio, submetido a três diferentes TDHs, no tratamento de esgotos sanitários.

O arraste de biomassa, com conseqüente redução da eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO bruta do efluente, também foi reportado por Netto (2011) ao avaliar o comportamento de um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente, com recirculação da fase líquida, para tratamento de esgoto sanitário. O autor aponta que a redução do TDH de 12 para 10 h resultou em aumento na carga orgânica aplicada ao sistema e da velocidade superficial, fatores estes que podem ter interferido de forma significativa no rendimento do sistema. No entanto, em termos de DQO filtrada, o mesmo afirma que o processo respondeu satisfatoriamente, corroborando com os resultados apresentados neste estudo.

A comparação entre as etapas ao qual o RAALF foi submetido também permite afirmar que, com a inclusão da zona aeróbia (Etapa II) e da recirculação (Etapa III), houve a redução do TDH da zona anaeróbia. Tal condição pode ter afetado a atividade microbiana anaeróbia, uma vez que o tempo decorrido para as reações metabólicas não foi suficiente para degradar a fração orgânica do substrato. Outro aspecto a ser considerado é a inexistência de tratamento preliminar para eliminação parcial de sólidos, possivelmente contribuindo para o aumento na concentração de matéria orgânica, em termos de DQO.

Abreu e Zaiat (2008) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio, preenchido com espuma de poliuretano, para tratamento de esgoto sanitário e concluíram que a eficiência de remoção de DQO, quando o reator foi operado com TDH de 8 h, foi de 37%, aumentando para 46% quando o TDH foi reduzido para 6 h. Posteriormente, o TDH foi aumentado para 10 h, atingindo eficiência de 64%, e os autores concluíram que o reator apresentou capacidade de estabilização, operando de maneira satisfatória na redução da carga orgânica aplicada.

Isik e Sponza (2008) avaliaram os efeitos do TDH em um sistema combinado, utilizando um reator sequencial anaeróbio-aeróbio, tratando efluente sintético de indústria têxtil, e observaram que, com o aumento da carga orgânica aplicada e, conseqüentemente, com a diminuição gradativa do TDH de 19,1 para 1,2 dias, ocorreu redução da eficiência de remoção da matéria orgânica, em termos de DQO de 97% para 91%. Os autores também destacaram que a remoção de DQO ocorreu principalmente em condições aeróbias.

Outro fator que pode ter influenciado nas eficiências de remoção da matéria orgânica, em termos de DQO, foi a temperatura do líquido, além do TDH aplicado. Feng *et al.* (2008) avaliaram o efeito do TDH sobre o desempenho e estabilidade de um reator anaeróbio, tratando águas residuárias diluídas em diferentes temperaturas, e concluíram que a eficiência de remoção de matéria orgânica diminuiu com a diminuição da temperatura (28 para 10 °C) e do TDH (de 18 para 9 h).

Masse e Massé (2005) e Kayranli e Ugurlu (2011) afirmaram que é impossível prever o efeito do TDH sobre os sistemas de tratamento anaeróbio, uma vez que os

sistemas biológicos dependem do tipo e da configuração dos reatores, das características do afluente, da taxa de carga orgânica, tipo de biomassa e do método utilizado para avaliar o desempenho – portanto, cada novo sistema, exige uma investigação específica.

Conclui-se pelos resultados apresentados nas Figuras 15, 16 e 17 que a eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, possivelmente foi comprometida pelo arraste de sólidos e que o decréscimo do TDH não foi suficiente para mineralizar a matéria orgânica presente, comprometendo a eficiência global do RAALF.

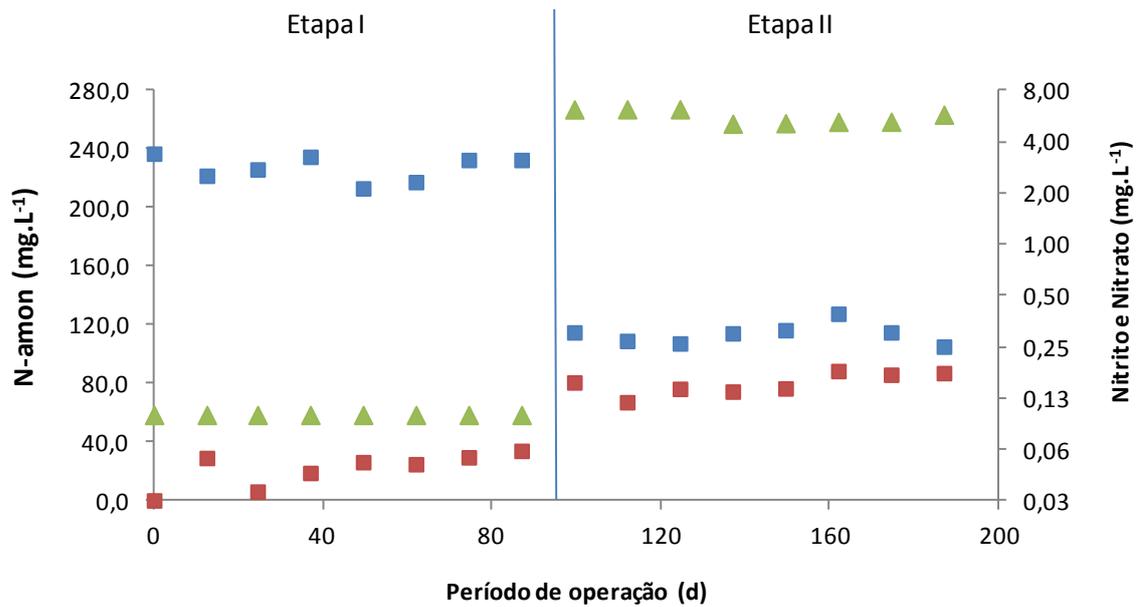
Os resultados médios, de desvio padrão e os valores mínimos e máximos de N-amon, nitrito, nitrato e fósforo total, de amostras do efluente do RAALF estão apresentados na Tabela 13.

Tabela 13- Resultados médios dos parâmetros de N-amon, nitrito, nitrato e fósforo total avaliados nas Etapas I, II e III em amostras do efluente do RAALF

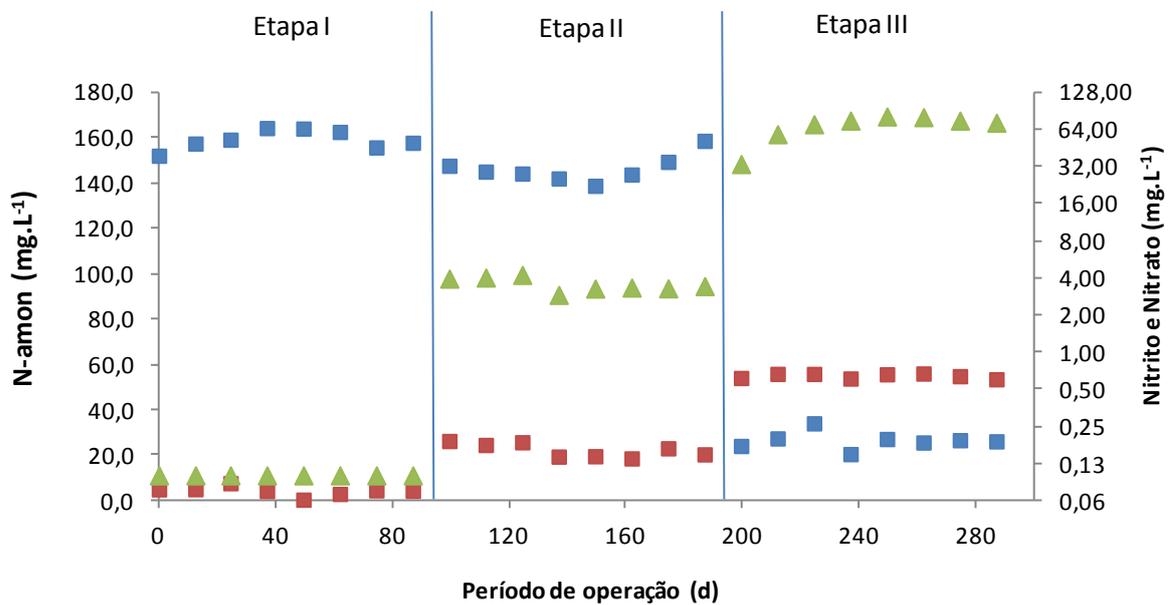
N-amon (mg.L <sup>-1</sup> )								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
<i>X</i>	227	159	177	114	146	127	26	104
DP	24	17	17	61	13	8	9	17
MÍN	194	104	152	35	117	110	9	68
MÁX	278	200	221	213	170	138	39	131
Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
<i>X</i>	0,05	0,08	0,07	0,15	0,16	0,45	0,64	0,56
DP	0,03	0,02	0,02	0,04	0,05	0,27	0,05	0,13
MÍN	0,02	0,05	0,04	0,08	0,07	0,15	0,55	0,30
MÁX	0,11	0,12	0,08	0,23	0,26	0,78	0,73	0,77
Nitrato (mg.L <sup>-1</sup> )								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
<i>X</i>	0,10	0,10	0,10	6	4	22	69	31
DP	0,0	0,0	0,0	1	1	3	24	14
MÍN	0,10	0,10	0,10	3,7	2,6	17,8	24	11
MÁX	0,10	0,10	0,10	8,1	4,5	28,0	101	61
Fósforo Total (mg.L <sup>-1</sup> )								
TDH (h)	14	11	8	14	11	8	11	8
<i>X</i>	0,38	0,52	0,30	0,19	0,37	0,45	0,32	0,48
DP	0,11	0,10	0,09	0,14	0,06	0,03	0,08	0,06
MÍN	0,21	0,29	0,09	0,04	0,26	0,37	0,17	0,33
MÁX	0,60	0,69	0,45	0,50	0,46	0,50	0,43	0,65

Legenda: Número de amostras (N)= 24;  $\bar{X}$ : média aritmética; DP: desvio padrão; MÍN: valor mínimo; MÁX: valor máximo; N-amon: nitrogênio amoniacal

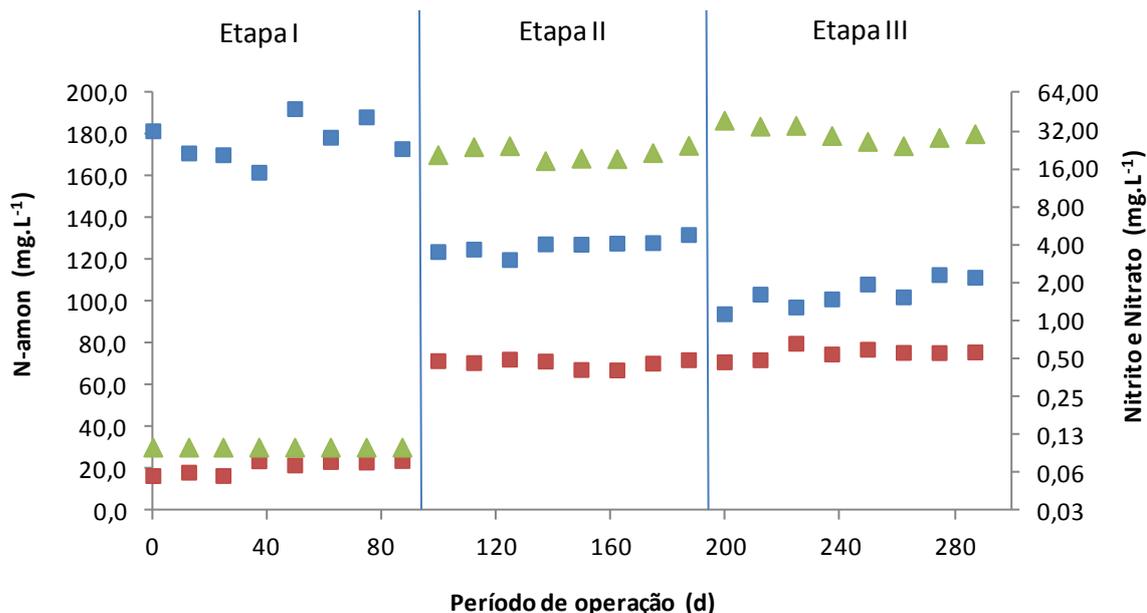
As variações na concentração de N-amon, nitrito e nitrato das amostras do efluente do RAALF referentes às Etapas I, II e III são apresentadas nas Figuras 19, 20 e 21, respectivamente.



Legenda: ■ N-amon ■ Nitrito ▲ Nitrato  
 Figura 19- Variação temporal de N-amon, nitrito e nitrato de amostras do efluente do RAALF operado com TDH de 14 h



Legenda: ■ N-amon ■ Nitrito ▲ Nitrato  
 Figura 20- Variação temporal de N-amon, nitrito e nitrato de amostras do efluente do RAALF operado com TDH de 11 h



Legenda: ■ N-amon ■ Nitrito ▲ Nitrato

Figura 21- Variação temporal de N-amon, nitrito e nitrato de amostras do efluente do RAALF operado com TDH de 8 h

As concentrações médias de N-amon nas amostras do efluente do RAALF foram de  $227 \pm 24$  ;  $159 \pm 17$  ;  $177 \pm 17$   $\text{mg.L}^{-1}$ , referentes à Etapa I; na Etapa II foram de  $114 \pm 61$  ;  $146 \pm 13$  ;  $127 \pm 8$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e, na Etapa III, de  $26 \pm 9$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 11 h e  $104 \pm 17$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 8 h. É possível verificar oscilações nas concentrações de N-amon no efluente do RAALF, em especial no THD de 11 h da Etapa III, se comparado com as demais etapas operacionais. Essas variações podem ser justificadas pela oscilação na concentração de nitrogênio amoniacal do afluente, que também foi inferior nesta mesma etapa.

A concentração média de nitrito do efluente do RAALF foi de  $0,05 \pm 0,03$  ,  $0,08 \pm 0,02$  e  $0,07 \pm 0,02$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa I;  $0,15 \pm 0,04$  ,  $0,16 \pm 0,05$  e  $0,45 \pm 0,27$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de  $0,64 \pm 0,05$  e  $0,56 \pm 0,16$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa III, para o TDH de 11 e 8 h, respectivamente. Como pode ser observada, a concentração de nitrito aumentou com o injeção de ar na Etapa II e III, cuja vazão média foi de aproximadamente  $2 \text{ L.h}^{-1}$ , em comparação às demais etapas. Esses resultados indicam que o N-amon passou a ser convertido a nitrato, evidenciando o processo de nitrificação.

A concentração média de nitrato no afluente e no efluente do RAALF durante a Etapa I, em ambos os TDHs testados, foi próxima a zero e, portanto, para todos os efeitos, foi adotado  $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$ , valor definido como o limite de quantificação de nitrato pelo método utilizado;  $6 \pm 1$  ,  $4 \pm 1$  e  $22 \pm 3$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de  $69 \pm 24$  e  $31 \pm 14$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa III, para o TDH de 11 e 8 h, respectivamente. Nota-se pelas representações gráficas das Figuras 19, 20 e 21 que há um grau de correspondência

entre a diminuição da concentração do N-amon e o aumento na concentração de nitrato, nas Etapas II e III, podendo-se afirmar que o processo de nitrificação foi estabelecido.

Em termos de desnitrificação, se comparadas as Etapas II e III, observa-se que, com a inclusão da recirculação, não houve remoção do nitrato e que esta foi acompanhada de produção de nitrito. Tal fato pode indicar que a desnitrificação foi comprometida ou mesmo inibida. Situação similar foi reportada por Teixeira (2006), que avaliou a utilização de biorreatores de nitrificação e desnitrificação operados de forma conectada, com recirculação, na remoção de nitrogênio de efluente oriundo de uma indústria frigorífica. Os resultados de seus estudos apresentaram uma eficiência de 100% de nitrificação no reator aeróbio, enquanto o reator de desnitrificação apresentou baixa remoção do nitrato e a remoção global no sistema foi de 63%. O autor apresenta a hipótese de que a desnitrificação possa ter sido comprometida pela migração de microrganismos oriundos do reator aeróbio e oxigênio dissolvido através da vazão de reciclo. Tais microrganismos seriam responsáveis pela nitrificação incompleta do N-amon, levando à formação de nitrito.

A eficiência global de remoção de nitrogênio foi calculada de acordo com a Equação 5, em que  $[N_a]$  e  $[N_e]$  representam o somatório das concentrações do nitrogênio nas formas N-amon, nitrito e nitrato na entrada do sistema, ou seja, no afluente do RAALF e da concentração na saída do RAALF, respectivamente.

$$\text{Eficiência (\%)} = \left[ \frac{[N_a] - [N_e]}{[N_a]} \right] \times 100 \quad (\text{Eq. 5})$$

A eficiência global de remoção de nitrogênio alcançada neste estudo foi de 0, 17 e 7% na Etapa I, 37, 22 e 22% na Etapa II, para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de 50% e 29% para o TDH de 11 e 8 h na Etapa III. Portanto, verifica-se evolução da eficiência global na remoção de nitrogênio das Etapas II e III, se comparada a Etapa I, decorrente do processo de nitrificação e desnitrificação parcial. Quanto à legislação ambiental vigente, os resultados alcançados não atendem à Resolução 430/11 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), que estabelece valores máximos de lançamento de 20 mg.L<sup>-1</sup> de nitrogênio amoniacal.

