

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DO OESTE DO PARANÁ - UNIOESTE  
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS – *CAMPUS* DE CASCAVEL  
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AGRÍCOLA**

**REATOR ANAERÓBIO- AERÓBIO COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA  
APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE ABATEDOURO DE AVES**

**CARLA LIMBERGER LOPES**

**CASCAVEL – PARANÁ – BRASIL**

**2016**

ii

**CARLA LIMBERGER LOPES**

**REATOR ANAERÓBIO- AERÓBIO COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA  
APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE ABATEDOURO DE AVES**

Tese apresentada à Universidade Estadual do Oeste do Paraná, em cumprimento aos requisitos do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, área de concentração: Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, para obtenção do título de Doutora.

Orientadora: Profa. Dra. Simone Damasceno Gomes

Coorientador: Prof. Dr. Fernando Hermes Passig

**CASCADEL - PARANÁ - BRASIL**

**FEVEREIRO – 2016**

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

L851r

Lopes, Carla Limberger

Reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida aplicado ao tratamento de efluente de abatedouro de aves./ Carla Limberger Lopes. Cascavel, 2016.

99 p.

Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Simone Damasceno Gomes

Coorientador: Prof. Dr. Fernando Hermes Passig

Revisor: José Carlos da Costa

Tese (Doutorado) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Campus de Cascavel, 2016

Programa de Pós-Graduação Stricto Sensu em Engenharia Agrícola

1. Reator combinado. 2. Degradação anaeróbia. 3. Nitrificação. 4. Desnitrificação. 5. Biomassa imobilizada. 6. Leito fixo. I. Gomes, Simone Damasceno. II. Passig, Fernando Hermes. III. Costa, José Carlos da, Rev. IV. Universidade Estadual do Oeste do Paraná. V. Título.

CDD 21.ed. 628

CIP-NBR 12899

Ficha catalográfica elaborada por Helena Soterio Bejio – CRB 9<sup>a</sup>/965

**CARLA LIMBERGER LOPES**

**"REATOR ANAERÓBIO- AERÓBIO COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA  
APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE ABATEDOURO DE AVE"**

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

Orientadora: Prof.<sup>a</sup> Dra.  Simone Damasceno Gomes

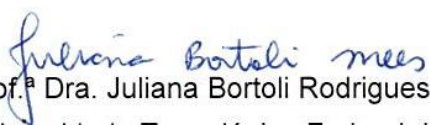
Universidade Estadual do Oeste do Paraná – *Campus* de Cascavel

Prof. Dr.  Francisco Javier Cervantes Carrillo

Instituto Potosino de Investigación Científica y Tecnológica – IPCYT - México

Prof.<sup>a</sup> Dra.  Cristiane Kreutz

Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR/Campo Mourão

Prof.<sup>a</sup> Dra.  Juliana Bortoli Rodrigues Mees

Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR/Medianeira

Prof.<sup>a</sup> Dra.  Luciane Sene

Universidade Estadual do Oeste do Paraná – *Campus* de Cascavel

Cascavel, 17 de fevereiro de 2016.

## BIOGRAFIA RESUMIDA

Carla Limberger Lopes, nascida em 11 de junho de 1983, em São Miguel do Iguaçu - PR. Graduada em Tecnologia Ambiental – Resíduos Industriais, pela Universidade Tecnológica Federal do Paraná, *campus* de Medianeira - PR, em 2006. Em 2008, concluiu o curso de pós-graduação *Lato Sensu* em Planejamento e Gestão Ambiental, oferecido pela Anhanguera Educacional, *campus* de Campo Grande - MS. Entre os anos de 2006 e 2009, atuou como analista ambiental e de laboratório na empresa Seara Alimentos, filial de Sidrolândia – MS. No ano de 2009, ingressou na pós-graduação *stricto sensu*, nível de mestrado em Engenharia Agrícola: Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, na Universidade Estadual do Oeste do Paraná - UNIOESTE, *campus* de Cascavel - PR, orientada pela professora Dra. Simone Damasceno Gomes. Em 2011, participou como bolsista DTI-3 do projeto: Sistemas modulares para tratamento e reúso de águas servidas domésticas, referente ao Edital MCT/CNPq/CT-Hidro nº 21/2009 - Tecnologias Pouadoras de Água, tendo como coordenador o professor Dr. Ricardo Nagamine Costanzi, UNIOESTE, *campus* de Cascavel - PR. Desde 2012, é aluna de doutorado no programa pós-graduação *Stricto Sensu* em Engenharia Agrícola: Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, UNIOESTE, *campus* de Cascavel - PR, orientada pela professora Dra. Simone Damasceno Gomes. Em 2015, participou do Programa PDSE – Capes, com estágio no Instituto Potosino de Investigación Científica y Tecnológica (IPICYT), em San Luís Potosí, SLP - México, sob a orientação do professor Dr. Francisco Javier Cervantes e desenvolveu atividades na área de remoção de nitrogênio de águas residuárias.

*Dedico esse trabalho ao Jacks Lopes,  
meu amado esposo,  
aos meus pais Edite e Valdino  
e aos meus irmãos Leila e Fausto.  
Sou feliz por compartilhar a vida com vocês!*

## AGRADECIMENTOS

À Professora Dra. Simone Damasceno Gomes, pela orientação focada na autonomia e no encorajamento. Um exemplo de profissional ético e motivador. Obrigada por me conduzir na carreira científica. Sou imensamente grata por conviver com você durante esses anos.

Aos Professores Dr. Fernando Hermes Passig, Dra. Cristiane Kreutz, Dra. Luciane Sene e Dra. Juliana Bortoli Mees, que estiveram a qualquer momento dispostos a ensinar e pela colaboração na qualificação do projeto de tese.

À Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE) e ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola (PGEAGRI), seus técnicos e professores, obrigada pela oportunidade de formação acadêmica.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), pelo apoio financeiro ao projeto (nº 485353/2011-3) e à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), pela concessão da bolsa doutorado no país e “doutorado sanduíche” no Exterior. Quero retribuir ao nosso país, dedicando o esforço do meu trabalho para a construção da ciência para uma sociedade melhor.

Ao *Instituto Potosino de Investigación Científica y Tecnológica* (IPICyT), em San Luís Potosí, SLP - México, pela oportunidade de realização do estágio de doutorado. Especialmente ao Professor Dr. Francisco Javier Cervantes e a seu grupo de pesquisa por terem me recebido e me integrado em suas atividades.

À Globoaves, por apoiar o desenvolvimento desta pesquisa fornecendo a água residuária do abatedouro de aves de Cascavel - PR.

Aos colegas do Laboratório de Saneamento: ao Jefferson Luiz Gonçalves Silva, pela montagem do sistema de aquecimento do aparato experimental; à Tati Assis, que me ajudou nas primeiras “cirurgias” no reator, com as regulagens das bombas dosadoras, os testes de porosidade etc.; à Julia Fernandes, pela ajuda com as análises e dúvidas de química, pela sua essencial e precisa ajuda na conexão das mangueirinhas do reator e, principalmente, pela conversa inteligente e dicas de livros; à Ana Julia Bispo de Almeida, por sua tão simpática e competente presença durante o período de Iniciação Científica; ao Henrique, ao Wiliam e à Maria, pela ajuda em envasar o efluente. Quanto trabalho!

À Adriana Neres de Lima, pelos estudos compartilhados, pela ajuda com a interpretação dos resultados e por sempre me ajudar a lembrar como era mesmo que eu tinha feito tal procedimento. Foi providencial.

À Shaiane Lucas, pelo companheirismo no laboratório, sempre querida.

À Isamara Godoi e à Natássia Cosman, obrigada pela paciência e colaboração com as análises de microbiologia.

Ao Edison Barbosa da Cunha, técnico do laboratório de saneamento, por sua colaboração constante durante todo o período experimental. *Te devo vários R\$ 10,00!*

A todas as pessoas que tinham um tempinho para conversar ou tomar um café comigo, para revigorar as forças, sou grata pela amizade.

A todos os que dedicaram a esse trabalho a seriedade de sua consideração, muito obrigada!

Nas entrelinhas e no coração levo as lembranças mais bonitas.



# REATOR ANAERÓBIO- AERÓBIO COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA

## APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE ABATEDOURO DE AVES

### RESUMO GERAL

O objetivo desse trabalho foi avaliar um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente com recirculação da fase líquida, para a remoção de nitrogênio e matéria orgânica proveniente de água residuária de abatedouro de aves. O reator foi confeccionado em um tubo de acrílico de diâmetro interno de 93 mm e comprimento de 1000 mm, com volume útil de 5,6 L, sendo 3,5 L correspondentes aos compartimentos anaeróbios e 2,1 L correspondentes ao compartimento aeróbio. O leito para a imobilização da biomassa foi formado por argila expandida e espuma de poliuretano. A apresentação desse trabalho foi dividida em três artigos. No primeiro artigo, avaliou-se o desempenho do reator em relação à remoção de nitrogênio ( $\approx 65 \text{ mg.N.L}^{-1}$ ) e de matéria orgânica ( $\approx 600 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ ) em função da taxa de recirculação ( $R=0,5$ ; 1 e 2) e do tempo de detenção hidráulica (TDH) de 11 horas (6,8 horas na condição anaeróbia e 4,2 horas na condição aeróbia), ao longo do tempo. A melhor condição operacional foi obtida com taxa de recirculação de 2. Nessa condição, a eficiência de remoção de nitrogênio total foi de 65% com concentrações efluentes de  $6 \text{ mg.NH}_4^+.\text{L}^{-1}$  e  $12 \text{ mg.NO}_3^-.\text{L}^{-1}$ . Para todas as condições testadas, a eficiência de remoção de matéria orgânica apresentou-se superior a 95%, com concentração efluente de aproximadamente  $20 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ . Assim, o aumento da taxa de recirculação influenciou positivamente no desempenho do reator. No segundo artigo, avaliaram-se os tempos de detenção hidráulica (TDH) de 14 horas, 11 horas e 8 horas com taxa de recirculação ( $R$ ) de 0,5 (Ensaio I),  $R=1$  (Ensaio II) e  $R=2$  (Ensaio III). As concentrações médias afluentes foram  $65 \text{ mg.NT.L}^{-1}$ ,  $580 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ ,  $77 \text{ mg.L}^{-1}$  de alcalinidade total e pH de 6,4. As amostras foram coletadas na entrada e saída de cada compartimento, ao longo da altura do reator. Na Etapa I, e as eficiências de nitrificação foram de 76%, 70% e 41%, respectivamente para 14 horas, 11 horas e 8 horas, evidenciando o efeito do TDH. Em todas as etapas, a alcalinidade foi considerada o fator limitante do processo e o seu déficit variou de 10% a 30%. Atribuiu-se a esse fator a baixa eficiência na eliminação de nitrogênio total de aproximadamente 45%. Durante todo o experimento, a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de demanda química de oxigênio (DQO) foi superior a 90% e apresentou ajuste ao modelo cinético de primeira ordem para a degradação do substrato. No terceiro artigo, avaliou-se o comportamento hidrodinâmico desse sistema, a partir de ensaios de estímulo resposta utilizando o traçador Eosina Y. Avaliou-se o tempo de detenção hidráulica de 8 horas com as três taxas de recirculação, de 0,5, 1 e 2 vezes. Nessas condições, a remoção de matéria orgânica foi superior a 90% e a conversão de nitrogênio foi beneficiada com a aplicação de cargas menores ( $0,18 \text{ Kg.N.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ). Na avaliação hidrodinâmica verificou-se que o reator apresentou comportamento de reator de mistura completa com 2 a 2,5 reatores em série (N-CSTR).

**PALAVRAS-CHAVE:** reator combinado, degradação anaeróbia, nitrificação, desnitrificação, biomassa imobilizada, leito fixo.

# ANAEROBIC- AEROBIC REACTOR WITH RECIRCULATION OF THE LIQUID PHASE APPLIED TO POULTRY SLAUGHTERHOUSE WASTEWATER TREATMENT

## ABSTRACT

The aim of this study was to evaluate a combined anaerobic-aerobic upflow fixed-bed reactor with recirculation of the liquid phase for the removal of nitrogen and organic matter from poultry slaughterhouse wastewater. The reactor was made of an acrylic tube of internal diameter of 93 mm and the length of 1000 mm with a useful volume of 5.6 L being 3.5 L corresponding to the anaerobic compartments and 2.1 L to the aerobic one. The bed for immobilization of the biomass was formed by expanded clay and polyurethane foam. For discussing the results, this study was divided into three articles. In the first article, was evaluated the reactor performance with respect to the elimination of nitrogen ( $\approx 65 \text{ mg.NT.L}^{-1}$ ) and organic matter ( $\approx 600 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ ) due to the recirculation rate ( $R = 0.5, 1$  and  $2$ ) and the hydraulic retention time (HRT) of 11 h (6.8 h in anaerobic condition and 4.2 h in aerobic condition) over the time. The best operating condition was obtained at the recirculating rate of 2. In this condition, the total nitrogen removal was 65% with the effluent concentration of  $6 \text{ mg.NH}_4^+.\text{L}^{-1}$  e  $12 \text{ mg.NO}_3^-.\text{L}^{-1}$ . For all condition, the organic matter removal was greater than to 95% with the effluent concentration of approximately  $20 \text{ mg.COD.L}^{-1}$ . Thus, the increasing of the recirculation rate influenced positively in the reactor performance. In the second article, the hydraulic detention time was evaluated (HDT) at 14 h, 11 h and 8 h with the recirculation rate ( $R$ ) of 0.5 (Step I),  $R = 1$  (Step II) and  $R = 2$  (Step III). The affluent average concentrations were  $65 \text{ mg.NT.L}^{-1}$ ,  $580 \text{ mg.COD.L}^{-1}$ ,  $77 \text{ mg L}^{-1}$  of total alkalinity and pH of 6.4. The samples were collected inlet and output of each compartment along the reactor height. In the Step I, the nitrification efficiencies were 76%, 70% and 41% respectively for 14 h, 8 h and 11 h, showing the effect of HRT. In all steps, the alkalinity has been regarded as the limiting factor of the process and its deficit was 10 to 30%. It was attributed to this factor the low efficiency of total nitrogen removal of about 45%. Throughout the experiment the removal efficiency of organic matter in terms of chemical oxygen demand (COD) was over 90% and made to fit the first order kinetic model for degradation of the substrate. In the third article, was evaluated the hydrodynamic behavior of this system, through stimulus response tests using eosin Y dye as tracer. It has been evaluated the hydraulic retention time of 8 h with three recirculation rates, of 0.5, 1 and 2 times. Under these conditions, the removal of organic matter was greater than 90% and nitrogen conversion was favored by applying lower loads of ( $0.18 \text{ Kg.N.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ). It was found that the hydrodynamic evaluation showed the continuous-stirred reactors behavior with 2 to 2.5 reactors in series (N-CSTR).

**KEYWORDS:** Combined reactor; anaerobic digestion, nitrification, denitrification, immobilized biomass, fixed bed.

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE TABELAS</b> .....	<b>XIII</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	<b>XV</b>
<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	<b>4</b>
2.1 Objetivo geral .....	4
2.2 Objetivos específicos.....	4
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA GERAL</b> .....	<b>4</b>
3.1 Biodigestão anaeróbia.....	5
3.2 Remoção biológica de nitrogênio.....	7
3.2.1 Amonificação.....	7
3.2.2 Nitrificação .....	7
3.2.3 Desnitrificação.....	10
<b>REFERÊNCIAS</b> .....	<b>12</b>
<b>ARTIGO 1 INFLUÊNCIA DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO NO DESEMPENHO DE REATOR COMBINADO ANAERÓBIO-AERÓBIO APLICADO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE ABATEDOURO DE AVES</b> .....	<b>18</b>
<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>20</b>
<b>2 MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	<b>21</b>
2.1 Reator combinado anaeróbio-aeróbio .....	21
2.2 Inoculação e imobilização da biomassa.....	23
2.3 Substrato.....	24
2.4 Análises físico-químicas .....	24
2.5 Procedimento experimental .....	25
2.6 Análise dos dados .....	25
<b>3 RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	<b>26</b>
3.1 Partida e adaptação da biomassa no reator .....	26
3.2 Remoção de nitrogênio no sistema combinado com recirculação.....	29
3.3 Remoção de matéria orgânica.....	33
<b>4 CONCLUSÕES</b> .....	<b>34</b>

<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>34</b>
<b>ARTIGO 2 DESEMPENHO DE REATOR COMBINADO ANAERÓBIO-AERÓBIO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE ABATEDOURO DE AVES .....</b>	<b>38</b>
<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>40</b>
<b>2 MATERIAL E MÉTODOS.....</b>	<b>42</b>
2.1 Reator e operação do sistema.....	42
2.2 Meio suporte, inoculação e partida do reator .....	43
2.3 Substrato.....	44
2.4 Procedimento experimental .....	44
2.5 Cinética de degradação da matéria orgânica.....	45
2.6 Análise dos dados .....	46
2.7 Análises físico-químicas .....	48
<b>3 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>48</b>
3.1 Remoção de nitrogênio .....	48
3.2 Remoção de matéria orgânica.....	54
<b>5 CONCLUSÕES .....</b>	<b>56</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>56</b>
<b>ARTIGO 3 CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS DE UM REATOR ANAERÓBIO- AERÓBIO DE LEITO FIXO COM RECIRCULAÇÃO .....</b>	<b>59</b>
<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>61</b>
<b>2 MATERIAL E MÉTODOS.....</b>	<b>63</b>
2.1 Reator combinado anaeróbio-aeróbio .....	63
2.2 Inoculação e adaptação .....	64
2.3 Substrato.....	64
2.4 Procedimento experimental .....	65
2.5 Análises físico-químicas .....	65
2.6 Caracterização hidrodinâmica .....	66
<b>3 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>69</b>
3.1 Avaliação hidrodinâmica.....	70
<b>CONCLUSÕES .....</b>	<b>73</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>74</b>

<b>APÊNDICES.....</b>	<b>77</b>
<b>APÊNDICE A    CONCENTRAÇÃO MÉDIA DOS PARÂMETROS AVALIADOS NAS TRÊS ETAPAS</b>	<b>78</b>
<b>APÊNDICE B    CURVAS DE DECAIMENTO DA MATÉRIA ORGÂNICA AO LONGO DO TEMPO</b>	<b>81</b>

## LISTA DE TABELAS

### ARTIGO 1

<b>Tabela 1</b>	Composição média* da água residuária agroindustrial utilizada .....	24
<b>Tabela 2</b>	Valores de período de operação, velocidade do fluxo ascendente (VFA), taxa de recirculação ( $Q_r/Q$ ), carga volumétrica de nitrogênio (CVN) e carga orgânica volumétrica (COV) para as etapas I, II e III operadas em tempo de detenção hidráulica (TDH) de 11 horas e vazão afluyente de $0,51 \text{ L.h}^{-1}$ .....	25
<b>Tabela 3</b>	Concentração média dos parâmetros alcalinidade total (AT), alcalinidade bicarbonato (AB) e pH avaliados no afluyente e efluente nas etapas I, II e III ...	32
<b>Tabela 4</b>	Concentração efluente de nitrogênio nas formas de nitrito e nitrato ( $N_e$ ), eficiência de desnitrificação ( $E_{DN}$ ) e eficiência de remoção de nitrogênio total ( $E_{NT}$ ), nas etapas I, II e III .....	32
<b>Tabela 5</b>	Concentração média e desvio padrão de DQO avaliados no afluyente e efluente e eficiência de remoção de DQO nas etapas I, II e III.....	33

### ARTIGO 2

<b>Tabela 1</b>	Estatística descritiva das características físico-químicas da água residuária...	44
<b>Tabela 2</b>	Resumo das condições operacionais .....	45
<b>Tabela 3</b>	Desempenho do sistema com relação à variável remoção de nitrogênio .....	52
<b>Tabela 4</b>	Parâmetros cinéticos de degradação da matéria orgânica em função da altura do reator, obtidos a partir do ajuste ao modelo de primeira ordem .....	55

### ARTIGO 3

<b>Tabela 1</b>	Composição média* da água residuária industrial utilizada .....	64
<b>Tabela 2</b>	Valores de taxa de recirculação (R), vazão (Q), velocidade do fluxo ascendente (VFA), carga volumétrica de nitrogênio (CVN), carga orgânica volumétrica (COV) e período de operação .....	65
<b>Tabela 3</b>	Definição das variáveis usadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ) ....	67

<b>Tabela 4</b>	Modelos uniparamétricos de dispersão .....	68
<b>Tabela 5</b>	Concentração média e desvio padrão dos parâmetros avaliados no afluente e efluente .....	69
<b>Tabela 6</b>	Parâmetros obtidos com o ajuste dos dados experimentais pelos modelos teóricos .....	71
<b>Tabela 7</b>	Resultados obtidos pelo cálculo do volume de zonas mortas, eficiência hidráulica e curto-circuito para o TDH de 8 h.....	72

## LISTA DE FIGURAS

### ARTIGO 1

<b>Figura 1</b>	Desenho esquemático do reator.....	22
<b>Figura 2</b>	Perfis de: (a) Alcalinidade Total (AT), Ácidos Voláteis Totais (AVT) e pH (escala secundária) para o efluente do reator; (b) DQO e N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (escala secundária) para o afluente e efluente do reator.....	27
<b>Figura 3</b>	Valores de concentração de matéria orgânica expressa por DQO e concentração de nitrogênio amoniacal (escala secundária) para o afluente e efluente do reator, referentes ao período de partida e adaptação da biomassa.....	28
<b>Figura 4</b>	Valores de entrada e saída de alcalinidade total e pH (escala secundária), referentes ao período de partida e adaptação da biomassa. ....	28
<b>Figura 5</b>	Variação temporal das concentrações afluente de NT (◆), efluente de N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (■), efluente de N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (▲) e efluente de N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (●), durante as três etapas avaliadas. ....	30
<b>Figura 6</b>	Gráfico Box-plot da distribuição dos resultados de eficiência de remoção de NT em cada etapa, sendo apresentado os pontos de máximo e mínimo, 1° e 3° quartis e a mediana.....	30

### ARTIGO 2

<b>Figura 1</b>	Desenho esquemático do reator.....	42
<b>Figura 2</b>	Variação dos valores de NTK e N <sub>e</sub> ao longo da altura do reator para as condições operacionais de TDH de 8 h, 11 h e 14 h com taxa de recirculação de 0,5 (a), 1 (b) e 2 (c).....	49
<b>Figura 3</b>	Variações dos valores de Alcalinidade Total e pH (escala secundária) ao longo da altura do reator para as condições operacionais de TDH de 14 h, 11 h e 8 h com taxa de recirculação de 0,5 (a), 1 (b) e 2 (c). ....	50
<b>Figura 4</b>	Perfil de oxigênio dissolvido ao longo da altura do reator para todas as condições testadas.....	53
<b>Figura 5</b>	Variação dos valores de DQO ao longo da altura do reator para as condições operacionais de TDH de 14 h, 11 h e 8 h com taxa de recirculação de 0,5 (a), 1 (b) e 2 (c).....	54



### ARTIGO 3

<b>Figura 1</b>	Desenho esquemático do reator.....	63
<b>Figura 2</b>	Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas durante os ensaios em duplicata com o TDH de 8 h e recirculação de 1 (a), 0,5 (b) e 2 (c). — dados experimentais, ... N-CSTR, --- PD, - - - GD. ....	71

## 1 INTRODUÇÃO

A produção brasileira de carne de frango atingiu 12,69 milhões de toneladas em 2014, com acréscimo de 3,07%, em relação a 2013. Com esse resultado, o Brasil manteve a posição de maior exportador mundial e terceiro maior produtor de carne de frango, superado somente pelos Estados Unidos e China. Do volume total de frangos produzido pelo país, 68% foram destinados ao consumo interno e 32% para as exportações (ABPA, 2015).

Os abatedouros são agroindústrias que se caracterizam pela utilização de grandes volumes de água durante, praticamente, todas as etapas do processo produtivo, ocasionando a geração de águas residuárias, equivalentes a 18 L por ave abatida (KIST; MOUTAQI; MACHADO, 2009) ou 6-30 m<sup>3</sup>/ton (VALTA *et al.*, 2015). Essas águas apresentam na sua constituição matéria orgânica biodegradável, nutrientes e sólidos suspensos voláteis (DEL POZO; DIEZ, 2005), sendo esses constituintes variáveis, de acordo com o processo industrial e o consumo de água (DEL NERY *et al.*, 2007; VALLADÃO *et al.*, 2011).

O lançamento no meio ambiente de águas residuárias não tratadas tem sido a causa de sérios danos, como a eutrofização de rios e lagos, toxicidade para os animais aquáticos e prejuízos sobre a saúde humana (CAMARGO; ALONSO, 2006).

As fontes geradoras de efluentes devem estar em consonância com o estabelecido nas resoluções do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Em corpos d'água doces, classes 1, 2 e 3, o limite máximo de nitrato é de 10 mg.L<sup>-1</sup> e de nitrito é 1 mg.L<sup>-1</sup> (BRASIL, 2005). Em efluentes, o padrão de lançamento de nitrogênio amoniacal é de 20 mg.L<sup>-1</sup> (BRASIL, 2011). Por essas razões e limites, a aplicação de processos de tratamento de águas residuárias é necessária.

Em sistemas de tratamento biológicos convencionais, o efluente de um digestor anaeróbio segue para um tratamento aeróbio para que ocorra a nitrificação. Se o processo visa à obtenção de efluente livre de nitrogênio, deverá passar, também, por um processo de desnitrificação, que requer uma fonte de carbono adicional.

Pesquisas sobre novas configurações de reatores têm se intensificado nos últimos anos, indicando não somente a necessidade de alternativas aos sistemas já estabelecidos, mas, principalmente, a necessidade de desenvolver configurações otimizadas, que forneçam o máximo desempenho, segurança operacional e que apresentem custo mínimo (ZAIAT, 2003).

Estudos com a utilização de processos combinados anaeróbio-aeróbio mostraram uma série de vantagens perante aos processos aeróbios convencionais, tais como a baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico, baixo custo de implantação e operação, demonstrando, ainda, bom desempenho na redução de matéria orgânica e de nutrientes (CHERNICHARO, 2006).

