

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ  
DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE AMBIENTAL  
CURSO DE ENGENHARIA AMBIENTAL

CAROLINA MORALES RODRIGUES

**ANÁLISE DE PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS DE REATOR  
ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO COM BIOMASSA  
IMOBILIZADA**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CAMPO MOURÃO  
2015

CAROLINA MORALES RODRIGUES

**ANÁLISE DE PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS DE REATOR  
ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO COM BIOMASSA  
IMOBILIZADA**

Trabalho apresentado à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso II do curso de Engenharia Ambiental do Departamento Acadêmico de Ambiental (DAAMB) da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em Engenharia Ambiental.

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

Co-orientadora: Prof<sup>ª</sup>. Dra. Karina Querne de Carvalho

CAMPO MOURÃO

2015



---

## TERMO DE APROVAÇÃO

# ANÁLISE DE PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS DE REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO COM BIOMASSA IMOBILIZADA

por

CAROLINA MORALES RODRIGUES

Este Trabalho de Conclusão de Curso foi apresentado em 13 de Fevereiro de 2015 como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Ambiental. O candidato foi argüido pela Banca Examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a banca examinadora considerou o trabalho APROVADO.

---

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

---

Prof<sup>a</sup>. Dra. Karina Querne de Carvalho

---

Prof. Dr. Eudes José Arantes

---

Prof. Dr. Fernando Hermes Passig

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente agradeço a Deus, por ter me concedido o privilégio de ingressar na Universidade e por ter me abençoado durante este tempo todo com novas oportunidades.

Agradeço à minha querida mãe Sirlei S. Morales Rodrigues, pela luta constante que sempre dedicou a seus filhos para realizar os seus e nossos sonhos e nunca mediu esforços para nos ajudar. Ao meu querido pai Pedro de Carvalho Rodrigues, pela educação e amor que me deu durante toda a sua vida e, ensinou que devo fazer tudo com dedicação e da melhor maneira possível.

Aos meus irmãos Caio Vinicius Rodrigues e Carina Morales Rodrigues e a toda minha família, que me apoiaram e acreditaram em mim para que eu pudesse chegar até aqui, minha eterna gratidão.

Ao meu namorado Diego Bongiorno Cruz, que foi meu companheiro e amigo durante esses cinco anos, pela paciência, amor e força que me deu, me ajudando a manter a fé em meus objetivos e sonhos.

À minha orientadora Cristiane Kreutz pela orientação, confiança, serenidade e conhecimento que me proporcionou ao longo de todo trabalho, além de ter me dado a oportunidade de conhecer a área de pesquisa que tanto gosto e me identifico. À minha co-orientadora Karina Querne de Carvalho, pela contribuição, auxílio e por estar sempre à disposição para esclarecimentos no decorrer deste trabalho.

Aos professores do DAAMB, pela atenção e ajuda quando precisei e pelos conhecimentos transmitidos durante o curso. Em especial ao professor Eudes José Arantes, pela oportunidade que me deu do primeiro contato com a pesquisa, que foi muito importante para chegar até aqui hoje.

Aos meus colegas de trabalho Áldria Belini, Rafael Rosiello, Carla Carolina Cunha, Rafaela Reis, Thayse Ferro e Rafael Carard, que estiveram dispostos a me ajudar e cada qual em seu momento, foram muito importantes durante o desenvolvimento da pesquisa.

Aos amigos que ganhei durante a graduação, por todo carinho e companheirismo que proporcionaram, e por terem compartilhado de grandes momentos junto a mim ao longo destes cinco anos.

A todos, o meu muito obrigado!

“O sucesso nasce do querer, da determinação e persistência de se chegar a um objetivo. Mesmo não atingindo o alvo, quem busca e vence obstáculos, no mínimo fará coisas admiráveis.”

José de Alencar

## RESUMO

RODRIGUES, C. M. **Análise de parâmetros hidrodinâmicos de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com biomassa imobilizada.** 2015. 71f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2015.