A baixa eficiência global de remoção de nitrogênio alcançada neste estudo, se comparada com os dados reportados na literatura, podem ter sido decorrentes da limitação de alguns fatores ambientais, dentre eles pode-se citar a relação carbono/nitrogênio (C/N), uma vez que concentrações elevadas de matéria orgânica proporcionam condições mais favoráveis ao crescimento de microrganismos heterotróficos que competem com bactérias nitrificantes pelo oxigênio e por nutrientes.

Mahmoud *et al.* (2011) avaliaram dois sistemas combinados anaeróbio-aeróbio. O primeiro foi composto por um reator anaeróbio híbrido (AHR) seguido de um sistema DHS

(*downflow hanging sponge*), e o segundo consistiu de um tanque de sedimentação primário seguido por um reator DHS, e observaram que a nitrificação ocorreu no sistema DHS, seguido do processo de desnitrificação. Os autores apontam que os resultados foram eficazes, com remoções de 72 e 83% para nitrogênio total e amoniacal, respectivamente.

Victoria (2006) avaliou o desempenho de filtro biológico percolado, constituído por dois compartimentos sobrepostos, um para a nitrificação e outro para a desnitrificação, cujos resultados foram positivos, com eficiência média de remoção de conversão de N-amon de 60 a 74%, e concentrações de nitrato no efluente final inferiores a  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Araújo Jr. (2006) avaliou o desempenho do reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo para o tratamento de água residuária de indústria produtora de lisina, visando à remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Os resultados apontaram que a melhor condição operacional ao qual o reator foi submetido foi com TDH de 35 h e razão de recirculação (R) igual a 3,5, apresentando eficiências na remoção de NTK e NT de 94 e 77%, respectivamente, com concentrações efluentes  $2 \pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$  de N-amon,  $8 \pm 3 \text{ mg.L}^{-1}$  de N-orgânico,  $1 \pm 1$  e  $26 \pm 23 \text{ mg.L}^{-1}$  de nitrito e nitrato, respectivamente.

Foresti *et al.* (2006) apontaram que a recuperação do nitrogênio é bastante complexa devido à alta solubilidade de todas as formas de nitrogênio de interesse ( $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ) e, além disso, o  $\text{N}_2$  não é um produto final útil, porém esta forma gasosa é facilmente removida e segura do ponto de vista ambiental. De acordo com Campos *et al.* (2007), o processo de nitrificação é mais lento e sensível a estresse causado por fatores ambientais como temperatura e pH, por exemplo, se comparado com o processo de oxidação da matéria orgânica, desenvolvida pelas bactérias heterotróficas.

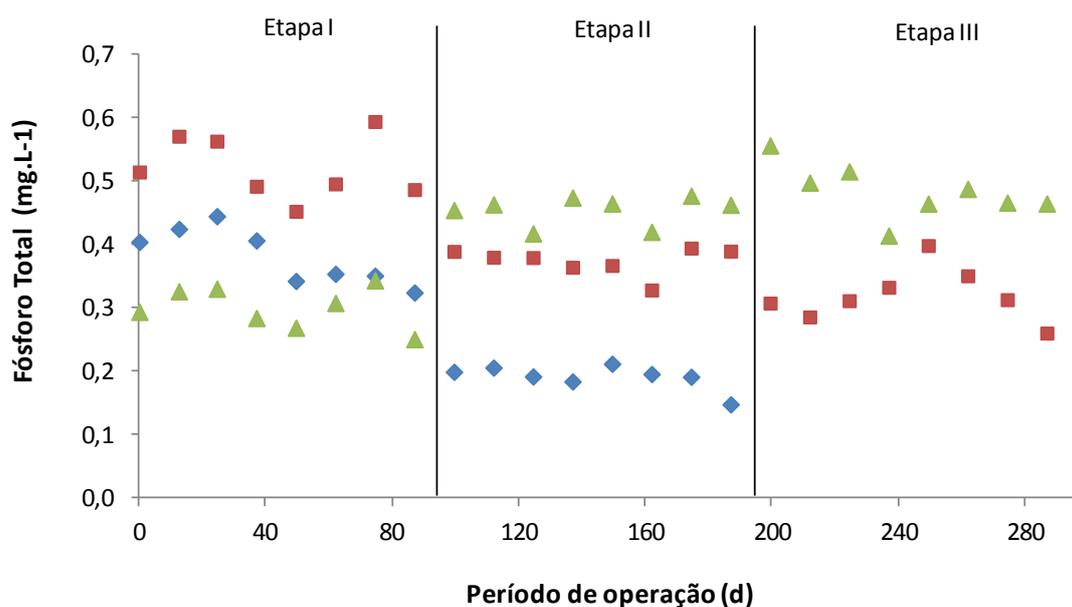
Ruiz *et al.* (2003) realizaram experimento para avaliar as melhores condições para nitrificação parcial, tratando efluentes industriais sintéticos com elevada concentração de amônia, e concluíram que a taxa de conversão é aumentada em temperaturas mais elevadas, próximas a  $30^\circ\text{C}$ . Desta forma, pode-se deduzir que outro fator que possa ter contribuído para as baixas eficiências encontradas neste estudo foram as baixas temperaturas do líquido, cujas médias foram de  $27 \pm 1$ ,  $26 \pm 1$  e  $24 \pm 3 \text{ }^\circ\text{C}$  na Etapa I;  $19 \pm 4$ ,  $22 \pm 1$  e  $24 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$  na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de  $20 \pm 1$  e  $22 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$  para o TDH de 11 e 8 h, respectivamente, na Etapa III.

Bassin (2008) também apontou que outro fator que pode comprometer a eficiência do processo de nitrificação é a disputa por espaço dentro do reator, quando se trata de biofilme ou biomassa imobilizada. Isso ocorre porque as bactérias heterotróficas são de crescimento mais rápido e, portanto, elas ficam localizadas nas camadas mais externas do meio suporte, crescendo sobre as culturas autotróficas nitrificantes, que podem ser prejudicadas quando há concentração reduzida de OD, havendo, nestes casos, resistência a transferência de massa, afetando negativamente o desempenho da nitrificação. Contudo,

neste trabalho, o processo de nitrificação não foi limitado pelo oxigênio dissolvido, pois o mesmo manteve-se em concentrações no efluente que variaram de  $5\pm 0,4$ ,  $5\pm 0,1$  e  $4\pm 0,4$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente, durante a Etapa II e de  $3\pm 1$  e  $5\pm 0,5$   $\text{mg.L}^{-1}$  para o TDH de 11 e 8 h, respectivamente, na Etapa III.

No processo de desnitrificação, a temperatura e o pH podem ser os fatores que tiveram maior influência uma vez que o pH do efluente durante esta etapa de operação variou de 8,1 a 8,4, e a temperatura média do líquido foi de  $22\pm 1,9$  °C. De acordo com Cheremisinoff (1996), Haandel e Marais (1999), Henze *et al.* (2002) e Wiesmann *et al.* (2007), a faixa ideal de pH para promover a desnitrificação é de 7,0 a 7,5, tendo sua velocidade reduzida com pH abaixo de 6,0 e acima de 8,5. Os autores também destacam que as taxas de desnitrificação aumentam proporcionalmente com o aumento da temperatura até valores próximos a 35 °C, não devendo ser superior a 40 °C.

A variação temporal da concentração de fósforo total do efluente do RAALF é apresentada na Figura 22.



Legenda: ◆ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ▲ TDH 8 (h)

Figura 22- Variação temporal de Fósforo Total do efluente do RAALF durante o período experimental

No que diz respeito à remoção de fósforo total, as concentrações médias obtidas no efluente do RAALF foram de  $0,4\pm 0,1$ ,  $0,5\pm 0,1$  e  $0,3\pm 0,1$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa I e  $0,2\pm 0,1$ ,  $0,4\pm 0,1$  e  $0,5\pm 0,0$   $\text{mg.L}^{-1}$  na Etapa II, para os TDHs de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e, na Etapa III, a concentração atingiu valores de  $0,3\pm 0,1$  e  $0,5\pm 0,1$   $\text{mg.L}^{-1}$  para THD de 11 e 8 h, respectivamente, enquanto que a concentração média de fósforo total no afluente foi de  $0,4\pm 0,2$   $\text{mg.L}^{-1}$ . As eficiências de remoção foram de 0, 0 e 15% na Etapa I e 46, 0 e 0% na

Etapa II para os TDHs de 14, 11 e 8 h, respectivamente, e de 10 e 0% de remoção para o THD de 11 e 8 h, respectivamente, na Etapa III.

De acordo com Pickbrenner (2002), Mulkerrins *et al.* (2004) e Nóbrega (2009), a ineficiência na remoção de fósforo pode ser atribuída a alguns fatores, dentre eles ao aumento nas concentrações de fosfato no efluente, uma vez que pode ter ocorrido o fenômeno de liberação secundária que ocorre na ausência de ácidos voláteis e que pode ser prejudicial à remoção. Barnard (2006) define o fenômeno de liberação secundária como sendo a liberação do fósforo sem o armazenamento de poli-hidroxibutirato (PHB), não sendo possível a captação de fósforo na zona aeróbia subsequente, uma vez que este fenômeno está associado à utilização deste produto metabólico, que é armazenado na zona anaeróbia.

Portanto, a inibição do processo de remoção de fósforo no efluente do RAALF pode indicar que o mesmo não foi suficientemente utilizado pelo metabolismo microbiano na fase anaeróbia, mas apenas armazenado na forma de fosfatos e polifosfatos como compostos de reserva e, posteriormente, liberados em função do metabolismo celular (LI *et al.*, 2005). Lopes *et al.* (2011) igualmente verificaram esta condição no efluente do reator aeróbio, operado em batelada, no tratamento de água residuária de indústria castanha de caju, e concluíram que as concentrações de fósforo no efluente podem ter acarretado a inibição das enzimas responsáveis pela assimilação deste nutriente.

Cybis e Pickbrenner (2000) utilizaram um reator sequencial em batelada anaeróbio (RSBAn), alimentado por esgoto sintético (caracteristicamente doméstico) e 3 reatores sequencias em batelada (RSB) para avaliar o processo de nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo. Pelos resultados apresentados, os valores de ortofosfato mantiveram-se constantes durante todo o período operacional, aparentemente não havendo formação de PHB (poli-hidroxibutiratos) durante a fase anaeróbia nem absorção de ortofosfatos do meio líquido durante a fase aeróbia. O pressuposto apontado pelos autores é que o processo de remoção de fósforo foi inibido pela presença de nitratos na fase anaeróbia e pela eficiência na remoção de matéria orgânica no RSBAn, acarretando baixas concentrações de acetato (menores que  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ ) no afluyente aos RSB.

Neste estudo, a eficiência de remoção do fósforo do RAALF pode ter sido comprometida também pelo desempenho da fase anaeróbia, uma vez que é necessário tornar o ambiente equilibrado em termos de fonte de carbono e energia, considerando que as condições de crescimento necessárias e as características dos microrganismos relacionados são diferentes, para promover a máxima remoção biológica, sendo necessária uma proporção de 100/5/1 através da relação  $\text{DBO}_5/\text{N/P}$  conforme apontaram Kim *et al.* (2009), Rebah *et al.* (2010) e Brown *et al.* (2011).

A ANOVA dois fatores com repetição foi realizada através de testes de significância, com o objetivo de verificar a existência de diferenças nas médias dos

resultados dos parâmetros físico-químicos avaliados, referentes aos três diferentes TDHs ao qual o RAALF foi submetido nas Etapas I, II e III. Os resultados foram compilados de forma a mostrar, portanto, o efeito de cada TDH na eficiência do RAALF para cada etapa experimental. O p-valor igual ou inferior a 0,05 indicou, que os resultados são significativos para o intervalo de confiança de 95%, ou seja, que a hipótese nula foi rejeitada, portanto, há diferença estatística entre os diferentes TDHs testados.

Na Tabela 14 é apresentado o resumo dos resultados da análise de variância dos dados de pH, temperatura, ST, SST, AB e AV, referentes as Etapas I, II e III para os TDHs de 14, 11 e 8 h.

Na Tabela 15 é apresentado o resumo dos resultados da ANOVA dos dados dos parâmetros DQO B, DQO F, N-AMON, Nitrito, Nitrato e Fósforo, para os TDHs de 14, 11 e 8 h, referente as Etapas I, II e III.

Tabela 14- Resumo da ANOVA para os parâmetros pH, TEMP, ST, SST, AB e AV referente aos TDHs de 14, 11 e 8 h das Etapas I, II e III

pH						
Fonte da variação	SQ	gl	MQ	F	valor-P	F crítico
Bloco	254.7	2.0	127.3	507.6	0.000	3.0
TDHs	1807.2	3.0	602.4	2401.3	0.000	2.6
Interações	779.3	6.0	129.9	517.7	0.000	2.1
Dentro	69.2	276.0	0.3			
Total	2910.4	287.0				

TEMP						
Fonte da variação	SQ	gl	MQ	F	valor-P	F crítico
Bloco	3824.5	2.0	1912.3	866.9	0.000	3.0
TDHs	21601.6	3.0	7200.5	3264.2	0.000	2.6
Interações	5800.6	6.0	966.8	438.3	0.000	2.1
Dentro	608.8	276.0	2.2			
Total	31835.5	287.0				

ST						
Fonte da variação	SQ	gl	MQ	F	valor-P	F crítico
Bloco	6387223.0	2.0	3193611.5	50.7	0.000	3.0
TDHs	100820838.3	3.0	33606946.1	533.1	0.000	2.6
Interações	36826502.0	6.0	6137750.3	97.4	0.000	2.1
Dentro	17398005.8	276.0	63036.3			
Total	161432569.1	287.0				

SST						
Fonte da variação	SQ	gl	MQ	F	valor-P	F crítico
Bloco	445743.0	2.0	222871.5	34.8	0.000	3.0
TDHs	4801525.2	3.0	1600508.4	250.2	0.000	2.6
Interações	1253252.6	6.0	208875.4	32.7	0.000	2.1
Dentro	1765516.2	276.0	6396.8			

Total	8266036.9	287.0				
<b>AB</b>						
<i>Fonte da variação</i>	<i>SQ</i>	<i>gl</i>	<i>MQ</i>	<i>F</i>	<i>valor-P</i>	<i>F crítico</i>
Bloco	8560803.8	2.0	4280401.9	277.0	0.000	3.0
TDHs	1972e0454.6	3.0	6573484.9	425.4	0.000	2.6
Interações	10776841.2	6.0	1796140.2	116.2	0.000	2.1
Dentro	4265245.2	276.0	15453.8			
Total	43323344.8	287.0				
<b>AV</b>						
<i>Fonte da variação</i>	<i>SQ</i>	<i>gl</i>	<i>MQ</i>	<i>F</i>	<i>valor-P</i>	<i>F crítico</i>
Bloco	113252.0	2.0	56626.0	137.9	0.000	3.0
TDHs	299102.5	3.0	99700.8	242.7	0.000	2.6
Interações	101316.7	6.0	16886.1	41.1	0.000	2.1
Dentro	113369.9	276.0	410.8			
Total	627041.0	287.0				

Tabela 15- Resumo da ANOVA para os parâmetros DQO B, DQO F, N-AMON, Nitrito, Nitrito e Fósforo referente aos TDHs de 14, 11 e 8 h das Etapas I, II e III

<b>DQO B</b>						
<i>Fonte da variação</i>	<i>SQ</i>	<i>gl</i>	<i>MQ</i>	<i>F</i>	<i>valor-P</i>	<i>F crítico</i>
Bloco	872451.1	2.0	436225.6	31.6	0.000	3.0
TDHs	26333045.3	3.0	8777681.8	635.2	0.000	2.6
Interações	5253140.5	6.0	875523.4	63.4	0.000	2.1
Dentro	3813928.7	276.0	13818.6			
Total	36272565.6	287.0				
<b>DQO F</b>						
<i>Fonte da variação</i>	<i>SQ</i>	<i>gl</i>	<i>MQ</i>	<i>F</i>	<i>valor-P</i>	<i>F crítico</i>
Bloco	1415956.8	2.0	707978.4	143.9	0.000	3.0
TDHs	6690411.9	3.0	2230137.3	453.1	0.000	2.6
Interações	1091006.7	6.0	181834.4	36.9	0.000	2.1
Dentro	1358368.4	276.0	4921.6			
Total	10555743.9	287.0				
<b>N-AMON</b>						
<i>Fonte da variação</i>	<i>SQ</i>	<i>gl</i>	<i>MQ</i>	<i>F</i>	<i>valor-P</i>	<i>F crítico</i>
Bloco	455483.3	2.0	227741.6	521.3	0.000	3.0
TDHs	686003.9	3.0	228668.0	523.4	0.000	2.6
Interações	428234.0	6.0	71372.3	163.4	0.000	2.1
Dentro	120583.7	276.0	436.9			
Total	1690304.9	287.0				
<b>NITRITO</b>						
<i>Fonte da variação</i>	<i>SQ</i>	<i>gl</i>	<i>MQ</i>	<i>F</i>	<i>valor-P</i>	<i>F crítico</i>
Bloco	1.2	2.0	0.6	3.2	0.042	3.0
TDHs	165.4	3.0	55.1	299.0	0.000	2.6
Interações	3.7	6.0	0.6	3.4	0.003	2.1
Dentro	50.9	276.0	0.2			