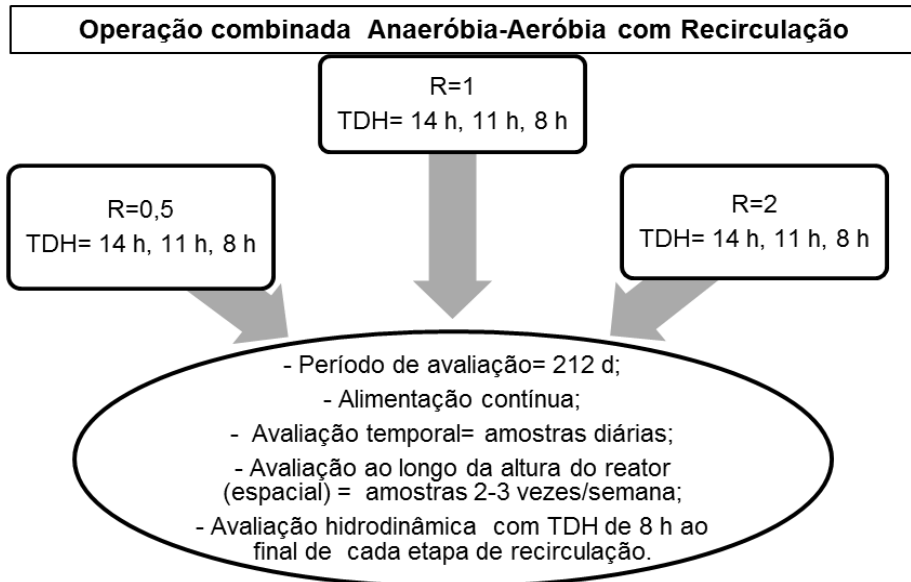
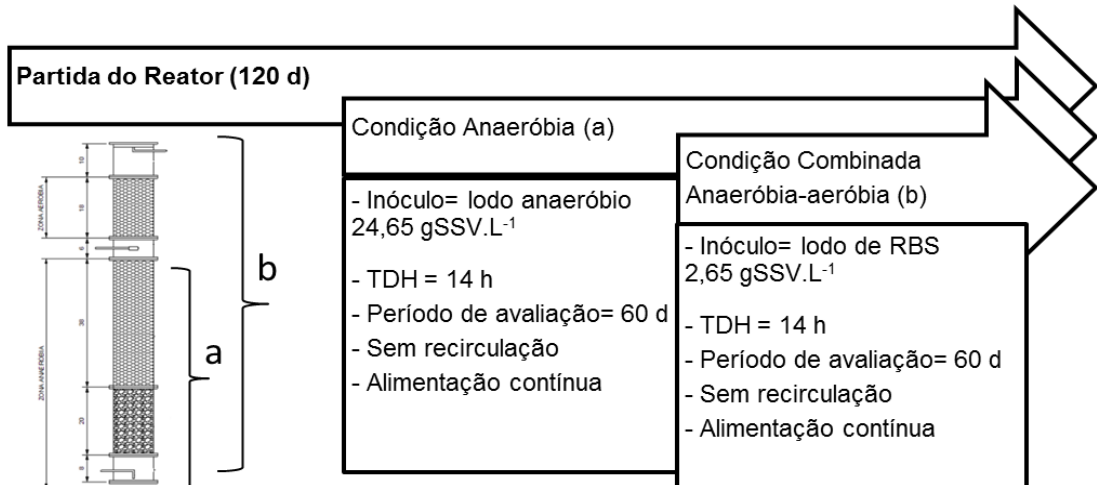
A alternativa do uso de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio visa à redução dos gastos energéticos da fase aeróbia e a remoção do nitrogênio do efluente da fase anaeróbia. A recirculação da fase líquida do compartimento aeróbio, para o compartimento anaeróbio, permite a utilização de doadores de elétrons endógenos, como ácidos orgânicos voláteis, metano, amônia ou compostos reduzidos de enxofre gerados no reator, durante a digestão anaeróbia, como redutores de nitrato na fase de desnitrificação, eliminando a necessidade da aplicação de uma fonte externa de carbono orgânico.

A condição de presença de oxigênio dissolvido no fluido de recirculação para o compartimento anaeróbio não tem inibido a metanogênese, no entanto, não está totalmente claro na literatura qual é a melhor taxa de recirculação a ser aplicada que atenda à demanda de nitrato e que proporcione condições de ambiente anaeróbio e anóxico (ANDALIB *et al.*, 2011).

Nesse contexto, o objetivo geral deste trabalho foi avaliar um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio, de leito fixo e fluxo ascendente, com recirculação da fase líquida, aplicado para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de abatedouro de aves, de forma a obter informações relevantes sobre as condições operacionais de tempo de detenção hidráulica e taxa de recirculação.

O trabalho será apresentado na forma de artigos. No primeiro artigo, contempla-se o período de adaptação da biomassa e o efeito da recirculação sob a remoção de matéria orgânica e nitrogênio ao longo do tempo; para isso, destacou-se o ensaio em que se observou o melhor desempenho, em relação ao fator recirculação. No segundo artigo, apresentam-se os resultados de desempenho do reator sob a influência da recirculação e o tempo de detenção hidráulica, analisados ao longo da altura do reator. No terceiro artigo, apresenta-se a avaliação hidrodinâmica, com informações sobre o padrão do escoamento e anomalias detectadas.

No diagrama a seguir apresenta-se um fluxograma geral do experimento.



## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo geral**

Avaliar o desempenho de um reator combinado anaeróbio-aeróbio, de leito fixo e fluxo ascendente com recirculação da fase líquida, para a remoção de matéria carbonácea e nitrogenada no tratamento de água residuária proveniente de abatedouro e frigorífico de aves.

### **2.2 Objetivos específicos**

Os objetivos específicos foram:

- Avaliar a influência da recirculação do efluente da zona aeróbia para a anaeróbia, de forma a promover a desnitrificação, utilizando doadores de elétrons endógenos;
- Avaliar a influência dos fatores TDH e recirculação na remoção de matéria orgânica e de nitrogênio;
- Avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator.

## **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA GERAL**

Nesse item serão apresentados os conceitos fundamentais que regem os principais processos envolvidos no sistema avaliado, que são: digestão anaeróbia, nitrificação e desnitrificação.

### 3.1 Biodigestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é uma cadeia de reações biológicas interconectadas, em que a matéria orgânica, sob a forma de carboidratos, proteínas, lipídios ou compostos mais complexos, é transformada em metano, dióxido de carbono e biomassa anaeróbia, em ambiente livre de oxigênio dissolvido. Esse processo biológico é usado simultaneamente para tratar os resíduos e efluentes e para a produção de biogás (DONOSO-BRAVO *et al.*, 2011). Comparado aos métodos aeróbios convencionais, o tratamento anaeróbio oferece benefícios, uma vez que, os reatores são tecnicamente simples, relativamente baratos e demandam baixo custo energético, além de proporcionar a estabilização de cargas orgânicas elevadas com baixa produção de lodo (LETTINGA *et al.*, 1981), bem como a produção de um subproduto útil: o metano (McCARTY, 1964).

Na digestão anaeróbia de efluentes, os quatro grupos de microrganismos responsáveis pela decomposição da matéria orgânica em metano, dióxido de carbono e pequenas concentrações de gás hidrogênio são as bactérias hidrolíticas, as fermentativas (ou acidogênicas), as sintróficas (ou acetogênicas) e as arqueas metanogênicas.

Dentre os gêneros de bactérias hidrolíticas que se destacam no processo anaeróbio estão: *Clostridium*, *Micrococcus* e *Staphylococcus*, que são gêneros produtores de lipases para degradação de lipídios a ácidos graxos voláteis; *Bacteroides*, *Butyvirbio*, *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomonas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus* e *Bacillus*, que são gêneros produtores de proteases para degradação de proteínas a aminoácidos; *Clostridium*, *Staphylococcus*, *Acetivibrio*, *Eubacterium*, que são gêneros produtores de amilases para degradação de polissacarídeos a açúcares menores (ANDERSON; SALLIS; UYANIK, 2003).

Os compostos dissolvidos, gerados no processo de hidrólise, são absorvidos e metabolizados pelas bactérias fermentativas acidogênicas que, por sua vez, excretam substâncias simples, como ácidos graxos voláteis de cadeia curta, alcoóis, ácido láctico e compostos inorgânicos ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , etc.). Dentre os gêneros de bactérias acidogênicas mais comuns em reatores anaeróbios estão *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococcus*, *Butyribacterium*, *Propionibacterium*, *Eubacterium*, *Lactobacillus*, *Streptococcus*, *Pseudomonas*, *Desulfobacter*, *Micrococcus*, *Bacillus* e *Escherichia* (ARCHER; KIRSOP, 1990). Os produtos metabólicos gerados pela atividade das bactérias acidogênicas são importantes substratos para as bactérias acetogênicas e para as arqueas metanogênicas.

Bactérias acetogênicas reproduzem-se muito lentamente, o tempo de geração para estes organismos é geralmente maior do que 3 dias (GERARDI, 2003), o que torna essa etapa limitante do processo da digestão anaeróbia. Os principais gêneros encontrados são

*Syntrophomonas*, *Syntrophobacter*, *Acetobacterium*, *Acetoanaerobium*, *Acetogenium*, *Butribacterium*, *Clostridium* e *Pelobacter* (ARCHER; KIRSOP, 1990).

De acordo com o tipo de substrato, para o crescimento e formação de metano, as arqueas metanogênicas podem ser classificadas em três grupos fisiológicos: metanogênicas metilotróficas, que utilizam compostos metilados como metilaminas, metanol e metanotiol; metanogênicas hidrogenotróficas, que utilizam o gás carbônico e o hidrogênio, formiato ou alguns álcoois; metanogênicas acetotróficas ou acetoclásticas, que utilizam acetato (WHITMAN; BOWEN; BOONE, 1992).

Para o desenvolvimento de processos de tratamento anaeróbio é importante uma compreensão acerca das relações fundamentais entre as populações arqueas e bactérias componentes da biomassa (TABATABAEI, 2010). Também muito importante para o controle do processo de digestão anaeróbia está o monitoramento de indicadores, como pH, ácidos graxos voláteis e alcalinidade (BOE *et al.*, 2010).

A atividade metanogênica é favorecida em condição de pH neutro. Na faixa de pH entre 6,0 e 7,5, a capacidade de tamponamento do sistema anaeróbio é quase que completamente dependente do sistema gás carbônico/alcalinidade (CHERNICHARO, 2007).

O processo da quebra de proteínas e aminoácidos em  $\text{NH}_3$ , combinados com  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$  formam alcalinidade como  $\text{NH}_4(\text{HCO}_3)$  (METCALF & EDDY, 2003; RAJAKUMAR *et al.*, 2012). As hidroxilas formadas durante a hidrólise da amônia reagem com dióxido de carbono formando carbonatos e bicarbonatos (GRAY, 2004).

A decomposição de ácidos orgânicos voláteis, como o acetato, por exemplo, pode levar à formação de bicarbonato de sódio, o que favorece o sistema de tamponamento em reatores anaeróbios (CHERNICHARO, 2007).

Além disso, a retenção de biomassa ativa no reator é parâmetro decisivo para o sucesso do processo de tratamento e depende de vários fatores operacionais e ambientais. Uma forma de evitar a perda de biomassa com o efluente é a sua imobilização em material suporte, formando biofilmes, dessa forma, desvincula-se o tempo de retenção celular do tempo de detenção hidráulica, o que permite maior permanência dos microrganismos no reator (ABREU; ZAIAT, 2008). Alguns materiais utilizados para tal finalidade são a argila expandida e a espuma de poliuretano (ZAIAT; VIEIRA; FORESTI, 1997; FAZOLO *et al.*, 2006; ARAÚJO; ZAIAT, 2009; OLIVEIRA NETTO; ZAIAT, 2012).

Reatores anaeróbios de leito fixo têm sido amplamente utilizados para o tratamento de águas residuárias, devido a sua estabilidade, resultante da sua capacidade de manutenção de elevados tempos de retenção celular, mesmo operando em baixos tempos de detenção hidráulica (VILLALOBOS; SILVA; VIRAMONTES, 2006).

A aplicação da digestão anaeróbia para a remoção de matéria orgânica de efluentes de abatedouros de aves é reportada por vários grupos de pesquisadores (DEL POZO; DIEZ; BELTRÁN, 2000; DE NARDI *et al.*, 2005; DEL NERY *et al.*, 2007; RAJAKUMAR *et al.*, 2012; DEL NERY *et al.*, 2013). No entanto, o efluente de reatores anaeróbios demanda um tratamento adicional para a remoção de nutrientes (DE NARDI *et al.*, 2011; DALLAGO *et al.*, 2012; MEES *et al.*, 2013).

### **3.2 Remoção biológica de nitrogênio**

Os processos convencionais de remoção biológica de nitrogênio em águas residuárias ocorrem em três estágios: a) conversão de nitrogênio orgânico para amônia (amonificação); b) oxidação da amônia a nitrito e nitrato na presença de oxigênio (nitrificação); e c) conversão de nitrato a nitrogênio gasoso, utilizando um composto orgânico como agente redutor em condições anóxicas (desnitrificação) (METCALF & EDDY, 2003).

#### **3.2.1 Amonificação**

A amonificação é a conversão do nitrogênio orgânico solúvel em amoniacal, o que ocorre quando microrganismos consomem a matéria orgânica contendo nitrogênio, no processo de digestão anaeróbia (GRAY, 2004). O nitrogênio amoniacal pode se apresentar na forma de íon amônio ( $N-NH_4^+$ ) ou como gás amônia dissolvido ( $N-NH_3$ ). As duas formas estão em equilíbrio e as concentrações relativas de cada uma são dependentes do pH. Quando o pH do meio é menor ou igual a 7,2, a presença de  $N-NH_4^+$  é favorecida (GERARDI, 2002).

Os microrganismos presentes nos processos de tratamento de efluentes assimilam nitrogênio amoniacal e o incorporam na massa celular (MADIGAN; MARTINKO; PARKER, 2004).

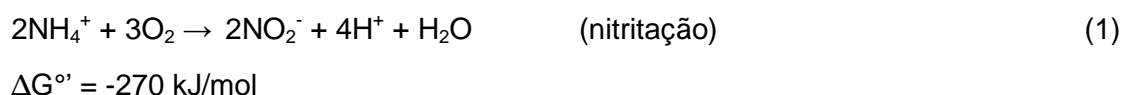
#### **3.2.2 Nitrificação**

A nitrificação é um processo aeróbio em que as bactérias quimioautotróficas oxidam amônia ou nitrito para produzir energia. O nitrogênio amoniacal é, inicialmente, convertido



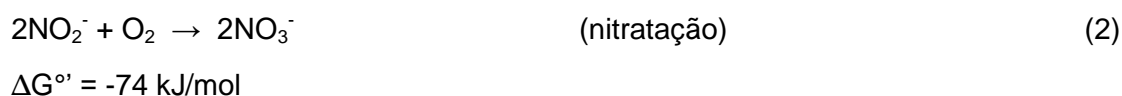
em nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) por bactérias oxidantes de amônia, num processo conhecido como nitrificação. O nitrito produzido é, então, convertido em nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ), por bactérias oxidantes de nitrito na nitratação (USEPA, 2009).

Na nitrificação há atuação de bactérias do gênero *Nitrosomonas*, que promovem a oxidação do íon amônio a nitrito como produto intermediário (Equação 1) (METCALF & EDDY, 2003).



Algumas espécies que oxidam amônia são *Nitrosomonas europaea*, *Nitrosovibrio tenuis* e *Nitrosococcus nitrous*; a oxidação do nitrito pode ser realizada por espécies de bactérias como *Nitrobacter winogradskyi* e *Nitrospira gracilis* (MADIGAN; MARTINKO; PARKER, 2004; BELMONTE *et al.*, 2009).

Na sequência da nitrificação ocorre a nitratação, ou seja, a oxidação de nitrito a nitrato (Equação 2) (METCALF & EDDY, 2003).



A taxa de oxidação do nitrito pela *Nitrobacter* é maior do que a taxa de oxidação do nitrogênio amoniacal pela *Nitrosomonas*, sendo essa a etapa limitante no processo de nitrificação (PEREIRA-RAMIREZ *et al.*, 2003).

O processo de oxidação total do nitrogênio amoniacal ao nitrato pode ser visualizado na Equação 3 (METCALF & EDDY, 2003):



Do ponto de vista energético a reação global da nitrificação disponibiliza mais energia do que a reação de nitrificação. Essa disponibilidade energética favorece as bactérias que oxidam a amônia, em relação às que oxidam nitrito. Entretanto, a energia disponível para a síntese de ATP é pequena em termos absolutos e, em consequência, as bactérias nitrificantes apresentam baixas taxas de crescimento (SANT'ANNA JUNIOR, 2013).

Nesse contexto, a utilização de biomassa imobilizada pode favorecer o processo. O fato de as bactérias nitrificantes apresentarem um crescimento lento, a presença de um meio suporte facilita o acúmulo desses organismos no reator, aumentando o tempo de

retenção celular e, conseqüentemente, a eficiência de remoção de nitrogênio (WIJFFELS; TRAMPER, 1995).

As bactérias nitrificantes são sensíveis a alguns fatores ambientais e operacionais, tais como, pH, alcalinidade, relação carbono/nitrogênio, concentração de oxigênio dissolvido e temperatura, os quais devem ser monitorados ou controlados para obter melhor desempenho do processo (SURAMPALLI *et al.*, 1997).

O pH é um fator determinante, pois o processo de nitrificação requer alcalinidade e, assim, altas concentrações de nitrogênio amoniacal podem levar à diminuição significativa no valor do pH. Estequiometricamente 2 mols de H<sup>+</sup> são produzidos por mol de nitrogênio amoniacal oxidado. Segundo Metcalf & Eddy (2003), a produção de 1 mol de H<sup>+</sup> é equivalente ao consumo de 1 mol de alcalinidade ou 50 g de CaCO<sub>3</sub>, sendo necessários, aproximadamente, 7,14 mg de CaCO<sub>3</sub> por mg de nitrogênio amoniacal oxidado.

A taxa de nitrificação decresce significativamente em valores de pH inferiores a 6,8 e, em valores de pH próximos a 5,8 e 6,0, a taxa de nitrificação pode ser 10 a 20% do valor da taxa em pH 7,0 (METCALF & EDDY, 2003). A faixa de pH ótima para o desenvolvimento dos microrganismos nitrificantes varia de 7,2 a 8,0 (WIESMANN; CHOI; DOMBROWSKI, 2007).

A queda do pH decorrente da oxidação de amônia propicia o aumento da concentração de ácido nitroso (HNO<sub>2</sub>), de acordo com o equilíbrio  $\text{NO}_2^- + \text{H}^+ \leftrightarrow \text{HNO}_2$ . Portanto, em pH abaixo de 5,5, ocorre inibição tanto de *Nitrosomonas* quanto de *Nitrobacter*, devido ao ácido nitroso nas concentrações de 0,2 – 2,8 mg N-HNO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. (ANTHONISEN *et al.*, 1976).

Elevada relação C:N induz à competição por oxigênio entre as bactérias oxidantes de amônia e as bactérias heterotróficas, resultando na baixa oxidação de amônia (HU *et al.*, 2009). A diminuição da relação demanda bioquímica de oxigênio: nitrogênio total Kjeldahl (DBO<sub>5</sub>: NTK) aumenta a porcentagem de nitrificantes e a velocidade do processo de nitrificação (SURAMPALLI *et al.*, 1997), devendo o valor dessa relação estar entre 3 e 5 (METCALF & EDDY, 2003).

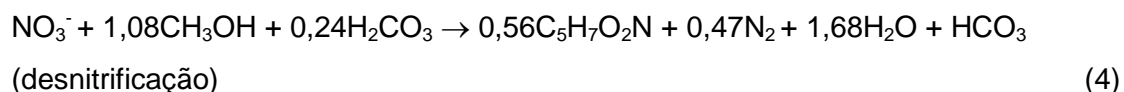
A eficiência do processo de nitrificação dependerá da concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido. O oxigênio necessário para a oxidação do nitrogênio amoniacal é de, aproximadamente, 4,57 g O<sub>2</sub>/g N-amoniacal oxidado (METCALF & EDDY, 2003).

Oliveira Netto e Zaiat (2012) operaram reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto doméstico, e controlaram a vazão de ar de forma a manter a concentração de oxigênio dissolvido acima de 2,5 mg.L<sup>-1</sup>.

Outro importante parâmetro operacional é a temperatura que, segundo Wiesmann, Choi e Dombrowski (2007), deve ser mantida entre 28 e 32 °C. Grunditz e Dalhammar (2001), em estudo de nitrificação num ciclo de 4 horas, observaram que a temperatura ótima foi de 35 °C para *Nitrosomonas* e 38 °C para *Nitrobacter*.

### 3.2.3 Desnitrificação

Para que ocorra a remoção biológica de nitrogênio, na sequência da nitrificação deve ocorrer a desnitrificação, processo em que o nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso por microrganismos heterotróficos, sob condições anóxicas. A desnitrificação pode ocorrer desde que uma fonte suficiente de nitrato e carbono orgânico esteja presente (SURAMPALLI, 1997; USEPA, 2009). Na Equação 4, apresenta-se a estequiometria para a conversão de nitrato em nitrogênio molecular (SANT'ANNA JUNIOR, 2013).



A conversão do nitrato pode ser realizada por diversos gêneros de bactérias, entre eles: *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum* (METCALF & EDDY, 2003); *Pseudomonas aeruginosa* e *Pseudomonas stutzeri* (MADIGAN; MARTINKO; PARKER, 2004); *Thauera*, *Acidovorax* e *Alcaligenes* (ETCHEBEHERE *et al.*, 2001). Essas bactérias heterotróficas são capazes de reduzir nitrato a nitrito e, em seguida, produzir óxido nítrico, óxido nitroso e gás nitrogênio.

O processo de desnitrificação depende de uma série de fatores, como: temperatura, pH, oxigênio dissolvido e a presença ou acumulação de nitrito durante o processo (FOGLAR; BRISKI, 2003). Outro fator de importância é a presença e a natureza do doador de elétrons, que normalmente é uma fonte de carbono orgânico (LEE *et al.*, 2003).

Nas reações de desnitrificação biológica, a biomassa heterotrófica é capaz de produzir alcalinidade. Com base na estequiometria das reações, desnitrificação irá produzir 3,57 mg de alcalinidade como  $\text{CaCO}_3$  para cada mg de  $\text{N-NO}_3^-$  consumido (USEPA, 2009).

Teoricamente, a diferença entre alcalinidade afluente e efluente (como  $\text{CaCO}_3$ ) é  $7,14 - 3,57 = 3,54$  mg por mg de nitrogênio removido (LI; IRVIN, 2007). Assim, a alcalinidade consumida durante o processo de nitrificação é parcialmente repostada (até 62,5 por cento), durante a desnitrificação (USEPA, 2009).

Em sistemas de desnitrificação, a manutenção de baixa concentração de oxigênio dissolvido ( $0,2 \text{ mg.L}^{-1}$ ) é muito importante, para obtenção de boas taxas de remoção de nitrato. Entretanto, esta condição é relativa, pois em sistemas com biofilme a ocorrência de desnitrificação pode se dar mesmo com a presença de certas concentrações de oxigênio dissolvido, devido ao gradiente de concentração entre o meio líquido e o interior do biofilme (METCALF & EDDY, 2003).

Efluentes de reatores anaeróbios apresentam relação  $\text{N-NH}_4^+/\text{DQO}$  alta, devida à significativa remoção de matéria orgânica, dificultando a posterior remoção de nitrogênio, sem que seja adicionado carbono orgânico na etapa de desnitrificação. Uma alternativa sustentável ao uso de fontes exógenas de carbono é a utilização de doadores de elétrons produzidos pela digestão anaeróbia, como os ácidos orgânicos voláteis e o metano ou compostos reduzidos de enxofre (FORESTI; ZAIAT; VALLERO, 2006).

De acordo com Araújo (2006), a alta eficiência da desnitrificação obtida com reatores conjugados relaciona-se com a possível utilização dos gases gerados no reator anaeróbio, principalmente metano e sulfeto de hidrogênio, como doadores de elétrons para a redução do nitrato a nitrogênio gasoso. Além disso, o gás carbônico presente no biogás poderá fornecer alcalinidade e carbono inorgânico aos microrganismos presentes em reatores desnitrificantes (SOUZA, 2011).

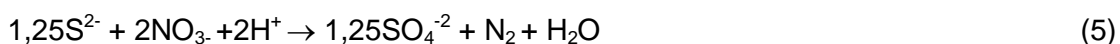
Com relação à desnitrificação, utilizando o metano como doador de elétrons, as rotas metabólicas envolvidas no processo ainda não estão totalmente elucidadas (FORESTI; ZAIAT; VALLERO, 2006). O processo de metanogênese e desnitrificação simultâneos é termodinamicamente e cineticamente um processo muito complexo, apresentando limitações relacionadas, por exemplo, com a competição entre grupos microbianos pelo mesmo substrato e inibição da metanogênese por óxidos de nitrogênio (ANDALIB *et al.*, 2011).

Os ácidos carboxílicos com baixa massa molecular ( $\text{C}_2\text{-C}_5$ ) são importantes intermediários e metabólitos no processo de digestão anaeróbia e são conhecidos como ácidos orgânicos voláteis, correspondendo aos ácidos acético, propiônico, iso- e *n*-butírico e iso e *n*-valérico, também podem ser utilizados como doadores de elétrons no processo de desnitrificação (CRUWYS *et al.*, 2002).

O emprego de doadores de elétrons endógenos foi estudado por Araújo e Zaiat (2009) e Oliveira Netto e Zaiat (2012), em reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida do compartimento aeróbio para o anaeróbio, tratando água residuária da produção de L-lisina e esgoto sanitário, respectivamente. A recirculação estabelecida permitiu utilizar os ácidos orgânicos voláteis como fonte de carbono para a desnitrificação. Dessa forma, os

pesquisadores obtiveram eficiências de remoção de nitrogênio total de 77% e 75%, respectivamente.

Ainda, há a possibilidade de desnitrificação autotrófica usando compostos reduzidos de enxofre como fonte de energia, utilizando-se  $S^0$ , tiosulfato e sulfeto como doadores de elétrons para redução de nitrato. Geralmente, o  $CO_2$  é a fonte de carbono e os produtos finais são o sulfato e  $N_2$ . Na Equação 6, observa-se a redução de nitrato usando sulfeto como fonte de energia (relação S/N de 1,43) (REYES-AVILA; RAZO-FLORES; GOMEZ, 2004).



A interação dos ciclos do enxofre e do nitrogênio apresenta uma possibilidade real de promover a remoção de ambos os compostos de águas residuárias (FORESTI; ZAIAT; VALLERO, 2006).

Contudo, o metano será preferencialmente utilizado quando detectada a presença de oxigênio dissolvido no meio desnitrificante, pois a baixa concentração de sulfeto de hidrogênio no biogás não permite sua utilização no processo, uma vez que o mesmo pode ser oxidado na presença do oxigênio (VICTORIA; FORESTI, 2011).

## REFERÊNCIAS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE PROTEÍNA ANIMAL - ABPA. **Relatório anual**. ABPA 2015. Disponível em: <<http://abpa-br.com.br/setores/avicultura/publicacoes/relatorios-anuais>> Acesso em: 26 dez. 2015.

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, v. 13, n. 2, p.181-188, 2008.

ANDALIB, M.; NAKHLA, G.; MCINTEE, E.; ZHU, J. Simultaneous denitrification and methanogenesis (SDM): Review of two decades of research. **Desalination**. EUA, v. 279, n. 1-3, p. 1-14, 15 Sept. 2011.

ANDERSON, K.; SALLIS, P.; UYANIK, S. Anaerobic treatment processes. *In*: MARA, D.; HORAN, N. (Ed.) **The handbook of water and wastewater microbiology**. U.K.: Academic Press, 2003. p. 391-396.

ANTHONISEN, C. A.; LOEHR, R. C.; PRAKASAM, T. B. S.; SRINATH, E.G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal WPCF**, USA, v. 48, p. 835-852, 1976.

ARAÚJO JR., M. M. **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 em Engenharia Civil). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

ARAUJO, JR. M. M.; ZAIAT, M. An upflow fixed-bed anaerobic–aerobic reactor for removal of organic matter and nitrogen from l-lysine plant wastewater, **Canadian Journal Civil Eng.**, v. 36, n. 6, p. 1085–1094, 2009.