O objetivo deste trabalho foi avaliar o comportamento hidrodinâmico de reatores anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RCAALF), operados com Tempo de Detenção Hidráulica ( $\theta_h$ ) de 18h e 12h, com biomassa imobilizada, tratando efluente bruto de abatedouro bovino. Como meio suporte pra imobilização da biomassa, foram utilizados matrizes de poliuretano envoltas por estrutura rígida de polipropileno no Reator 1 (R1) e *Luffa cylindrica* (esponja de celulose) no Reator 2 (R2). Os reatores foram operados em escala de bancada com volume útil de 4,75 L e 4,3 L para R1 e R2, respectivamente, mantidos em temperatura ambiente. Para avaliar o comportamento hidrodinâmico e os possíveis desvios de idealidade do escoamento, foram realizados ensaios de estímulo-resposta tipo pulso utilizando eosina Y como traçador. A fim de avaliar o estado de equilíbrio dinâmico aparente dos reatores durante seus períodos de operação, foram monitorados os parâmetros físico-químicos pH, temperatura, oxigênio dissolvido, alcalinidade a bicarbonato, ácidos voláteis, DQO (bruta e filtrada), sólidos totais e sólidos suspensos totais. Os resultados foram satisfatórios com relação à eficiência de remoção de matéria orgânica para R1 e R2 operados com  $\theta_h$  de 12 horas, com médias de 68 e 76% de DQO bruta e filtrada, respectivamente para R1 e 57 e 63% para R2. Na operação dos reatores com  $\theta_h$  de 18 h, as eficiências diminuíram para 49 e 60% de DQO bruta e filtrada, respectivamente para R1, 52 e 51% para R2. Mesmo com a queda na eficiência, os reatores demonstraram-se robustos para aguentar choques de carga quando operados com a variação de carga hidráulica imposta. Nos resultados dos ensaios hidrodinâmicos foi observado o fenômeno de cauda longa na curva de concentração do traçador eosina Y e atraso na sua resposta na saída do efluente tratado. Foi verificado também que o padrão de fluxo aproximou-se ao de mistura completa para os dois reatores e que o  $\theta_h$  de 12 h demonstrou melhor comportamento hidrodinâmico dos reatores e maior capacidade de suportar variações de carga hidráulica. Nos ensaios foi verificada presença de curtos-circuitos e zonas mortas nos reatores, com 11% e 7% de volume morto em R1 e R2, respectivamente, com  $\theta_h$  de 18 h e 20% para ambos com  $\theta_h$  de 12 h. A eficiência hidráulica dos reatores foi classificada como pobre e os valores do número de Reynolds indicaram regime de escoamento laminar. O meio suporte do R1 proporcionou curvas de DTR com maiores valores de  $D/uL$ , sugerindo alta dispersão longitudinal e mistura mais rápida no interior do reator.

**Palavras-chave:** Comportamento. Traçador. Anomalias. Matéria Orgânica

## ABSTRACT

RODRIGUES, C. M. **Analysis of hydrodynamic parameters of anaerobic-aerobic packed-bed reactor with immobilized biomass**. 2015. 71f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2015.