Total	221.2	287.0				
NITRATO						
Fonte da variação	SQ	gl	MQ	F	valor-P	F crítico
Bloco	21794.9	2.0	10897.4	196.1	0.000	3.0
TDHs	36365.3	3.0	12121.8	218.2	0.000	2.6
Interações	51538.8	6.0	8589.8	154.6	0.000	2.1
Dentro	15335.7	276.0	55.6			
Total	125034.7	287.0				
FÓSFORO						
Fonte da variação	SQ	gl	MQ	F	valor-P	F crítico
Bloco	0.9	2.0	0.5	2.6	0.075	3.0
TDHs	149.4	3.0	49.8	278.6	0.000	2.6
Interações	1.3	6.0	0.2	1.3	0.277	2.1
Dentro	49.3	276.0	0.2			
Total	201.0	287.0				

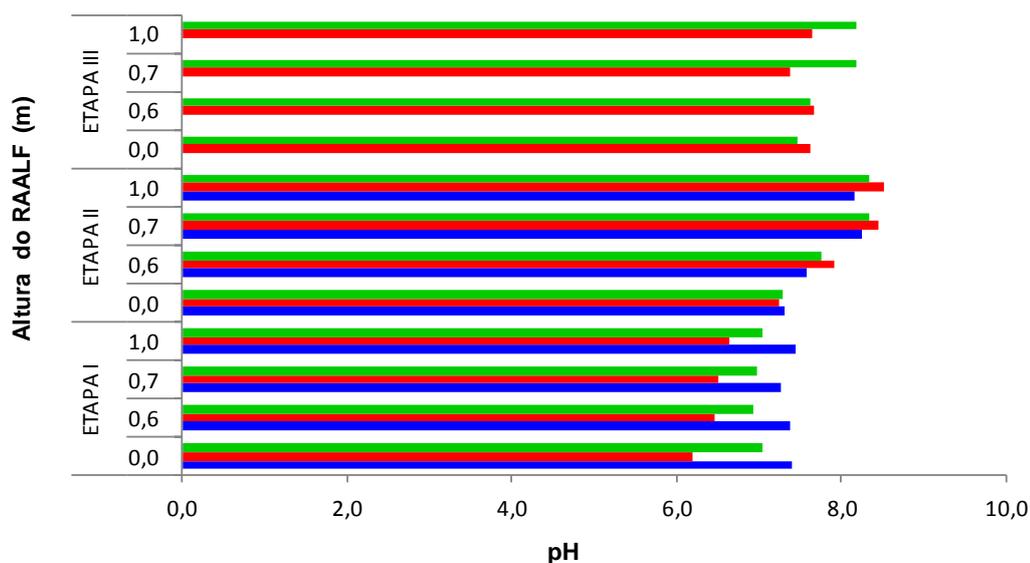
Os dados apresentados nas Tabelas 14 e 15 demonstraram que os resultados dos parâmetros utilizados para avaliar o comportamento do RAALF, em termos de eficiência, dentre eles pH, temperatura, ST, SST, AB, AV, DQO B, DQO F, N-amon, nitrito e nitrato, com exceção do fósforo, foram estatisticamente significativos, com p-valor inferior a 0,05. Isso implica em dizer que a hipótese da igualdade das médias (ao nível de significância de 95%) foi rejeitada, indicando, portanto, que os TDHs têm comportamentos distintos e podem influenciar no desempenho do RAALF.

O teste ANOVA e o teste *Tukey* mostraram que as três etapas operacionais foram estatisticamente significativas, ou seja, diferentes entre si, para as todas as variáveis, com exceção do fósforo, com p-valor < 0,05, podendo-se afirmar que a eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogenada foi afetada pela condição operacional.

#### 5.4 Avaliação do desempenho do RAALF ao longo da altura

Os resultados dos perfis espaciais, cujas amostras foram coletadas ao longo da altura do reator, referentes ao TDH de 14, 11 e 8 h, da Etapa I, II e III, estão apresentados nas Tabelas 16, 17 e 18, respectivamente.

A variação do pH nos perfis espaciais realizados com amostras do efluente do RAALF, para os três TDHs estudados nas Etapas I, II e III, pode ser graficamente visualizada na Figura 23. Os resultados confirmam que a capacidade tampão indica estabilidade do reator em manter condições favoráveis para os processos biológicos envolvidos na remoção de matéria orgânica.

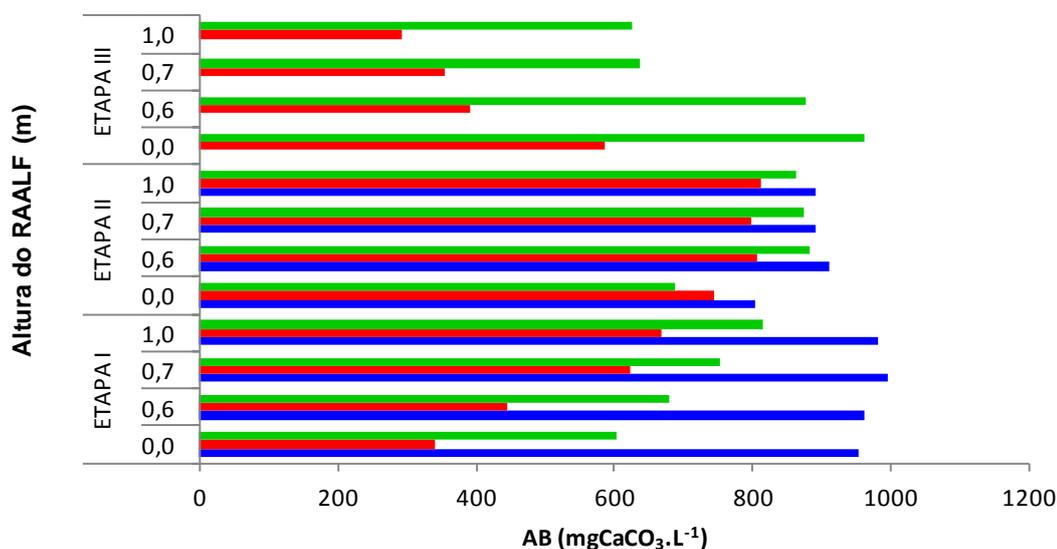


Legenda: ■ TDH 14(h) ■ TDH 11(h) ■ TDH 8(h)

Figura 23- Variação média de pH ao longo da altura do RAALF

Parâmetros tais como pH, alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis estão intimamente relacionadas e foram utilizados para monitorar o comportamento ao longo da altura do RAALF.

Os resultados mostraram aumento na alcalinidade a bicarbonato durante as etapas operacionais, conforme pode ser visualizado na Figura 24, após a etapa da digestão anaeróbia e a diminuição gradativa na concentração de ácidos voláteis (Figura 25) ao longo da altura do reator, indicando que ocorreu o processo de oxidação da matéria orgânica na fase anaeróbia, com equilíbrio entre as bactérias acidogênicas e arqueas metanogênicas, sem haver acúmulo de ácidos voláteis no interior do RAALF.



Legenda: ■ TDH 14(h) ■ TDH 11(h) ■ TDH 8(h)

Figura 24- Variação média da alcalinidade a bicarbonato (AB) ao longo da altura do RAALF

Tabela 16- Resultados médios dos perfis espaciais da Etapa I

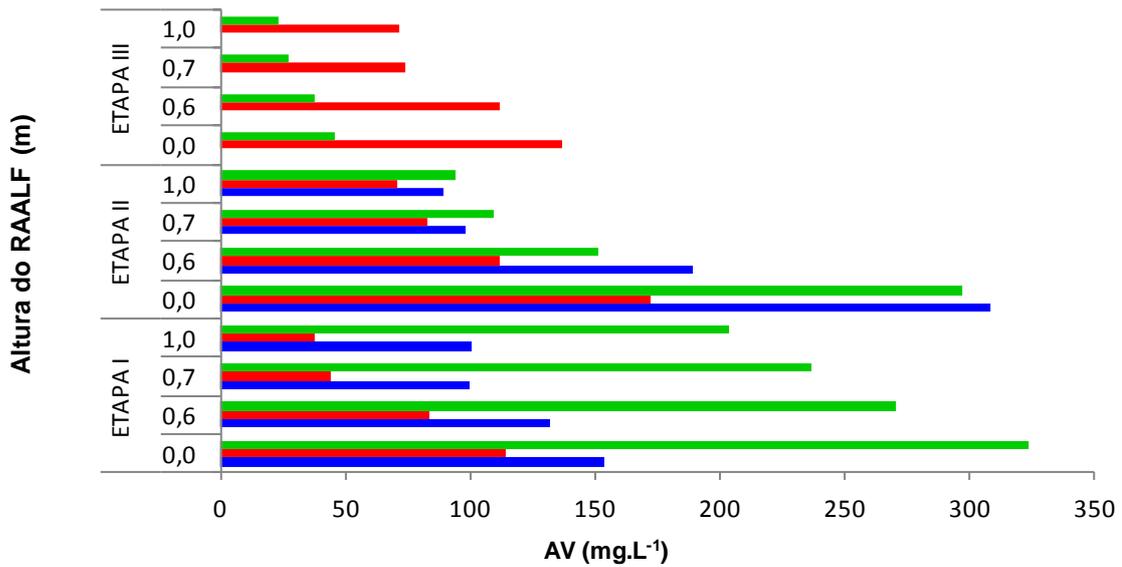
<i>ETAPA I</i>												
PARÂMETROS	TDH 14 h				TDH 11 h				TDH 8 h			
	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m
pH	7,4±0,2	7,4±0,2	7,3±0,1	7,4±0,3	6,2±0,2	6,5±0,1	6,5±0,1	6,6±0,1	7,0±0,4	6,9±0,2	7,0±0,2	7,0±0,2
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	952±92	962±78	997±98	983±40	340±84	444±73	622±19	668±21	604±25	681±35	752±39	815±5
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	154±28	132±38	100±17	100±23	114±22	83±22	44±4	38±5	324±36	271±17	237±18	204±27
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	1980±42	1818±84	1607±43	1561±50	1770±175	1901±54	1273±80	1255±57	2163±388	2021±540	1369±207	1294±160
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	317±57	287±55	202±83	161±10	344±87	483±91	220±18	231±17	594±259	437±223	207±65	161±39
DQO B (mg.L <sup>-1</sup> )	957±25	915±5	754±115	767±197	926±79	903±132	726±91	636±41	992±50	958±53	793±134	673±149
DQO F (mg.L <sup>-1</sup> )	760±313	555±161	442±89	393±110	877±107	799±211	362±20	320±12	876±141	711±120	535±91	474±133

Tabela 17- Resultados médios dos perfis espaciais da Etapa II

<i>ETAPA II</i>												
PARÂMETROS	TDH 14 h				TDH 11 h				TDH 8 h			
	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m
pH	7,3±0,2	7,6±0,4	8,3±0,4	8,2±0,5	7,3±0,2	7,9±0,2	8,4±0,3	8,5±0,2	7,1±0,3	7,9±0,1	8,3±0,1	8,2±0,0
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	805±244	912±332	892±459	891±574	745±382	807±66	797±58	812±66	689±404	883±509	875±505	863±497
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	308±221	189±129	98±54	89±45	172±46	112±27	83±3	71±5	297±177	152±92	110±62	94±52
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	1138±695	1190±855	258±117	84±26	1005±241	2595±1328	1284±300	111±89	2013±1206	1198±721	724±418	238±166
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	8837±7716	8221±993	2862±1809	918±335	2198±287	4171±997	2201±159	1012±238	5453±3752	3388±2601	1777±1308	1132±657
DQO B (mg.L <sup>-1</sup> )	2276±2028	947±73	617±351	467±119	1187±88	4226±1584	1063±13	607±194	2548±1580	2202±1685	1007±579	825±504
DQO F (mg.L <sup>-1</sup> )	719±433	680±352	436±212	316±63	837±202	508±224	375±113	401±58	700±391	628±341	457±53	405±51

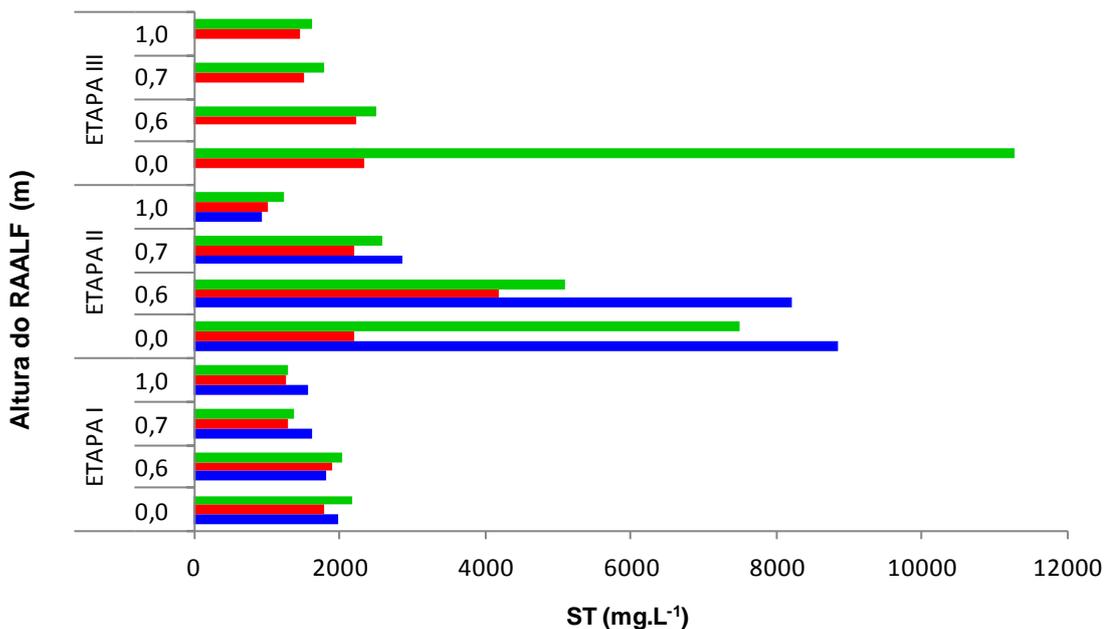
Tabela 18- Resultados médios dos perfis espaciais da Etapa III

<i>ETAPA III</i>								
PARÂMETROS	THD 11 h				TDH 8 h			
	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m	0,0 m	0,6 m	0,7 m	1,0 m
pH	7,6±0,6	7,7±0,3	7,4±0,8	7,6±0,3	7,5±0,6	7,6±0,6	8,2±0,1	8,2±0,1
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	586±75	391±181	354±201	294±220	963±150	876±116	636±331	625±263
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	137±85	112±71	74±29	71±32	46±6	38±13	27±1	23±6
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	2335±547	2213±1045	1513±618	1446±653	11271±6334	2495±112	1779±496	1624±501
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	1385±601	791±359	563±569	490±510	4890±1768	1043±336	455±425	431±430
DQO B (mg.L <sup>-1</sup> )	1400±576	990±112	793±170	641±302	4763±1183	1060±97	883±189	658±458
DQO F (mg.L <sup>-1</sup> )	645±328	280±36	247±52	267±39	724±74	652±180	392±95	354±163



Legenda: ■ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ■ TDH 8 (h)

Figura 25- Variação média da concentração de ácidos voláteis (AV) ao longo da altura do RAALF

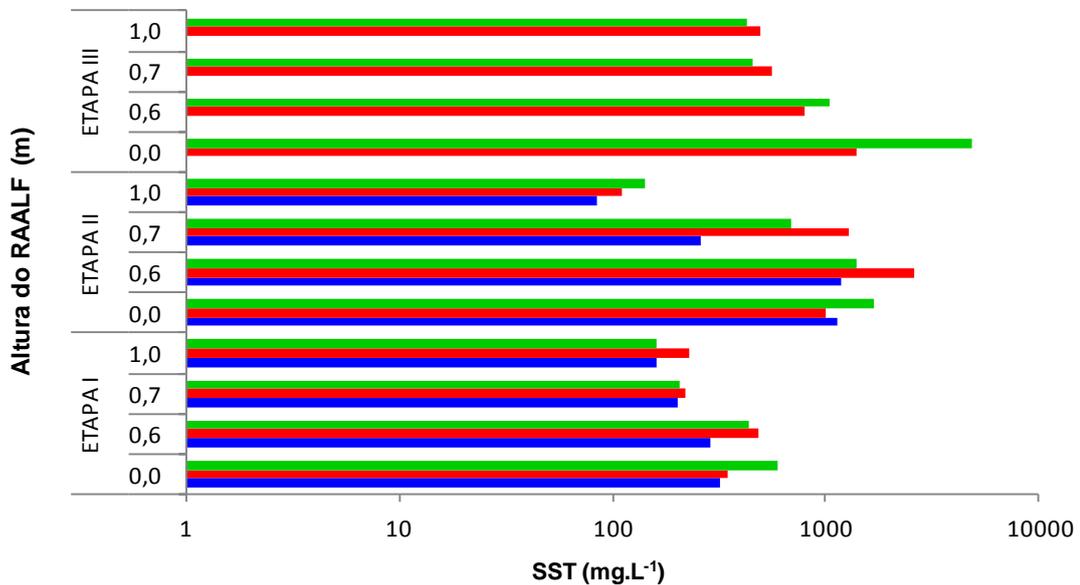


Legenda: ■ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ■ TDH 8 (h)

Figura 26- Variação média da concentração de ST ao longo da altura do RAALF

Observando a Figura 26, que apresenta a variação média da concentração de ST ao longo da altura do RAALF, nota-se que o sistema foi mais eficiente em termos de remoção de sólidos totais durante a Etapa II, quando o RAALF foi operado de forma combinada, com eficiência de remoção de 21, 29 e 40% na Etapa I; 90, 54 e 84% na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente; e, na Etapa III, as eficiências foram de 38 e 86% para o TDH de 11 e 8 h, respectivamente.