ARCHER, D. B.; KIRSOP, B.H. The microbiology and control of anaerobic digestion. *In*: WHAETLEY, A. (Ed.). **Anaerobic digestion: a waste treatment technology**. London: Chapman & Hallp. 1990. p. 43-91.

BELMONTE, M. *et al.* Characteristics of nitrifying granules developed in an air pulsing SBR. **Process Biochemistry**, EUA, v. 44, p. 602-606, 2009.

BOE, K.; BATSTONE, D. J.; STEYER J. P.; ANGELIDAKI, I. State indicators for monitoring the anaerobic digestion process. **Water Research**, v. 44, p. 5973-5980, 2010.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Poder Legislativo, Brasília, DF, 2005.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Resolução nº 430 de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Poder Legislativo, Brasília, DF, 2011.

CAMARGO, J. A.; ALONSO, A. Ecological and toxicological effects of inorganic nitrogen pollution in aquatic ecosystems: a global assessment. **Environment International**, v. 32, p. 831-849, 2006.

CHERNICHARO, C. A. L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater reviews. **Environmental Science and Biotechnology**, v. 5, p. 73-92, 2006.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: UFMG, 2007. v. 5.

CRUWYS, J. A.; DINSDALE, R. M.; HAWKES, F. R.; HAWKES, D. L.; Development of a static headspace gas chromatographic procedure for the routine analysis of volatile fatty acids in wastewaters. **J. Chromatography. A**. v. 945, p. 195-209, 2002.

DALLAGO, R.; DAMASCENO, S.; MEES, J.B.R.; ASSIS, T.M.; HASAN, S.D.M.; KUNZ, A. Nitrification and denitrification of a poultry slaughterhouse wastewater according to cycle time and ammoniacal nitrogen concentration using surface response methodology. **International Journal of Food, Agriculture and Environment**, v. 10, n. 2, p.856-60, ago. 2012.

DE NARDI, I. R.; LIMA, A. R.; AMORIM, A. K. B.; DEL NERY, V. Análise de séries temporais na operação de sistema de tratamento de águas residuárias de abatedouro de frango. **Engenharia Sanitária Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 4, p. 339-346, 2005.

DE NARDI, I. R.; DEL NERY, V., AMORIM, A. K. B.; SANTOS, N. G.; CHIMENES, F. Performances of SBR, chemical-DAF and UV disinfection for poultry slaughterhouse wastewater reclamation. **Desalination**, EUA, v. 269, p. 184-189, 2011.

DEL NERY, V.; NARDI, I. R.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; POZZI, E.; AMORIM, A. K. B.; ZAIAT, M. Long-term operating performance of a poultry slaughterhouse wastewater treatment plant. **Resources, Conservation and Recycling**, EUA, v. 50, n. 1, p. 102-114, 2007.

DEL NERY, V.; DAMIANOVIC, M. H. Z.; POZZI, E.; DE NARDI I. R.; CALDAS, V. E. A.; PIRES E. C. Long-term performance and operational strategies of a poultry slaughterhouse waste stabilization pond system in a tropical climate. **Resources, Conservation and Recycling**, EUA, v. 71, p. 7-14, 2013.

DEL POZO, R.; DIEZ, V.; BELTRÁN, S. Anaerobic Pre-Treatment of Slaughterhouse Wastewater Using Fixed-Film Reactors. **Bioresource Technology**, EUA, v. 71, p.143-149, 2000.

DEL POZO, R.; DIEZ, V. Integrated anaerobic-aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment. **Water Research**, v. 39, p.1114-1122, 2005.

DONOSO-BRAVO, A.; MAILIER, J.; MARTIN C.; RODRÍGUEZ J.; ACEVES-LARA, C. A.; WOUWER, A. V. Model selection, identification and validation in anaerobic digestion: a review. **Water Research**, v. 45, p. 5347-5364, 2011.

ETCHEBEHERE, C.; ERRAZQUIN, I.; BARRANDEGUY, E.; DABERT, P.; MOLETTA, R.; MUXÍ, L. Evaluation of the denitrifying microbiota of anoxic reactors. **Microbiology Ecology**, EUA, v. 35, p. 259-265. 2001.

FAZOLO, A.; PASOTTO, M. B.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Kinetics, mass transfer and hydrodynamics in a packed bed aerobic reactor fed with anaerobically treated domestic sewage, **Environ. Technol.**, v. 27, p. 1125-1135, 2006.

FOGLAR, L.; BRIŠKI, F. Wastewater denitrication process – the influence of methanol and kinetic analysis. **Process Biochemistry**, EUA, v. 39, p. 95-103, 2003.

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 Biotechnology**, [s.l.], v. 5, p. 3-19. 2006.

GERARDI, M. H. **Nitrification and denitrification in the activated sludge process**. New York: John Wiley & Sons, Inc., 2002.

GERARDI, Michael H. **The microbiology of anaerobic digesters**. New Jersey: John Wiley & Sons, 2003.

GRAY, N. F. **Biology of wastewater treatment**. 2. ed. US: Imperial College Press, 2004. (Series on Environmental Science and Management v. 4.).

GRUNDITZ, C.; DALHAMMAR, G. Development of nitrification inhibition assays using pure cultures of nitrosomonas and nitrobacter. **Water Research**, EUA, v. 35, p.433-440, 2001.

HU, J.; LI, D.; LIU, Q.; TAO, Y.; HE, X.; WANG, X.; LI, X.; GAO, P. Effect of organic carbon on nitrification efficiency and community composition of nitrifying biofilms. **Journal of Environmental Sciences**, v. 21, p. 387-394, 2009.

KIST, L. T.; MOUTAQI, S.; MACHADO, E. L. Cleaner production in the management of water use at a poultry slaughterhouse of Vale do Taquari, Brazil: a case study. **Journal of Cleaner Production**, Brasil, v. 17, p. 1200-1205, 2009.

LEE, C. Y.; SHIN, H. S.; CHAE, S. R.; NAM, S. Y.; PAIK, B. C. Nutrient removal using anaerobically fermented leachate of food waste in the BNR process. **Water Science and Technology**, London, p. 159-165, 2003.

LETTINGA, A. F. M.; VAN VELSEN, S. H.; ZEEUW, W. Feasibility of anaerobic digestion for the direct treatment of, and the energy recovery from urban wastes. **Studies in Environmental Sciences**, v. 9, p. 97-108, 1981.

LI, B.; IRVIN, S. The comparison of Alkalinity and ORP as indicators for nitrification and denitrification in a sequencing batch reactor (SBR). **Biochemical Engineering Journal**, EUA, v. 34, p. 248-255, 2007.

MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J. **Microbiologia de Brock**. 10. ed. São Paulo: Prentice Hall, 2004.

McCARTY, P. L. **Anaerobic waste treatment fundamentals**. Chemistry and microbiology. Public Works, v. 1, p. 107-112, 1964.

MEES, J. B. R.; GOMES, S. D.; HASAN, S. D. M.; GOMES, B. M.; VILAS BOAS, M. A. Nitrogen removal in a SBR operated with and without pre-denitrification: effect of the carbon:nitrogen ratio and the cycle time. **Environ. Technol.** v. 34, p. 1-18, 2013.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse**. 3. ed. New York: Mc Graw Hill, 2003.

OLIVEIRA NETTO, A. P.; ZAIAT, M. Treatment of domestic sewage in an anaerobic-aerobic fixed-bed reactor with recirculation of the liquid phase. **Clean – Soil, Air, Water**, v. 40, n. 9, p. 965–971, 2012.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; ANTUNES, R. M.; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Remoção da DQO e nitrificação em reator biológico aerado no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, v. 9, n. 3, p. 279-286, jul/set. 2003.

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

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



SANT'ANNA JÚNIOR, G. L. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência, 2013.

SOUZA, T. S. O. **Desnitrificação autotrófica usando sulfeto como doador de elétrons para remoção de nitrogênio de efluentes de reatores anaeróbios utilizados no tratamento de esgotos sanitários**. 2011. 167 f. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-23052011-091419/>>. Acesso em: 26 dez. 2015.

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

TABATABAEI, M.; RAHIM, R. A.; ABDULLAH, N.; WRIGHT, A. D. G.; SHIRAI, Y.; SAKAI, K.; SULAIMAN, A.; ALI HASSAN, M. Importance of the methanogenic archaea populations in anaerobic wastewater treatments. **Process Biochemistry**, v. 45, p. 1214–1225, 2010.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY - USEPA. **Nutrient control design manual state of technology**. EPA/600/R-09/012 Jan. 2009 Washington D. C. Disponível em: [www.epa.gov/nrmrl](http://www.epa.gov/nrmrl). Acesso em: 21 fev. 2009.

VALLADÃO, A. B. G.; TORRES, A. G.; FREIRE, D. M. G.; CAMMAROTA, M. C. Profiles of fatty acids and triacylglycerols and their influence on the anaerobic biodegradability of effluents from poultry slaughterhouse. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 14, p. 7043-7050, 2011.

VALTA, K.; KOSANOVIC, T.; MALAMIS, D.; MOUSTAKAS, K.; LOIZIDOU, M. Overview of water usage and wastewater management in the food and beverage industry. **Desalination and Water Treatment**., v. 53, n. 12, p. 3335–3347, 2015.

VICTORIA, J. R.; FORESTI, E. A novel aerobic-anoxic biological filter for nitrogen removal from UASB effluent using biogas compounds as electron donors for denitrification. **Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquia**, v. 60, p. 72-80, 2011.

VILLALOBOS, M. A. B.; SILVA, E. A. S.; VIRAMONTES, J. U. A. Operación y rediseño de una tecnología para el tratamiento de aguas residuales en Cuemanco. **Revista mexicana de ingeniería química**, v. 5, n. 1, p. 5-9, 2006.

WIESMANN, U.; CHOI, I. S.; DOMBROWSKI, E. M. **Fundamentals of biological wastewater treatment**. Weinheim, Germany: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co KGaA, 2007.

WHITMAN, W. B.; BOWEN, T. L.; BOONE, D. R. The methanogenic bacteria. *In*: TRUPER, H. BALOWS, G. A.; DWORKIN, M.; HARDER, W.; SCHLEIFER, K. H. (eds.). **The prokaryotes: a handbook on the biology of bacteria: ecophysiology, isolation, identification, application**. NY: Springer-Verlag, 1992. p. 719-767.

WIJFFELS, R. H.; TRAMPER, J. Nitrification by immobilized cells. **Enzyme Microb. Technol.** v. 17, p. 482-492, 1995.

ZAIAT, M. **Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias**. Reator anaeróbio horizontal de leito fixo. Reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais. 2003. 122 f. Tese (Doutorado em

Engenharia Civil) - Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, - SP, 2003.

ZAIAT, M.; VIEIRA, L. G. T.; FORESTI E. Spatial and temporal variations of monitoring performance parameters in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge (HAIS) reactor treating synthetic substrate. **Wat. Res**, v. 31, n. 7, p. 1760-1766, 1997.

**ARTIGO 1 INFLUÊNCIA DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO NO DESEMPENHO DE REATOR  
COMBINADO ANAERÓBIO-AERÓBIO APLICADO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E  
NITROGÊNIO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE ABATEDOURO DE AVES**

**RESUMO**

O objetivo deste trabalho foi avaliar um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente com recirculação da fase líquida, para a remoção de nitrogênio e matéria orgânica proveniente de água residuária de abatedouro de aves (contendo, aproximadamente,  $65 \text{ mg.N.L}^{-1}$  e  $550 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ ). O reator foi confeccionado em um tubo de acrílico de diâmetro interno de 93 mm e comprimento de 1000 mm, com volume útil de 5,6 L, sendo 3,5 L correspondentes ao compartimento anaeróbio e 2,1 L correspondentes ao compartimento aeróbio. A concentração média de oxigênio dissolvido na fase aeróbia foi de  $4,95 \text{ mg.L}^{-1}$ . O comportamento do reator foi avaliado com TDH de 11 horas com três diferentes taxas de recirculação ( $R = 0,5; 1$  e  $2$ ). O maior valor de eficiência de remoção de nitrogênio foi obtido com tempo de detenção hidráulica de 11 horas (6,8 horas na condição anaeróbia e 4,2 horas na condição aeróbia) e taxa de recirculação de 2. Nessa condição, a eficiência de remoção de nitrogênio total foi de 65%, com concentrações efluentes de  $6 \text{ mg.NH}_4^+.\text{L}^{-1}$  e  $12 \text{ mg.NO}_3^-.\text{L}^{-1}$ . Para todas as condições testadas, houve boa remoção de DQO, com eficiências acima de 95% e concentração efluente, de aproximadamente  $20 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ . O efeito da recirculação influenciou positivamente no desempenho do reator.

**PALAVRAS-CHAVE:** desnitrificação, doadores de elétrons endógenos, nitrificação.

**PAPER 1 - INFLUENCE OF RECYCLING RATE ON THE PERFORMANCE OF A  
COMBINED ANAEROBIC-AEROBIC REACTOR APPLIED ON ORGANIC MATTER AND  
NITROGEN REMOVAL FROM WASTEWATER OF A POULTRY SLAUGHTERHOUSE**

**ABSTRACT**

This study aimed at evaluating a combined anaerobic-aerobic upflow fixed-bed reactor with recirculation of the liquid phase to remove nitrogen and organic matter from wastewater of a poultry slaughterhouse ( $\approx 65 \text{ mg. TN.L}^{-1}$ ) and organic matter ( $\approx 550 \text{ mg. COD.L}^{-1}$ ). The reactor was made of an acrylic tube with 93-mm internal diameter, 1,000-mm length and a 5.6-L useful volume, which 3.5 liters measured up the anaerobic compartments and 2.1 liters were to the aerobic one. The average concentration of dissolved oxygen during the aerobic phase was  $4.95 \text{ mg L}^{-1}$ . The reactor behavior has been evaluated with an 11-hour HRT with three different recirculation rates ( $R = 0.5, 1$  and  $2$ ). The highest answer of efficiency to remove nitrogen was obtained with a hydraulic retention time (HRT) of 11 hours (6.8 hours in anaerobic condition and 4.2 hours in aerobic condition) a two-recirculating rate. Under this condition, the total nitrogen removal was 65% with effluent concentrations of  $6 \text{ mg.NH}_4^+.\text{L}^{-1}$  and  $12 \text{ mg.NO}_3^-.\text{L}^{-1}$ . For all tested conditions, organic matter removal was superior to 95%, whose effluent concentration ranged  $20 \text{ mg.COD.L}^{-1}$ . The recirculating effect has influenced positively the reactor performance.

**KEYWORDS:** denitrification, endogenous electron donors, nitrification.

## 1 INTRODUÇÃO

Os efluentes da indústria de processamento de matéria prima animal, como os abatedouros, após o tratamento anaeróbio, têm sido utilizados em muitos estudos de remoção biológica de nitrogênio, tendo em vista seu potencial eutrofizante e de riscos à vida aquática e à saúde humana, decorrentes da presença de nitrogênio. Tais estudos, muitas vezes, utilizam o reator em bateladas sequenciais (RBS) e visam obter informações sobre parâmetros operacionais que influenciam na remoção biológica de nitrogênio, como a concentração inicial de nitrogênio amoniacal, relação carbono:nitrogênio, vazão de ar e tempo de ciclo (ANDRADE *et al.*, 2010; KUMMER *et al.*, 2011; DALLAGO *et al.*, 2012; MEES *et al.*, 2011; LIMA, *et al.*, 2014; LOPES, *et al.*, 2015).

No RBS os processos de nitrificação e desnitrificação ocorrem em um único reator, pela alternância de períodos aeróbios e anóxicos, com operações sequenciais ao longo do tempo, divididas em quatro etapas: alimentação, reação, sedimentação e descarte do líquido (METCALF & EDDY, 2003).

Como os efluentes de reatores anaeróbios apresentam alta relação N/DQO, é necessário adicionar uma fonte externa de carbono orgânico para alcançar completa desnitrificação. Metanol e etanol são comumente utilizados no processo de remoção de nitrogênio, porém o uso de fontes externas como doadores de elétrons para promover desnitrificação apresenta limitações relativas aos custos (BARANA *et al.*, 2013). Uma alternativa é o uso de efluentes industriais como fonte de carbono para a desnitrificação (BERNET; HABOUZIT; MOLETTA, 1996; MEES *et al.*, 2013).

Esse requerimento por fonte de carbono orgânico abre a possibilidade de utilização de doadores de elétrons endógenos, gerados na digestão anaeróbia, como os ácidos orgânicos voláteis e o metano ou compostos reduzidos de enxofre (FORESTI; ZAIAT; VALLERO, 2006), viabilizados em sistemas contínuos.

Um reator constituído por compartimentos anaeróbio e aeróbio, alimentado constantemente e com recirculação do efluente nitrificado para o compartimento anaeróbio, pode possibilitar a utilização de produtos da digestão anaeróbia para a redução do nitrato a nitrogênio gasoso, de efluentes industriais (DEL POZO; DIEZ, 2005; ARAÚJO; ZAIAT, 2009; CHAN; CHONG; LAW, 2012; KREUTZ *et al.*, 2014) e de esgotos domésticos (FAZOLO; FORESTI; ZAIAT, 2007; ABREU; ZAIAT, 2008; OLIVEIRA NETTO; ZAIAT, 2012).

Existem poucos estudos sobre a aplicação de sistemas combinados no tratamento de águas residuárias de abatedouros de aves. Del Pozo e Diez (2005) empregaram um reator anaeróbio-aeróbio em escala piloto, com recirculação interna e espuma de

poliestireno como meio suporte para o tratamento de efluente de abatedouro de aves e obtiveram eficiências de remoção de matéria orgânica e de nitrogênio de 93 e 67%, respectivamente.

Os autores citados acima observaram que a elevada recirculação associada ao efeito de aeração causou mistura entre as zonas anaeróbia e aeróbia, promovendo a remoção da maior parte da matéria orgânica sob condições aeróbias. Somente 12-34% da remoção de nitrogênio total foi devida à desnitrificação, limitada pela concentração de oxigênio dissolvido na zona anaeróbia, que se encontrava acima de  $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$ , devido ao regime de mistura. Além disso, a maior parte do nitrogênio removido foi utilizada na síntese de bactérias heterotróficas.

Araújo e Zaiat (2009) apresentaram uma nova configuração de reator combinado anaeróbio-aeróbio, para o tratamento de águas residuárias provenientes do processamento industrial de lisina. Observaram que a melhor condição de funcionamento do reator foi obtida com tempo de detenção hidráulica de 35 h (21 h na zona anaeróbia e 14 h na zona aeróbia) e razão de recirculação de 3,5. Nessa condição, as eficiências de remoção de DQO, nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio total foram 97%, 96% e 77%, respectivamente.

Nesse contexto, no presente estudo a configuração do reator foi baseada na configuração apresentada por Araújo e Zaiat (2009), no qual foi promovida a recirculação do líquido da zona aeróbia para uma zona anaeróbia-anóxica intermediária, visando o aproveitamento de produtos da digestão anaeróbia como redutores de nitrato, durante a fase de desnitrificação, eliminando, assim, a necessidade do fornecimento de uma fonte externa de carbono orgânico.

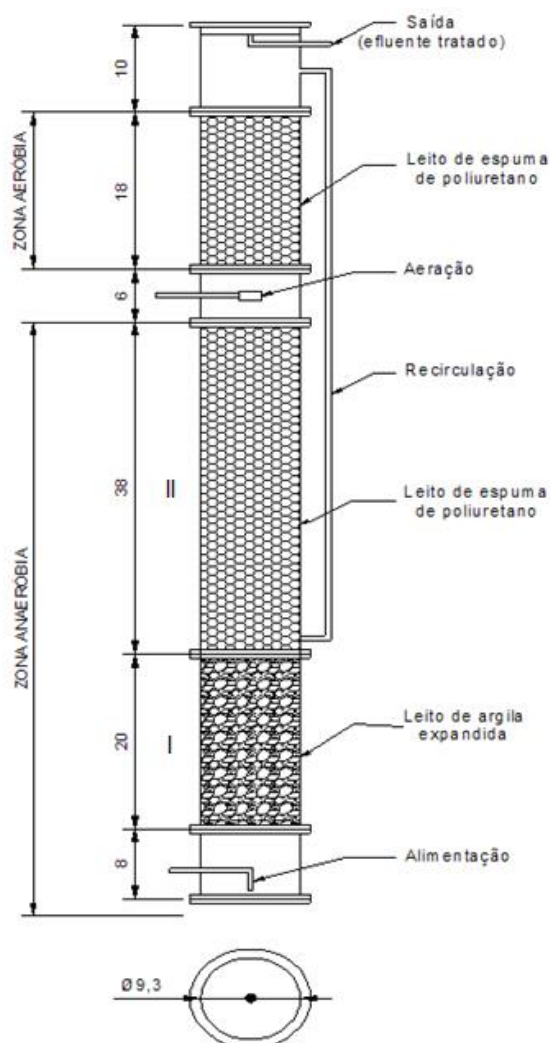
Assim, o objetivo deste trabalho foi avaliar a influência da recirculação do efluente no desempenho de um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente para a remoção de matéria orgânica e nitrogenada de água residuária de abatedouro de aves.

## **2 MATERIAL E MÉTODOS**

### **2.1 Reator combinado anaeróbio-aeróbio**

O reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente foi confeccionado com tubo de acrílico de diâmetro interno de 93 mm e comprimento de

1000 mm (Figura 1), conforme proposto por Araújo e Zaiat (2009). O reator é composto por câmara de alimentação (volume de 0,543 L), leito reacional, câmara de aeração (volume de 0,407 L) e câmara de saída (volume de 0,679 L). O leito reacional foi dividido em três compartimentos, sendo: compartimento anaeróbio I ( $V_u = 0,752$  L), compartimento anaeróbio II ( $V_u = 2,199$  L) e compartimento aeróbio ( $V_u = 1,071$  L). O volume útil do reator foi de 5,651 L.



**Figura 1** Desenho esquemático do reator.

**Fonte:** Araújo e Zaiat (2009).

Bombas dosadoras peristálticas foram utilizadas para a alimentação do reator, sob regime de fluxo contínuo e ascendente, bem como a recirculação do efluente do compartimento aeróbio para o anaeróbio II.

O oxigênio foi fornecido à zona aerada por uma bomba de aquário modelo Big Air A360 e o ar foi distribuído através de pedras porosas. A concentração de oxigênio dissolvido foi mantida superior a  $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ .

## 2.2 Inoculação e imobilização da biomassa

Para a imobilização da biomassa no compartimento anaeróbio I utilizou-se a argila expandida, com granulometria média variando de 5 mm a 15 mm, com o objetivo de minimizar a colmatação do leito reacional devido à presença de sólidos em suspensão na água residuária, bem como por esse material induzir à adesão de bactérias acidogênicas (ORTEGA *et al.*, 2001). Esse compartimento não foi previamente inoculado.

Nos compartimentos anaeróbio II e aeróbio foram utilizadas as matrizes cúbicas de espuma de poliuretano com 1 cm de aresta, densidade aparente de  $23 \text{ kg/m}^3$  e porosidade de, aproximadamente, 95% para a imobilização da biomassa (KREUTZ *et al.*, 2014). As matrizes cúbicas de espumas eram revestidas em anéis de plástico resistente, com a finalidade de evitar a colmatação do leito.

Visando acelerar a partida do sistema, os suportes de espuma de poliuretano, dos compartimentos anaeróbio II e aeróbio, foram previamente inoculados.

Para a inoculação do compartimento anaeróbio II utilizou-se um lodo anaeróbio contendo  $24,65 \text{ gSSV.L}^{-1}$ , na razão biomassa: água residuária de 1:3. Manteve-se o material suporte imerso no lodo por 24 h, antes de introduzi-lo no reator. A operação em condição anaeróbia foi conduzida durante 60 dias, quando o sistema apresentou estabilidade na redução de DQO e na formação de nitrogênio amoniacal.

Verificada a estabilidade dos compartimentos anaeróbios I e II, iniciou-se a operação na condição combinada (anaeróbia-aeróbia), durante mais 60 dias. Para tanto acoplou-se o compartimento aeróbio, previamente inoculado.

Para o módulo aeróbio, o meio suporte foi inoculado com lodo nitrificante contendo  $2,65 \text{ gSSV.L}^{-1}$ , na proporção biomassa: água residuária de 1:3. Tal procedimento foi realizado em sistema de batelada, no laboratório, com ciclos de 24 h durante uma semana. Quando apresentou significativa formação de nitrato, o material suporte foi transferido para o módulo aeróbio.

Portanto, a fase de partida do reator teve duração de 120 dias e foi dividida em 2 fases. Nos primeiros 60 dias o reator foi operado apenas com os compartimentos anaeróbios e nos outros 60 dias de forma combinada anaeróbio-aeróbio, quando o módulo aeróbio foi acoplado no sistema. Tanto para a fase de adaptação anaeróbia quanto para a



fase combinada anaeróbio-aeróbio, o TDH foi de 14 h com alimentação contínua e sem recirculação.

### 2.3 Substrato

A água residuária de abatedouro de aves foi coletada após o tratamento primário (flotador), com o intuito de evitar problemas causados pelo depósito de óleos e graxas, como obstrução, flotação, problemas de transferência de massa e redução da atividade metanogênica (MASSE; MASSÉ; KENNEDY, 2003; MASSE; MASSÉ, 2005; DEMIREL; YENIGUN; ONAYA, 2005; SADDOUD; SAYADI, 2007).

As coletas foram realizadas de acordo com as recomendações da NBR 9898/1987 (ABNT, 1987) e, após cada coleta, a água residuária foi envasada em frascos PET de 2 L e mantida em freezer até o momento da utilização. As características físico-químicas da água residuária são apresentadas na Tabela 1.

**Tabela 1** Composição média\* da água residuária agroindustrial utilizada

DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	SST (mg.L <sup>-1</sup> )	NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mg.L <sup>-1</sup> )	pH
552±55	171±4	65±6	10±2	<0,05	<0,05	76±9	6,5±0,1

**Nota:** \*Média de 5 coletas.

### 2.4 Análises físico-químicas

O sistema foi monitorado diariamente. As amostras do afluente e efluente foram caracterizadas de acordo com o *Standard Methods* (APHA *et al.*, 2005) para pH (método potenciométrico 4500-H<sup>+</sup>), sólidos suspensos totais (Método 2540-G), sólidos suspensos voláteis (Método 2540-E), nitrogênio total Kjeldahl (5400-NT), nitrogênio amoniacal total (Método 4500-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> B), demanda química de oxigênio (Método 5220-D) e nitrato e nitrito foram realizados por análise de injeção em fluxo (Métodos 4500-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> e 4500-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>). A alcalinidade foi determinada pelo método proposto por Ripley *et al.* (1986). A concentração de oxigênio dissolvido foi determinada utilizando-se um oxímetro (modelo Orion 3 Star, Thermo Scientific, Beverly, MA, USA).