The aim of this study was evaluate the hydrodynamic behavior of anaerobic-aerobic packed-bed reactor, operated with hydraulic retention time ( $\theta_h$ ) of 18h and 12h, with immobilized biomass, treating raw wastewater of bovine slaughterhouse. As a support to biomass immobilization, it was used matrices polyurethane under a rigid structure polypropylene in Reactor 1 (R1) and *Luffa cylindrica* (cellulose sponge) in Reactor 2 (R2). The reactors were operated on bench scale with a useful volume of 4.75 L and 4.3 L to R1 and R2 respectively, have been kept at room temperature. To evaluate the hydrodynamic behavior and possible flow anomalies were carried out stimulus-response assays, pulse type, using eosin Y as tracer. In order to assess the state of apparent dynamic balance of the reactors during their operation, It were monitored the physical and chemical parameters such as pH, temperature, dissolved oxygen, bicarbonate alkalinity, volatile acids, COD (crude and filtered), total solids and total solids suspended solids. The results were satisfactory regarding to organic matter removal efficiency to R1 and R2 operated with  $\theta_h$  12 h, averaging of 68 and 76% crude and filtered COD respectively for R1, and 57 and 63% for R2. In operating the reactors with  $\theta_h$  18 h, the efficiencies dropped to 49 and 60% crude and filtered COD respectively for R1, and 52 and 51% for R2. Even with the drop in efficiency, the reactors proved to be robust to withstand loads shock when operated with hydraulic load variation imposed. At the results of hydrodynamic assays was observed the phenomenon of the long tail in the concentration curve of tracer eosin Y and delay its response at the output of treated effluent. It was also found that the flow pattern approached to the complete mixing for the two reactors and that the  $\theta_h$  of 12 h proved better hydrodynamic behavior of reactors and greater capacity to withstand hydraulic load variations. In the tests it was checked the presence of short-circuits and dead zones in the reactors, with 11% and 7% dead volume in R1 and R2 respectively, to  $\theta_h$  of 18 h and 20% for both with  $\theta_h$  of 12 h. The hydraulic efficiency of the reactors was classified as poor and the values of Reynolds number indicated laminar flow regime. The support media at R1 provided RTD curves with higher  $D/uL$  values, suggesting high longitudinal dispersion and faster mixing within the reactor.

**Keywords:** Behavior. Tracer. Anomalies. Organic Matter

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Desenho esquemático dos Reatores Combinados Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo (RCAALF), subdivididos em seis compartimentos: (1) Entrada do afluente; (2) e (3) Zona anaeróbia; (4) Zona de aeração; (5) Zona aeróbia; (6) Saída do efluente tratado. ....	28
Figura 2- Meios suportes utilizados para imobilização da biomassa. (A) Espumas de poliuretano envoltas por estrutura de polipropileno. (B) Esponja de celulose (Luffacylindrica).....	30
Figura 3 - Variação do pH ao longo da altura dos RCAALF: (a) $\theta$ h de 18 h e (b) $\theta$ h de 12 h. ....	41
Figura 4 - Variação da temperatura ao longo da altura dos RCAALF: (a) $\theta$ h de 18 h e (b) $\theta$ h de 12 h. ....	41
Figura 5 - Variação da concentração de oxigênio dissolvido ao longo da altura dos RCAALF: (a) $\theta$ h de 18 h e (b) $\theta$ h de 12 h. ....	42
Figura 6 - Variação da alcalinidade a bicarbonato ao longo da altura dos RCAALF: (a) $\theta$ h de 18 h e (b) $\theta$ h de 12 h.....	43
Figura 7 - Variação de ácidos voláteis ao longo da altura dos RCAALF: (a) $\theta$ h de 18 h e (b) $\theta$ h de 12 h. ....	44
Figura 8 - Variação da DQO bruta e filtrada ao longo da altura dos RCAALF: (a) e (b) DQO bruta e filtrada com $\theta$ h de 18 h; (c) e (d) DQO bruta e filtrada com $\theta$ h de 12 h. ....	46
Figura 9 - Variação de Sólidos Totais (ST) e Sólidos Suspensos Totais (SST) ao longo da altura dos RCAALF: (a) e (b) ST e SST com $\theta$ h de 18 h; (c) e (d) ST e SST com $\theta$ h de 12 h.....	48
Figura 10 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para $\theta$ h de 18 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente. ....	50
Figura 11 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para $\theta$ h de 12 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente. ....	51

Figura 12 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador eosina Y para os reatores operados com  $\theta$ h de 18 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente. ...54

Figura 13 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador eosina Y para os reatores operados com  $\theta$ h de 12 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente. ...55