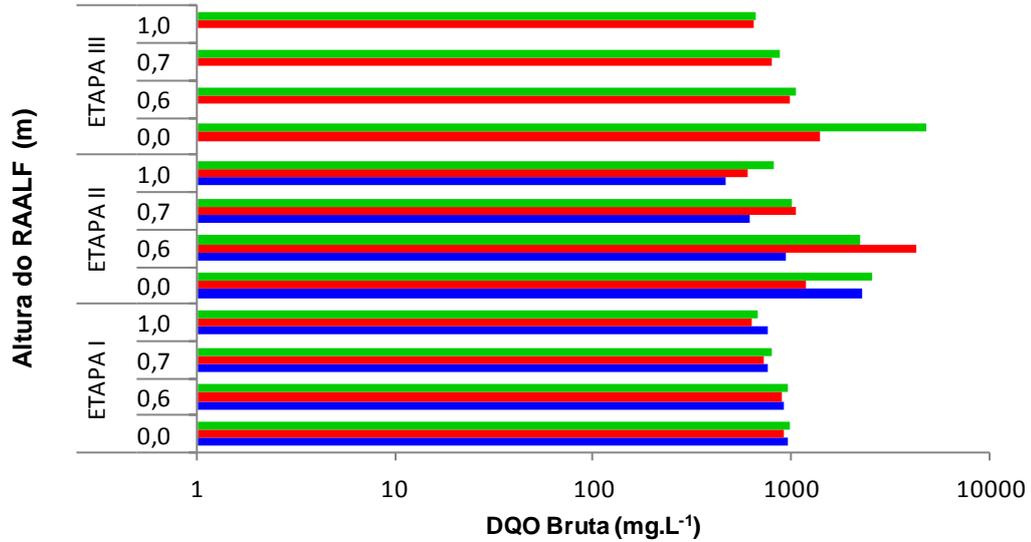
Esses resultados indicam que o RAALF apresentou capacidade de retenção de sólidos, igualmente evidenciado pela remoção de SST, como pode ser visualizado na Figura 27, cujas eficiências de remoção foram de 49, 33 e 73% na Etapa I; de 93, 89 e 92% na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 horas, respectivamente, e, para o TDH de 11 e 8 h, na Etapa III, a eficiência atingida foi de 65 e 91%, respectivamente. A análise dos resultados permite afirmar que a combinação do processo anaeróbio com o aeróbio (Etapa II) foi vantajosa em termos de remoção de sólidos (totais e suspensos), se comparada com a Etapa I e III, sendo que as eficiências atingidas na Etapa III foram prejudicadas, provavelmente, pelo aumento da velocidade ascensional, promovida pela recirculação do efluente.



Legenda: ■ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ■ TDH 8 (h)

Figura 27- Variação média da concentração de SST ao longo da altura do RAALF

As eficiências médias de remoção de matéria orgânica, expressa em termos de DQO bruta, ao longo da altura do reator, foram de 20, 31 e 32% para a Etapa I; 80, 49 e 68% para a Etapa II para os TDHs de 14, 11 e 8 h, respectivamente; e, para a Etapa III, as eficiências de remoção foram de 54 e 86% para o TDH de 11 e 8 h, respectivamente. A variação média da DQO bruta ao longo da altura do RAALF está graficamente representada pela Figura 28.

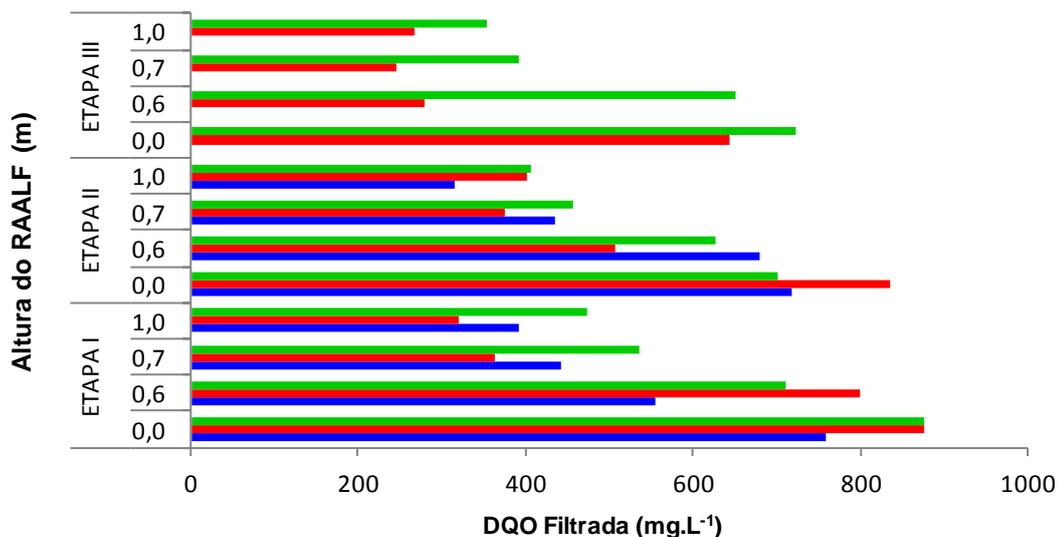


Legenda: ■ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ■ TDH 8 (h)

Figura 28- Variação média da DQO bruta ao longo da altura do RAALF

Durante a Etapa II, especificamente no TDH de 11 h, houve aumento na concentração de matéria orgânica (Figura 28), cuja alteração pode ser atribuída ao arraste de sólidos, ocorrido pelo desprendimento da biomassa do meio suporte, ocasionando aumento nos valores de DQO bruta, evidenciado pela similaridade do comportamento de ST e SST no TDH de 11h para a mesma etapa operacional.

Pelos resultados de DQO de amostras filtradas, graficamente representados na Figura 29, o reator apresentou porcentagens de remoção de 48, 64 e 46% na Etapa I; 56, 52 e 42% na Etapa II para o TDH de 14, 11 e 8 h, respectivamente; e, na Etapa III, as eficiências foram de 59 e 51% para o TDH de 11 e 8 h, respectivamente.



Legenda: ■ TDH 14 (h) ■ TDH 11 (h) ■ TDH 8 (h)

Figura 29- Variação média da DQO filtrada ao longo da altura do RAALF

Apesar da aparente estabilidade, os valores médios efluentes para DQO de amostra bruta e filtrada foram maiores, comparando-se com a etapa inicial, quando o reator operou de forma combinada, demonstrando que o aumento da carga orgânica aplicada ao sistema não afetou o processo de remoção de matéria orgânica. Este fato demonstra que há ocorrência do processo de hidrólise e acidogênese. Além disso, a diminuição do TDH e, conseqüentemente, o aumento da carga orgânica aplicada, favoreceu a remoção de matéria orgânica, uma vez que, segundo Rebah *et al.* (2010), pode ter ocorrido uma rápida adaptação das bactérias heterotróficas. No entanto, baixas eficiências foram alcançadas na Etapa I, e estas podem ter sofrido interferência do período de aclimação, que pode ter sido insuficiente para permitir maiores remoções de matéria orgânica.

A maior eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada foi obtida na Etapa III, cujos resultados podem ser justificados pelo aumento da velocidade de transferência de massa líquido-sólido promovido pela elevação da velocidade, decorrente da recirculação do efluente.

### 5.5 Avaliação do Comportamento Hidrodinâmico do RAALF

Neste item serão apresentados os resultados dos ensaios hidrodinâmicos realizados nas Etapas I, II e III para o TDH de 8 h.

A concentração de eosina Y para cada ensaio realizado nas etapas I, II e III está graficamente representada nas Figuras 30, 31 e 32, respectivamente.

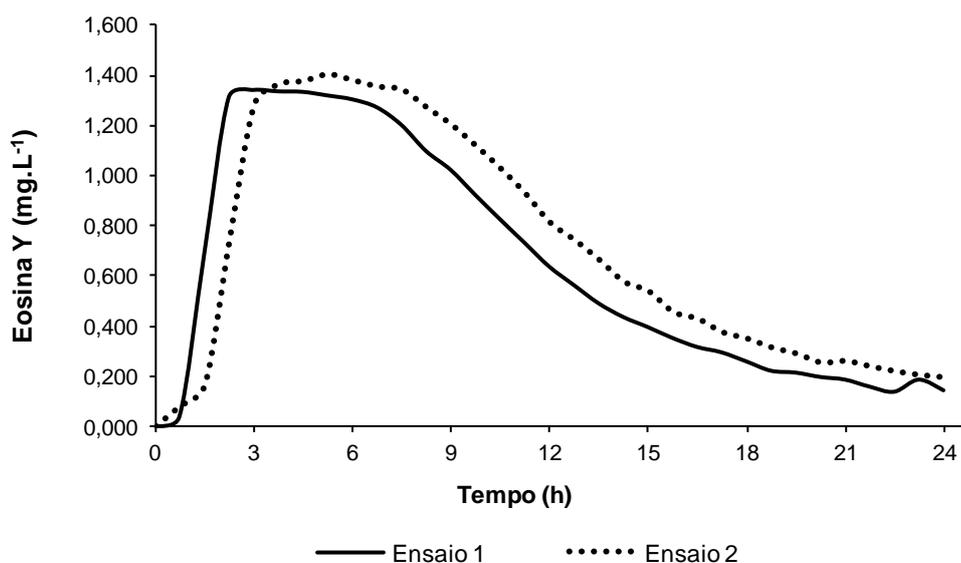


Figura 30- Variação da concentração de Eosina Y ao longo do tempo no TDH de 8 horas na Etapa I

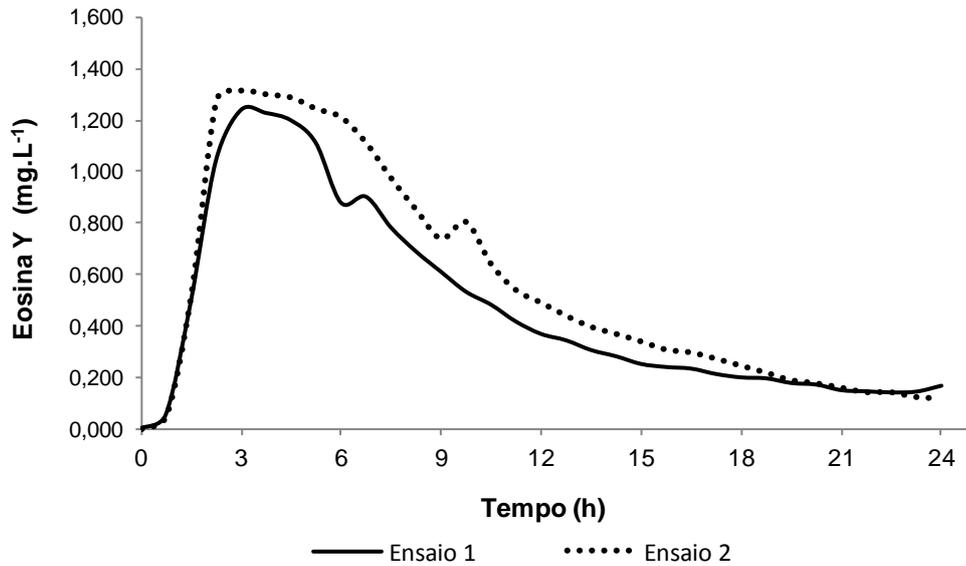


Figura 31- Variação da concentração de Eosina Y ao longo do tempo no TDH de 8 h na Etapa II

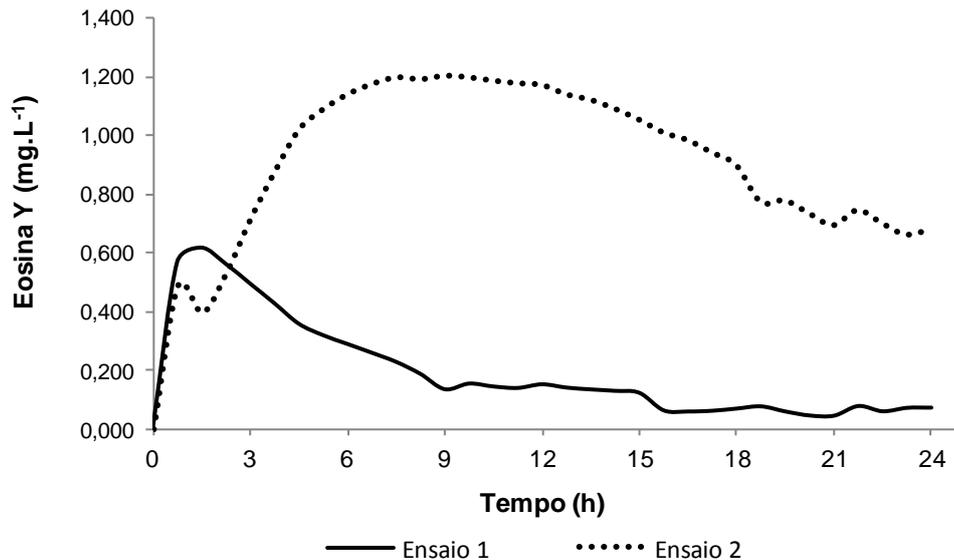
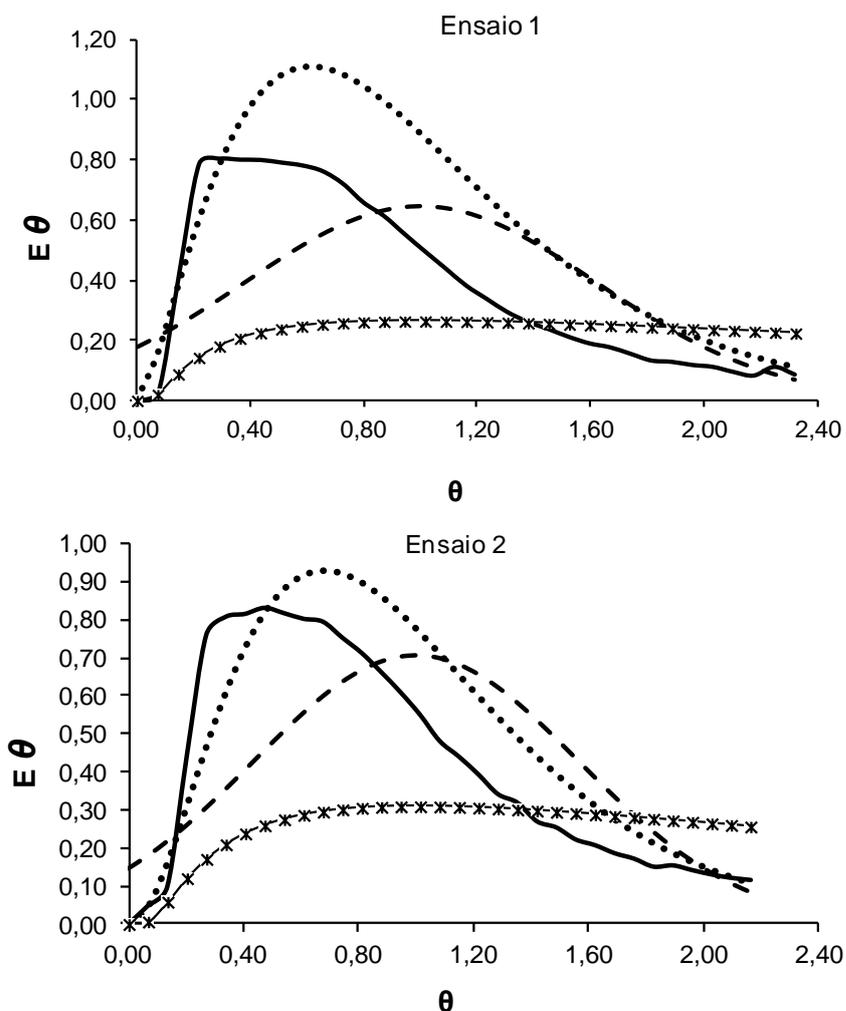


Figura 32- Variação da concentração de Eosina Y ao longo do tempo no TDH de 8 h na Etapa III

Como pode ser observado pelas Figuras 30, 31 e 32, em todas as etapas operacionais, as curvas de concentração do traçador ao longo do tempo apresentaram o efeito de cauda longa, o que reflete o lento decaimento das concentrações da Eosina Y no efluente do RAALF. Picos acentuados nas primeiras horas dos ensaios realizados podem ser observados, o que provavelmente reflete a existência de caminhos preferenciais no interior do reator. Outro aspecto que pode justificar o aparecimento de caudas longas está relacionado à presença de zonas mortas ou estagnadas.

Xiao-lei *et al.* (2007) e Krishna *et al.* (2008) verificaram que, em termos físicos, as zonas mortas podem ser divididas em duas categorias que são elas: zona morta biológica e zona morta hidráulica. As zonas mortas hidráulicas podem ocorrer nas extremidades do reator, onde há formação de redemoinhos, que efetivamente atuam como reservatórios, em que o traçador se difunde lentamente. Méndez-Romero *et al.* (2011) notaram que a biomassa pode ocupar um volume importante do reator e poderia ser considerado como um volume de zona morta. Nas curvas experimentais, essas zonas mortas aparecem como uma longa cauda, ou seja, quanto maior a zona morta, maior a área da cauda.