## 2.5 Procedimento experimental

A operação do reator foi dividida em três etapas distintas (I, II e III), de acordo com as condições de recirculação aplicadas. As características de cada uma das etapas e os períodos de operação são apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 2** Valores de período de operação, velocidade do fluxo ascendente (VFA), taxa de recirculação ( $Q_r/Q$ ), carga volumétrica de nitrogênio (CVN) e carga orgânica volumétrica (COV) para as etapas I, II e III operadas em tempo de detenção hidráulica (TDH) de 11 horas e vazão afluente de  $0,51 \text{ L.h}^{-1}$

Condição operacional	Período de observação (d)	VFA ( $\text{m.h}^{-1}$ )	$Q_r/Q$	CVN ( $\text{Kg N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ )	COV ( $\text{Kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ )
Etapa I	22	0,112	0,5	$0,133 \pm 0,010$	$1,137 \pm 0,112$
Etapa II	26	0,150	1	$0,131 \pm 0,017$	$1,131 \pm 0,171$
Etapa III	25	0,225	2	$0,155 \pm 0,007$	$1,341 \pm 0,133$

O tempo de detenção hidráulica (TDH) foi de 11 h, sendo 6,8 h na condição anaeróbia e 4,2 h na condição aeróbia. Assim, cada etapa foi operada durante pelo menos 20 dias após atingir o estado estacionário, definido pela variação menor que 10% entre amostras de três dias consecutivos, em relação à remoção de  $\text{NH}_4^+$ , conforme proposto por Sahinkaya *et al.*, (2011).

O reator foi mantido em ambiente com temperatura de  $30 \pm 0,1 \text{ }^\circ\text{C}$ , controlada por termostato digital.

## 2.6 Análise dos dados

Para a análise dos dados foram utilizadas as equações apresentadas a seguir.

A porcentagem de nitrogênio amonificado A (%) foi obtida pela Equação 1:

$$A(\%) = \left( 1 - \frac{\text{NTK}_a - \text{NH}_{4e}}{\text{NTK}_e} \right) * 100 \quad (1)$$

Em que:

$\text{NTK}_a$  = nitrogênio total kjeldahl afluente;

$\text{NTK}_e$  = nitrogênio total kjeldahl efluente;

$\text{NH}_{4e}$  = nitrogênio amoniacal efluente.

As eficiências de remoção de nitrogênio total (NT), de demanda química de oxigênio (DQO) e de sólidos suspensos totais (SST) foram determinadas pela Equação 2:

$$S_e = \left(1 - \frac{E}{100}\right) * S_a \quad (2)$$

Em que:

$S_a$  = concentração de substrato (NT, DQO ou SST) afluyente;

$S_e$  = concentração de substrato (NT, DQO ou SST) efluente.

A velocidade do fluxo ascendente foi calculada conforme Equação 3:

$$VFA = \frac{Q_F + Q_R}{A} \quad (3)$$

Em que:

$Q_F$  = vazão afluyente ( $m^3 \cdot h^{-1}$ );

$Q_R$  = vazão de recirculação ( $m^3 \cdot h^{-1}$ );

$A$  = área transversal em corte do reator ( $m^2$ ).

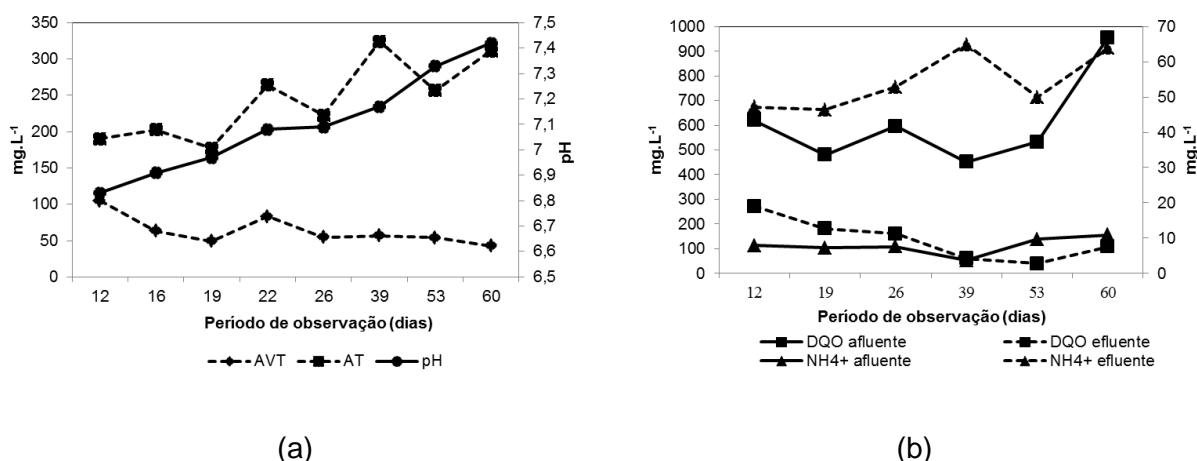
### 3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 3.1 Partida e adaptação da biomassa no reator

Ao final de 60 dias de operação em condição anaeróbia, em que somente os dois compartimentos anaeróbios estavam em operação, a eficiência de amonificação atingiu 75,4% e as eficiências de remoção de SSV e DQO 86 e 88 %, respectivamente.

Rajakumar e Meenambal (2008) avaliaram um reator anaeróbio de manta de lodo híbrido, composto por meio suporte de anéis de PVC na parte superior do reator, com volume útil de 5,4 L, aplicado ao tratamento de efluente de abatedouro de aves. Os autores observaram que a partida do reator se completou após 120 dias de operação em temperatura de 29 a 35 °C, apresentando eficiência de remoção de DQO de 80%.

Na Figura 2 são apresentados os perfis dos parâmetros pH, alcalinidade total e ácidos voláteis totais no efluente final, bem como os perfis de DQO e  $N-NH_4^+$  para o afluyente e efluente do reator, durante o período de partida do reator.



**Figura 2** Perfis de: (a) Alcalinidade Total (AT), Ácidos Voláteis Totais (AVT) e pH (escala secundária) para o efluente do reator; (b) DQO e N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (escala secundária) para o afluente e efluente do reator.

O pH variou de 6,4 a 7,4, aumentando com o decorrer do processo. Verificou-se aumento da alcalinidade, devido à amonificação e à conversão de DQO a ácidos orgânicos voláteis, o que levou à suficiente capacidade de tamponamento do sistema; a mesma tendência foi observada por Rajakumar *et al.* (2012). A relação AVT/AT ao final do período encontrava-se em 0,14; no estudo de Rajakumar *et al.* (2012), essa relação manteve-se entre 0,13 e 0,19, indicando estabilidade do sistema.

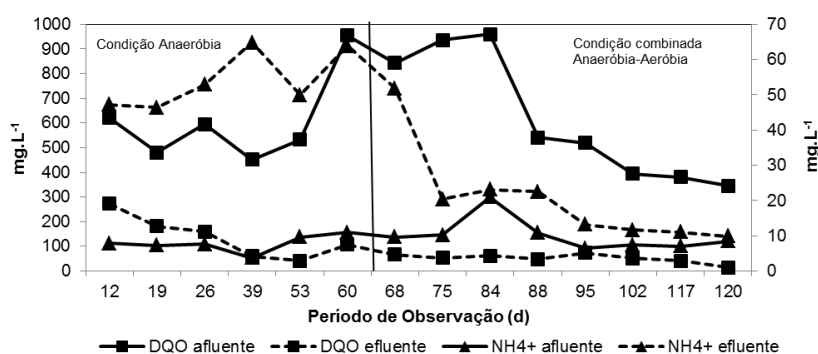
Fia *et al.* (2015) avaliaram a partida de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), seguido de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), para o tratamento de águas residuárias de abatedouro durante 150 dias. O RAHLF, preenchido com anéis de bambu, teve 1,2 m de comprimento, 0,10 m de diâmetro e volume útil de 7,5 L. O UASB teve volume útil de 15 L. O RAHLF e o UASB operaram com carga orgânica volumétrica e tempos de detenção hidráulica médios de 8,46 e 3,77 kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> de DQO e 0,53 e 0,98 dias, respectivamente. Os autores observaram eficiências médias de remoção de DQO total e sólidos suspensos da ordem de 31 e 23% no RAHLF e de 79 e 63% no UASB. Além disso, consideraram que a operação dos reatores foi estável com a manutenção do pH neutro.

Considerou-se que a estratégia de partida do reator anaeróbio do presente estudo foi eficiente, pois apresentou desempenho que permitiu considerar que o sistema estava adaptado, possibilitando iniciar a partida do compartimento aeróbio para proceder à fase de nitrificação.

A conversão do nitrogênio orgânico em amoniacal foi evidenciada no início da operação do reator em módulo anaeróbio e, ao final dessa fase combinada (anaeróbia-aeróbia), alcançou eficiência média de 70%.

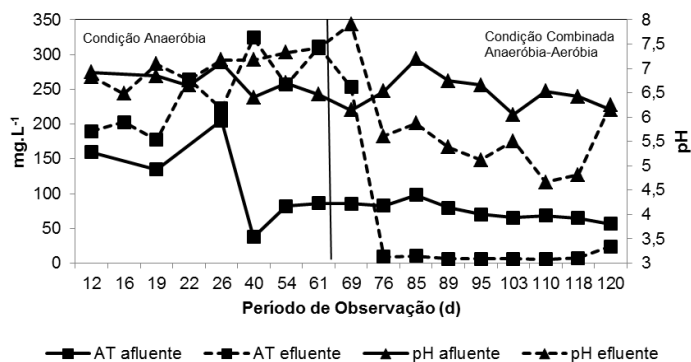
A atividade nitrificante foi evidenciada a partir da segunda semana, após a incorporação do compartimento aeróbio. A partir da quinta semana os valores de eficiência de conversão de  $\text{N-NH}_4^+$  para  $\text{N-NO}_2^- + \text{N-NO}_3^-$  foram de  $47,1 \pm 11,1\%$ .

Na Figura 3 são apresentados os resultados de DQO e de  $\text{N-NH}_4^+$  referentes ao período de partida e adaptação da biomassa no reator. Observa-se que a DQO apresentou variação nas cargas de entrada devido aos diferentes lotes, no entanto, manteve-se estável quanto aos valores de saída, alcançando eficiência de remoção de 92% no final desse período de adaptação.



**Figura 3** Valores de concentração de matéria orgânica expressa por DQO e concentração de nitrogênio amoniacal (escala secundária) para o afluente e efluente do reator, referentes ao período de partida e adaptação da biomassa.

Outro indicativo do início da nitrificação foi o significativo consumo de alcalinidade. Os valores médios de alcalinidade total e pH foram, respectivamente,  $73,1 \text{ mg.L}^{-1}$  e 6,5 no afluente e  $9,4 \text{ mg.L}^{-1}$  e 5,4 no efluente. O perfil desses indicadores está representado na Figura 4.



**Figura 4** Valores de entrada e saída de alcalinidade total e pH (escala secundária), referentes ao período de partida e adaptação da biomassa.

Observou-se que com o início da fase de nitrificação, o carbono inorgânico passou a ser consumido pelos microrganismos quimioautotróficos, com conseqüente decréscimo da alcalinidade a valores efluentes próximos de zero, tornando-se um fator limitante no processo de nitrificação. Fato que foi observado também no trabalho de Oliveira Netto e Zaiat (2012).

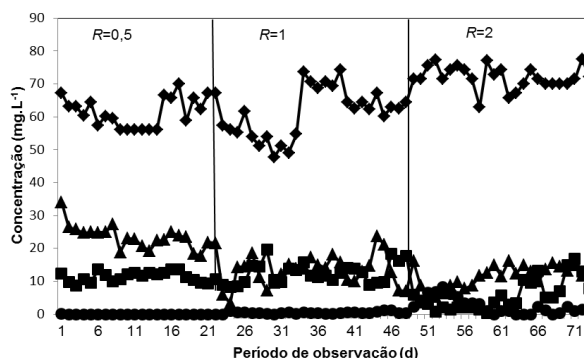
Visto que a operação do reator combinado anaeróbio-aeróbio promoveu a nitrificação, na etapa seguinte do trabalho, foram implantadas condições para promover a desnitrificação. Assim, contemplou-se a recirculação da fase líquida do compartimento aeróbio para o compartimento anaeróbio II, com o objetivo de aproveitar os doadores de elétrons endógenos produzidos no reator, durante a digestão anaeróbia, como redutores de nitrato durante a fase de desnitrificação.

### 3.2 Remoção de nitrogênio no sistema combinado com recirculação

Após o período de adaptação, as etapas de operação foram iniciadas de modo a manter as condições de TDH e de recirculação (Tabela 2), e foram mantidas durante 73 dias.

As concentrações de OD no compartimento aeróbio, para as etapas I, II e III, foram de  $5,23 \pm 0,59 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $4,96 \pm 0,66 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $4,69 \pm 0,21 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Oliveira Netto e Zaiat (2012) operaram reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto doméstico, com concentração média de oxigênio dissolvido de  $5,7 \pm 0,7 \text{ mg.L}^{-1}$ .

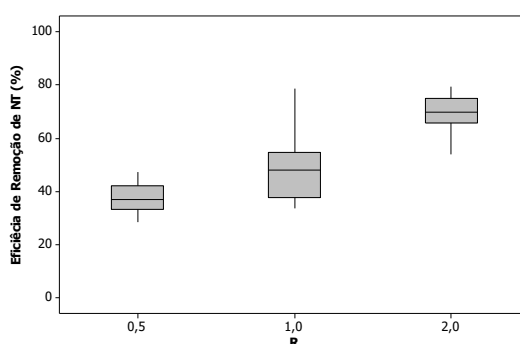
A variação temporal das concentrações dos parâmetros nitrogênio total (NT), nitrogênio amoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ ), nitrato ( $\text{N-NO}_3^-$ ) e nitrito ( $\text{N-NO}_2^-$ ) podem ser observadas na Figura 5.



**Figura 5** Variação temporal das concentrações afluente de NT (♦), efluente de  $\text{N-NH}_4^+$  (■), efluente de  $\text{N-NO}_3^-$  (▲) e efluente de  $\text{N-NO}_2^-$  (●), durante as três etapas avaliadas.

As concentrações médias de  $\text{N-NH}_4^+$  no efluente foram de:  $11 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $15 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $6 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, nas etapas I, II e III. Portanto, atingiram os padrões de lançamento de efluentes estabelecidos pela Resolução nº 430/2011 - Conama (BRASIL, 2011).

Eficiências de remoção de NT de 37%, 48% e 65% (Figura 6) foram observadas nas etapas I, II e III, respectivamente.



**Figura 6** Gráfico Box-plot da distribuição dos resultados de eficiência de remoção de NT em cada etapa, sendo apresentado os pontos de máximo e mínimo, 1º e 3º quartis e a mediana.

A redução efetiva do NT foi proporcionada pela recirculação do efluente, que teve como objetivo direcionar o nitrato formado na zona aeróbia para a zona anaeróbia II do reator (formando nesse compartimento um ambiente anóxico), possibilitando a desnitrificação com a utilização de doadores de elétrons provenientes do primeiro compartimento, como a matéria orgânica remanescente, os ácidos orgânicos voláteis e o metano. A utilização de produtos provenientes da digestão anaeróbia como doadores de elétrons foi considerada satisfatória, e não houve adição externa de carbono em nenhuma das etapas avaliadas.

Durante a etapa III, em que ocorreu maior eficiência de remoção NT (65%), as concentrações efluentes de  $\text{N-NH}_4^+$ ,  $\text{N-NO}_3^-$  e  $\text{N-NO}_2^-$  foram  $6,1 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $13 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $3 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Nas etapas I e II observou-se decréscimo na eficiência, devido, principalmente, à redução na taxa de recirculação. Assim, pode-se salientar que o aumento da recirculação interna do efluente nitrificado aumentou a quantidade de nitrato reduzido a nitrogênio gasoso e, conseqüentemente, a eliminação da concentração efluente de nitrogênio total.

A elevação da taxa de recirculação promoveu uma melhor transferência de massa no interior do reator. Esse fato pode ser atribuído à maior mistura, devido ao aumento da velocidade do fluxo ascendente que, segundo Foladori *et al.* (2014), reduz a formação de caminhos preferenciais e contribui para melhorar o contato entre o substrato e a biomassa bacteriana. Nesse experimento, a velocidade do fluxo ascendente foi de 0,113, 0,150 e 0,225 m.h<sup>-1</sup>, para as etapas I, II e III, respectivamente.

Além disso, o aumento da taxa de recirculação promove a diluição do líquido no interior do reator e pode contribuir para a diminuição dos possíveis impactos causados pela variabilidade da carga de alimentação (JIN *et al.*, 2012).

Apesar de a etapa III ter sido operada com a maior carga de alimentação (0,157±0,007 Kg.N.m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup>), em função da variação da composição do afluente proveniente da oscilação do processo industrial, foi nessa fase que o sistema obteve a maior remoção de carga, sendo de 0,139±0,01 Kg m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>. Esse valor é superior ao obtido por Oliveira Netto e Zaiat (2012), que operaram um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo em escala de laboratório para o tratamento de esgoto doméstico. Quando aplicaram TDH de 11,4 h e taxa de recirculação de 1,5, a carga de nitrogênio removida foi de 0,072 Kg m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>.

Araújo e Zaiat (2009) avaliaram um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, para tratamento de águas residuárias provenientes do processamento de lisina. Observaram que nas condições de operação do reator com tempo de detenção hidráulica de 35 h (21 h na zona anaeróbia e 14 h na zona aeróbia) e razão de recirculação (R) de 0,5 e 1, as eficiências de remoção de nitrogênio total foram 42% e 54%, respectivamente. No entanto, quando esses autores aplicaram R de 3,5 e TDH de 35 h, a eficiência de remoção de NT aumentou para 77%. Assim, concluíram que o aumento da recirculação interna do efluente tratado, aumenta a quantidade de nitrato reduzido a nitrogênio gasoso por meio da desnitrificação no compartimento anaeróbio do reator, com consequente queda na concentração efluente de NT.

Embora tenha sido considerada satisfatória, a remoção de nitrogênio total na etapa III, com o estabelecimento da nitrificação e da desnitrificação, não foi observado reabastecimento de alcalinidade ao meio pela desnitrificação, já que neste processo, teoricamente, para cada 1 g de nitrato transformado em N<sub>2</sub> são gerados 3,57 g de alcalinidade (CaCO<sub>3</sub>) (METCALF & EDDY, 2003). A nitrificação e desnitrificação simultânea proporcionada pela inserção de oxigênio via recirculação, impossibilitou a quantificação exata da recuperação de alcalinidade no compartimento anaeróbio II, uma vez que nesse compartimento, provavelmente, ocorreu consumo de alcalinidade decorrente da nitrificação e, ao mesmo tempo, ocorreu a geração de alcalinidade proveniente da desnitrificação.

As concentrações afluente e efluente de alcalinidade total, alcalinidade bicarbonato e pH estão apresentadas na Tabela 3.



**Tabela 3** Concentração média dos parâmetros alcalinidade total (AT), alcalinidade bicarbonato (AB) e pH avaliados no afluente e efluente nas etapas I, II e III

Parâmetros	R = 0,5		R = 1		R = 2	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	72	6,2	71	57	86	14
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	32	0,68	23	41	32	5
pH	6,5	4,6	6,5	6,3	6,4	5,5

Segundo Ahn (2006), as reações envolvidas no processo de nitrificação têm suas taxas reduzidas à medida que o pH é reduzido abaixo de 7,0. O consumo de alcalinidade resultou na queda do pH no compartimento aeróbio em todas as fases avaliadas. Portanto, esse fator pode ser atribuído como inibidor da atividade nitrificante e a falta de alcalinidade como fator limitante no processo.

Na saída do compartimento anaeróbio I, observou-se a geração de alcalinidade, devido à digestão anaeróbia que resultou em valores de 247,3, 183,1 e 214,7 mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> para as etapas I, II e III, respectivamente. Porém, a recuperação de alcalinidade total não foi suficiente para suprir a necessidade da nitrificação e seu déficit atingiu índices de 11%, 22% e 20% para as etapas I, II e III, respectivamente. Além disso, a água residuária industrial apresentou baixas concentrações de alcalinidade, em torno de 70 mg.L<sup>-1</sup>. Para esses casos, sugere-se que haja suplementação de alcalinidade.

Contudo, pode-se concluir que as maiores taxas de recirculação proporcionaram as maiores eficiências de desnitrificação (Tabela 4) e, teoricamente, maior recuperação de alcalinidade e, conseqüentemente, maior remoção de NT.

**Tabela 4** Concentração efluente de nitrogênio nas formas de nitrito e nitrato (N<sub>e</sub>), eficiência de desnitrificação (E<sub>DN</sub>) e eficiência de remoção de nitrogênio total (E<sub>NT</sub>), nas etapas I, II e III

Etapas	Parâmetros		
	N <sub>e</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	E <sub>DN</sub> (%)	E <sub>NT</sub> (%)
I	23,5	36,7	37,6
II	13,2	60,9	48,1
III	16	67,6	65,2

A eficiência de desnitrificação via recirculação (E<sub>DN</sub>) foi calculada conforme Equação 4:

$$E_{DN} = \frac{N_{nitr} - N_e}{N_{nitr}} \quad (4)$$

Para o cálculo dessa eficiência, considerou-se que todo o nitrito ou nitrato recirculado seria desnitrificado, conforme balanço de massa representado pela Equação 5 (ARAÚJO; ZAIAT, 2009):

$$Q * N_{\text{nitr}} = N_e * (Q + R * Q) \quad (5)$$

Em que:

Q = vazão de alimentação;

R = razão de recirculação.

A partir desse balanço pode-se definir a eficiência teórica de desnitrificação em função da taxa de recirculação, conforme a Equação 6 (ARAÚJO; ZAIAT, 2009):

$$E_{\text{DN teórica}} = \frac{R}{1+R} \quad (6)$$

Assim, as eficiências teóricas de desnitrificação para a aplicação das taxas de recirculação 0,5, 1 e 2 devem ser 33%, 50% e 67%, respectivamente. Os valores experimentais (Tabela 4) alcançaram as eficiências previstas para cada vazão de recirculação, sem a adição de alguma fonte externa de carbono, ou seja, os microrganismos desnitrificantes utilizaram fontes de carbono endógenas para a redução de nitrato.

### 3.3 Remoção de matéria orgânica

O desempenho do reator combinado quanto à remoção de matéria orgânica, expressa em termos de DQO, pode ser observado na Tabela 5.

**Tabela 5** Concentração média e desvio padrão de DQO avaliados no afluente e efluente e eficiência de remoção de DQO nas etapas I, II e III

Etapas	DQO (mg.L <sup>-1</sup> )		Remoção de DQO (%)
	Afluente	Efluente	
I	521±51	14±3	97±1
II	518±78	15±6	97±1
III	614±61	27±12	96±2

A maior parcela de remoção ocorreu no primeiro compartimento, devido à digestão anaeróbia, portanto não houve interferência da recirculação na remoção desse parâmetro. Além disso, a remoção de matéria orgânica variou em função da DQO de entrada.

Tais valores são relativamente superiores aos encontrados por Kreutz *et al.* (2014), ao avaliarem um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e recirculação da fase líquida de 0,5. O volume útil desse reator era de 4,75 L e, para o TDH de 11 h, os autores obtiveram eficiência de remoção de DQO de 59%. No entanto, o sistema foi alimentado com efluente de abatedouro de bovinos e apresentou carga orgânica de 2,288 Kg.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>, superior à aplicada no presente trabalho.

Asadi, Zinatizadeh e Sunathi (2012) avaliaram a remoção simultânea de carbono e nutrientes de água residuária industrial em um único biorreator aeróbio-anóxico de fluxo ascendente e manta de lodo. Obtiveram remoções otimizadas de 80% e 50% para DQO e NTK, respectivamente, quando o TDH foi de 12 h e o tempo de aeração de 40-60 min.h<sup>-1</sup>.

As baixas concentrações de sólidos suspensos totais no efluente de, aproximadamente, 26, 48 e 42 mg.L<sup>-1</sup>, com eficiência satisfatória na remoção desse parâmetro, indicaram que o aumento da velocidade ascendente, decorrente da recirculação, não ocasionou o despreendimento de biomassa durante todo o período de avaliação, nas condições estabelecidas neste experimento.

#### 4 CONCLUSÕES

Considerando os objetivos propostos, as condições de desenvolvimento da pesquisa e os resultados obtidos, pode-se concluir que:

- O sistema avaliado mostrou-se satisfatório quanto à remoção de matéria orgânica, expressa como demanda química de oxigênio, para todas as condições aplicadas.
- A melhor condição para remoção de nitrogênio total (65%) foi constatada com a aplicação do tempo de detenção hidráulica de 11 h e taxa de recirculação de 2.
- O aumento da taxa de recirculação teve efeito positivo para a atividade desnitrificante, pois ocorreu sem a necessidade de adição uma fonte externa de carbono.

#### REFERÊNCIAS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. **NBR 9898**. - Preservação e técnicas de amostragem de efluentes líquidos e corpos receptores. Rio de Janeiro: ABNT, 1987.

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, v. 13, n. 2, p.181-188, 2008.

AHN, Y. H. Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 8, p. 1709–1721, 2006.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION - APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21. ed. Washington, DC: APHA, 2005.

ANDRADE, L.; KUMMER, A.C.B.; FAZOLO, A.; DAMASCENO, S.; HASAN, S.D.M. Influência de nitrogênio amoniacal e vazão de ar no processo de nitrificação, etapa de tratamento de efluente de abatedouro de peixe. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 30, n. 1, p.160-167, jan/fev. 2010.

ARAUJO, JR. M. M.; ZAIAT, M. An upflow fixed-bed anaerobic–aerobic reactor for removal of organic matter and nitrogen from l-lysine plant wastewater, **Canadian Journal Civil Eng.**, n. 36, v. 6, p. 1085–1094, 2009.

ASADI, A., ZINATIZADEH, A.A., SUMATHI, S. Simultaneous removal of carbon and nutrients from an industrial estate wastewater in a single up-flow aerobic/anoxic sludge bed (UAASB) bioreactor. **Water Research**, v. 46, n. 15, p. 4587-4598, 2012.

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

BERNET, N.; HABOUZIT, F.; MOLETTA, R. Use of an industrial effluents a carbon source for denitrification of a high-strength wastewater. **Applied Microbiol. Biotechnology**, v. 45, p. 92-97, 1996.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. **Resolução 430**. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. Brasília: Ministério do Meio Ambiente, 2011.

CHAN, Y. J.; CHONG, M. F.; LAW, C. L. Start-up, steady state performance and kinetic evaluation of a thermophilic integrated anaerobic–aerobic bioreactor (IAAB), **Bioresource Technology**, v. 125, p. 145-157, 2012.

DALLAGO, R. C.; GOMES, S. D.; MEES, J. B. R.; ASSIS, T. M.; HASAN, S. D. M.; KUNZ, A. Nitrification and denitrification of a poultry slaughterhouse wastewater according to cycle time and ammoniacal nitrogen concentration using surface response. **Int. J. Food Agric. Environ.**, v. 10, p. 856-860, 2012.

DEL POZO, R.; DIEZ, V. Integrated anaerobic–aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment. **Water Research**, v. 39, p. 1114-1122, 2005.

DEMIREL, B.; YENIGUN, O.; ONAYA, T. T. Anaerobic treatment of dairy wastewaters: a review. **Process Biochem.**, v. 40, p. 2583-2595, 2005.