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1– Parâmetros analisados e métodos empregada na avaliação das características do substrato e efluente.....	31
Tabela 2– Definição das variáveis utilizadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ).....	32
Tabela 3 – Modelos uniparamétricos de dispersão e seus respectivos parâmetros.....	33
Tabela 4 – Valores dos parâmetros utilizados no cálculo do número de Reynolds...	35
Tabela 5– Caracterização físico-química do substrato.....	37
Tabela 6– Resultados das análises físico-químicas do efluente no reator R1 com $\theta$ h de 18 h.....	38
Tabela 7– Resultados das análises físico-químicas do efluente no reator R2 com $\theta$ h de 18 h. ....	39
Tabela 8– Resultados das análises físico-químicas do efluente do reator R1 com $\theta$ h de 12 h. ....	39
Tabela 9– Resultados das análises físico-químicas do efluente do reator R2 para $\theta$ h de 12 h. ....	39
Tabela 10– Resultados dos modelos de dispersão obtidos com o ajuste dos dados experimentais para R1 e R2 com $\theta$ h de 18 h.....	56
Tabela 11– Resultados dos modelos de dispersão obtidos com o ajuste dos dados experimentais para R1 e R2 com $\theta$ h de 12 h.....	56
Tabela 12– Coeficientes de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais aos modelos teóricos para R1 e R2 operados com $\theta$ h de 18 h. ....	57
Tabela 13– Coeficientes de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais aos modelos teóricos para R1 e R2 operados com $\theta$ h de 12 h. ....	58
Tabela 14– Resultados obtidos nos cálculos das anomalias para R1 e R2 com $\theta$ h de 18 h. ....	59

Tabela 15– Resultados obtidos nos cálculos das anomalias para R1 e R2 com 0h de 12 h. ....	59
Tabela 16– Resumo dos cálculos obtidos durante a operação de R1 e R2 com 0h de 18 e 12h. ....	62

## LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

DQO – Demanda Química de Oxigênio;  
ST – Sólidos Totais;  
SST – Sólidos Suspensos Totais;  
OD – Oxigênio Dissolvido;  
pH – Potencial Hidrogeniônico;  
AB – Alcalinidade a Bicarbonato;  
AV – Ácidos Voláteis;  
T – Temperatura do líquido;  
TDH – Tempo de Detenção Hidráulico;  
rpm – Rotação por minuto;  
D/μL – Número de dispersão;  
DTR – Distribuição do Tempo de Residência;  
E $\theta$  – Curva de distribuição do tempo de detenção hidráulica;  
GD – Grande Dispersão;  
PD – Pequena Dispersão;  
N – Número de Reatores em Séries;  
r<sup>2</sup> – Coeficiente de correlação;  
N-CSTR – Tanques de mistura completa em série;  
RCAALF – Reator Combinado Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo;  
RAALF – Reator Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo;  
RAHLF – Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo;  
UASB - *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*;  
V<sub>d</sub> – Volume de zonas mortas;  
V<sub>a</sub> – Volume ativo do reator;  
V<sub>t</sub> – Volume total do reator;  
 $\Psi$  – Curtos-circuitos hidráulicos;  
 $\lambda$  – Eficiência hidráulica.  
 $\mu$  - Viscosidade dinâmica do fluido;  
 $\theta_h$  – Tempo adimensional;  
 $\sigma^2_{\theta}$  – Variância;  
Re – Número de Reynolds.

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>13</b>
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	<b>15</b>
2.1 OBJETIVO GERAL .....	15
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	15
<b>3 REVISÃO DE LITERATURA</b> .....	<b>16</b>
3.1 CARACTERÍSTICAS DOS EFLUENTES DE ABATEDOURO BOVINO .....	16
3.2 REATORES COMBINADOS ANAERÓBIO-AERÓBIOS .....	18
3.3 MATERIAL SUPORTE PARA IMOBILIZAÇÃO DA BIOMASSA .....	21
3.4 HIDRODINÂMICA DE REATORES.....	22
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	<b>28</b>
4.1 APARATO EXPERIMENTAL.....	28
4.2 ANÁLISE DE PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS .....	30
4.3 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS.....	31
4.4 DETERMINAÇÃO DAS CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS .....	34
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	<b>37</b>
5.1 CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DO SUBSTRATO E DO EFLUENTE ...	37
5.2 ESTUDO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO .....	50
5.3 CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS .....	59
5.4 CARACTERIZAÇÃO DA EFICIÊNCIA GLOBAL DOS REATORES (R1 e R2) ...	61
<b>6 CONCLUSÕES</b> .....	<b>64</b>
<b>REFERÊNCIAS</b> .....	<b>66</b>

## 1 INTRODUÇÃO

As águas residuárias provenientes de abatedouros bovinos são de natureza orgânica e apresentam-se com elevadas concentrações de macronutrientes, derivando de atividades como consumo e lavagem de animais, lavagem da frota transportadora, lavagem de carcaças, movimentação de subprodutos e resíduos, dentre outros, tornando-se favoráveis ao tratamento biológico (PACHECO; YAMANAKA, 2006).