As curvas de concentração do traçador ao longo tempo, obtidas experimentalmente nas Etapas I, II e III, foram normalizadas, de acordo com Levenspiel (2000), resultando em curvas de distribuição do tempo de residência (DTR), obtidas a partir dos modelos de tanques de mistura completa em série (N-CSTR), pequena dispersão (PD) e grande dispersão (GD), utilizados para avaliação dos desvios de idealidade. Essas curvas estão graficamente representadas nas Figuras 33, 34 e 35, respectivamente.

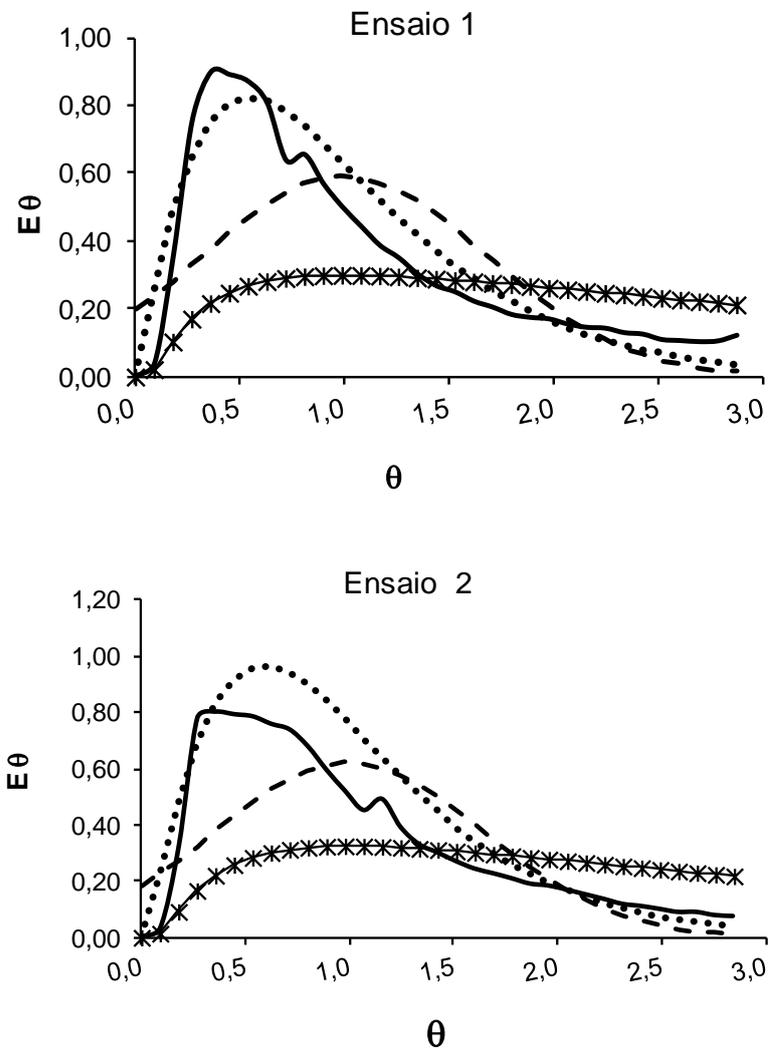


Legenda: — DADOS EXPERIMENTAIS    ..... N-CSTR    - - - P. DISPERSÃO    \*— GRD. DISPERSÃO

Figura 33- Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas nos ensaios 1 e 2 durante a Etapa I

Ao se observar as Figuras 33, 34 e 35, percebe-se o efeito de cauda longa nas curvas de distribuição de tempo de residência (DTR), que podem ser atribuídas à difusão do traçador no meio poroso, ou seja, sua retenção em zonas ativas dentro do material poroso – no caso, a espuma de poliuretano, utilizada como meio suporte da biomassa. Jimenez *et al.* (1988) também observaram caudas longas nas curvas de DTR e atribuem a ocorrência principalmente à difusão do traçador nos poros do material suporte.

Nardi *et al.* (1999) aponta que os fenômenos de zonas mortas ou mesmo de retenção do traçador no meio suporte, no entanto, os autores afirmam que os mesmos não são distinguíveis nas curvas de resposta.



Legenda: — DADOS EXPERIMENTAIS    ..... N-CSTR    - - - P.Q. DISPERSÃO    \*— GRD. DISPERSÃO

Figura 34- Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas nos ensaios 1 e 2 durante a Etapa II

Passig e Blundi (1996) verificaram oscilações na concentração de rodamina WT utilizadas no experimento e atribuíram o fenômeno de cauda longa à existência de recirculação interna em um UASB. Bernardes *et al.* (2008), Capela *et al.* (2009), Lourenço e Campos (2009) e Méndez-Romero *et al.* (2011) também observaram o efeito cauda longa nas curvas de resposta dos seus respectivos experimentos, usando corantes como traçadores.

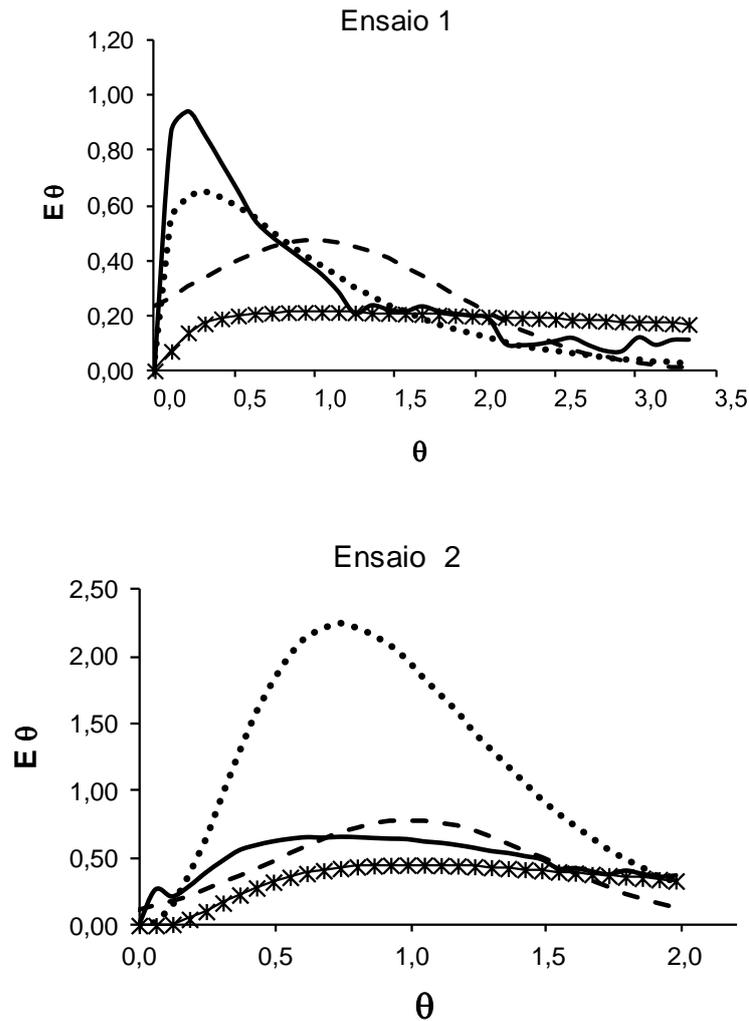


Figura 35- Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas ensaios 1 e 2 durante a Etapa III

Se por um lado o fenômeno de cauda nas curvas experimentais de distribuição do tempo de residência (DTR) reflete o decaimento das concentrações de traçador na saída do RAALF, por outro lado, os picos nas concentrações do traçador indicam a existência de caminhos preferenciais. Os resultados das curvas de DTR reportados por Bernardes *et al.* (2008) indicam uma situação similar, na qual os picos foram registrados no início das curvas, assim como os picos registrados nos ensaios deste trabalho. Os autores alegam que

este comportamento pode ser explicado pelo “by passing”, termo utilizado para designar a canalização do fluido, representado pelo traçador nos meios porosos do material suporte.

Um resumo dos resultados dos parâmetros obtidos com o ajuste das curvas de distribuição do tempo de residência pelos modelos matemáticos propostos por Levenspiel (2000) está disposto na Tabela 19.

Tabela 19- Parâmetros gerais do DTR obtidos experimentalmente durante as etapas experimentais do RAALF

Etapa	Ensaio	TDH (h)	N-CSTR	D <sub>μ</sub> /L		Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> )		
				(PD)	(GD)	N-CSTR	PD	GD
I	1	9	3	0,2	0,7	0,91	0,57	0,19
	2	10	3	0,2	0,5	0,91	0,61	0,27
II	1	8	2	0,2	0,9	0,95	0,66	0,30
	2	8	2	0,2	0,8	0,96	0,73	0,35
III	1	7	1	0,4	1,8	0,95	0,53	0,00
	2	12	4	0,1	0,4	0,93	0,85	0,76

Ao analisar os resultados obtidos e apresentados na Tabela 19, verifica-se que o TDH real variou de 7 a 12 h. Os ensaios realizados na Etapa I indicaram atraso médio de aproximadamente 18% na resposta do traçador em relação ao TDH teórico de 8 h, o que pode ser atribuído à difusão do mesmo nas zonas mortas e, conseqüentemente, sua lenta liberação, causando este retardo. Escudié *et al.* (2005) observaram o efeito tardio em seus estudos e mencionaram que o atraso pode desempenhar um papel significativo no cálculo do tempo de residência médio, tornando o tempo de residência experimental maior do que o teórico.

Um atraso no TDH real também foi reportado por Calheiros *et al.* (2009), que avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio sequencial usando uma solução de cloreto de sódio (NaCl) como traçador. Os autores observaram um atraso de aproximadamente 4%, revelando a existência de um curto-circuito, o que provavelmente causou o fenômeno da cauda longa observado nas curvas experimentais. Carvalho *et al.* (2008) atribuíram o atraso na resposta da eosina Y, utilizada como traçador, pela presença de zonas mortas dentro de um reator UASB de 160 L, além de uma possível adsorção do traçador na biomassa.

Situação similar foi reportada por Méndez-Romero *et al.* (2011), que apontaram que o decaimento exponencial apresentado nas curvas de distribuição do traçador ao longo do tempo é um comportamento característico de um reator de leito fixo e que a cauda longa apresentada em seus resultados sugere que uma parte do fluido se move através de curtos-circuitos formados no interior do meio poroso ou, ainda, pela presença de zonas mortas ou estagnações. Short *et al.* (2010) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de lagoas de estabilização, utilizando rodamina WT como traçador, e os resultados apontaram condições

de fluxo altamente disperso e, também, sugerem que o fenômeno de caudas longas seja atribuído à existência de zonas mortas, na qual o traçador inicialmente permanece retido e se difunde gradualmente ao longo do tempo.

Levenspiel (2000) afirmou que há um número de dispersão em diferentes graus de dispersão. Quando o número de dispersão tende ao infinito ( $D\mu/L \rightarrow \infty$ ), indica que o fluxo tende a um sistema perfeitamente misturado, ao passo que, quando o número de dispersão é igual a zero ( $D\mu/L \rightarrow 0$ ), refere-se a um sistema ideal de fluxo em pistão. Já quando  $D\mu/L$  está na faixa de 0,000-0,002 indica dispersão de pequena intensidade,  $D\mu/L$  entre 0,002-0,025 indica dispersão intermediária e, quando  $D\mu/L$  estiver entre 0,025-0,200, significa que o modelo tende a dispersão de grande intensidade.

Os valores de dispersão obtidos nos ensaios 1 e 2 realizados na Etapa I foram de 0,2 para o modelo de pequena dispersão; 0,7 e 0,5 para o modelo de grande dispersão e 3 reatores em série para o modelo N-CSTR. Quando os valores de  $D\mu/L$  são mais elevados, pode-se afirmar que maior será a dispersão, e isso indica que o escoamento disperso tende ao tipo de mistura completa, o que, para esta etapa, é comprovado pelo coeficiente de correlação de  $r^2 = 0,91$  para o modelo N-CSTR.

Ao analisar os resultados dos ensaios realizados durante a Etapa II, constata-se que, apesar dos picos de concentração do traçador ocorrerem nas primeiras horas do experimento, indicando caminhos preferenciais, esta condição operacional foi a que apresentou os melhores resultados, com TDH real igual ao TDH teórico de 8 h. Tal condição pode ter sido favorecida pela inserção da zona aeróbia, que promoveu uma maior mistura no meio líquido.

Oliveira Netto (2011) afirma que a mistura promovida pela aeração ou recirculação leva ao comportamento mais próximo do de mistura completa. Essa condição é comprovada neste estudo, pelos valores de  $r^2 = 0,95$  e  $r^2 = 0,96$  para os ensaios 1 e 2, respectivamente, em relação aos resultados obtidos na Etapa I, quando o RAALF operou sem aeração. Nota-se também, pelos dados de  $D\mu/L$ , que quanto maior for o valor para dispersão de grande intensidade, menor será o número de reatores em série.

Condição similar foi reportada por Passig (2005) ao analisar o comportamento hidrodinâmico um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e um reator anaeróbio híbrido (UAHB), utilizando eosina Y como traçador. Os resultados encontrados pelo autor apontaram que os valores de N-CSTR de 2 a 4 reatores indicam que os reatores apresentaram comportamento hidrodinâmico próximo à mistura completa, e não ao fluxo pistonado.

Os ensaios realizados na Etapa III apontaram desvios de idealidade. Para o ensaio 1, houve antecipação do tempo de residência, ou seja, o resultado do TDH real foi de 7 h para o TDH teórico de 8 h. Este fenômeno pode ser decorrente da recirculação do efluente

da fase aeróbia para a anaeróbia, possibilitando a passagem do fluido por caminhos preferenciais.

Com base nos resultados dos graus de dispersão apresentados na Etapa III, é possível observar que os ensaios hidrodinâmicos realizados com eosina Y mostraram que o modelo teórico de N-CSTR em série resultou em 1 reator em série, número de dispersão para o modelo de pequena intensidade de dispersão (PD) igual a 0,4 e 1,8 para o modelo de grande dispersão. Esses valores indicam que, pela antecipação do TDH real, há possível presença de canais preferenciais, evidenciada pelo pico da concentração do traçador nas primeiras horas, como pode ser visualizado no ensaio 1 da Figura 35. Nota-se, portanto, que, com o aumento do grau de dispersão do modelo de grande intensidade, houve uma redução do número de reatores em série, indicando, desta forma, uma tendência ao fluxo de mistura completa ( $r^2 = 0,95$ ) para esta condição analisada.

Quanto aos resultados do ensaio 2, este apresentou comportamento distinto ao ensaio 1, pois houve um atraso de 4 h na resposta do traçador, com 4 reatores em série e dispersão de 0,1 para o modelo de pequena intensidade e 0,4 para o de grande intensidade.

De acordo com os resultados das curvas de DTR, dois fatores podem ter contribuído para o desvio de idealidade ocorrido no ensaio 2 da Etapa III. Um deles refere-se à presença de curtos-circuitos hidráulicos, que podem ser decorrentes da liberação gradual do traçador. O outro fator que pode ter contribuído para um maior desvio de idealidade foi a recirculação do efluente da fase aeróbia para a fase anaeróbia, uma vez que não ocorreu redução acentuada na concentração do traçador (ver Figura 35), já que quantidades do traçador estavam sendo recirculadas. Este processo, como cita Domingues e Nour (2005), é chamado de efeito platô, em que a concentração do traçador se mantém constante por um período de tempo, não ideal para um sistema configurado para operar com fluxo pistonado.

Com base nos estudos preliminares acerca do comportamento hidrodinâmico do RAALF em diferentes condições operacionais, observou-se que, para todas as etapas, o padrão de fluxo tendeu para o de mistura completa, sendo que seus graus de dispersão foram possivelmente influenciados pela inserção da fase aeróbia, que promoveu melhor mistura do líquido no interior do reator.

## 5.6 Estimativa dos parâmetros cinéticos

Nas figuras 36, 37 e 38 é apresentada a variação da concentração da matéria orgânica, em termos de DQO filtrada, ao longo da altura do RAALF, indicando a linha de tendência, a equação da reta e seu coeficiente de correlação para as Etapas I, II e III, em cada TDH testado.