FAZOLO, A.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Removal of nitrogen and organic matter in a radial-flow aerobic-anoxic immobilized biomass reactor used in the posttreatment of anaerobically treated effluent. **Appl. Biochem. Biotechnol.**, v. 142, p. 44-51, 2007.

FIA, R.; PEREIRA, E. L.; FIA, F. R. L.; EMBOABA, D. G.; GOMES, E. M. Start-up of anaerobic reactors for slaughterhouse wastewater treatment. *Engenharia Agrícola*, v. 35, n. 2, p. 331-339, 2015.

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 Biotechnology**, [s.l.], v. 5, p. 3-19. 2006.

FOLADORI, P.; RUABEN, J.; ORTIGARA, A.R.C, ANDREOTTOLA, G., Batch feed and intermittent recirculation to increase removed loads in a vertical subsurface flow filter, **Ecological Engineering**, v. 70, p. 124-132, 2014.

JIN, R.; YANG, G.; MA, C.; YU, J.; ZHANG, Q.; XING, B. Influence of effluent recirculation on the performance of Anammox process, **Chemical Engineering Journal**, v. 200-202, p. 176-185, 2012.

KREUTZ, C.; PASSIG, F. H.; CARVALHO, K. Q.; MEES, J. B. R.; GOMES, S. D. Desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio e estudo cinético de remoção de matéria orgânica de efluente bovino. **Engenharia Agrícola**. [online] v. 34, n. 2, p. 341-351, 2014.

KUMMER, A. C. B.; ANDRADE, A.; GOMES, S. D.; FAZOLO, A.; HASAN, S. D. M.; MACHADO, F. Tratamento de efluente de abatedouro de tilápia com adição de manipueira na fase anóxica. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 31, n. 1, fev. 2011.

LIMA, A. N.; GOMES, B. M.; GOMES, S. D.; CARVALHO, K. Q.; CHRIST, D. Application of response surface methodology to study the biological removal of nitrogen from effluent of cattle slaughterhouse in a sequencing batch reactor. **Engenharia Agrícola** [online], v. 34, p. 2, p. 363-371, 2014.

LOPES, C. L., MEES, J. B. R., SENE, L., CARVALHO, K. Q. DE, CHRIST, D., & GOMES, S. D. Effect of cycle time and airflow in biological nitrogen removal from poultry slaughterhouse wastewater using sequencing batch reactor. **Engenharia Agrícola** [online], v. 35, n. 3, p. 567-577, 2015.

MASSE, L.; MASSÉ, D. I.; KENNEDY, K. J. Effect of hydrolysis pretreatment on fat degradation during anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater. **Process Biochem.** v. 38, p. 1365–1372, 2003.

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**, [s.l.], v. 40, p. 1225–1232. 2005.

MEES, J. B. R.; DAMASCENO, S.; VILAS BOAS, M.; GOMES, B. M.; PASSIG, F. H. Kinetic behavior of nitrification in the post-treatment of poultry wastewater in a sequential batch reactor. **Engenharia Agrícola** [online], v. 31, n. 5, p. 954-964, 2011.

MEES, J. B. R. ; GOMES, S. D.; HASAN, S. D. M.; GOMES, B. M.; VILAS BOAS, M. A. Nitrogen removal in a SBR operated with and without pre-denitrification: effect of the carbon:nitrogen ratio and the cycle time. **Environmental Technology**, v. 34, p. 1-18, 2013.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering**: treatment, disposal and reuse. 3. ed. New York: Mc Graw Hill, 2003.

OLIVEIRA NETTO A. P.; ZAIAT M. Treatment of domestic sewage in an anaerobic–aerobic fixed-bed reactor with recirculation of the liquid phase. **Clean – Soil, Air, Water**, v. 40, n. 9, p. 965-971, 2012.

ORTEGA, F. S.; ROCHA, K. M.; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V. C. Aplicação de espumas cerâmicas produzidas via “gelcasting” em biorreator para tratamento anaeróbio de águas residuárias. **Cerâmica**, São Paulo, v. 47, n. 304, p. 199-203, 2001.

RAJAKUMAR, R.; MEENAMBAL, T. Comparative study on start-up performance of HUASB and AF reactors treating poultry slaughterhouse wastewater. **Int. J. Environ. Res.**, v. 2, n. 4, p. 401-410, 2008.

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

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **J. Water Pollut. Control Federation**, v. 48, p. 406-411, 1986.

SADDOUD, A.; SAYADI, S. Application of acidogenic fixed-bed reactor prior to anaerobic membrane bioreactor for sustainable slaughterhouse wastewater treatment. **J. Hazard. Mater.** v. 149, p. 700–706, 2007.

SAHINKAYA, E.; DURSUN, N.; KILIC, A.; DEMIREL, S.; UYANIK, S.; CINAR, O. Simultaneous heterotrophic and sulfur-oxidizing autotrophic denitrification process for drinking water treatment: Control of sulfate production, **Water Research**, v. 45, n. 20, p. 6661-6667, 2011.

**ARTIGO 2      DESEMPENHO DE REATOR COMBINADO ANAERÓBIO-AERÓBIO NA  
REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE  
ABATEDOURO DE AVES**

**RESUMO**

Neste trabalho, utilizou-se um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e recirculação da fase líquida, com o objetivo de promover a remoção de nitrogênio e matéria orgânica de água residuária de abatedouro de aves. Avaliaram-se os tempos de detenção hidráulica (TDH) de 14 h, 11 h e 8 h com taxa de recirculação (R) de 0,5 (Ensaio I), R = 1 (Ensaio II) e R = 2 (Ensaio III). As concentrações médias afluentes foram 65 mg.NT.L<sup>-1</sup>, 580 mg.DQO.L<sup>-1</sup>, 77 mg.L<sup>-1</sup> de alcalinidade total e pH de 6,4. As amostras foram coletadas na entrada e saída de cada compartimento, ao longo da altura do reator. Na Etapa I, as eficiências de nitrificação foram de 76%, 70% e 41%, respectivamente para 14 h, 11 h e 8 h, evidenciando o efeito do TDH. Em todas as etapas, a alcalinidade foi considerada o fator limitante do processo e o seu déficit foi de 10% a 30%. Atribuiu-se a esse fator a baixa eficiência na eliminação de nitrogênio total de aproximadamente 45%. Durante todo o experimento a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de demanda química de oxigênio (DQO) foi superior a 90% e apresentou ajuste ao modelo cinético de primeira ordem para a degradação do substrato.

**Palavras-Chave:** Desnitrificação, nitrificação, velocidade de reação, recirculação.

**PAPER 2 - PERFORMANCE OF A COMBINED ANAEROBIC-AEROBIC REACTOR ON ORGANIC MATTER AND NITROGEN REMOVAL FROM WASTEWATER OF A POULTRY SLAUGHTERHOUSE**

**ABSTRACT**

This trial aimed at using a combined anaerobic-aerobic upflow fixed-bed reactor and recirculation of the liquid phase in order to remove nitrogen and organic matter from wastewater of a poultry slaughterhouse. It was evaluated hydraulic retention times (HRT) of 14 h, 8 h and 11 hours with the following recirculation rates (R) 0.5 (Step I), R = 1 (Step II) and R = 2 (Step III). Affluent average concentrations were 65 mg. TN.L<sup>-1</sup>, 580 mg.COD.L<sup>-1</sup>, 77 mg.L<sup>-1</sup> of total alkalinity and 6.4 pH. The samples were collected inlet and output of each compartment along the reactor height. During Step I, nitrification efficiency rates were 76%, 70% and 41%, respectively for 14 h, 11 h and 8 hours, showing HRT effect. In all steps, alkalinity has been considered a limiting factor of the process and its deficit ranged from 10 to 30%. It was attributed to this factor a low efficiency of total nitrogen removal nearly 45%. Throughout the experiment, the efficiency on removing organic matter in terms of chemical oxygen demand (COD) was superior to 90% and has shown some adjustment to the first order kinetic model for substrate degradation.

**KEYWORDS:** Denitrification, nitrification reaction speed, recirculation.



## 1 INTRODUÇÃO

A água residuária de abatedouros, gerada em grandes quantidades, contém altas concentrações de matéria orgânica, óleos e graxas e nitrogênio, que está composto, principalmente, das formas amoniacal e orgânica (aminoácidos, proteínas, nucleotídeos) (GRADY; DAIGGER; LIM, 1999).

Os principais problemas ambientais associados à contaminação por compostos nitrogenados no meio aquático são a acidificação de rios e lagos com baixa ou reduzida alcalinidade; a eutrofização das águas doces e marinhas (com o problema adicional das algas tóxicas); e a toxicidade direta dos compostos nitrogenados para os animais aquáticos (CAMARGO; ALONSO, 2006). Além disso, a contaminação por nitrogênio inorgânico inclui efeitos prejudiciais sobre a saúde humana (SADEQ *et al.*, 2008; GATSEVA; ARGIROVA, 2008; CERVANTES, 2009; BIGUELINI; GUMY, 2012).

Os processos convencionais de remoção biológica de nitrogênio em águas residuárias ocorrem em três estágios: a) conversão de nitrogênio orgânico para amônia (amonificação); b) oxidação da amônia a nitrito e nitrato na presença de oxigênio (nitrificação); e c) conversão de nitrato a nitrogênio gasoso, utilizando um composto orgânico como agente redutor em condições anóxicas (desnitrificação) (METCALF & EDDY, 2003).

A liberação de amônia através da degradação microbiana do nitrogênio orgânico é considerada como um passo significativo para a avaliação adequada da nitrificação e da remoção de nitrogênio. O nitrogênio orgânico deve ser convertido em nitrogênio amoniacal para posterior utilização por microrganismos autotróficos para nitrificação (KATIPOGLU-YAZAN *et al.*, 2012).

A primeira etapa dessa conversão envolve a quebra do nitrogênio orgânico particulado para a fração solúvel através da hidrólise; na segunda etapa o nitrogênio orgânico solúvel é convertido em amoniacal pelo processo de amonificação, que é considerado muito mais rápido que a hidrólise (HENZE, *et al.*, 2001).

A nitrificação consiste em um processo quimioautotrófico no qual o nitrogênio amoniacal é oxidado a nitrito (nitritação) e, sequencialmente, a nitrato (nitratação). Posteriormente, na desnitrificação, o nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso em um processo heterotrófico, em condições anóxicas.

Os gêneros mais comuns envolvidos na nitritação e na nitratação são *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, respectivamente, os quais utilizam nitrogênio amoniacal ou nitrito como fonte de energia e dióxido de carbono como fonte inorgânica de carbono, enquanto que o oxigênio molecular é o receptor final de elétrons (METCALF & EDDY, 2003).

As bactérias envolvidas na desnitrificação heterotrófica utilizam nitrito ou nitrato como receptores de elétrons e matéria orgânica como fonte de carbono e energia, sendo *Pseudomonas* o gênero mais comum entre as desnitrificantes (METCALF & EDDY, 2003).

Devido ao conhecimento que se tem sobre a fisiologia do processo de remoção de nitrogênio, é possível a aplicação de processos respiratórios combinados em novos projetos de reatores (CERVANTES; PÉREZ; GÓMEZ, 2000). A combinação dos processos anaeróbio e aeróbio resulta em sistemas compactos com maior remoção de matéria orgânica, com baixos custos de implantação e operação, com menor produção de lodo e, ainda, torna possível a remoção de nitrogênio (ABREU; ZAIAT, 2008).

Nesse contexto, Araújo e Zaiat (2009) apresentaram uma nova configuração de reator combinado anaeróbio-aeróbio para o tratamento de águas residuárias provenientes do processamento industrial de lisina. Obtiveram a melhor condição de funcionamento do reator com tempo de detenção hidráulica de 35 h (21 h na zona anaeróbia e 14 h na zona aeróbia) e razão de recirculação de 3,5. Nessa condição, as eficiências de remoção de DQO, nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio total foram 97%, 96% e 77%, respectivamente.

Barana *et al.* (2013) utilizaram um reator de leito fixo e fluxo contínuo, operado sob aeração intermitente e recirculação do efluente, para remover simultaneamente nitrogênio e DQO de efluente anaeróbio de abatedouro de aves. Os autores obtiveram eficiência de remoção de DQO e de NT de 95% e 62%, respectivamente, para valores afluentes de DQO de 418 mg.L<sup>-1</sup> e NTK de 169 mg.L<sup>-1</sup>, operando com 8 ciclos diários de 3 h (1 h aeróbio seguido de 2 h anóxico).

Kreutz *et al.* (2014) avaliaram o desempenho de um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente e contínuo, para o tratamento de efluente de abatedouro de bovinos. O volume útil desse reator era de 4,75 L, tempo de detenção hidráulica de 11 h e 8 h e a taxa de recirculação aplicada foi de 0,5. Sob essas condições, as eficiências de remoção de DQO foram 59% e 51% para TDH de 11 h e 8 h, respectivamente.

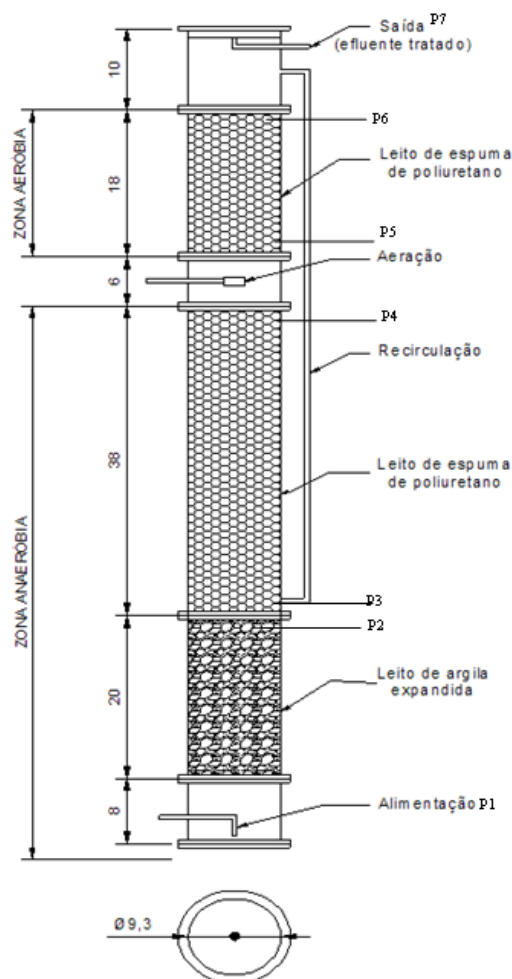
Atualmente, os processos combinados são vistos como uma tecnologia confiável que é utilizada com sucesso em muitos sistemas de tratamentos de águas residuárias; no entanto, a seleção de um tratamento específico depende, principalmente, das características da água residuária a ser tratada, da melhor tecnologia disponível e da conformidade com as normas vigentes em determinado local (BUSTILLO-LECOMPTE; MEHRVAR, 2015).

Nesse sentido, o objetivo deste trabalho foi avaliar o efeito do TDH e da recirculação na remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de abatedouro de aves.

## 2 MATERIAL E MÉTODOS

### 2.1 Reator e operação do sistema

O reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente foi confeccionado com tubo de acrílico de diâmetro interno de 93 mm e comprimento de 1000 mm (Figura 1), conforme proposto por Araújo e Zaiat (2009). O reator era composto por câmara de alimentação (volume de 0,543 L), leito reacional, câmara de aeração (volume de 0,407 L) e câmara de saída (volume de 0,679 L). O leito reacional era dividido em três compartimentos: compartimento anaeróbio I ( $V_u = 0,752$  L), compartimento anaeróbio II ( $V_u = 2,199$  L) e compartimento aeróbio ( $V_u = 1,071$  L). O volume útil do reator foi de 5,651 L, sendo 3,5 L correspondentes aos compartimentos anaeróbios e 2,1 L correspondentes ao compartimento aeróbio.



**Figura 1** Desenho esquemático do reator.

**Fonte:** Araújo e Zaiat (2009).

Quando se faz a recirculação, o compartimento anaeróbio II passa a operar sob condições anóxicas, devido à presença do nitrato no fluxo da recirculação.

Bombas dosadoras peristálticas foram utilizadas para a alimentação do reator, sob regime de fluxo contínuo e ascendente, bem como a recirculação do efluente do compartimento aeróbio para o anaeróbio II (0,31 m).

O oxigênio foi fornecido à zona aerada por uma bomba de aquário, modelo Big Air A360 e o ar foi distribuído através de pedras porosas. A concentração de oxigênio dissolvido foi mantida superior a  $3,0 \text{ mg.L}^{-1}$ , na entrada do compartimento aeróbio. O reator foi mantido em ambiente com temperatura controlada a  $30 \pm 0,1 \text{ }^\circ\text{C}$ .

## **2.2 Meio suporte, inoculação e partida do reator**

Para a imobilização da biomassa no compartimento anaeróbio I, utilizou-se a argila expandida com granulometria média variando de 5 mm a 15 mm. Nesse compartimento, não foi promovida a inoculação prévia. Nos compartimentos anaeróbio II e aeróbio, foram utilizadas matrizes cúbicas de espuma de poliuretano com 1 cm de aresta, densidade aparente de  $23 \text{ kg/m}^3$  e porosidade de, aproximadamente, 95%. As matrizes cúbicas de espumas eram revestidas em anéis de plástico resistente, com a finalidade de evitar a colmatação do leito.

Visando acelerar a partida do sistema, os suportes de espuma de poliuretano do compartimento anaeróbio II foram previamente inoculados com um lodo proveniente de um reator anaeróbio em escala piloto, tratando água residuária de fecularia, contendo  $24,65 \text{ gSSV.L}^{-1}$  e água residuária de abatedouro de aves como substrato na razão biomassa: água residuária de 1:3. Manteve-se o material suporte imerso no lodo por 24 h, antes de introduzi-lo no reator. A operação em condição anaeróbia realizou-se por 60 dias e atingiu 88% de redução de matéria orgânica em termos de DQO.

Verificada a estabilidade dos compartimentos anaeróbios I e II, iniciou-se a operação na condição combinada (anaeróbia-aeróbia), durante mais 60 dias. Para tanto acoplou-se o compartimento aeróbio, previamente inoculado.

Para o módulo aeróbio, o meio suporte foi inoculado com lodo nitrificante proveniente de um reator em bateladas sequenciais, contendo  $2,65 \text{ gSSV.L}^{-1}$  e água residuária de abatedouro de aves na proporção biomassa: água residuária de 1:3. Tal procedimento foi realizado em sistema de batelada, no laboratório, com ciclos de 24 h durante uma semana, sendo então transferido para o compartimento aeróbio.

Durante a condição anaeróbia-aeróbia, houve remoção de matéria orgânica, como DQO de 92% e nitrificação de 47%.

O período de partida do reator foi concluído após 120 dias de operação, tendo sido dividido em 2 fases. Nos primeiros 60 dias o reator foi operado apenas com os compartimentos anaeróbios, na sequência o compartimento aeróbio foi acoplado e a operação deu-se de forma combinada anaeróbio-aeróbio sem recirculação, por mais 60 dias. A alimentação foi contínua e o TDH mantido em 14 h.

### 2.3 Substrato

A água residuária de abatedouro de aves (Tabela 1) foi coletada após o estágio de remoção de óleos e graxas (flotador). Após cada coleta, a água residuária foi envasada em frascos PET de 2 L e mantida em freezer até o momento da utilização.

**Tabela 1** Estatística descritiva das características físico-químicas da água residuária

Parâmetros	n° de coletas	Mín	Mediana	Média	Máx	Dp	CV (%)
ST mg.L <sup>-1</sup>	16	536,00	679,50	732,91	1104,00	177,59	24,23
STF mg.L <sup>-1</sup>	16	123,00	255,00	245,56	354,00	60,44	24,61
STV mg.L <sup>-1</sup>	16	285,00	446,00	474,81	828,00	147,78	31,12
SST mg.L <sup>-1</sup>	16	14,00	127,50	136,50	349,00	81,28	59,55
SSF mg.L <sup>-1</sup>	16	5,00	30,00	34,44	141,00	34,09	98,98
SSV mg.L <sup>-1</sup>	16	9,00	105,00	102,25	287,00	66,14	64,69
pH	16	6,02	6,67	6,67	7,17	0,39	5,89
DQO mg.L <sup>-1</sup>	16	483,70	615,22	647,62	1016,95	137,34	21,21
NTK mg.L <sup>-1</sup>	16	61,60	72,10	76,13	98,00	12,17	15,98
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> mg.L <sup>-1</sup>	16	5,60	7,98	7,76	9,66	1,27	16,38
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> mg.L <sup>-1</sup>	16	0,00	0,00	0,04	0,14	0,05	134,47
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> mg.L <sup>-1</sup>	16	0,00	0,00	0,04	0,21	0,06	142,42
Alcalinidade Total mg.L <sup>-1</sup>	16	24,00	61,75	63,95	107,00	19,93	31,16
Turbidez UNT	16	37,30	68,70	93,36	352,00	80,96	86,72
Cor Pt-Co	16	332,00	447,50	672,38	1955,00	515,02	76,60

### 2.4 Procedimento experimental

A operação do reator foi dividida de acordo com os fatores avaliados (TDH e recirculação). As características de cada uma das etapas experimentais são apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 2** Resumo das condições operacionais

Etapa	Duração (d)	CVN (Kg.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	COV (Kg.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	VFA m.h <sup>-1</sup>	Q (L/h)	R (Qr/Q)	TDH (h)		
							An	Ae	Total
I	23	0,10±0,01	1,05±0,15	0,08	0,40	0,5	8,6	5,4	14
	22	0,13±0,01	1,14±0,11	0,11	0,51	0,5	6,8	4,2	11
	24	0,22±0,02	1,71±0,24	0,15	0,70	0,5	5,0	3,0	8
II	25	0,11±0,01	1,39±0,55	0,12	0,40	1	8,6	5,4	14
	26	0,13±0,01	1,14±0,17	0,15	0,51	1	6,8	4,2	11
	24	0,18±0,02	1,55±0,21	0,21	0,70	1	5,0	3,0	8
III	20	0,09±0,01	0,67±0,084	0,17	0,40	2	8,6	5,4	14
	25	0,15±0,01	1,34±0,133	0,23	0,51	2	6,8	4,2	11
	23	0,22±0,02	2,13±0,418	0,31	0,70	2	5,0	3,0	8

**Legenda:** carga volumétrica de nitrogênio (CVN), carga orgânica volumétrica (COV), vazão (Q), vazão de recirculação (Qr), taxa de recirculação (R), tempo de detenção hidráulica (TDH), anaeróbio (An) e aeróbio (Ae).

Cada condição de TDH foi operada durante pelo menos 20 dias, após atingir o estado estacionário, definido pela variação menor que 10% entre amostras coletadas em três dias consecutivos, em relação à eficiência de remoção de NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, conforme proposto por Sahinkaya *et al.* (2011).

As amostras foram coletadas de duas a três vezes por semana na entrada e saída de cada compartimento, representadas pelos pontos de 1 a 7, indicados na Figura 1.

## 2.5 Cinética de degradação da matéria orgânica

Para a determinação dos parâmetros cinéticos intrínsecos da remoção de matéria orgânica, empregou-se o ajuste da curva de decaimento de demanda química de oxigênio (DQO), conforme a taxa de variação da concentração do substrato no tempo (Equação 1); para a determinação da velocidade de reação utilizou-se a Equação 2 (VON SPERLING, 1996; KREUTZ *et al.*, 2014):

$$\ln[C] - \ln[C_0] = \frac{k_d}{v} \quad (1)$$

Em que:

- C = concentração em um dado ponto do tanque (mg.L<sup>-1</sup>);
- C<sub>0</sub> = concentração afluente (mg.L<sup>-1</sup>);
- k = constante de reação; (d<sup>-1</sup>);

d = distância do percurso ao longo do tanque (m);

v = velocidade do percurso (m.d<sup>-1</sup>).

$$v_r = kC^n \quad (2)$$

Em que:

$v_r$  = velocidade da reação;

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.

Para o ajuste cinético, foram admitidas premissas de reação de 1ª ordem, reator de mistura completa e em estado estacionário, assim adotou-se  $n = 1$ .

## 2.6 Análise dos dados

Para a análise dos dados, foram utilizadas as equações apresentadas a seguir. A porcentagem de nitrogênio amonificado A (%) foi obtida através da Equação 3:

$$A(\%) = \left(1 - \frac{NTK_a - NH_{4e}}{NTK_e}\right) * 100 \quad (3)$$

Em que:

$NTK_a$  = nitrogênio total kjeldahl afluente;

$NTK_e$  = nitrogênio total kjeldahl efluente;

$NH_{4e}$  = nitrogênio amoniacal efluente.

Obteve-se a concentração de nitrogênio nitrificado ( $N_{nitr}$ ), que corresponde à soma do nitrato e nitrito formados no sistema, empregando-se a Equação 4, na qual se considera a quantidade de NTK afluente e efluente e 20% de assimilação do nitrogênio amonificado (ARAÚJO; ZAIAT, 2009):

$$N_{nitr} = (NTK_a - NTK_e) * 0,8 \quad (4)$$

A eficiência de desnitrificação via recirculação ( $E_{DN}$ ) foi calculada conforme a Equação 5 (ARAÚJO; ZAIAT, 2009):

$$E_{DN} = \frac{N_{nitr} - N_e}{N_{nitr}} \quad (5)$$

Em que:

$N_{nitr}$  = concentração de nitrogênio nitrificado;

$N_e$  = soma das concentrações de N-nitrito e N-nitrato presentes no efluente tratado.

Para a avaliação da desnitrificação via recirculação, considerou-se que todo o nitrito ou nitrato recirculado seria desnitrificado, conforme balanço de massa representado pela Equação 6 (ARAÚJO; ZAIAT, 2009):

$$Q * N_{nitr} = N_e * (Q + R * Q) \quad (6)$$

Em que:

$Q$  = vazão de alimentação;

$R$  = razão de recirculação.

A partir desse balanço pode-se definir a eficiência teórica de desnitrificação em função da razão de recirculação, conforme a Equação 7 (ARAÚJO; ZAIAT, 2009):

$$E_{DN \text{ teórica}} = \frac{R}{1+R} \quad (7)$$

Portanto, a desnitrificação teórica para  $R = 0,5$ ,  $R = 1$  e  $R = 2$  é 33%, 50% e 67%, respectivamente.

As eficiências de remoção de nitrogênio total (NT), de demanda química de oxigênio (DQO) e consumo de amônio foram determinadas pela Equação 8:

$$S_e = \left(1 - \frac{E}{100}\right) * S_a \quad (8)$$

Em que:

$S_e$  = concentração efluente de substrato;

$S_a$  = concentração afluyente de substrato.

A velocidade do fluxo ascendente foi calculada conforme Equação 9:

$$VFA = \frac{Q_F + Q_R}{A} \quad (9)$$

Em que;

$Q_F$  = vazão afluyente ( $m^3 \cdot h^{-1}$ );



- $Q_R$  = vazão de recirculação ( $m^3.h^{-1}$ );  
 $A$  = área transversal em corte do reator ( $m^2$ ).