A escolha do processo biológico de tratamento dependerá das características do efluente, disponibilidade de área, custos de implantação, operação e manutenção, padrões de lançamento previstos, podendo ser destacados os tratamentos anaeróbio, aeróbio e combinado aeróbio-anaeróbio (ARRUDA, 2004).

O sistema combinado aeróbio-anaeróbio mostra-se como uma alternativa viável para o tratamento de efluentes oriundos de atividades agroindustriais, uma vez que possibilita o aproveitamento das vantagens dos dois processos e consequentemente melhores resultados operacionais, proporcionando menor exigência de área para implantação, menor gasto de energia, menores custos operacionais, menor produção de lodo, e principalmente, melhor remoção de matéria orgânica e nutrientes quando comparados aos outros processos já citados (SONOBE, 2011).

Além da importância da escolha adequada ao tratamento de efluentes industriais, outros estudos demandam atenção quanto ao processo de biodegradação de efluentes. De Nardi, Zaiat e Foresti (1997) destacam que a eficiência e o desempenho de reatores relacionam-se com suas características de escoamento. Dessa maneira, os estudos sobre os mecanismos hidrodinâmicos em reatores biológicos possibilitam o conhecimento de características como a detecção de problemas associados a falhas operacionais e a comparação de diferentes configurações de reatores.

Neste contexto, a análise do comportamento hidrodinâmico, das características do fluxo, do tempo de residência, das anomalias e da geometria dos reatores é importante na avaliação do desempenho dos reatores biológicos para a otimização do processo de tratamento (SIEGFRIED; PIRES, 1996).

Diante do exposto, este trabalho teve por objetivo analisar a influência das diferentes condições operacionais no comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reatores anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com biomassa imobilizada, tratando efluente bruto de abatedouro bovino.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Analisar o comportamento hidrodinâmico de reatores anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com biomassa imobilizada, tratando efluente bruto de abatedouro bovino.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para cumprimento do objetivo geral foram propostos os seguintes objetivos específicos:

- Avaliar a estabilidade e eficiência dos reatores combinados quanto à remoção de matéria orgânica no tratamento de efluente de abatedouro bovino, quando submetidos a diferentes tempos de detenção hidráulica ( $\theta_h$ );
- Realizar ensaios hidrodinâmicos de estímulo-resposta tipo pulso, utilizando eosina Y como traçador;
- Determinar as características hidrodinâmicas: número de Reynolds, volume de zonas mortas, presença de curtos-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica nas diferentes condições operacionais dos reatores e;
- Avaliar a influência do tipo de meio suporte para imobilização da biomassa no comportamento hidrodinâmico dos reatores.

### 3 REVISÃO DE LITERATURA

#### 3.1 CARACTERÍSTICAS DOS EFLUENTES DE ABATEDOURO BOVINO

A criação de gado no Brasil é considerada hoje a atividade econômica que ocupa a maior extensão de terras no país, representando o segundo maior rebanho bovino do mundo, ultrapassado apenas pela Índia. Em 2008 as empresas brasileiras movimentaram 7,6 milhões de toneladas, sendo responsáveis por mais da metade do mercado mundial de carne bovina (SCHLESINGER, 2010).

Para atender à demanda de carne e seus derivados, destinados ao consumo humano, é realizado o abate de bovinos, suínos e quaisquer outras espécies animais. Os processos realizados nas operações de abate geram diversos subprodutos e resíduos que são submetidos a processamentos específicos como sangue, ossos, gorduras, aparas de carne e tripas. Para garantir a segurança alimentar aos consumidores, os processamentos industriais da carne necessitam ser regulamentados por diversas normas sanitárias, visando atender às leis e normas vigentes, ambientais e sanitárias (PACHECO; YAMANAKA, 2006).