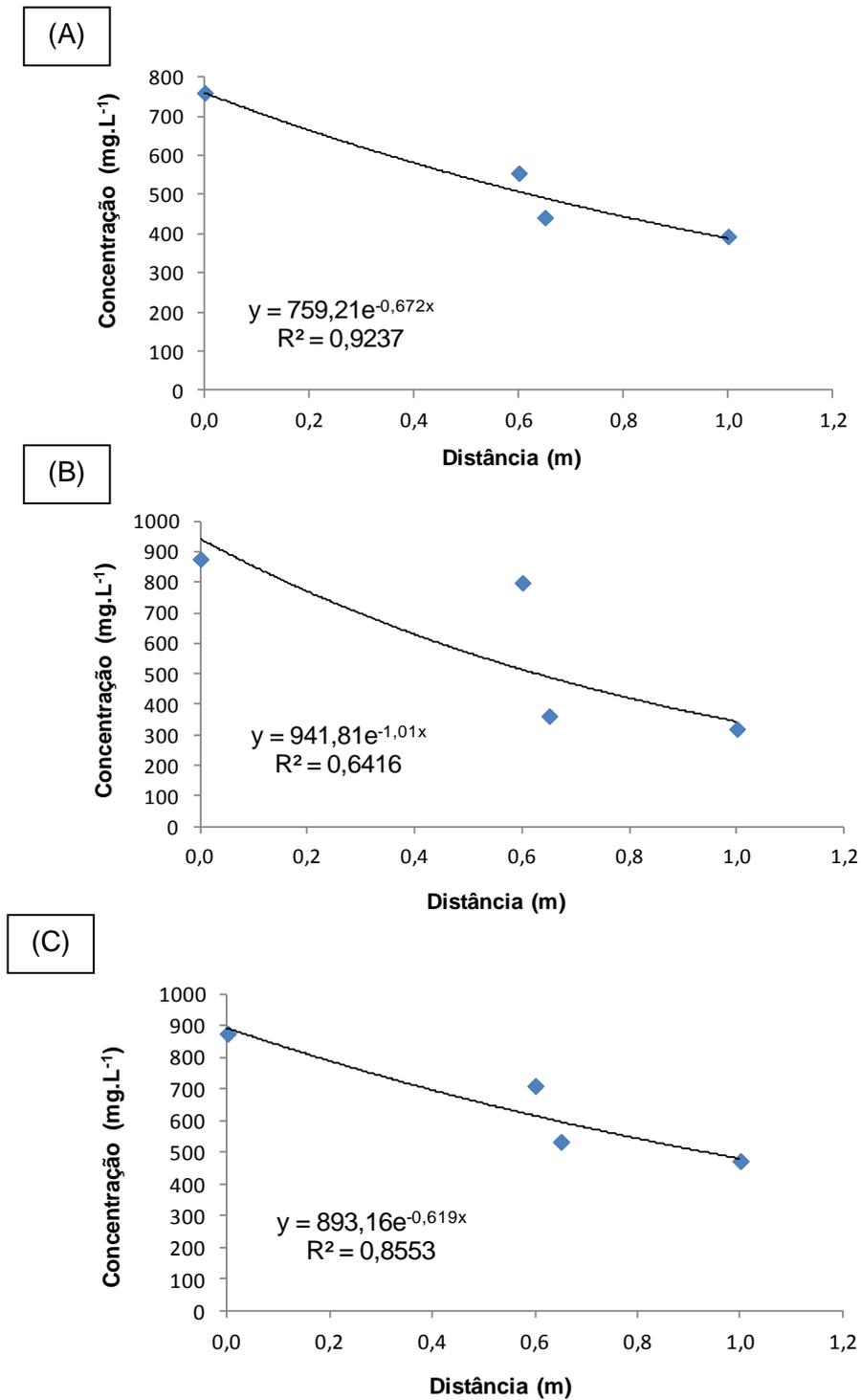


Figura 36- Variação da DQO filtrada em função da altura do RAALF, referente a Etapa I: (A) TDH de 14 h; (B) TDH de 11 h; (C) TDH de 8 h

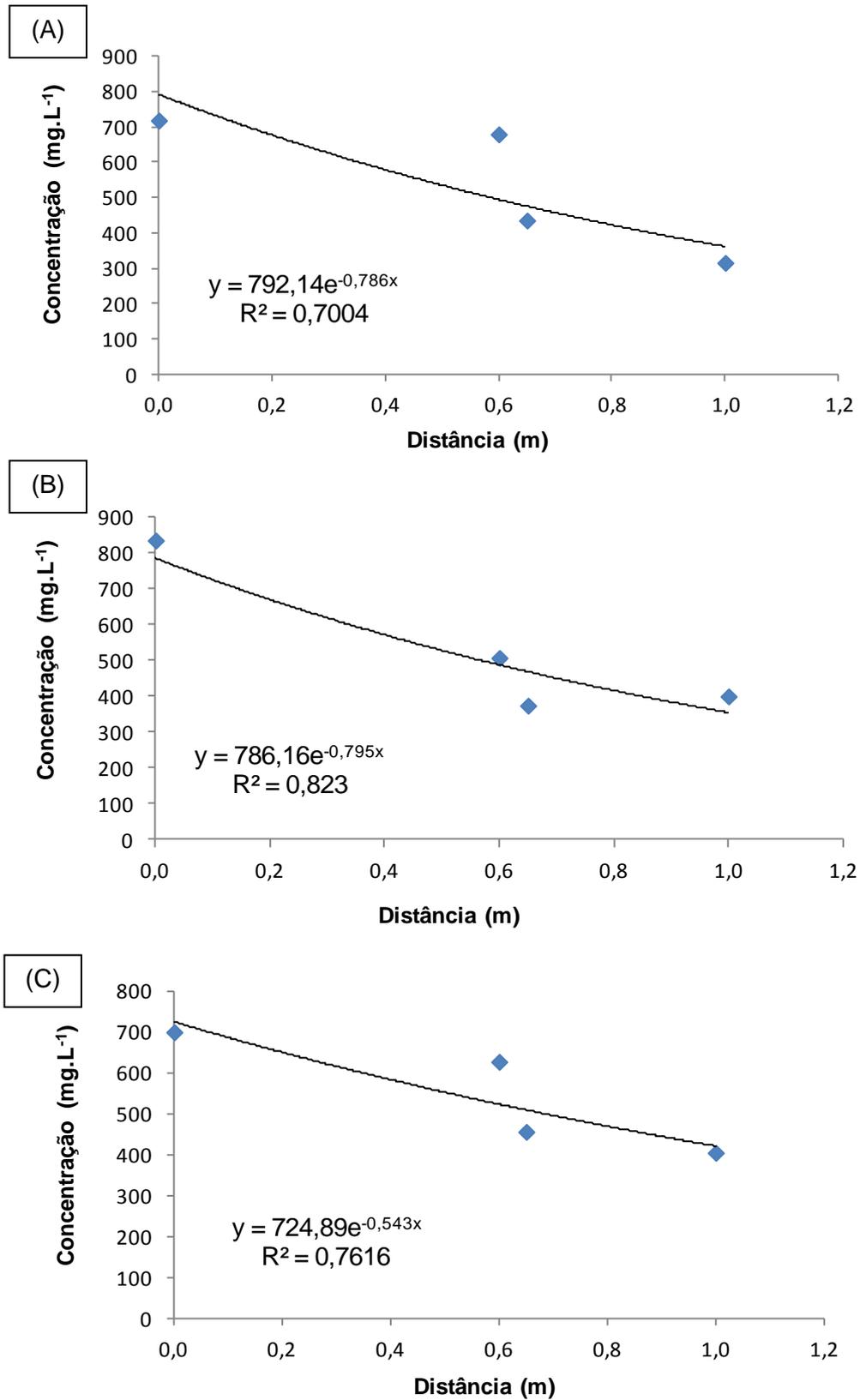


Figura 37- Variação da DQO filtrada em função da altura do RAALF, referente a Etapa II: (A) TDH de 14 h; (B) TDH de 11 h; (C) TDH de 8 h

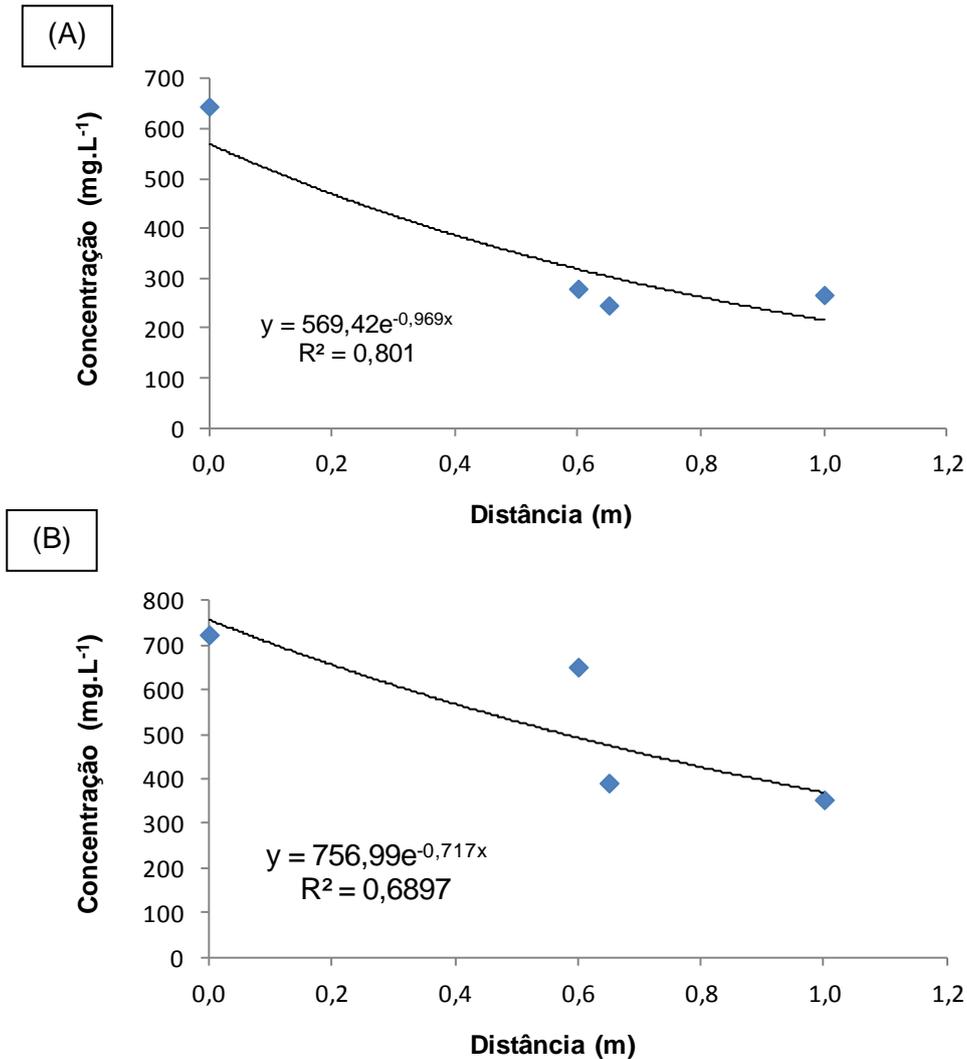


Figura 38- Variação da DQO filtrada em função da altura do RAALF, referente a Etapa III: (A) TDH de 11 h; (B) TDH de 8 h

Os resultados preliminares das constantes cinéticas referentes aos ajustes pelo modelo cinético de primeira ordem, utilizando as equações para determinação do balanço de massa realizado no RAALF, durante os perfis espaciais nas Etapas I, II e III, estão apresentados na Tabela 20.

Tabela 20- Resumo dos parâmetros cinéticos experimentais, obtidos com ajuste cinético do modelo de primeira ordem, referentes as etapas operacionais do RAALF

Etapa	TDH (h)	C (mg.L <sup>-1</sup> )	k (h <sup>-1</sup> )	r <sup>2</sup> (%)
I	14	759,2	0,672	92,3
	11	941,8	1,01	64,1
	8	893,1	0,619	85,5
II	14	792,1	0,786	70,0
	11	786,1	0,795	82,3
	8	724,8	0,543	76,1
III	11	569,4	0,969	80,1
	8	756,9	0,717	68,9

Na Tabela 21 são apresentados os resultados experimentais da velocidade de degradação do substrato, ao longo da altura do RAALF.

Tabela 21- Resultados experimentais da velocidade de degradação do substrato em função da altura do RAALF obtidos a partir do ajuste ao modelo de primeira ordem

Parâmetros cinéticos							
TDH (h)	Altura (m)	Etapa I		Etapa II		Etapa III	
		$k^*$ ( $h^{-1}$ )	$v_r$ ( $mg.L^{-1}.h^{-1}$ )	$k^*$ ( $h^{-1}$ )	$v_r$ ( $mg.L^{-1}.h^{-1}$ )	$k^*$ ( $h^{-1}$ )	$v_r$ ( $mg.L^{-1}.h^{-1}$ )
14	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	--	--
	0,6	0,054	30,2	0,004	2,4	--	--
	0,7	0,075	33,2	0,052	22,7	--	--
	1,0	0,057	22,5	0,057	18,0	--	--
11	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
	0,6	0,014	11,1	0,049	24,7	0,127	35,4
	0,7	0,123	44,7	0,087	32,8	0,135	33,2
	1,0	0,092	29,3	0,051	20,3	0,080	21,4
8	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
	0,6	0,043	30,8	0,014	11,1	0,022	14,3
	0,7	0,095	50,8	0,123	44,7	0,118	46,3
	1,0	0,077	36,4	0,092	29,3	0,089	31,7

\* Valores calculados a partir das equações geradas pelo balanço de massa

Os dados apresentados na Tabela 21 indicam que as etapas operacionais I, II e III apresentaram comportamento similar quanto à velocidade de degradação de matéria orgânica ( $v_r$ ) para ambos os TDHs testados, uma vez que  $v_r$  aumentou ao longo do RAALF, atingindo valores máximos na altura de 0,7 m, que compreende a altura total do compartimento anaeróbico. Isso pode indicar que a etapa metanogênica não foi o fator limitante na eficiência do RAALF e, ainda, que, com o aumento da carga orgânica aplicada, ou seja, com a redução do TDH de 14 para 11 h e de 11 para 8 h, aumenta-se a velocidade da degradação.

Observou-se também que, após o ajuste ao modelo cinético de primeira ordem, os valores da constante cinética  $k$  para o consumo de matéria orgânica em termos de DQO filtrada apresentaram tendência de aumento ao longo da altura do RAALF até 0,7 m.

A partir de 0,7 m de altura, ou seja, do segundo trecho avaliado que corresponde ao compartimento aeróbico, houve redução da velocidade de degradação para os diferentes TDHs testados. Esse fenômeno pode ser explicado pela diminuição na concentração do substrato, o que implica em dizer que nem todo material presente no substrato será degradado com igual facilidade e que a velocidade de degradação está relacionada com o grau de biodegradabilidade da matéria orgânica.

Pode-se afirmar que os valores de  $k$  da degradação de matéria orgânica nas três etapas operacionais do RAALF tiveram o mesmo comportamento em termos cinéticos, independente do TDH aplicado.

## 6 CONCLUSÃO

Com base nos resultados obtidos é possível concluir que:

- Na Etapa I, com o RAALF operado sob condição anaeróbia, foi verificado que as condições operacionais garantiram o processo de digestão anaeróbia, com manutenção dos valores de pH e pelo tamponamento do RAALF, promovendo um equilíbrio bioquímico entre microrganismos acidogênicos/acetogênicos e arqueas metanogênicas. Nesta etapa operacional, o TDH de 11 h apresentou melhores rendimentos, com eficiência de remoção de DQO bruta, DQO filtrada, N-amon, ST e SST de 59, 60, 16, 56 e 76%, respectivamente. Nesta etapa não foi detectada remoção de fósforo total.
- Na Etapa II, que teve por objetivo avaliar a inclusão da zona aeróbia, foi verificado que o TDH de 14 h apresentou melhores resultados em termos de eficiência de remoção de matéria orgânica e nutrientes, com valores de 58, 66, 40, 46, 66 e 84% para DQO bruta, DQO filtrada, N-amon, fósforo total, ST e SST, respectivamente. Nesta etapa, foi observado o processo de nitrificação, evidenciado pelo aumento nas concentrações de nitrito e nitrato.
- A melhoria no processo de conversão de N-amon foi evidenciada com a inclusão da recirculação na Etapa III. No entanto, a remoção de matéria orgânica e fósforo tiveram suas eficiências comprometidas, o que pode ser atribuído ao arraste de sólidos no efluente do RAALF, decorrente do desprendimento da biomassa.
- O processo de desnitrificação foi comprometido, possivelmente por fatores como a temperatura do líquido, que durante a fase experimental foi de  $22 \pm 1,9$  °C, além do pH, que durante a Etapa II de operação variou de 8,1 a 8,4, sendo que o ideal para o processo de desnitrificação é de 7,0 a 7,5. Por fim, a eficiência de 56% de remoção de matéria orgânica não foi suficiente e a eficiência de desnitrificação pode ter sido prejudicada pela elevada relação  $DQO/N-NO_3^-$ .
- A máxima remoção de fósforo foi alcançada com TDH de 14 h na Etapa II, quando o RAALF operou em fase combinada, sem recirculação, com eficiência de 46%, seguida da Etapa I, com eficiência de 15% para o TDH de 8 h. Para as demais etapas não houve remoção de fósforo.

- Em termos gerais, o RAALF se mostrou robusto quanto a cargas de choques orgânica e hidráulica, uma vez que operou com efluente bruto (sem tratamento primário), sem controle de temperatura, tampouco adição de fonte externa de carbono. Portanto, pode-se afirmar que seus resultados foram satisfatórios em termos de retenção de sólidos, remoção de matéria orgânica e que o mesmo apresentou boa capacidade de tamponamento. Entretanto, um dos fatores que podem ter influenciado na eficiência global do sistema combinado de remoção de matéria orgânica e nutrientes foi o tempo de detenção hidráulica.
- Pelos estudos hidrodinâmicos realizados nas três etapas operacionais, com TDH de 8 h, constatou-se que o RAALF apresenta comportamento tendendo ao de mistura completa. Também foram constatados desvios de idealidade como zonas mortas, recirculações e efeito de cauda longa. Os graus de dispersão foram possivelmente influenciados pela inserção da fase aeróbia, que promoveu uma melhor mistura do líquido no interior do reator.
- Os valores dos parâmetros cinéticos  $k$  e  $v_r$ , representados pelo modelo cinético de primeira ordem, aumentaram até a altura de 0,7 m do RAALF, que corresponde ao compartimento anaeróbio, e diminuíram no compartimento subsequente, que corresponde à fase aeróbia, indicando que o RAALF apresentou comportamento similar de degradação da matéria orgânica, medida em termos de DQO filtrada, referente às etapas operacionais I, II e III.
- O teste ANOVA e o teste *Tukey* mostraram que as etapas operacionais I, II e III foram estatisticamente diferentes entre si, para todos os parâmetros físico-químicos avaliados, com exceção do fósforo, podendo-se afirmar que a eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogenada foi afetada pela condição operacional.