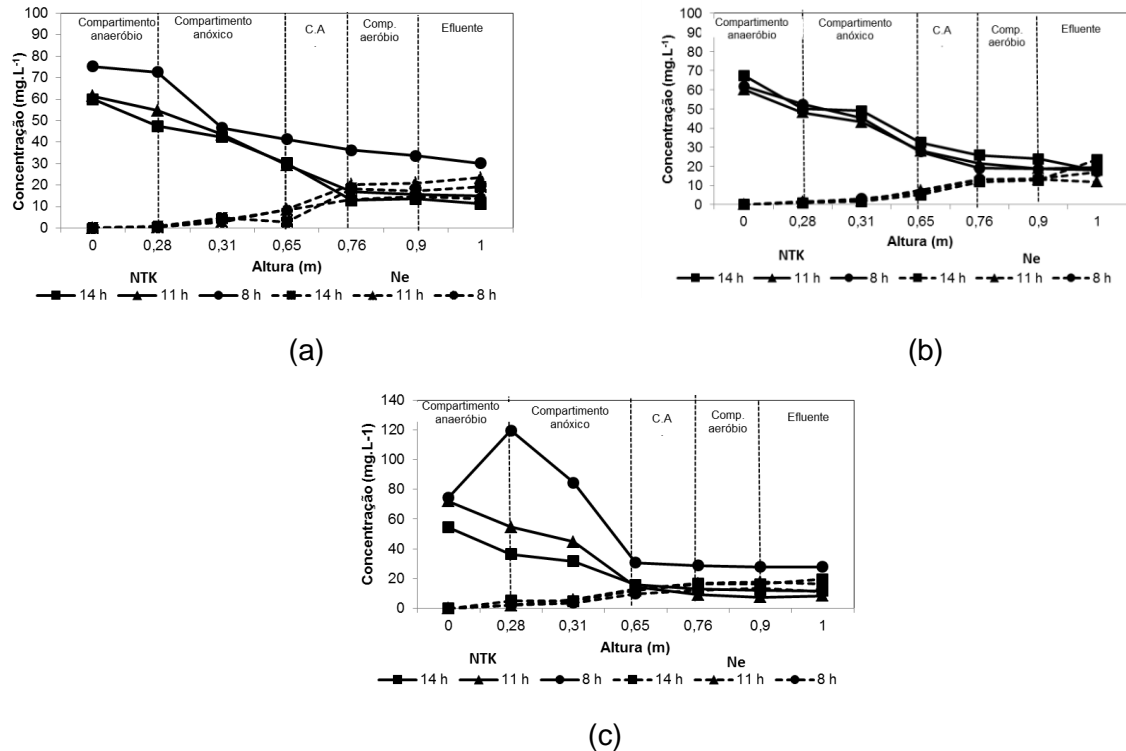
## 2.7 Análises físico-químicas

As amostras ao longo da altura do reator foram caracterizadas de acordo com o *Standard Methods* (APHA *et al.*, 2005) para pH (método potenciométrico 4500-H<sup>+</sup>), sólidos suspensos totais (Método 2540-G), sólidos suspensos voláteis (Método 2540-E), nitrogênio total Kjeldahl (5400-NT), nitrogênio amoniacal total (Método 4500-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> B), demanda química de oxigênio (Método 5220-D), nitrato e nitrito foram realizados por análise de injeção em fluxo (Métodos 4500-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> e 4500-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>). A alcalinidade foi determinada pelo método proposto por Ripley *et al.* (1986). A concentração de oxigênio dissolvido foi determinada utilizando-se um oxímetro Orion 3Star.

## 3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 3.1 Remoção de nitrogênio

As curvas dos perfis de degradação do NTK e de geração do N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> e N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> (Figura 2), obtidas a partir de amostras coletadas ao longo da altura do reator, indicam atividade nitrificante.



**Figura 2** Variação dos valores de NTK e  $N_e$  ao longo da altura do reator para as condições operacionais de TDH de 8 h, 11 h e 14 h com taxa de recirculação de 0,5 (a), 1 (b) e 2 (c).

**Legenda:** C.A. câmara de aeração;  $N_e$ : soma de nitrito e nitrato no efluente final.

Na Etapa I, foram obtidos valores de eficiências de nitrificação de 76%, 70% e 41%, respectivamente para 14 h, 11 h e 8 h. A baixa eficiência de nitrificação obtida para o TDH de 8 h, sugere que o tempo de nitrificação (3 h - fase aeróbia), correspondente a este TDH, apresentou-se como o fator limitante.

Essa característica também foi observada na Etapa III com TDH de 8 h, o qual apresentou eficiência de nitrificação de 43%. Além disso, o aumento da carga aplicada em relação a 11 h e 14 h provocou perda de biomassa e acréscimo na concentração de NTK na saída do compartimento I, na altura de 0,28 m.

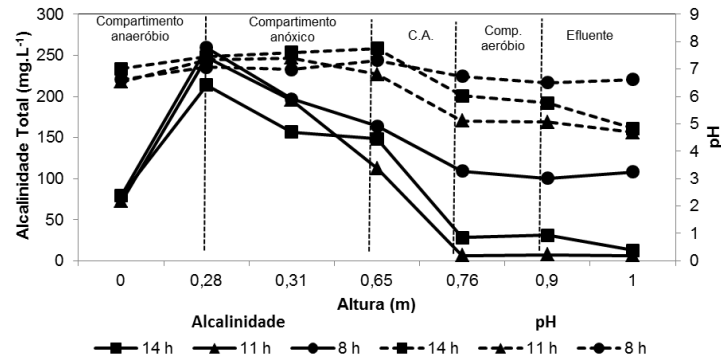
Na etapa II, a média de nitrificação foi de 57%, o que provavelmente está associado à menor diferença de CVN entre os ensaios dessa etapa (Tabela 2).

O tempo de detenção hidráulica em reatores biológicos afeta fortemente o seu desempenho, devido às taxas de adesão e descolamento do biofilme e à resistência de transferência de massa entre biofilme-líquido (BERNARDEZ; ANDRADE LIMA; ALMEIDA, 2008).

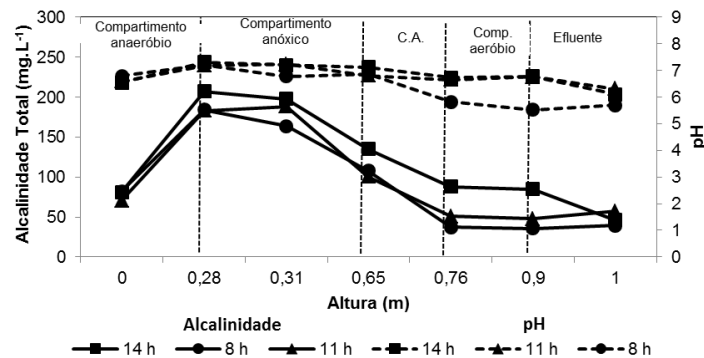
Moura *et al.* (2012) avaliaram o desempenho de um reator de leito fixo, operado sob aeração intermitente e recirculação do efluente, para a remoção simultânea de nitrogênio e DQO de efluente de processamento de produtos de origem animal. Os autores utilizaram água residuária sintética, contendo  $364 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$  e  $35 \text{ mg.NTK.L}^{-1}$  no afluente, e

obtiveram eficiência de remoção de nitrogênio total de 49%, 45% e 82%, quando aplicaram TDH de 8 h, 10 h e 12 h, respectivamente. Consideraram o THD e o aumento da carga aplicada como os principais fatores interferentes na nitrificação.

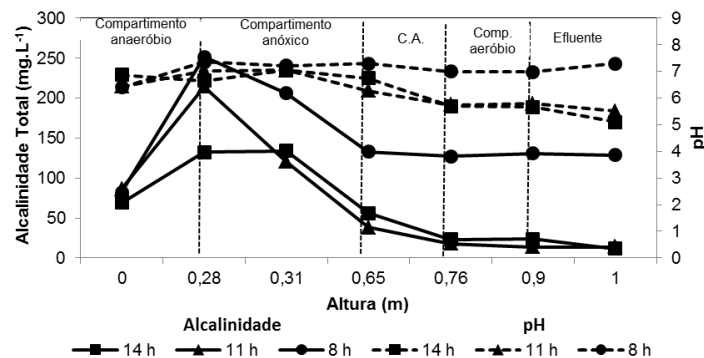
Outros fatores podem estar associados à diminuição da nitrificação, como a alcalinidade e o pH. As curvas desses dois parâmetros de monitoramento, obtidas com as amostras coletadas ao longo da altura do reator, podem ser observadas na Figura 3.



(a)



(b)



(c)

**Figura 3** Variações dos valores de Alcalinidade Total e pH (escala secundária) ao longo da altura do reator para as condições operacionais de TDH de 14 h, 11 h e 8 h com taxa de recirculação de 0,5 (a), 1 (b) e 2 (c).

Devido à atividade anaeróbia, o efluente do primeiro compartimento apresentou valor de alcalinidade superior à alcalinidade afluente durante todo o período de operação. O processo da quebra de proteínas e aminoácidos em  $\text{NH}_3$ , combinados com  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$  formam alcalinidade como  $\text{NH}_4(\text{HCO}_3)$  (METCALF & EDDY, 2003; RAJAKUMAR *et al.*, 2012).

Contudo, a geração de alcalinidade total pelo processo anaeróbio não foi suficiente para suprir o requerimento do processo aeróbio. O déficit (alcalinidade disponível/alcalinidade requerida) atingiu índices de 10% a 30%, durante todas as etapas experimentais.

A relação média de alcalinidade consumida/ $\text{NH}_4^+$  oxidado foi de 10. Esse valor é superior à estequiometria teórica de 7,14. Nesse caso, os microrganismos desnitrificantes, presentes no compartimento anóxico, podem ter consumido o bicarbonato, além dos ácidos graxos, carbono orgânico e metano como fonte de carbono para seu crescimento (ARANDA-TAMAURA *et al.*, 2007; SOUZA, 2011).

A baixa concentração de alcalinidade afluente (Tabelas 1-3, Apêndice A) provocou a queda do pH, principalmente com 14 h e 11 h dos ensaios I e III. A nitrificação decresce significativamente em valores de pH inferiores a 6,8 e, em valores de pH próximos a 5,8 e 6,0, a taxa de nitrificação pode ser 10 a 20% do valor da taxa em pH 7,0 (METCALF & EDDY, 2003).

Durante a oxidação da amônia ocorre a liberação de íons  $\text{H}^+$  no meio, o que provoca a queda do pH e propicia o aumento da concentração de ácido nitroso ( $\text{HNO}_2$ ), de acordo com o equilíbrio  $\text{NO}_2^- + \text{H}^+ \leftrightarrow \text{HNO}_2$ . Portanto, em pH abaixo de 5,5, ocorre inibição tanto de *Nitrosomonas* quanto de *Nitrobacter*, devido ao ácido nitroso nas concentrações de 0,2 - 2,8 mg N- $\text{HNO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$  (ANTHONISEN *et al.*, 1976).

Araújo e Zaiat (2009) operaram um sistema semelhante ao do presente trabalho e utilizaram água residuária de indústria produtora de lisina contendo alcalinidade a bicarbonato 311 mg. $\text{L}^{-1}$ , o que favoreceu o processo de nitrificação.

Nessa configuração de reator, a eficiência do sistema está correlacionada à geração e consumo de alcalinidade (distinta em cada um dos compartimentos) e, portanto, com a capacidade de manter o pH em faixas adequadas.

A estratégia de recirculação do efluente nitrificado para o compartimento anaeróbio possibilita a formação de um ambiente anóxico, propício para a atividade desnitrificante. Com relação à alcalinidade, a desnitrificação pode gerar 50 g de alcalinidade como  $\text{CaCO}_3$  para cada 14 g de nitrogênio reduzido. Dessa forma, esse processo pode recuperar, aproximadamente, a metade da alcalinidade consumida na nitrificação (METCALF & EDDY, 2003).

No entanto, não foi possível quantificar exatamente a alcalinidade gerada devido à desnitrificação nem a alcalinidade consumida via nitrificação. De fato, a concentração de alcalinidade afluyente e a gerada durante o processo não atenderam ao requerimento da reação de nitrificação. Por essa razão, sugere-se a adição com uma fonte externa de alcalinidade.

Na Tabela 3, apresenta-se um resumo das principais respostas obtidas experimentalmente.

**Tabela 3** Desempenho do sistema com relação à variável remoção de nitrogênio

TDH (h)	Q <sub>r</sub> /Q	CVN (Kg.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	A (%)	N <sub>nitri</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	E <sub>nitri</sub> (%)	N <sub>e</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	E <sub>DN</sub> (%)	E <sub>NT</sub> (%)
14		0,1	81	39	76	19	50	49
11	0,5	0,13	75	37	70	23	37	37
8		0,22	60	36	41	14	61	41
14		0,11	73	39	61	23	41	39
11	1	0,13	68	35	52	13	60	48
8		0,18	70	36	60	17	52	43
14		0,09	78	33	63	19	42	42
11	2	0,15	88	51	84	16	67	65
8		0,22	62	36	43	11	69	47

**Legenda:** TDH = tempo de detenção hidráulica; Q<sub>r</sub> = vazão de recirculação; Q = vazão de alimentação; CVN = carga volumétrica de nitrogênio; A (%) = eficiência de amonificação, conversão de nitrogênio orgânico a amoniacal; N<sub>nitri</sub> = nitrogênio nitrificado; E<sub>nitri</sub> = Eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal; N<sub>e</sub> = concentração efluente de nitrogênio na forma de nitrito e nitrato; E<sub>DN</sub> = eficiência de desnitrificação via recirculação; E<sub>NT</sub> = eficiência de remoção de nitrogênio total.

Na etapa I, devido à taxa de recirculação aplicada de 0,5, esperava-se que o processo de desnitrificação atingisse o valor teórico de 33%. No entanto, verificou-se um incremento de eficiência, o que implica um efeito sobre outro fator, além da recirculação, em promover redução de nitrato, como a assimilação para síntese celular ou nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS).

Araújo e Zaiat (2009) registraram a presença de bactérias desnitrificantes ao longo de toda a altura do reator, inclusive aderidas nos suportes de espuma da zona aeróbia. Por serem heterotróficas facultativas, adaptaram-se às condições anaeróbias e aeróbias do reator. Assim, utilizavam preferencialmente o O<sub>2</sub> como aceptor de elétrons e, na ausência deste, utilizavam o nitrato, reduzindo-o a nitrogênio molecular.

Dessa forma, favoreceu-se a ocorrência de NDS como fenômeno físico, em que predomina o gradiente de concentração de oxigênio dissolvido no biofilme. Microrganismos nitrificantes desenvolvem-se nas regiões externas, enquanto os microrganismos desnitrificantes se encontram em regiões de baixa concentração de oxigênio dissolvido, no interior do biofilme (WIJFFELS; TRAMPER, 1995).

Apesar disso, a remoção média de nitrogênio total nessa etapa foi de 42%, a mesma obtida por Araújo e Zaiat (2009) em experimento com  $R = 0,5$ .

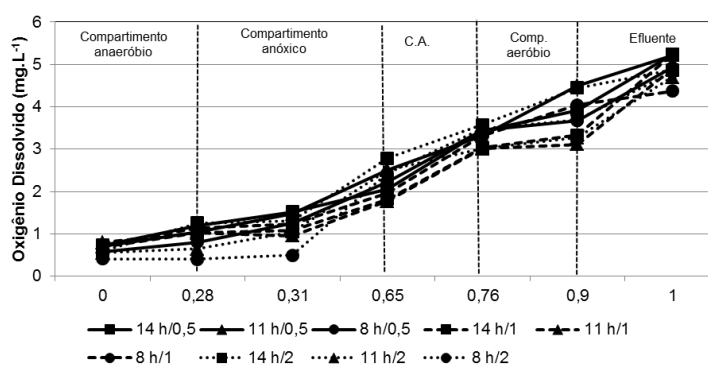
Contudo, esse processo não deve ter ocorrido nas etapas II e III, pois nesses ensaios alcançou-se as eficiências de desnitrificação esperadas teoricamente, de 50% e 67%, respectivamente.

Durante a etapa II ( $R = 1$ ), observaram-se valores de desnitrificação próximos de 50%, contudo, nesse caso, independentemente da carga aplicada, a nitrificação foi baixa e culminou em baixo desempenho global.

Na etapa III, o ensaio de 11 h e  $R = 2$  apresentou os melhores resultados em todos os processos envolvidos, alcançando eficiência de remoção de nitrogênio total de 65%; pode-se correlacionar esse resultado ao efeito da recirculação e à utilização de fontes endógenas de carbono para a atividade desnitrificante.

Araújo e Zaiat (2009) aplicaram a um reator combinado anaeróbio-aeróbio, CVN  $0,1 \text{ Kg N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  e  $R$  de 0,5 e 1, e alcançaram eficiências de remoção de nitrogênio total de 42% e 54%, respectivamente. No entanto, quando aplicaram  $R$  de 3,5, a eficiência de remoção de NT aumentou para 77%.

Durante todo o período experimental, a concentração de oxigênio dissolvido (Figura 4) na entrada do compartimento anóxico foi de  $1,5 \text{ mg.L}^{-1}$  e na entrada do compartimento aeróbio foi cerca de  $3,3 \text{ mg.L}^{-1}$ . Como consequência da recirculação, o oxigênio dissolvido era adicionado ao compartimento anóxico, mas devido à difusividade do OD no material suporte, não houve prejuízos à desnitrificação. Assim, a concentração de oxigênio no interior do biofilme poderia ser menor que no meio líquido, possibilitando condições favoráveis para a atividade desnitrificante.



**Figura 4** Perfil de oxigênio dissolvido ao longo da altura do reator para todas as condições testadas.

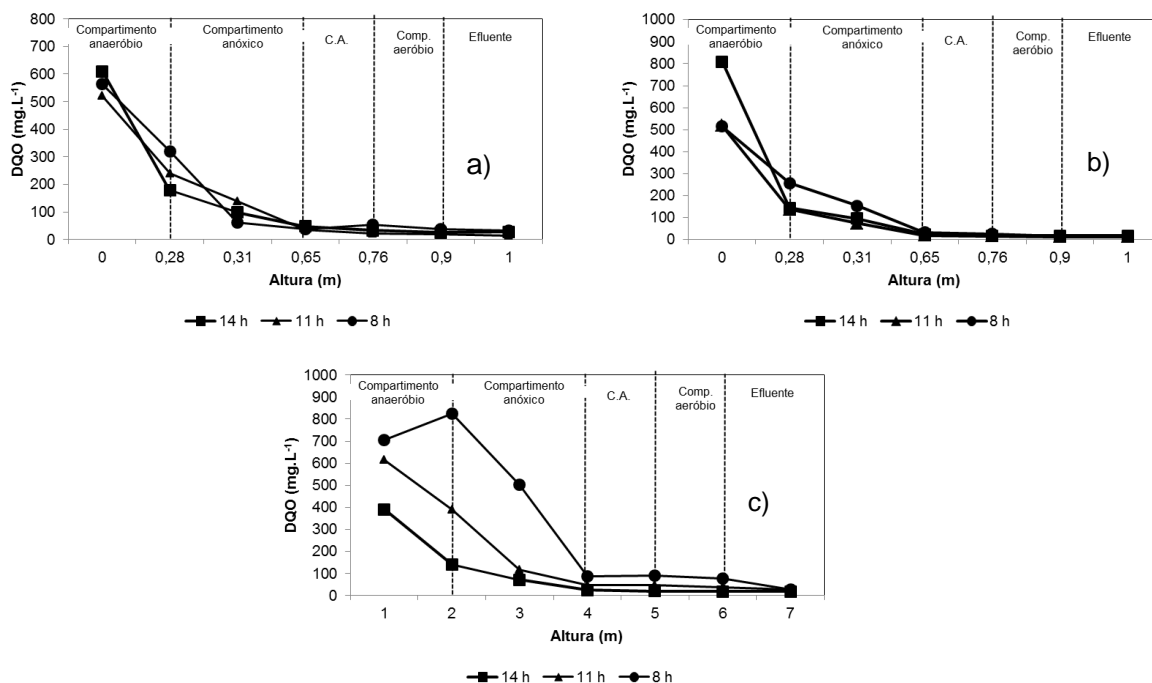
Situação semelhante foi verificada por Wosiack *et al.* (2015), que avaliaram o desempenho de um reator de fluxo contínuo e leito estruturado para a remoção simultânea de nitrogênio total e DQO de efluente processamento de produtos de origem animal. Nesse

trabalho, os autores utilizaram a espuma de poliuretano para a imobilização da biomassa, o que permitiu o desenvolvimento de um ambiente exterior aeróbio e um ambiente interior anóxico, de modo que tanto bactérias nitrificantes quanto desnitrificantes puderam coexistir, mesmo sob condições de oxigênio dissolvido entre 2 e 4 mg.L<sup>-1</sup>.

De maneira geral, observou-se um comportamento comum a todas as etapas: o processo de remoção de nitrogênio ocorreu predominantemente no compartimento anaeróbio II, conforme Figuras 2 e 3, pois a partir do compartimento aeróbio verificou-se estabilização nos valores dos parâmetros avaliados.

### 3.2 Remoção de matéria orgânica

Na Figura 5, é possível observar maior eficiência de remoção de matéria orgânica (expressa pela DQO) na fase anaeróbia (>90%), devido ao substrato estar prontamente disponível e não haver interferência de fatores limitantes nos processos envolvidos.



**Figura 5** Variação dos valores de DQO ao longo da altura do reator para as condições operacionais de TDH de 14 h, 11 h e 8 h com taxa de recirculação de 0,5 (a), 1 (b) e 2 (c).

As curvas de decaimento da concentração de matéria orgânica ao longo da altura do reator nas três condições operacionais testadas podem ser visualizadas nas Figuras 1-3 (Apêndice B).

Com exceção do ensaio com TDH de 8 h e  $R = 2$ , que apresentou arraste de sólidos devido ao desprendimento de biomassa no primeiro compartimento anaeróbio, provavelmente devido ao aumento da velocidade do fluxo ascendente, os demais ensaios apresentaram bom ajuste ao modelo cinético de primeira ordem.

Na Tabela 4 são apresentados os resultados das constantes cinéticas e das velocidades de degradação do substrato ao longo da altura do reator.

**Tabela 4** Parâmetros cinéticos de degradação da matéria orgânica em função da altura do reator, obtidos a partir do ajuste ao modelo de primeira ordem

R	Altura (m)	Parâmetros cinéticos					
		TDH = 14 h		TDH = 11 h		TDH = 8 h	
		k (h <sup>-1</sup> )	v <sub>r</sub> (mg.L.h <sup>-1</sup> )	k (h <sup>-1</sup> )	v <sub>r</sub> (mg.L.h <sup>-1</sup> )	k (h <sup>-1</sup> )	v <sub>r</sub> (mg.L.h <sup>-1</sup> )
0,5	0	0	0	0	0	0	0
	0,28	0,314	55,867	0,251	60,488	0,253	80,972
	0,31	0,420	41,383	0,389	53,883	0,902	54,355
	0,65	0,281	13,255	0,380	13,086	0,520	19,613
	0,76	0,273	9,120	0,375	8,525	0,391	20,484
	0,9	0,252	6,391	0,334	6,386	0,376	14,153
	1	0,222	6,038	0,327	4,695	0,354	11,761
1	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	0,28	0,440	63,423	0,432	59,192	0,310	79,590
	0,31	0,490	47,250	0,567	42,547	0,487	74,851
	0,65	0,382	9,580	0,455	9,137	0,534	17,101
	0,76	0,359	6,353	0,418	6,581	0,491	12,763
	0,9	0,302	5,442	0,377	4,674	0,490	7,382
	1	0,270	4,982	0,336	4,331	0,428	7,165
2	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
	0,28	0,259	36,601	0,148	57,649	-0,069	-57,164
	0,31	0,394	27,785	0,491	56,593	0,135	68,106
	0,65	0,306	7,364	0,359	16,939	0,402	35,057
	0,76	0,278	5,624	0,310	14,259	0,338	30,478
	0,9	0,244	4,389	0,286	10,336	0,307	23,712
	1	0,218	4,010	0,282	7,780	0,406	11,142

A velocidade de reação foi crescente, conforme aumentou a carga orgânica com a diminuição do TDH aplicado. A remoção de DQO ocorreu prioritariamente no compartimento anaeróbio (0,28 m) para todos os ensaios, diminuindo a velocidade de degradação ao longo da altura do reator, devido ao decréscimo de substrato.

Kreutz *et al.* (2014) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com escoamento ascendente, no tratamento de efluente bruto de matadouro bovino, e



obtiveram constantes cinéticas aparentes da remoção de matéria orgânica. Os resultados de DQO filtrada indicaram eficiências de remoção de 59% e 51% para TDH de 11 h e 8 h e recirculação de 0,5%, com  $k = 0,1238 \text{ h}^{-1}$  e  $k = 0,1075 \text{ h}^{-1}$ , respectivamente.

No TDH de 8, 11 e 14 h, os parâmetros cinéticos estimados foram superiores aos verificados no trabalho de Kreutz *et al.* (2014). A utilização de água residuária coletada, após flotação de óleos e graxas e sem a presença de sólidos grosseiros, favoreceu a digestão anaeróbia e colaborou para o aumento na velocidade de reação.

## 5 CONCLUSÕES

Considerando os objetivos propostos, as condições de desenvolvimento da pesquisa e os resultados obtidos, pode-se concluir que:

- O melhor desempenho foi alcançado na operação com tempo de detenção hidráulica de 11 h e taxa de recirculação igual a 2, apresentando eficiências de remoção de DQO,  $\text{NH}_4^+$  e NT de 96%, 84% e 65%, respectivamente.
- A eficiência de desnitrificação de 67% está de acordo com o esperado teoricamente, sem adição de fonte externa de carbono.
- A integração dos processos dificultou o controle das atividades nitrificantes e desnitrificantes, principalmente em relação à alcalinidade. Por isso, sugere-se para futuros trabalhos o ajuste inicial de alcalinidade.

## 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, v. 13, n. 2, p. 181-188, 2008.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION - APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21. ed. Washington, DC: APHA, 2005.

ANTHONISEN, C. A.; LOEHR, R. C.; PRAKASAM, T. B. S.; SRINATH, E. G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal WPCF**, USA, v. 48, p. 835-852, 1976.

ARANDA-TAMAURA, C.; ESTRADA-ALVARADO, M. I.; TEXIER, A. C.; CUERVO, F.; GOMEZ, J.; CERVANTES, F. J. Effects of different quinoid redox mediators on the removal of sulphide and nitrate via denitrification. **Chemosphere**, v. 69, p. 1722–1727, 2007.

ARAUJO, JR. M. M.; ZAIAT, M. An upflow fixed-bed anaerobic–aerobic reactor for removal of organic matter and nitrogen from l-lysine plant wastewater, **Canadian Journal Civil Eng.**, v. 36, n. 6, p. 1085–1094, 2009.

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

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**, [s.l.], v. 2, p. 114-121. 2008.

BIGUELINI, C. P.; GUMY, M. P. Saúde ambiental: índices de nitrato em águas subterrâneas de poços profundos na região sudoeste do paraná. **Revista Faz Ciência**, Francisco Beltr o, v. 14, n. 20, p. 153-175, 2012.

BUSTILLO-LECOMPTE, C. F.; MEHRVAR, M. Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. **Journal of Environmental Management**, v. 161, p. 287-302, 2015.

CAMARGO, J. A.; Y ALONSO, A. Ecological and toxicological effects of inorganic nitrogen pollution in aquatic ecosystems: a global assessment. **Environment International** v. 32, p. 831-849, 2006.