Segundo Pacheco e Yamanaka (2006), o consumo de água em matadouros ou frigoríficos varia de unidade para unidade, em função das práticas adotadas, como: somente abate, abate e industrialização da carne, com/sem graxaria, dentre outros, além dos tipos de equipamentos e tecnologias em uso, procedimentos operacionais.

Assim sendo, o consumo varia aproximadamente de 300 a 2500 L por cabeça de boi abatido, gerando carga poluidora específica de 1 a 5 kgDBO/cabeça e concentração média total de 2000 mgDBO/L no efluente (SPERLING, 2005; CETESB, 1993 *apud* PACHECO; YAMANAKA, 2006).

Dessa maneira, o consumo de água acarreta na geração de volumes de efluentes líquidos nos abatedouros que diferem de forma significativa entre as plantas de processamento, variando de acordo com o número de animais abatidos, porte físico destes, tipo de planta industrial, processamento utilizado durante o abate

e grau de automação, bem como pelas técnicas de limpeza e higienização de equipamentos e ambientes (SPERLING, 1997).

Dentre as principais atividades agroindustriais, os frigoríficos e abatedouros necessitam de uma atenção em relação à destinação de seus resíduos, devido ao potencial poluidor da carga orgânica biodegradável presente, composta por gorduras e proteínas, tanto na forma particulada quanto dissolvida, ou seja, sangue não coletado, gordura solubilizada, urina e fezes, que representam fontes primárias de DBO neste tipo de indústria. Estes componentes são fontes significativas de fósforo e nitrogênio, constituintes que contribuem para o maior teor de nutrientes (PACHECO; YAMANAKA, 2006; TEIXEIRA 2006).

As principais fontes destes componentes orgânicos consistem na lavagem de áreas e caminhões contendo estrume, sangria (abate) de animais; corte, evisceração, desossa; processamento de vísceras e recuperação de subprodutos, além da limpeza de pisos e equipamentos. Ainda, em função do uso de produtos químicos utilizados no processo produtivo e processo de limpeza e higienização, os efluentes oriundos de frigoríficos estão sujeitos à variações de pH e temperatura (PACHECO; YAMANAKA, 2006).

Na caracterização qualitativa de efluentes, muitas vezes é desejável a utilização de parâmetros indiretos capazes de traduzir o caráter ou o potencial poluidor do despejo em questão. Estes parâmetros podem ser divididos em: físicos, químicos e biológicos. Nas atividades de matadouros e frigoríficos, os parâmetros de maior importância na caracterização dos despejos são: demanda bioquímica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO), sólidos suspensos (SS), óleos e graxas, nitrogênio total (N) e fósforo total (P) (SPERLING, 2005).

Embora os nutrientes presentes nos efluentes sejam indispensáveis para o desenvolvimento de vegetais e de organismos em geral, o nitrogênio e fósforo quando em elevadas concentrações podem colaborar para sérios problemas ao ambiente, como crescimento excessivo de plantas nos corpos receptores, caracterizando o processo de eutrofização (FIGUEIRÊDO et al., 2007).

Considerando as características destes efluentes que são extremamente prejudiciais ao ambiente, visto que podem causar desoxigenação de rios e contaminação de mananciais subterrâneos, é de grande importância o estudo e desenvolvimento de novas configurações de tratamento, para que se possa estabelecer o tipo de tratamento adequado, que ofereça eficiência em termos de

remoção de nutrientes e de carga orgânica carbonácea, com o intuito de garantir padrões de lançamento que atendam a legislação ambiental vigente (MASSÉ; MASSE, 2000).

### 3.2 REATORES COMBINADOS ANAERÓBIO-AERÓBIOS

Nos últimos anos, as pesquisas sobre novas configurações de reatores anaeróbios têm se intensificado, sugerindo a necessidade de se desenvolver configurações otimizadas, que forneçam máximo desempenho, segurança operacional, de menor custo, além de buscar alternativas que melhorem os sistemas já estabelecidos (ZAIAT, 2003).