## 7 RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados obtidos, as seguintes sugestões de novas pesquisas são recomendadas para o aprimoramento do RAALF:

- Aprofundar o conhecimento da cinética de degradação de efluentes provenientes de matadouro bovino;
- Estudar novos meios suportes para imobilização da biomassa;
- Investigar o desempenho do RAALF tratando outros tipos de água residuária;
- Avaliar o comportamento do RAALF submetido a outros tempos de detenção hidráulica para verificação do ponto ótimo de operação para o processo de remoção de nitrogênio e fósforo;
- Realizar estudos hidrodinâmicos com variação da vazão afluente;
- Realizar ensaios hidrodinâmicos testando outros tipos de traçadores;
- Efetuar ensaios específicos no RAALF para avaliar a cinética de consumo da matéria orgânica e de consumo e produção do material nitrogenado.

## REFERÊNCIAS

- ABREU, S.B.; ZAIAT, M. Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, p. 181-8. 16 abr. 2008.
- AHMED, M.; IDRIS, A.; ADAM, A. Combined anaerobic-aerobic system for treatment of textile wastewater. **Journal of Engineering Science and Technology**, Melbourne, [s.l.], p. 55-69. 2007.
- AHN, Y.T.; KANG, S.T.; CHAE, S.R.; LEE, C.Y.; BAE, B.U.; SHIN, H.S. Simultaneous high-strength organic and nitrogen removal with combined anaerobic upflow bed filter and aerobic membrane bioreactor. **Desalination**, [s.l.], p. 114-121. 2007.
- ALBUQUERQUE, A.; SANTANA, F. Hydrodynamic behaviour of a biological packed bed under different hydraulic and organic loading. In: 2nd International Conference on Applications of Porous Media, 2004, Évora, Portugal. **Proceedings of ICAPM 2004. Évora, 2004.** p. 319-327.
- ALEXANDRE, V.M.F., VALENTE, A.M., CAMMAROTA, M. C., FREIRE, D. M.G. Performance of anaerobic bioreactor treating fish-processing plant wastewater pre-hydrolyzed with a solid enzyme pool. **Renewable Energy**. doi:10.1016/j.renene.2011.05.024. 2011.
- AL-MUTAIRI, N.Z.; HAMODA, M.F.; AL-GHUSAIN, I.A. Performance based characterization of a contact stabilization process for slaughterhouse Wastewater. **Journal of Environmental Science and Health**, 10, [s.l.], p. 2287-2300. 2003.
- APHA/AWWA/WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20th ed. American Public Health Association, Washington, DC, 1998.
- ARAÚJO JUNIOR, M.M.de. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. 2006. 160 f. Tese (Doutorado) - Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.
- BAETENS, D. **Enhanced biological phosphorus removal: modeling and experimental design**. 2000. 261 f. Tese (Doutorado) - Ghent University, Deurne, Belgium, 2001.
- BARNARD, J.L. Biological Nutrient Removal: where we have been, where we are going? **Water Environment Federation**, [s.l.], p. 21-25, 2006.
- BASSIN, J.P. **Nitrificação de efluentes salinos em reatores de leito móvel com biofilme e biorreatores agitados**. 2008. 189 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.
- BLACKALL, L.L.; CROCETTI, G. R.; SAUNDERS, A. M.; BOND, P. L. A review and update of the microbiology of enhanced biological phosphorus removal in wastewater treatment plants. **Antonie Van Leeuwenhoek**, [s.l.], p. 681-91. 2002.
- BERNARDEZ, L. A.; ANDRADE LIMA, L. R. P.; ALMEIDA, P. F. The hydrodynamics of an upflow packed-bed bioreactor at low Reynolds number. **Brazilian Journal of Petroleum and Gas**, 2, [s.l.], p. 114-21. 2008

BEUX, S.; NUNES, E.; BARANA, A.C.. Effect of temperature on two-phase anaerobic reactors treating slaughterhouse wastewater. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, [s.l.], p. 1061-72. 2007.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. 3. ed. Florida: John Wiley & Sons, 2005.

BODÍK, I.; KRATOCHVÍL, K.; GASPARIKOVÁ, E.; HUTŇAN, M. Nitrogen removal in an anaerobic baffled filter reactor with aerobic post-treatment. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 79-84. 2003.

BORJA, R.; RINCÓN, B.; RAPOSO, F.; DOMÍNGUEZ, J.R.; MILLÁN, F.; MARTÍN A. Mesophilic anaerobic digestion in a fluidized-bed reactor of wastewater from the production of protein isolates from chickpea flour. **Process Biochemistry**, 39, [s.l.], p. 1913–21. 2004.

BORJA, R.; BANKS, C.J.; WANG, Z.; MANCHA, A. Anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater using a combination sludge blanket and filter arrangement in a single reactor. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 125-33. 1998.

BRAILE, P.M.; CAVALCANTI, J.E.W. A.. **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB, 1993. 764 p.

BRASIL, D.P. **Remoção biológica de matéria orgânica e nutrientes de esgotos sanitários utilizando reatores em bateladas sequenciais**. 2010. 85 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciência e Tecnologia Ambiental, Centro de Ciências e Tecnologias, Universidade Estadual da Paraíba, Campina Grande – PB, 2010.

BROWN, P.; ONG, S.K.; LEE, Y.-W. Influence of anoxic and anaerobic hydraulic retention time on biological nitrogen and phosphorus removal in a membrane bioreactor. **Desalination**, [s.l.], p. 227-32. 2011.

CAIXETA, C.E.T.; CAMMAROTA, M.C.; XAVIER, A.M.F. Slaughterhouse wastewater: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 61-9. 2001.

CAMARGO, E. F. M.; RATUSZNEI, S. M.; RODRIGUES, J. A. D.; ZAIAT, M.; BORZANI, W. Treatment of low-strength wastewater using immobilized biomass in a sequencing batch external loop reactor: influence of the medium superficial velocity on the stability and performance. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, [s.l.], p. 267-75. 2002.

CAMPOS, J.L.; GARRIDO, J.M.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MÉNDEZ, R. Stability of a nitrifying activated sludge reactor. **Biochemical Engineering Journal**, 35, [s.l.], p. 87-92. 2007.

CAPELA, I.; BILÉ, M.J.; SILVA, F.; NADAIS, H.; PRATES, A.; ARROJA, L. Hydrodynamic behaviour of a full-scale anaerobic contact reactor using residence time distribution technique. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**; 84, [s.l.], p. 716–24. 2009.

CARVALHO, K.Q. de. **Resposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais**. 2006. 222 f. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

CARVALHO, K.Q.de; SALGADO, M.T.; PASSIG, F.H.; PIRES, E.C. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Eng. Sanit. Ambient**, 13, [s.l.], p. 226-35. 2008.

CASSIDY, D.P.; BELIA, E. Nitrogen and phosphorus removal from an abattoir wastewater in a SBR with aerobic granular sludge. **Water Research**, [s.l.], p. 4817-23. 2005.

CHAMCHOI, N.; NITISORAVUT, S.; SCHMIDT, J.E. Inactivation of ANAMMOX communities under concurrent operation of anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) and denitrification. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 3331-6. 2008.

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**, [s.l.], p. 1-18. 2009.

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**, [s.l.], p. 2468-72. 2006.

CHEREMISINOFF, N.P. **Biotechnology for Waste and Wastewater Treatment**. [s.l.], 245 p. 1996.

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

CHIOU, R.-J.; YANG, Y.-R.. An evaluation of the phosphorus storage capacity of an anaerobic/aerobic sequential batch biofilm reactor. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 4408-13. 2008.

COATS, E.R.; WATKINS, D. L.; BRINKMAN, C. K.; LOGE, F. J. Effect of Anaerobic HRT on Biological Phosphorus Removal and the Enrichment of Phosphorus Accumulating Organisms. **Water Environment Research**, [s.l.], p. 461-69. 2011.

CORREDOR, D.; CAICEDO, L.A. Modelos matemáticos para reactores biológicos de lecho empacado (PBR): una revisión bibliográfica. **Ingeniería e Investigación**, 25, [s.l.], p. 101-110. 2005.

CYBIS, L. F., PICKBRENNER, K. Uso de reator sequencial em batelada para pós-tratamento de efluentes de tratamento anaeróbio. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais do XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Porto Alegre: Abes, 2000.

DANTAS, M.A.R.; MELO, H.N. de S.; ANDRADE NETO, C.O. de. Aplicação de traçadores em filtros anaeróbios para avaliação das características hidrodinâmicas. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000, Porto Alegre. **Anais..** Porto Alegre: ABES, 2000.

DEBIK E., COSKUN T. Use of the Static Granular Bed Reactor (SGBR) with anaerobic sludge to treat poultry slaughterhouse wastewater and kinetic modeling. **Bioresource Technology**, 10, [s.l.], p. 2777-82. 2009.

DELGENE`S, J.P.; RUSTRIAN, E.; BERNET, N., MOLETTA, R. Combined biodegradation of carbon, nitrogen and phosphorus from wastewaters. **Journal of Molecular Catalysis: B: Enzymatic**, p. 429-33. 1998.

DILLALO, R., ALBETSON, O.E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, p. 356-65. 1961.

DOMINGUES, L.M. **Sistema combinado filtro anaeróbio – biofiltro aerado submerso: avaliação da partida e da nitrificação de esgoto sanitário.** 2005. 166 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo, Campinas, 2005.

DOMINGUES, L.M.; NOUR, E.A.A. Estudo hidrodinâmico de um sistema combinado filtro anaeróbio - biofiltro aerado submerso. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 23, 2005, Campo Grande. **Anais do XXIII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental.** Campo Grande: ABES, 2005. p. 1-6.

DONG, Y.; ZHANG, Z.; JIN, Y.; LI, Z.; LU, J. Nitrification performance of nitrifying bacteria immobilized in waterborne polyurethane at low ammonia nitrogen concentrations. **Journal of Environmental Sciences**, [s.l.], p. 366-71. 2011.

DUAN, X.; ZHOU, J.; QIAO, S.; WEI, H. Application of low intensity ultrasound to enhance the activity of anammox microbial consortium for nitrogen removal. **Bioresourcetechnology**, [s.l.], p. 4290-93. 2011.

ESCUDIÉ, R.; CONTE, T.; STEYER, J. P.; DELGENÈS, J. P. Hydrodynamic and biokinetic models of an anaerobic fixed-bed reactor. **Process Biochemistry**, 40, [s.l.], p. 2311–23. 2005.

FENG, H. J., HU, L. F., SHAN, D., FANG, C. R., SHEN, D. S. Effects of temperature and hydraulic residence time (HRT) on treatment of dilute wastewater in a carrier anaerobic baffled reactor. **Biomedical and Environmental Sciences**, 21, [s.l.], p. 460-6. 2008.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, 5, [s.l.], p. 3–19. 2006.

FREIRE, F.B.; PIRES, E.C. Avaliação de material suporte para biomassa em reatores de leito fluidizado: aderência e hidrodinâmica. **Revista Universidade Rural**, [s.l.], p. 34-43. 2004.

GARCIA, M.I. LAPA, K.R.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Effects of bed materials on the performance of an anaerobic sequencing batch biofilm reactor treating domestic sewage. **Journal of Environmental Management**, [s.l.], p. 1471-7. 2008.

GERARDI, M.H. **Wastewater Bacteria.** Williamsport, Pennsylvania: A John Wiley & Sons, Inc., 2006.

GERBER, M. (Org.). **Princípios básicos de produção mais limpa em matadouros frigoríficos.** Porto Alegre: Centro Nacional de Tecnologias Limpas SENAI, 2003. 59 p. (Série Manuais de Produção mais Limpa).

GRAY, N. F. **Biology of Wastewater Treatment.** 2. ed. Imperial College Press, 2004. (Series on Environmental Science and Management).

HAANDEL, A.C. van; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado.** Campina Grande: Epgraf, 488p. 1999.

HANISCH, S.W.; PIRES, E.C. Modelagem hidrodinâmica de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB). In: Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria Y Ambiental, 25. 1996, Cidade do México. **Anais Congresso**

**Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.** Cidade do México: AIDIS, 1996. p.1-8.

HELNESS, H. **Biological phosphorus removal in a moving bed biofilm reactor.** 2007. 138 f. Tese (doutorado) - Faculty of Engineering Science and Technology, Department of Hydraulic and Environmental Engineering, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, 2007.

HENZE, M.; HARREMOËS, P.; JANSEN, J.L.C.; ARVIN, E. **Wastewater treatment: biological and Chemical Process.** 3 ed. Springer. 420 p. 2002.

HU, B.-I.; ZHENG, P.; TANG, C.-J.; CHEN, J.-W.; BIEZEN, E. V.; ZHANG, L.; NI, B.-J.; JETTEN, M.S.M.; YAN, J.; YU, H.-Q.; KARTAL, B. Identification and quantification of anammox bacteria in eight nitrogen removal reactors. **Water Research**, [s.l.], p. 5014-20. 2010.

ICHINARI, T.; OHTSUBO, A., OZAWA, T.; HASEGAWA, K.; TEDUKA, K.; OGUCHI, T.; KISO, Y. Wastewater treatment performance and sludge reduction properties of a household wastewater treatment system combined with an aerobic sludge digestion unit. **Process Biochemistry**, [s.l.], p. 722-728. 2008.

INTERNATIONAL FINANCE CORPORATION (IFC). **Environmental, Health and Safety Guidelines for Meat Processing.** [s.l.], 2007. 16 p. Disponível em: <<http://www.ifc.org/ifcext/sustainability.nsf/Content/EHSGuidelines>>. Acesso em: 23 out. 2010.

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.

ISIK, M.; SPONZA, D.T. Anaerobic/aerobic treatment of a simulated textile wastewater. **Separation and Purification Technology**, [s.l.], p. 64-72. 2008.

JIMENEZ, B.; NOYOLA, A.; CAPDEVILLE, B.; ROUSTAN, M.; FAUP, G. Dextran blue colorant as a reliable tracer in submerged filters. **Water Research**, 22, [s.l.], p. 1253-7. 1988.

JOHNS, M. R. Developments in wastewater treatment in the meat processing industry: a review. **Bioresource Technology**, 54, [s.l.], p. 203-16. 1995.

JOSS, A.; DERLON, N.; CYPRIEN, C.; BURGER, S.; SZIVAK, I.; TRABER, J.; SIEGRIST, H.; MORGENROTH, E. Combined Nitrification-Anammox: Advances in Understanding Process Stability. **Environmental Science & Technology**, [s.l.], p. 9735-42. 2011.

KATO, M.T.; FLORÊNCIO L.; ARANTES F.R.M. **Tratamento de esgotos sanitários em reatores EGSB anaeróbio e aeróbio.** Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de Trabalhos Técnicos, v. 2, p. 165-74. 2001.

KARTAL, B.; KOLEVA, M. ARSOV, R.; STAR, W. V.; JETTEN, M.S.M.; STROUS, M. Adaptation of a freshwater anammox population to high salinity wastewater. **Journal of Biotechnology**, [s.l.], p. 546-53. 2006.

KARTAL, B.; KUENEN, J.G.; LOOSDRECHT, M.C.M.van. Sewage Treatment with Anammox. **Science**, [s.l.], p. 702-3. 2010.

KARAKASHEV, D.; SCHMIDT, J.E.; ANGELIDAKI, I. Innovative process scheme for removal of organic matter, phosphorus and nitrogen from pig manure. **Water Research**, [s.l.], p. 4083-90. 2008.

KAYRANLI, B., UGURLU, A. Effects of temperature and biomass concentration on the performance of anaerobic sequencing batch reactor treating low strength wastewater. **Desalination**, 2011. Doi:10.1016/j.desal.2011.05.011.

KEMPEN, R. V.; MULDER, J.W.; UIJTERLINDE, C.A.; LOOSDRECHT, M.C.M. Overview: full scale experience of the SHARON<sup>®</sup> process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. **Water Science and Technology**, [s.l.], p. 145-152. 2001.

KHIN, T.; ANNACHHATRE, A.P. Novel microbial nitrogen removal processes. **Biotechnology Advances**, [s.l.], p. 519-532. 2004.

KIM, D.; KIM, K.Y.; RYU, H. D.; MIN, K. K.; LEE, S. I. Long term operation of pilot-scale biological nutrient removal process in treating municipal wastewater. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 3180-3184. 2009.

KRISHNA, G.V.T.; KUMAR, P.; KUMAR, P. Treatment of low strength complex wastewater using an anaerobic baffled reactor (ABR). **Bioresource Technology**, 99, [s.l.], p. 8193–200. 2008.

LACALLE, M.I.; VILLAVERDE, S.; POLANCO, F.F; ENCINA, P.A.G. Combined anaerobic/aerobic (UASB + UBAF) system for organic matter and nitrogen removal from a high strength industrial wastewater. **Water Science and Technology**, [s.l.], p. 255-62. 2001.