CERVANTES, F.J.; PÉREZ, J.; GÓMEZ J. Avances en la eliminación biológica del nitr geno de las aguas residuales. **Revista Latinoamericana de Microbiolog a**, v. 42, p. 73-82, 2000.

CERVANTES F. J. **Environmental technologies to treat nitrogen pollution**. Principles and engineering. London, UK: IWA Publishing, 2009.

GATSEVA, P. D.; ARGIROVA, M. D. High-nitrate levels in drinking water may be a risk factor for thyroid dysfunction in children and pregnant women living in rural Bulgarian areas. **Int J Hyg Environ Health**, v. 211, p. 555-559, 2008.

GRADY, C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LIM, H. C. **Biological wastewater treatment**. 2. ed. New York: Marcel Dekker; 1999.

HENZE, M.; HARREMO ES, P.; ARVIN, E.; LA COUR JANSEN, J. **Wastewater treatment: Biological and chemical processes**. Berlin: Springer, 2001.

KATIPOGLU-YAZAN, T., COKGOR, E.U., INSEL, G., ORHON D. Is ammonification the rate limiting step for nitrification kinetics? **Bioresource Technology**, v. 114, p. 117-125, 2012.

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

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse**. 3. ed. New York: McGraw Hill, 2003.

MOURA, R. B.; DAMIANOVIC, M. H.; FORESTI, E. Nitrogen and carbon removal from synthetic wastewater in a vertical structured-bed reactor under intermittent aeration. **Journal Environmental Management**, v. 15, n. 98, p. 163-167, 2012.

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

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **J. Water Pollut. Control Federation**, v. 48, p. 406-411, 1986.

SAHINKAYA, E.; DURSUN, N.; KILIC, A.; DEMIREL, S.; UYANIK, S.; CINAR, O. Simultaneous heterotrophic and sulfur-oxidizing autotrophic denitrification process for drinking water treatment: control of sulfate production, **Water Res.** v. 45, p. 6661-6667, 2011.

SADEQ, M.; MOE, C. L.; ATTARASSI, B.; CHERKAOUI, I.; AL AOUAD, R.; IDRISSE, L. Drinking water nitrate and prevalence of methemoglobinemia among infants and children aged 1-7 years in Moroccan areas. **International Journal of Hygiene and Environmental Health**, EUA, v. 211, p. 546–554, 2008.

SOUZA, T. S. O. **Desnitrificação autotrófica usando sulfeto como doador de elétrons para remoção de nitrogênio de efluentes de reatores anaeróbios utilizados no tratamento de esgotos sanitários**. 2011. 167 f. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-23052011-091419/>>. Acesso em: 26 dez. 2015.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e o tratamento de esgotos – Princípios básicos de tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 1996. v. 2.

WIJFFELS, R. H.; TRAMPER, J. Nitrification by immobilized cells. **Enzyme Microb. Technol.** v. 17, p. 482-492, 1995.

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

### ARTIGO 3 CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS DE UM REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO COM RECIRCULAÇÃO

#### RESUMO

Neste trabalho, avaliou-se o comportamento hidrodinâmico de um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, fluxo ascendente e recirculação da fase líquida, aplicado para a remoção de nitrogênio e matéria orgânica de água residuária de abatedouro de aves. O comportamento hidrodinâmico foi determinado a partir de ensaios de estímulo-resposta utilizando o traçador Eosina Y. Foram avaliadas as três taxas de recirculação, de 1, 0,5 e 2 vezes no tempo de detenção hidráulica (TDH) de 8 horas. A eficiência média de remoção matéria orgânica foi de 95% e de nitrogênio total, 43%. Na avaliação hidrodinâmica, verificou-se que o reator apresentou regime de escoamento como reator de mistura completa com 2 a 2,5 reatores em série (N-CSTR). Além disso, considerou-se a eficiência hidráulica como satisfatória sem ocorrência de curtos-circuitos. Entretanto, observou-se aumento do volume de zonas mortas com o passar do tempo de operação do reator. Assim, no início da operação com  $r = 1$  não se detectou tal anomalia hidrodinâmica, mas, sequencialmente, com  $r = 0,5$  e  $r = 2$  os volumes de zonas mortas foram 5,1% e 9,7%, respectivamente.

**Palavras-chave:** distribuição do tempo de residência, eosina Y, volume de zonas mortas.

**PAPER 3 - HYDRODYNAMIC FEATURES OF AN ANAEROBIC-AEROBIC FIXED-BED  
REACTOR WITH RECIRCULATION**

**ABSTRACT**

This trial evaluated the hydrodynamic behavior of a combined anaerobic-aerobic upflow fixed-bed reactor with recirculation of the liquid phase in order to remove nitrogen and organic matter from wastewater of a poultry slaughterhouse. The hydrodynamic behavior was determined from stimulus-response tests using eosin Y as a tracer. Three recirculation rates of 1, 0.5 and 2 times were evaluated in hydraulic retention time (HRT) of 8 hours. The average efficiency on organic matter removal was 95% and total nitrogen, 43%. During hydrodynamic evaluation, it was found out that the reactor showed a flow regime as a complete mixing reactor with 2 to 2.5 reactors in series (N-CSTR). Besides, hydraulic efficiency was considered satisfactory and there was no occurrence of short circuits. However, there was an increase in the volume of dead zones as the time passed by over the reactor operating time. Thus, at the beginning of the operation with  $r = 1$ , it was not detected such hydrodynamic abnormality, but sequentially with  $r = 0.5$  and  $r = 2$ , the volumes of dead zones were 5.1% and 9.7%, respectively.

**KEYWORDS:** distribution of residence time, eosin Y, volume of dead zones.

## 1 INTRODUÇÃO

Águas residuárias de abatedouros são uma das principais preocupações do setor agroindustrial, devido às grandes quantidades de água utilizadas no processo de abate e posterior limpeza das instalações; 24% do total de água doce consumida pela indústria de alimentos e bebidas (VALTA *et al.*, 2015).

O lançamento direto dessas águas residuárias a um corpo d'água é impraticável, devido à sua alta resistência orgânica; por isso, é necessária a implantação de sistemas de tratamento adequados, tais como os sistemas combinados (BUSTILLO-LECOMPTE; MEHRVAR, 2015).

Nesse contexto, reatores combinados com os processos anaeróbio e aeróbio de leito fixo têm sido amplamente utilizados para o tratamento de águas residuárias, devido à sua estabilidade (VILLALOBOS; SILVA; VIRAMONTES, 2006).

Essa característica é obtida com a imobilização da biomassa em meio suporte. Com essa estratégia, desvincula-se o tempo de detenção celular do tempo de detenção hidráulica, o que permite maior permanência dos microrganismos no reator (ABREU; ZAIAT, 2008). Alguns materiais utilizados para tal finalidade são a argila expandida e a espuma de poliuretano (ZAIAT; VIEIRA; FORESTI, 1997; FAZOLO *et al.*, 2006; ARAÚJO; ZAIAT, 2009; OLIVEIRA NETTO; ZAIAT, 2012).

No entanto, os reatores de leito fixo são sistemas complexos, em relação aos sistemas convencionais, principalmente devido ao caráter difuso do fluxo que passa através deles e do processo de remoção de poluentes. Por essa razão, é essencial descrever o comportamento hidrodinâmico desse tipo de reator, o que permitirá determinar os parâmetros de concepção, tais como tempo de residência médio (BERNARDEZ; ANDRADE-LIMA; ALMEIDA, 2008).

A determinação da distribuição do tempo de residência (DTR) do fluido é uma função estatística que descreve a probabilidade de uma fração de partículas do fluido permanecer no volume de controle por determinado tempo e seu uso, na forma normalizada, permite a comparação entre sistemas operando sob diferentes condições (LEVENSPIEL, 2000).

Além disso, o conhecimento dos mecanismos hidrodinâmicos de biorreatores permite estabelecer os regimes de escoamento do fluido (fluxo pistão, fluxo mistura completa ou ambos) e detectar presença de zonas mortas, canais preferenciais ou curtos-circuitos no interior do reator que podem reduzir a eficiência do processo de tratamento (LEVENSPIEL, 2000; CARVALHO *et al.*, 2008).

Estudos sobre a hidrodinâmica de reatores biológicos têm sido realizados por meio de testes de estímulo e resposta com traçadores azul de bromofenol, dextrano azul, eosina

Y, mordante violeta, rodamina WT, verde de bromocresol, dentre outros (DE NARDI; ZAIAT; FORESTI, 1999). Os traçadores devem possuir como características, por exemplo, estabilidade, apresentar detecção inequívoca e quantificação em concentrações mínimas, serem atóxicos, não devendo interagir com materiais do meio e nem deixar resíduo. A injeção e a análise devem ser realizadas sem perturbação ao sistema em estudo (SILVA *et al.*, 2009; BENBELKACEM *et al.*, 2013).

Méndez-Romero *et al.* (2011) avaliaram a hidrodinâmica de um reator anaeróbio de leito fixo (uma rocha vulcânica foi utilizada como meio suporte), tratando água residuária de abatedouro de aves. Os ensaios de estímulo resposta tipo pulso foram realizados com o traçador rodamina B. Os autores constataram que o reator apresentou comportamento hidrodinâmico com tendência ao fluxo de mistura completa para as menores taxas volumétricas (0,14 a 1,68 L.h<sup>-1</sup>) e de comportamento próximo de fluxo de pistão com baixa dispersão axial para as maiores taxas volumétricas (6,6 a 12,2 L.h<sup>-1</sup>).

Rajakumar *et al.* (2012) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator híbrido anaeróbio de manta de lodo, tendo como meio suporte anéis de PVC, tratando água residuária de abatedouro de aves. Estudos de DTR foram realizados na fase de partida (2,74 KgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), bem como no fim do tratamento (19 KgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>). Cloreto de lítio foi utilizado como traçador. Observaram que o reator comportou-se em regime de fluxo pistonado durante a partida, devido à baixa produção de gás e menor velocidade do fluxo ascendente, e em regime de mistura completa no final do tratamento devido à maior mistura o leito de lodo e diminuição de zonas mortas.

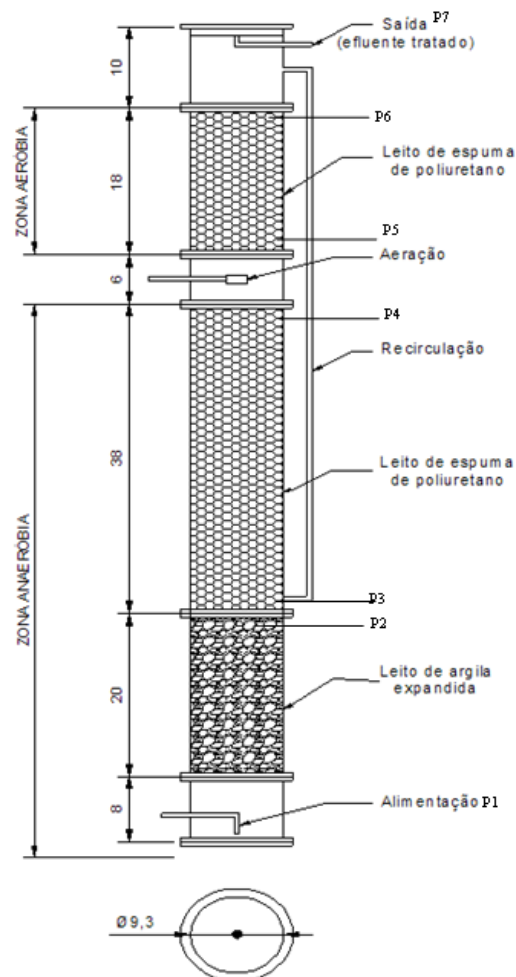
Ji *et al.* (2012) avaliaram os efeitos das características hidráulicas no desempenho de um reator anaeróbio compartimentado, aplicando cargas orgânicas de 28 Kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, 40 Kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e 60 Kg.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Para obtenção da distribuição do tempo de residência foram injetados instantaneamente 80 mg NaF e coletados na saída em diferentes tempos. O regime hidráulico se aproximou do fluxo em pistão quando operou com cargas menores e como mistura completa durante cargas maiores.

O objetivo desse trabalho foi avaliar o comportamento hidrodinâmico de um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e recirculação, para obter curvas de distribuição do tempo de residência e detectar possíveis anomalias hidráulicas.

## 2 MATERIAL E MÉTODOS

### 2.1 Reator combinado anaeróbio-aeróbio

O aparato experimental utilizado neste trabalho está apresentado na Figura 1. Consiste de uma coluna de acrílico de diâmetro interno de 93 mm e comprimento de 1000 mm, proposto por Araújo e Zaiat (2009), com volume útil de 5,651 L.



**Figura 1** Desenho esquemático do reator.

**Fonte:** Araújo e Zaiat (2009).



Argila expandida foi utilizada para a imobilização da biomassa no compartimento anaeróbio, com o objetivo de minimizar a colmatação do leito reacional devido à presença de sólidos em suspensão na água residuária, bem como por esse material induzir à adesão de bactérias acidogênicas (ORTEGA *et al.*, 2001). A granulometria média variou de 5 mm a 15 mm. Esse compartimento não foi previamente inoculado.

Matrizes cúbicas de espuma de poliuretano com 1 cm de aresta, foram utilizadas como meio suporte nos compartimentos anaeróbio II e aeróbio. As matrizes cúbicas de espumas eram revestidas em anéis de plástico resistente, com a finalidade de evitar a colmatação do leito.

## 2.2 Inoculação e adaptação

A fase de adaptação da biomassa no reator teve duração de 120 dias e foi dividida em 2 fases, sendo que nos primeiros 60 dias operou-se apenas com os compartimentos anaeróbios do reator (inoculado com 24,65 gSSV.L<sup>-1</sup>) e, em seguida, acoplou-se o compartimento aeróbio (inoculado com 2,65 gSSV.L<sup>-1</sup>) e a operação deu-se de forma combinada anaeróbio-aeróbio.

Tanto para a fase de adaptação anaeróbia quanto para a aeróbia, o TDH foi de 14 h, com alimentação contínua e sem recirculação.

## 2.3 Substrato

A água residuária de abatedouro de aves foi coletada após o tratamento primário (flotador) e suas características são apresentadas na Tabela 1.

**Tabela 1** Composição média\* da água residuária industrial utilizada

DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	SST (mg.L <sup>-1</sup> )	NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mg.L <sup>-1</sup> )	pH
594±99	196±42	71±8	10±1	<0,05	<0,05	81±2	6,6±0,2

Nota: \* Média de 5 coletas.

Após cada coleta, a água residuária foi envasada em frascos PET de 2 L e mantida em freezer até o momento da utilização.

## 2.4 Procedimento experimental

A operação do reator foi dividida em três etapas distintas (etapas I, II e III), de acordo com as condições de recirculação aplicadas e suas características são apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 2** Valores de taxa de recirculação (R), vazão (Q), velocidade do fluxo ascendente (VFA), carga volumétrica de nitrogênio (CVN), carga orgânica volumétrica (COV) e período de operação

Condição operacional	R (Q <sub>r</sub> /Q)	Q (L/h)	VFA* (m.h <sup>-1</sup> )	CVN (Kg N m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	COV (Kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	Período de observação (d)
Ensaio I	1	0,7	0,21	0,18±0,02	1,55±0,22	24
Ensaio II	0,5	0,7	0,15	0,22±0,02	1,71±0,24	24
Ensaio III	2	0,7	0,31	0,22±0,01	2,13±0,42	23

**Nota:** \* VFA = (Q<sub>F</sub>+Q<sub>R</sub>)/A. Em que: Q<sub>F</sub> é a vazão afluyente (m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>), Q<sub>R</sub> é a vazão de recirculação (m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>) e A é a área transversal em corte do reator (m<sup>2</sup>).

O tempo de detenção hidráulica (TDH) foi de 8 h, sendo 5 h na condição anaeróbia/anóxica e 3 h na condição aeróbia. Assim, cada fase foi operada durante pelo menos 20 dias após atingir o estado estacionário, definido pela variação menor que 10% entre amostras de três dias consecutivos, em relação à remoção de NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, conforme proposto por Sahinkaya *et al.* (2011).

O reator foi mantido em ambiente com temperatura de 30 ± 0,1 °C, controlada por termostato digital.

## 2.5 Análises físico-químicas

O sistema foi monitorado diariamente. As amostras do afluyente e efluente foram caracterizadas de acordo com o *Standard Methods* (APHA *et al.*, 2005) para pH (método potenciométrico 4500-H<sup>+</sup>), sólidos suspensos totais (Método 2540-G), sólidos suspensos voláteis (Método 2540-E), nitrogênio total Kjeldahl (5400-NT), nitrogênio amoniacal total (Método 4500-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> B), demanda química de oxigênio (Método 5220-D), nitrato e nitrito foram realizados por análise de injeção em fluxo (Métodos 4500-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> e 4500-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>). A alcalinidade foi determinada pelo método proposto por Ripley *et al.* (1986). A concentração de oxigênio dissolvido foi determinada utilizando-se um oxímetro Orion 3Star.

## 2.6 Caracterização hidrodinâmica

O comportamento hidrodinâmico foi determinado por meio de ensaios de estímulo resposta utilizando o traçador Eosina Y, com o intuito de avaliar os efeitos do traçador nas curvas de distribuição de tempos de residência, estabelecer o regime de escoamento do fluido e detectar presença de zonas mortas, canais preferenciais ou curtos-circuitos no interior do reator. As concentrações do traçador no efluente foram medidas utilizando-se um espectrofotômetro UV-VIS e a leitura foi realizada em 516 nm.

Os ensaios foram realizados no final da avaliação no TDH de 8 h para cada recirculação, sendo que para cada ensaio realizou-se uma repetição. A massa de Eosina Y aplicada em cada ensaio foi de 20 mg diluídos em 10 mL de água destilada (volume de injeção do traçador) e o tempo de injeção foi de, aproximadamente, 10 segundos.

O tempo total de duração dos ensaios foi de 24 h, definido de tal forma que as amostras foram coletadas três vezes e o tempo de detenção hidráulica teórico foi de 8 h, em intervalos de 15 min nas primeiras 8 h e de 30 min nas 16 h seguintes. As amostras foram tomadas por um coletor de frações automático diretamente em um tubo Falcon de 15 mL e centrifugadas por 10 min a 3000 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, calculou-se a variância para cada ensaio ( $\sigma_{\theta^2}$ ).

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

Na Tabela 3, apresenta-se 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 ( $\theta$ ).

**Tabela 3** 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 – adimensional;
- $\sigma^2\theta$  = variância, [T]<sup>2</sup>;
- $C_i$  = concentração de traçador, [M].[L]<sup>-3</sup>;
- $t_i$  = tempo inicial;
- $D/uL$  = número de dispersão do reator;
- $N$  = número de reatores em série.

Na Tabela 4 apresentam-se os modelos hidrodinâmicos uniparamétricos de dispersão de pequena densidade (PD) e de grande intensidade (GD) e de tanques em série (N-CSTR), a serem utilizados no ajuste das curvas experimentais.

**Tabela 4** Modelos uniparamétricos de dispersão

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	$N = \frac{1}{\sigma^2_{\theta}} = \frac{\bar{\theta}^2_h}{\sigma^2}$	$E_{\theta} = \frac{N(N.\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N.\theta}$

O volume de zonas mortas foi determinado conforme Equações 1, 2 e 3 (PEÑA; MARA; AVELLA, 2006):

$$\beta = \frac{TDH_r}{TDH_t} \quad (1)$$

$$V_a = V_t * \beta \quad (2)$$

$$V_d = V_t - V_a \quad (3)$$

Em que:

$\beta$  é = relação entre TDH real e TDH teórico;

$V_a$  = volume ativo (m<sup>3</sup>);

$V_t$  = volume de trabalho (m<sup>3</sup>);

$V_d$  = volume de zonas mortas (m<sup>3</sup>).

A razão de curtos-circuitos foi determinada de acordo com a Equação 4 (SARATHAI; KOOTTATEP; MOREL, 2010):

$$\Psi = \frac{T_k}{T_r} \quad (4)$$

Em que:

$\Psi$  = razão de curtos-circuitos;

$T_k$  = tempo em que ocorre o pico da concentração do traçador;

$T_r$  = TDH real (h).

A eficiência hidráulica foi calculada conforme a Equação 5 (SARATHAI; KOOTTATEP; MOREL, 2010):

$$\lambda = V_e \left(1 - \frac{1}{N}\right) \quad (5)$$

Em que:

- $\lambda$  = eficiência hidráulica;  
 $V_e$  = volume efetivo ( $m^3$ ), calculado com  $1-V_d$ ;  
 $V$  = volume de tanques em série.

### 3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados dos valores médios de afluente e efluente para os parâmetros analisados são mostrados na Tabela 5.

**Tabela 5** Concentração média e desvio padrão dos parâmetros avaliados no afluente e efluente

Parâmetros	Ensaio I – R = 1		Etapa II – R = 0,5		Etapa III – R = 2	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	9,5±1,9	12,3±3,1	10,9±1,5	26,1±15	10,7±1,2	27,5±5,8
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	14,8±5	<0,050	10±8	<0,05	5,04±5
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	2,3±2	<0,050	3,6±3	<0,05	6,2±2
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	61±6	17,9±3	75±7	30±19	74±6	28±6
NT (mg.L <sup>-1</sup> )	61±6	35±6	75±7	44±12	74±6	40±6
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	42±13	7,9±14	19±11	75±70	28±6	82±30
pH	6,7±0,2	5,7±0,9	6,6±0,3	6,6±12	6,4±0,1	7,3±0,2
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	514±72	16±14	564±79	16±10	704±139	27±7
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	170±54	37±25	172±44	37±28	244±90	62±21
SSF (mg.L <sup>-1</sup> )	56±40	15±22	39±34	19±16	52±27	19±10
SSV (mg.L <sup>-1</sup> )	113±56	22±11	133±37	18±14	192±95	42±17

**Nota:** AB: alcalinidade bicarbonato.

Nota-se que os ensaios apresentaram variações nas concentrações afluente, consequência dos diferentes lotes de água residuária utilizados.

Os ensaios II e III receberam as maiores cargas de nitrogênio, o que prejudicou o desempenho nessas condições. A amonificação foi de 60% e a eficiência de nitrificação foi de 40%, para ambas as etapas. Assim, a concentração de nitrogênio amoniacal no efluente foi de 26 e 27 mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>, respectivamente, o que corrobora as altas concentrações de alcalinidade bicarbonato e pH neutro no efluente. Portanto, para os ensaios com TDH de 8 h e recirculação de 0,5 e 2, considerou-se o efeito da carga de nitrogênio aplicada como limitante no processo.

Além disso, quando a concentração foi de  $61 \text{ mgNH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$  (Etapa I), o TDH de 8 h foi suficiente para reduzir a carga de nitrogênio aplicada ( $0,18 \text{ KgN} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ). A eficiência de amonificação, de nitrificação e de remoção de nitrogênio total foram de 71%, 60% e 43%, respectivamente.

Araújo e Zaiat (2009) avaliaram um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, para tratamento de águas residuárias provenientes do processamento de lisina. Esses pesquisadores observaram que, nas condições de operação do reator com tempo de detenção hidráulica de 35 h (21 h na zona anaeróbia e 14 h na zona aeróbia), razão de recirculação de 1 e carga de nitrogênio aplicada de  $0,1 \text{ KgN} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ , a eficiência de remoção de nitrogênio total foi 54%.

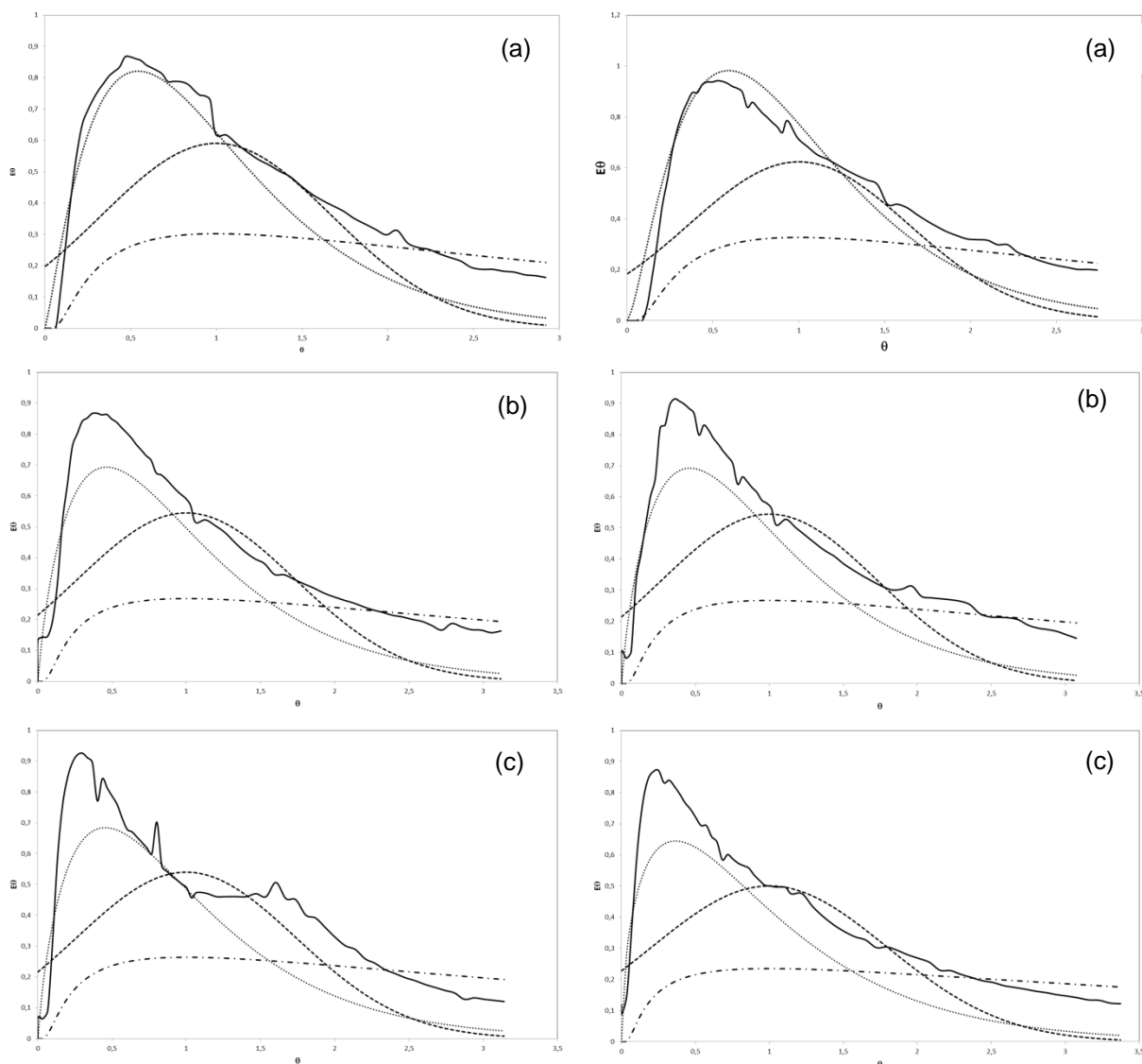
Com relação à remoção de matéria orgânica, considerou-se que, para todas as condições, o desempenho do reator foi satisfatório em termos de DQO, sendo os valores médios iguais a 94%, 97% e 96%, para as etapas I, II e III, respectivamente.