LEENEN, Emily J.T.M.; BOXTEL, A.M.G. A. van; ENGLUND, G.; TRAMPER, J.; WIJFFELS, R.H. Reduced temperature sensitivity of immobilized *Nitrobacter agilis* cell caused by diffusion limitation. **Enzyme and Microbial Technology**, [s.l.], p. 573-80. 1997.

LEENEN, E.J.T.M.; SANTOS, V.A.P.; GROLLE, K.C.F.; TRAMPER, J.; WIJFFELS, R.H. Characteristics of and selection criteria for support materials for cell immobilization in wastewater treatment. **Water Research**, [s.l.], p. 2985-96. 1996.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das Reações Químicas**. 3. ed. São Paulo: Ed. Edgard Blücher. 563 p. 2000.

LI, J.P.; HEALY M.G.; ZHAN, X.M.; RODGERS, M. Nutrient removal from slaughterhouse wastewater in an intermittently aerated sequencing batch reactor. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 7644-50. 2008.

LI, N.; REN, N.Q.; WANG, X. H.; KANG, H. Effect of temperature on intracellular phosphorus absorption and extra-cellular phosphorus removal in EBPR process. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 6265-6268. 2010.

LI, X.-B.; ZHAO, G.-R.; YUAN, Y.-J.. A strategy of phosphorus feeding for repeated fed-batch fermentation of penicillin G. **Biochemical Engineering Journal**, [s.l.], p. 53-8. 2005.

LI, Z.; ZHANG, Z.; LI, J.; ZHANG, Z. Comparative study of the nitrification characteristics of two different nitrifier immobilization methods. **Biodegradation**, [s.l.], p. 859-65. 2009.

LIMA, C.A.A.; RIBEIRO, R.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Morphological Study of Biomass During the Start-Up Period of a Fixed-Bed Anaerobic Reactor Treating Domestic Sewage. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, [s.l.], p. 841-9. 2005.

- LIU X.-I.; REN N.-Q.; WAN C.-I. Hydrodynamic characteristics of a four-compartment periodic anaerobic baffled reactor. **Journal of Environmental Sciences**, [s.l.], p. 1159–65. 2007.
- LOPES, M.S. da S.; OLIVEIRA, P.C.C.; ANDRADE, M.V.F.; ARAÚJO, R.S.; MARINHO, G.; RODRIGUES, K. Remoção de macronutrientes de efluente da indústria de castanha de caju por uso de reator aeróbio em batelada com inóculo fúngico. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [s.l.], p. 17-26. 2011.
- LOPEZ-VAZQUEZ, C.M.; OEHMEN, A.; HOOIJMANS, C.M.; BRDJANOVIC, D.; GIJZEN, H.J.; YUAN, Z.; LOOSDRECHT, M.C.M. Modeling the PAO–GAO competition: effects of carbon source, pH and temperature. **Water Research**, [s.l.], p. 450-62. 2009.
- LOURENÇO, A.M.P.; CAMPOS, C.M.M. Hydrodynamic behavior of a lab-scale up flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) operated with an adopted hydraulic retention time (HRT) of 12 hours. **Ciência e Agrotecnologia**, 4, [s.l.], p.1139-44. 2009.
- 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**, [s.l.], p. 535-543. 2011.
- MANJUNATH, N. T.; MEHROTRA, I.; MATHUR, R. P. Treatment of wastewater from slaughterhouse by DAF-UASB system. **Water Research**, [s.l.], p. 1930-6. 2000.
- MASSÉ, D.I.; MASSE, L. Characterization of wastewater from hog slaughterhouses in Eastern Canada and evaluation of their in-plant wastewater treatment systems. **Canadian Agricultural Engineering**, 3, [s.l.], p.39-146. 2000.
- MASSE, L., MASSÉ, D. I. Effect of soluble organic, particulate organic, and hydraulic shock loads on anaerobic sequencing batch reactors treating slaughterhouse wastewater at 20 °C. **Process Biochemistry**, 40, [s.l.], p.25–1232. 2005.
- MÉNDEZ-ROMERO, D.C.; LÓPEZ, A.; RODRÍGUEZ, R.V.; BECERRIL, E. L. Hydrodynamic and kinetic assessment of an anaerobic fixed-bed reactor for slaughterhouse wastewater treatment. **Chemical Engineering and Processing: process intensification**, 3, [s.l.], p. 273-80. 2011.
- METCALF, L.; EDDY, H. **Wastewater Engineering: treatment and reuse**. 4 ed. Revisado por George Tchobanoglous, Franklin L. Burton, H. David Stensel. New York: McGraw-Hill, p. 1819. 2003.
- MULKERRINS, D.; DOBSON, A.D.W.; COLLERAN, E.. Parameters affecting biological phosphate removal from wastewaters. **Environment International**, [s.l.], p. 249-59. 2004.
- NARDI, I.R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Respostas do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) nos ensaios hidrodinâmicos com diferentes traçadores. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 19, 1997, Foz do Iguaçu. **Anais..** Foz do Iguaçu: Abes, 1997. p. 127 - 141.
- NARDI, I. R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors. **Bioprocess Engineering**, [s.l.], p. 469-476. 1999.
- NEDOVIC, V.; WILLAERT, R. **Applications of Cell Immobilisation Biotechnology**. Netherlands: Springer, 2005. 573 p. (Focus on Biotechnology).

NETTO, A.P. de O. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** 2007. 207 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Civil, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

NETTO, A.P.de O. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo em escala piloto, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** 2011. 169 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Civil, Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

NI, S.-Q.; GAO, B.Y.; WANG, C.C.; LIN, J.G.; SUNG, S. Fast start-up, performance and microbial community in a pilot-scale anammox reactor seeded with exotic mature granules. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 2448-54. 2011.

NI, S.-Q.; FESSEHAIE, A.; LEE, P.H.; GAO, B.Y.; XU, X.; SUNG, S. Interaction of anammox bacteria and inactive methanogenic granules under high nitrogen selective pressure. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 6910-5. 2010.

NIELSEN, M.; BOLLMANN, A.; SLIEKERS, O.; JETTEN, M.; SCHMID, M.; STROUS, M.; SCHMIDT, I.; LARSEN, L.H.; NIELSEN, L.P.; REVSBECH, N.P. Kinetics, diffusional limitation and microscale distribution of chemistry and organisms in a CANON reactor. **FEMS Microbiology Ecology**, [s.l.], p. 247-56. 2005.

NÓBREGA, É.O. da. **Estequiometria e cinética da remoção de fósforo em sistemas de lodo ativado.** 2009. 82 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande – PB, 2009.

ODRIOZOLA, M.; CASTELLÓ, E.; ZINOLA, D.; BORZACCONI, L. Two starting up strategies and hydrodynamic behaviour of an EGSB treating sugar cane vinasse. In: X Oficina e Seminário Latino Americano de Digestão Anaeróbia (DAAL), 2011, Ouro Preto. **Anais.. Ouro Preto: X DAAL**, 2011.

OEHMEN, A.; LEMOS, P.C.; CARVALHO, G.; YUAN, Z.; KELLER, J.; BLACKALL, L.L.; REIS, M.A.M. Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale. **Water Research**, [s.l.], p. 2271-300. 2007.

OLIVEIRA, L.L.de; DUARTE, I.C.S.; SAKAMOTO, I.K.; VARESCHE, M.B.A. Influence of support material on the immobilization of biomass for the degradation of linear alkylbenzene sulfonate in anaerobic reactors. **Journal of Environmental Management**, [s.l.], p. 1261-8. 2009.

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

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

PACHECO, J.W. F.; YAMANAKA, H.T. (Org.). **Guia técnico ambiental de abates (bovino e suíno).** São Paulo: CETESB, 2006. 98 p. (Série P + L).

PADILLA-GASCA, E.; LÓPEZ, A.L. Kinetics of Organic Matter Degradation in an Upflow Anaerobic Filter Using Slaughterhouse Wastewater. **Journal of Bioremediation & Biodegradation**, [s.l.], p. 1-6. 2010.

PANSWAD, T.; DOUNGCHAI, A.; ANOTAI, J. Temperature effect on microbial community of enhanced biological phosphorus removal system. **Water Research**, [s.l.], p. 409-15. 2003.

PASSIG, F.H. **Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário**. 2005. 148 f. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PASSIG, F.H.; BLUNDI, C.E. Caracterização hidrodinâmica de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente. In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 25., 1996, Cidade do México. **Anais..** Cidade do México: AIDIS, 1996. p. 2-7.

PICANÇO, A.P.; GIANOTTI, E.P.; BLUNDI, C.E. Avaliação microbiológica dos biofilmes metanogênicos desenvolvidos em diferentes suportes inertes num mesmo reator anaeróbio de leito fixo. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais..** Porto Alegre: Abes, 2000. p. 1-7.

PICKBRENNER, K. **Uso de reator sequencial em batelada (RSB) para pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio**. 2002. 208 f. Dissertação (Mestrado) - Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2002.

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**. 2009. 161 f. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

POUL IVAR HANSEN (Denmark). **Cleaner Production Assessment in Meat Processing**. [s.l.]: United Nations Environment Programme Division of Technology, Industry and Economics, 2000. 101 p.

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

REBAH, F.B.; KANTARDJIEFF, A.; YEZZA, A.; JONES, P.J. Performance of two combined anaerobic-aerobic biofilters packed with clay or plastic media for the treatment of highly concentrated effluent. **Desalination**, [s.l.], p. 141-6. 2010.

REN, T.-T.; MU, Y.; NI, B.-J.; YU, H.-Q. Hydrodynamics of Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors. **American Institute of Chemical Engineers**, [s.l.], p.516-28. 2009.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, p. 406-11. 1986.

PAGAN, R.; RENOUF, M.; PRASAD, P. **Eco-Efficiency Manual for Meat Processing**. Queensland: Meat and Livestock Australia, 2002. 143 p.

ROSTRON, W.M.; STUCKEY, D.C.; YOUNG, A.A. Nitrification of high strength ammonia wastewaters: comparative study of immobilization media. **Water Research**, [s.l.], p. 1169-78. 2000.

RUIZ, G.; JEISON, D.; CHAMY, R. Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration. **Water Research**, [s.l.], p. 1371-7. 2003.

SÁNCHEZ, M.; MOSQUERA-CORRAL, A., MÉNDEZ, R.; LEMA J.M. Simple methods for the determination of the denitrifying activity of sludges. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 1-6. 2000.

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

SARATHAI, Y.i; KOOTTATEP, T.; MOREL, A. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onsite wastewater treatment system. **Journal of Environmental Sciences**, [s.l.], p.1319–26. 2010.

SCHMIDT, I. SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M.; STROUS, M. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **Fems Microbiology Reviews**, [s.l.], p. 481-92. 2003.

SERRA, A.G. **Optimisation of biological nitrogen removal processes to treat reject water from anaerobic digestion of sewage sludge**. 2006. 132 f. Tese (Doutorado) - Curso de Facultat De Química, Departament de Departament D'enginyeria Química, Universitat de Barcelona, Barcelona, 2006.

SHINOHARA, T.; QIAO, S.; YAMAMOTO, T.; NISHIYAMA, T.; FUJII, T.; KAIHO, T.; BHATTI, Z.; FURUKAWA, K. Partial nitrification treatment of underground brine waste with high ammonium and salt content. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, [s.l.], p. 330-5. 2009.

SHOW, K.Y.; TAY, J.H. Influence of support media on biomass growth and retention in anaerobic filters. **Water Research**, [s.l.], p. 1471-81. 1999.

SILVA, G.H.R. da; 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**, [s.l.], v. 9, n. 2, p.268-75. 2005.

SIN, G.; NIVILLE, K.; BACHIS, G.; JIANG, T.; NOPENS, I.; HULLE, V.S.; VANROLLEGHEM, P.A. Nitrite effect on the phosphorus uptake activity of phosphate accumulating organisms (PAOs) in pilot-scale SBR and MBR reactors. **Water SA**, [s.l.], p. 249-60. 2008. Disponível em: <<http://www.wrc.org.za>>. Acesso em: 10 ago. 2011.

SLIEKERS, A.O.; THIRD, K.A.; ABMA, W.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M. CANON and Anammox in a gas-lift reactor. **Fems Microbiology Ecology**, [s.l.], p. 339-44. 2003.

SOUZA, T.H.Y.; PANTOJA-FILHO, J.L.R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Hydrodynamic Characterization of an Alternative Two-Chambers Reactor Applied in the Tertiary Treatment of Sewage. In: X Oficina e Seminário Latino Americano de Digestão Anaeróbia (DAAL), 2011, Ouro Preto. **Anais..** Ouro Preto: X DAAL, 2011.

SPEECE, R.E. **Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters**. Nashville, TN: Archae Press, 1996. 416 p.

SUNEETHI, S.; JOSEPH, K. ANAMMOX process start up and stabilization with an anaerobic seed in Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR). **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 8860-7. 2011.

TEIXEIRA, R.M. **Remoção de nitrogênio de efluentes da indústria frigorífica através da aplicação dos processos de nitrificação e desnitrificação em biorreatores utilizados**

**em um sistema de lagoas de tratamento.** 2006. 154 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.

TEMBHURKAR, A.R.; MHAISALKAR, V.A. Study of Hydrodynamic Behavior of a Laboratory Scale Upflow Anaerobic Fixed Film Fixed Bed Reactor. **Journal of Environmental, Science & Engineering**, 48, [s.l.], p 75-80. 2006.

VAZOLLÉR, R.F.; GARCIA, M.A.R.; GARCIA JR., A.D.; CONCEIÇÃO NETO, J. **Microbiologia de lodos ativados.** São Paulo: CETESB, 1989. 22 p.

VESILIND, P.A. (Ed.). **Wastewater treatment plant design.** USA: IWA Publishing, 2003. 512 p.

VICTORIA, J.A.R. **Filtro biológico aeróbio/anóxico para remoção de Nitrogênio de efluentes de reatores UASB.** 2006. 129 f. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VLAEMINCK, S.E.; GEETS, J.; VERVAEREN, H.; BOON, N.; VERSTRAETE, W. Reactivation of aerobic and anaerobic ammonium oxidizers in OLAND biomass after long-term storage. **Applied Microbiology Biotechnology**, [s.l.], p. 1376-84. 2007.

VOLCKE, E.I.P.; LOCCUFIER, M.; NOLDUS, E.J.L.; VANROLLEGHEM, P.A. Operation of a SHARON nitrification reactor: practical implications from a theoretical study. **Water Science and Technology**, [s.l.], p. 145-54. 2007.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados.** Belo Horizonte: UFMG, 1997. 416 p. 4 v.

WANG, D.-B.; LI, X.-M.; YANG, Q.; ZENG, G.-M.; LIAO, D.-X.; ZHANG, J. Biological phosphorus removal in sequencing batch reactor with single-stage oxic process. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 5466-73. 2008.

WANG, L.; SHAMMAS, Nazik K.; HUNG, Y.-T. **Advanced Biological Treatment Processes.** New York: Humana Press, 2009. 739 p.

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**, [s.l.], p. 2501-6. 2009.

WANG, Y.-Y.; PAN M.-L.; YAN M.; PENG Y.-Z.; WANG S.-Y. Characteristics of anoxic phosphorus removal in sequence batch reactor. **Journal of Environmental Sciences**, [s.l.], p. 776782-462. 2007.

WIESMANN, U.; CHOI, I. S.; DOMBROWSKI, E. M. **Fundamentals of Biological Wastewater Treatment.** Weinheim, Germany: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co KGaA, 2007, 362 p.

XIAO-LEI, L.; NAN-QI, R.; CHUN-LI, W. Hydrodynamic characteristics of a four-compartment periodic anaerobic baffled reactor. **Journal of Environmental Sciences**, 19, [s.l.], p. 1159-65. 2007.

YANG, Y.; TADA, C.; MIAH, S.; TSUKAHARA, K.; YAGISHITA, T.; SAWAYAMA, S.. Influence of bed materials on methanogenic characteristics and immobilized microbes in anaerobic digester. **Materials Science and Engineering**, [s.l.], p. 413-9. 2004.

YE, R.W.; THOMAS, S.M. Microbial nitrogen cycles: physiology, genomics and application. **Ecology and industrial microbiology**, 4, [s.l.], p. 307-12. 2001.

ZAIAT, M.; FORESTI, E. Method for estimating the kinetics of substrate degradation in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactors. **Biotechnology Techniques**, 11, p. 315–318. 1997.

ZHANG, L.; YANG, J.; FURUKAWA, K. Stable and high-rate nitrogen removal from reject water by partial nitrification and subsequent anammox. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, [s.l.], p. 441-8. 2010.

ZHANG, X.; ZHOU JITI, GUO,H.; QU, Y.; LIU, G.; ZHAO, L. Nitrogen removal performance in a novel combined biofilm reactor. **Process Biochemistry**. 42, [s.l.], p. 620-6. 2007.

ZHOU, S.; ZHANG, X.; FENG, L. Effect of different types of electron acceptors on the anoxic phosphorus uptake activity of denitrifying phosphorus removing bacteria. **Bioresource Technology**, [s.l.], p. 1603-10. 2010.

ZIELINSKA, M.; WOJNOWSKA-BARYLA, I. Nitrification by biomass immobilized in porous carriers. **Journal of Environmental Engineering and Science**, [s.l.], p. 463-7. 2007.