Oliveira Netto e Zaiat (2012) operaram reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com taxa de recirculação de 0,5, aplicado ao tratamento de esgoto doméstico. A carga orgânica aplicada média foi de  $1,22 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  e alcançaram eficiência de remoção de matéria orgânica de 92%.

Kreutz *et al.* (2014) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com escoamento ascendente, no tratamento de efluente bruto de matadouro bovino, e obtiveram eficiência de remoção de matéria orgânica como DQO de 51% para TDH de 8 h e recirculação de 0,5. Contudo, esses autores trabalharam com COV na faixa de  $2,7 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ , portanto maior do que a aplicada no presente trabalho e isso pode indicar que o incremento de carga prejudica o desempenho do reator.

### 3.1 Avaliação hidrodinâmica

Estudos hidrodinâmicos têm por finalidade avaliar o padrão de escoamento real no reator e detectar anomalias como caminhos preferenciais e regiões de estagnação. As curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) obtidas com o ajuste de modelos matemáticos são apresentadas na Figura 2.



**Figura 2** Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas durante os ensaios em duplicata com o TDH de 8 h e recirculação de 1 (a), 0,5 (b) e 2 (c). — dados experimentais, ... N-CSTR, --- PD, -.- GD.

**Nota:** Letras iguais indicam a duplicata de cada ensaio.

Para todos os ensaios, o modelo de N-CSTR apresentou melhor ajuste aos dados experimentais, conforme Tabela 6.

**Tabela 6** Parâmetros obtidos com o ajuste dos dados experimentais pelos modelos teóricos

TDH (h)	R	TDH experimental (h)	CSTR (N)	PD (D/uL)	GD (D/uL)	Coeficiente de correlação ( $r^2$ )		
						N-CSTR	PD	GD
8	1	8,32	2,5	0,22	0,81	0,97	0,79	0,58
8	0,5	7,55	2	0,27	1,11	0,97	0,73	0,39
8	2	7,2	2	0,29	1,29	0,94	0,67	0,22

**Legenda:** PD = pequena dispersão; GD = grande dispersão.



Esse resultado corrobora o relatado por Oliveira Netto (2011) para um reator compartimentado, o qual observou que o comportamento mais próximo ao de mistura completa deve-se à aeração e à recirculação aplicada.

Pontes (2009) avaliou o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente, tendo como meio suporte argila expandida e espuma de poliuretano tratando efluente de abatedouro de aves. A autora constatou que o reator, quando operado na condição combinada anaeróbia-aeróbia com TDH de 10 horas poderia ser representado por 2-3 reatores de mistura completa em série, aproximando-se de um reator de mistura completa.

Méndez-Romero *et al.* (2011) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio de leito fixo utilizando o traçador rodamina B e TDH de 24 horas, tratando efluente de abatedouro. Constataram que o modelo de tanques de mistura completa em série (N-CSTR) apresentou equivalência de 1 reator de mistura completa para baixas taxas volumétricas e regime de fluxo em pistão para altas taxas volumétricas.

O efeito de cauda longa presente nas curvas de distribuição foi evidente em todos os ensaios, o que sugere a ocorrência de difusão em zonas mortas do reator e, por isso, apresenta lenta liberação do traçador, a adsorção do traçador na biomassa ou curto-circuito hidráulico (LEVENSPIEL, 2000; FAZOLO *et al.*, 2006; CARVALHO *et al.*, 2008).

Observou-se que, conforme aumenta o tempo de operação do reator, o pico de concentração move-se para o lado esquerdo. Méndez-Romero *et al.* (2011) sugerem que essa característica da curva decorre de um aumento no volume de zonas mortas. O maior percentual de zonas mortas foi verificado na condição de  $R = 2$  (Tabela 7).

Além disso, os picos nas concentrações do traçador, nessa direção, podem indicar a existência de caminhos preferenciais ou recirculação do fluido. Bernardez, Andrade-Lima e Almeida (2008) observaram uma situação similar com picos no início das curvas. Os autores atribuíram essa característica ao efeito *by passing*, ou seja, o fluxo do traçador passou por caminhos preferenciais.

Os resultados referentes às anomalias do comportamento hidrodinâmico estão apresentados na Tabela 7.

**Tabela 7** Resultados obtidos pelo cálculo do volume de zonas mortas, eficiência hidráulica e curto-circuito para o TDH de 8 h

R	TDH <sub>t</sub> (h)	TDH <sub>e</sub> (h)	$\beta$	Pico de concentração (h)	Zonas mortas (v <sub>d</sub> ) (%)	Curto-circuito ( $\psi$ )	Eficiência hidráulica ( $\lambda$ ) (%)
1	8	8,3	1,03	4,4	0	0,53	0,58
0,5	8	7,6	0,95	3,1	5,1	0,41	0,50
2	8	7,2	0,90	2,3	9,7	0,31	0,50

**Legenda:** TDH<sub>t</sub> = TDH teórico; TDH<sub>e</sub> = TDH experimental;  $\beta$  = TDH<sub>e</sub>/ TDH<sub>t</sub>.

Na condição de  $R = 1$ , houve um pequeno atraso (3,75%) na resposta do traçador, o que pode indicar adsorção do traçado na biomassa (CARVALHO *et al.*, 2008), uma vez que a porcentagem de zonas mortas foi nula.

Nas condições de  $R = 0,5$  e  $R = 2$ , o TDH experimental foi inferior ao TDH teórico. Houve adiantamento de 5% em  $R = 0,5$  e 10% em  $R = 2$ . O adiantamento na resposta do traçador pode ser atribuído a caminhos preferenciais e aumento no volume de zonas mortas, que atingiram os valores de 5,1% e 9,7%, respectivamente com  $R = 0,5$  e  $R = 2$ . Tal fenômeno possibilita uma rápida saída do traçador do efluente.

Os valores de volume de zonas mortas são semelhantes a outros trabalhos. Ji *et al.* (2012) obtiveram o valor de 3,99%, operando um reator anaeróbio compartimentado; Bhattacharyya e Singh (2010) observaram 10,76% de volume de zonas mortas em reator de leito expandido e lodo granular. Ainda, esses índices podem ser considerados baixos se comparados com o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo operado por Peña, Mara e Avella (2006), no qual esse parâmetro alcançou 26,5%.

Neste trabalho, valores de  $\Psi$  superiores a 0,3 (Tabela 6) demonstraram a inexistência de curtos-circuitos pronunciados (SARATHAI; KOOTTATEP; MOREL, 2010). Nesse contexto, o atraso nas respostas do traçador pode ser atribuído à adsorção do traçador na biomassa ou difusão do traçador em zonas estagnadas com lenta liberação.

A eficiência hidráulica pode ser dividida em três categorias (PERSSON; SOMES; WONG, 1999), sendo  $\lambda \geq 0,75$ : boa eficiência hidráulica;  $0,75 \leq \lambda < 0,5$ : eficiência hidráulica satisfatória;  $\lambda \leq 0,5$ : eficiência hidráulica pobre. Neste trabalho, a eficiência hidráulica pode ter sido influenciada por caminhos preferenciais e, assim, prejudicado a distribuição do traçador ao longo do reator.

## CONCLUSÕES

Considerando os objetivos propostos, as condições de desenvolvimento da pesquisa e os resultados obtidos, pode-se concluir que:

- Na avaliação hidrodinâmica, o reator apresentou comportamento semelhante a 2-2,5 reatores de mistura completa em série (N-CSTR).
- O sistema avaliado apresentou apenas pequenas variações no TDH experimental, em relação ao teórico.

- A eficiência hidráulica foi satisfatória e não houve ocorrência de curtos-circuitos pronunciados.

## 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, v. 13, n. 2, p.181-188, 2008.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION - APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21. ed. Washington, DC: APHA, 2005.

ARAUJO, JR. M. M.; ZAIAT, M. An upflow fixed-bed anaerobic–aerobic reactor for removal of organic matter and nitrogen from l-lysine plant wastewater, **Canadian Journal Civil Eng.**, n. 36, v. 6, p. 1085–1094, 2009.

BHATTACHARYYA, D.; SINGH, K. S. Understanding the mixing pattern in an anaerobic expanded granular sludge bed reactor: effect of liquid recirculation. **J. Environ. Eng.** v. 136, n. 6, p. 576-584, 2010.

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**, v. 2, p. 114-121. 2008.

BENBELKACEM, H.; GARCIA-BERNET, D.; BOLLON, J.; LOISEL, D.; BAYARD, R.; STEYER, J. P.; GOURDON, R.; BUFFIÈRE, P.; ESCUDIÉ, R. Liquid mixing and solid segregation in high-solid anaerobic digesters. **Bioresource Technology**, v. 147, p. 387-394, 2013.

BUSTILLO-LECOMPTE, C. F.; MEHRVAR, M. Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: a review on trends and advances, **Journal of Environmental Management**, v. 161, n. 15, 287-302, 2015.

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

DE NARDI, I. R.; ZAIAT, M; FORESTI, E. Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors. **Bioprocess Engineering**, v. 21, p. 469-76, 1999.

FAZOLO, A.; PASOTTO, M. B.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Kinetics, mass transfer and hydrodynamics in a packed bed aerobic reactor fed with anaerobically treated domestic sewage, **Environ. Technol.**, v. 27, p. 1125-1135, 2006.

JI, J., ZHENG, KAI., XING, Y., ZHENG, P. Hydraulic characteristics and their effects on working performance of compartmentalized anaerobic reactor. **Bioresource Technology**, v. 116, p. 47-52, 2012.

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

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. 3 ed. São Paulo: Edgard Blücher Ltda. 2000. 563 p.

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**, v. 50, p. 273-280, 2011.

OLIVEIRA NETTO, A. P. **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 em Engenharia Civil) - Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 2011.

OLIVEIRA NETTO A. P.; ZAIAT M. Treatment of domestic sewage in an anaerobic-aerobic fixed-bed reactor with recirculation of the liquid phase. **Clean – Soil, Air, Water**, v. 40, n. 9, p. 965-971, 2012.

ORTEGA, F. S.; ROCHA, K. M.; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V. C. Aplicação de espumas cerâmicas produzidas via “gelcasting” em biorreator para tratamento anaeróbio de águas residuárias. **Cerâmica**, São Paulo, v. 47, n. 304, p. 199-203, 2001.

PEÑA, M. R.; MARA, D. D.; AVELLA, G. P. Dispersion and treatment performance analysis of an UASB reactor under different hydraulic loading rate. **Water Research**, v. 40, p. 445-452, 2006.

PERSSON, J. SOMES, N. L. G.; WONG, T. H. F. Hydraulics efficiency of constructed wetlands and ponds. **Water Science and Technology**, v. 40, p. 291-300, 1999.

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 em Engenharia Civil) - Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

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

RIPLEY, L. E., BOYLE, W. C., CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **J. Water Pollut. Control Federation**, v. 48, p. 406-411, 1986.

SAHINKAYA, E.; DURSUN, N.; KILIC, A.; DEMIREL, S.; UYANIK, S.; CINAR, O. Simultaneous heterotrophic and sulfur-oxidizing autotrophic denitrification process for drinking water treatment: Control of sulfate production, **Water Res.**, v. 45, p. 6661-6667, 2011.

SARATHAI, T.; KOOTTATEP, T.; MOREL, A. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onsite wastewater treatment system. **Journal of Environmental Science** v. 22, n. 9, p. 1319-1326, 2010.

SILVA, L. L.; DONNICI, C. L.; AYALA, J. D.; FREITAS, C. H.; MOREIRA, R. M.; PINTO, A. M. F. Traçadores: o uso de agentes químicos para estudos hidrológicos, ambientais, petroquímicos e biológicos. **Química Nova**, São Paulo, v. 32, n. 6, p.1576-1585, 2009.

VALTA, K.; KOSANOVIC, T.; MALAMIS, D.; MOUSTAKAS, K.; LOIZIDOU, M. Overview of water usage and wastewater management in the food and beverage industry. **Desalination and Water Treatment**, v. 53, n. 12, p. 3335-3347, 2015.

VILLALOBOS, M. A. B.; SILVA, E. A. S.; VIRAMONTES, J. U. A. Operación y rediseño de una tecnología para el tratamiento de aguas residuales en Cuemanco. **Revista mexicana de ingeniería química**, v. 5, n. 1, p. 5-9, 2006.

ZAIAT, M.; VIEIRA, L. G. T.; FORESTI E. Spatial and temporal variations of monitoring performance parameters in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge (HAIS) reactor treating synthetic substrate. **Wat. Res**, v. 31, n. 7, p. 1760-1766, 1997.

**APÊNDICES**

**APÊNDICE A CONCENTRAÇÃO MÉDIA DOS PARÂMETROS AVALIADOS NAS TRÊS ETAPAS**

**Tabela 1** Concentração média dos parâmetros avaliados ao longo da altura do reator durante a etapa I

TDH 14 h; R = 0,5							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,73	1,20	1,52	2,05	3,44	3,92	5,23
pH	7,01	7,45	7,61	7,75	6,02	5,77	4,83
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	32,55	170,63	125,47	112,66	18,28	19,53	2,94
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	79,69	214,06	156,88	148,59	28,28	31,09	12,77
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	7,19	33,25	25,62	24,26	11,06	10,47	7,97
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	59,97	47,43	42,35	30,10	12,95	13,48	11,20
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	<0,05	0,26	0,06	<0,05	<0,05	<0,05
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	0,65	4,41	2,81	18,34	17,35	19,24
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	609,31	177,83	98,63	47,13	33,43	25,32	27,18

TDH 11 h; R = 0,5							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,70	1,04	1,47	2,51	3,31	4,49	5,22
pH	6,53	7,34	7,40	6,81	5,10	5,07	4,69
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	31,93	187,92	146,46	50,21	0,00	0,00	0,68
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	72,12	247,29	195,42	112,50	6,25	7,29	6,20
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	8,10	38,73	32,76	22,87	10,64	10,69	11,44
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	61,39	54,60	43,40	29,40	16,80	15,63	14,88
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	<0,05	<0,05	0,06	0,09	0,06	<0,05
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	<0,05	2,84	8,61	20,14	20,83	23,44
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	521,91	240,63	138,51	34,41	22,75	19,12	14,38

TDH 8 h; R = 0,5							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,57	0,80	1,25	2,23	3,45	3,67	4,92
pH	6,61	7,07	6,98	7,32	6,73	6,50	6,62
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	19,48	179,84	137,34	121,41	81,09	77,97	74,53
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	79,32	259,38	196,88	164,06	108,91	100,63	108,18
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	11,00	44,10	38,55	39,01	31,59	31,97	26,14
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	75,19	72,63	46,55	41,30	36,23	33,60	30,22
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	<0,05	0,29	0,22	0,49	0,45	3,61
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	0,44	3,42	8,01	12,83	14,25	10,14
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	564,06	320,03	60,28	37,69	52,42	37,64	33,22

**Tabela 2** Concentração média dos parâmetros avaliados ao longo da altura do reator durante a etapa II

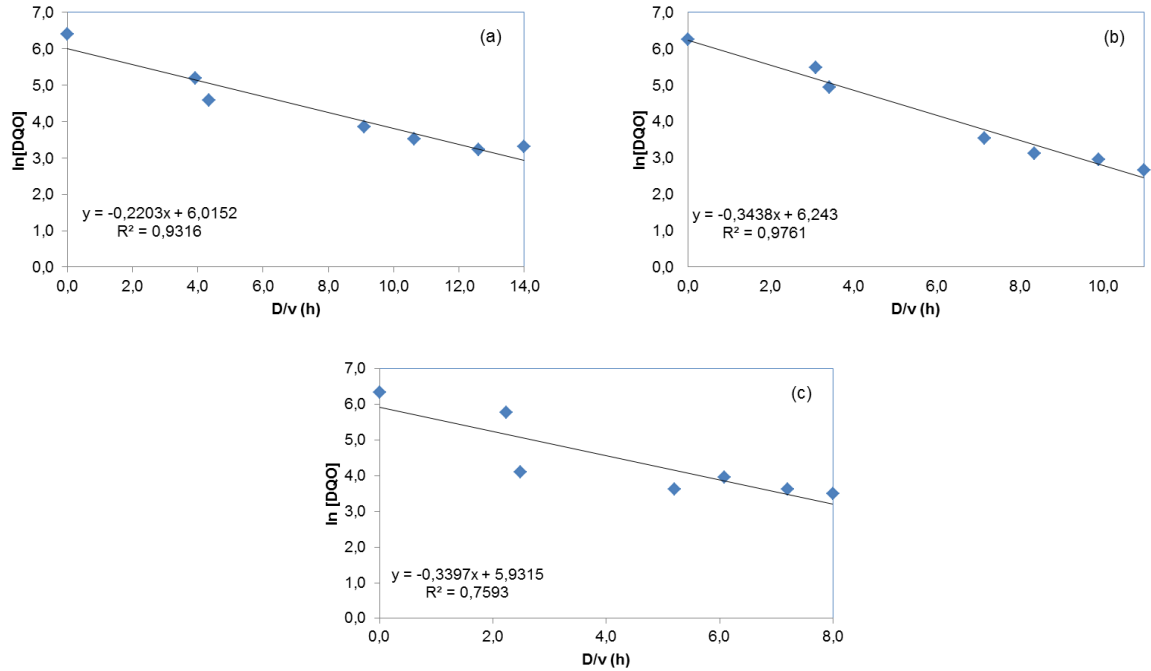
TDH 14 h; R = 1							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,69	1,03	1,07	1,82	3,02	3,33	5,23
pH	6,54	7,31	7,20	7,12	6,73	6,78	6,10
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	33,64	147,33	141,82	103,52	67,39	59,15	36,76
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	81,13	206,91	197,81	135,11	87,81	84,56	46,33
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	10,30	34,61	33,22	24,60	19,33	18,72	13,64
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	67,45	50,21	49,06	32,45	25,90	23,86	17,82
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	0,08	0,19	0,14	0,26	0,31	0,83
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	0,90	1,42	5,03	11,61	12,43	22,66
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	808,98	144,11	96,40	25,10	17,68	18,02	18,45
TDH 11 h; R = 1							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,80	1,02	0,95	1,77	3,01	3,02	4,88
pH	6,59	7,19	7,24	6,81	6,65	6,76	6,30
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	23,20	121,88	133,59	68,28	32,19	33,05	41,02
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	70,47	183,05	188,36	100,23	50,86	47,42	57,19
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	10,33	32,59	31,96	21,39	15,10	14,91	15,49
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	60,20	48,13	43,14	28,09	21,44	18,90	19,34
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	<0,05	<0,05	0,16	0,30	0,31	0,68
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	1,52	1,83	7,29	12,79	12,85	11,28
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	518,36	137,02	75,10	20,10	15,75	12,40	12,90
TDH 8 h; R = 1							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,74	1,13	1,22	1,97	3,31	4,04	4,37
pH	6,79	7,22	6,78	6,88	5,82	5,52	5,70
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	42,19	122,89	77,03	61,02	4,45	2,50	7,89
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	82,01	184,10	163,61	107,92	37,22	35,49	39,10
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	9,47	31,05	29,57	21,11	13,22	12,46	12,34
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	61,83	52,50	45,42	27,53	18,98	18,67	17,97
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	<0,05	0,14	0,14	0,38	0,41	2,25
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	1,16	2,98	5,95	12,89	13,28	14,83
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	514,24	256,92	153,74	32,04	26,00	15,05	16,73



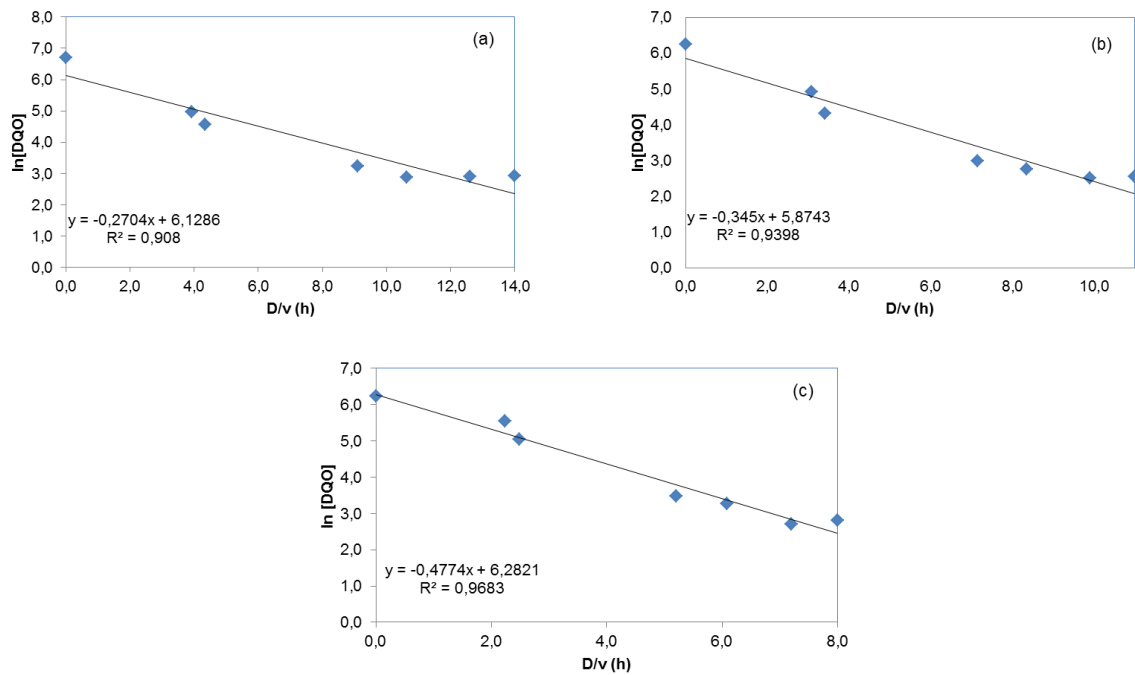
**Tabela 3** Concentração média dos parâmetros avaliados ao longo da altura do reator durante a etapa III

TDH 14 h; R = 2							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,59	1,25	1,31	2,78	3,58	4,45	4,87
pH	6,88	6,65	7,04	6,74	5,70	5,67	5,10
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	39,72	78,33	92,92	35,42	12,71	15,31	4,94
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	68,91	132,40	133,85	55,94	23,23	23,44	11,38
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	8,65	25,39	24,76	14,30	10,62	10,62	9,36
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	54,34	36,52	31,62	15,75	12,95	12,37	11,83
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	5,08	4,89	12,04	16,57	16,33	19,47
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	390,04	141,58	70,48	24,06	20,22	17,97	18,37
TDH 11 h; R = 2							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,55	0,65	1,05	2,51	3,01	3,27	4,69
pH	6,44	7,02	7,05	6,27	5,74	5,80	5,50
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	31,62	133,44	80,78	16,41	4,38	5,63	4,63
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	86,23	214,69	120,31	38,28	17,66	13,91	13,95
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	11,08	37,38	22,09	8,33	5,85	5,39	6,10
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	71,95	54,67	44,63	14,56	9,28	7,42	8,45
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	0,52	1,45	3,44	5,03	5,49	3,58
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	1,49	4,32	9,86	11,71	12,25	13,01
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	614,68	389,76	115,33	47,18	45,97	36,09	27,57
TDH 8 h; R = 2							
Parâmetros	Altura (m)						
	0	0,28	0,31	0,65	0,76	0,9	1
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,41	0,40	0,50	2,43	3,48	3,69	4,82
pH	6,40	7,36	7,22	7,30	7,00	6,98	7,30
AB (mg.L <sup>-1</sup> )	28,08	157,34	127,66	89,84	85,94	79,22	82,48
AT (mg.L <sup>-1</sup> )	82,00	251,41	205,94	132,97	127,03	130,78	128,92
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	10,73	45,27	38,59	21,19	20,53	20,63	25,84
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	74,50	119,47	84,47	30,80	28,93	28,00	27,87
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	0,54	1,37	2,71	3,46	3,78	6,16
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	<0,05	1,68	2,36	7,26	8,70	9,95	5,04
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	704,58	823,17	503,93	87,29	90,10	77,21	27,47

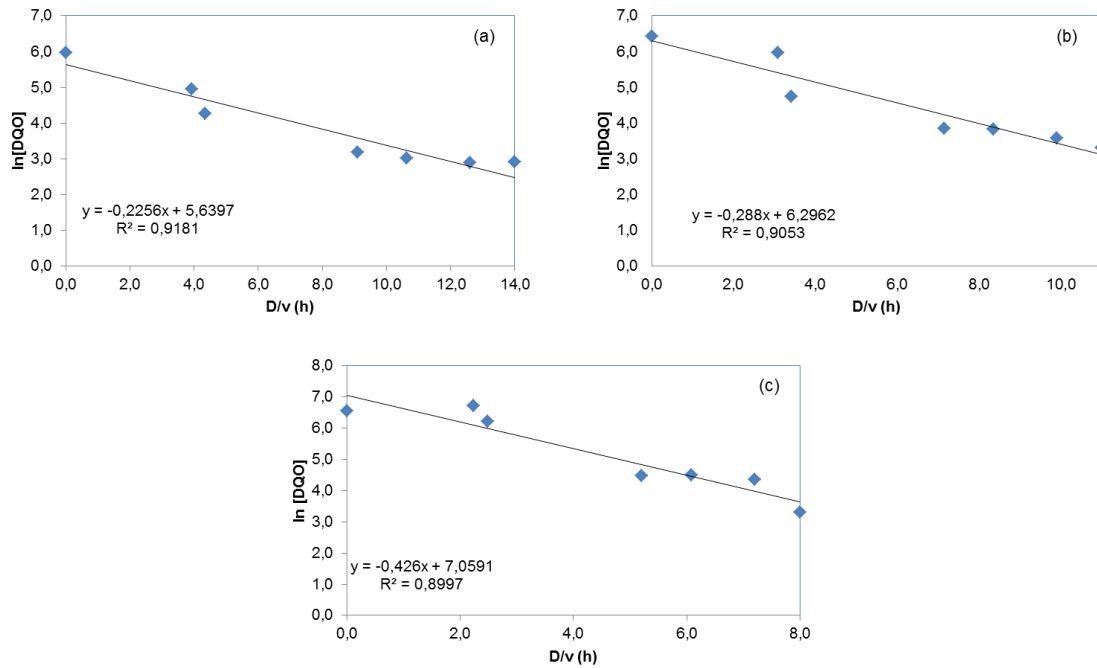
## APÊNDICE B CURVAS DE DECAIMENTO DA MATÉRIA ORGÂNICA AO LONGO DO TEMPO



**Figura 1** Curva de decaimento da matéria orgânica ao longo do tempo na condição operacional com taxa de recirculação de 0,5 e TDH de 14 h (a), 11 h (b) e 8 h (c).



**Figura 2** Curva de decaimento da matéria orgânica ao longo do tempo na condição operacional com taxa de recirculação de 1 e TDH de 14 h (a), 11 h (b) e 8 h (c).



**Figura 3** Curva de decaimento da matéria orgânica ao longo do tempo na condição operacional com taxa de recirculação de 2 e TDH de 14 h (a), 11 h (b) e 8 h (c).