Segundo o mesmo autor, o processo de conversão da matéria orgânica por microrganismos anaeróbios é muito complexo, com várias reações catalisadas pela diversidade microbiana, indicando um processo menos eficiente quando comparado com o aeróbio. Nesse sentido, Zaiat (2003) salienta que os reatores anaeróbios apresentam necessidade de maiores tempos de detenção hidráulica, uma vez que as velocidades de conversão da matéria orgânica são mais lentas devido às baixas velocidades de crescimento dos microrganismos anaeróbios.

Os reatores anaeróbios são sistemas de tratamento de efluentes amplamente utilizados, destacando-se por seu menor custo de implantação (US\$ 20,0 a 30,0 *per capita*), menor custo operacional (US\$ 1,0 a 1,5/hab.ano), menor área para implantação (0,03 a 0,10 m<sup>2</sup>/hab), menor produção de lodo (70 a 220 L/hab.ano), menor produção de sólidos (5 a 10 vezes inferior a dos processos aeróbios), satisfatório grau de estabilização (40 a 75% de eficiência), menor consumo de energia elétrica e tolerância a elevadas cargas orgânicas. Entretanto, estes sistemas apresentam eficiência limitada na remoção de patogênicos e macronutrientes, principalmente nitrogênio e fósforo, o que implica na necessidade da etapa de pós-tratamento antes do lançamento dos efluentes em corpos hídricos receptores (SPERLING, 1995; CHERNICHARO, 1997).

Chernicharo et al. (2001) apontam que os processos aeróbios possuem como vantagens melhor qualidade do efluente tratado devido a maior remoção da matéria orgânica porém, com maior geração de lodo e maior gasto de energia elétrica.

Dessa maneira, Abreu e Zaiat (2008) destacam que a combinação dos dois processos tem como objetivo minimizar os aspectos negativos, aproveitando as vantagens de cada processo.

Segundo Araújo Junior (2006), os sistemas combinados anaeróbios-aeróbios tem se mostrado muito promissores, principalmente quando o interesse for a redução da matéria orgânica e a remoção de nutrientes. Chernicharo (2006) destaca que a utilização destes sistemas combinados proporciona diversas vantagens em relação aos sistemas anaeróbios ou aeróbios convencionais, tais como menor potência de aeração requerida na fase aeróbia (8 a 12 kWh/hab.ano), menor geração de lodo biológico (300 a 470 L/hab.ano), menores custos de implantação (US\$ 20,0 a 25,0/hab) e operação (US\$ 2,5 a 3,5/hab.ano) e principalmente, redução da matéria orgânica (83 a 93%) e eficiência na remoção de nutrientes (30 a 88%).

Araújo Júnior (2006) realizou estudos em um reator de leito fixo (35,9 L) operado em condições anaeróbia e combinada anaeróbia-aeróbia no tratamento de efluentes provenientes de uma indústria de lisina e comprovou a viabilidade técnica do reator em condição combinada, com 97% de eficiência de remoção de DQO para reator operado com  $\theta_h$  de 35 h. Na operação do reator apenas em condição anaeróbia, o autor verificou eficiências médias de remoção de DQO de 43%, 60% e 70% respectivamente, para  $\theta_h$  de 11, 17 e 21 h.

Silva Junior (2011) estudou a utilização de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio (4,9 L) em série, com fluxo ascendente e espuma de poliuretano como meio suporte, como alternativa para remoção de matéria orgânica (DQO) e compostos nitrogenados em efluentes de refinaria de petróleo. O autor observa que utilizar esta configuração é vantajoso para o processo de nitrificação uma vez que, grande parte da matéria orgânica é retirada na etapa anaeróbia (67%) e assim, oferece maior disponibilidade de oxigênio dissolvido para os microrganismos autótrofos nitrificantes completarem o processo de nitrificação.

Sonobe (2011) analisou o desempenho de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio (7,7 L) para tratamento de esgoto sanitário, sem e com recirculação da fase líquida, avaliando a remoção de matéria orgânica (DQO) e de nitrogênio, com variação das cargas orgânicas aplicadas e utilização de três tempos de detenção hidráulica (8, 6 e 4 h). Os resultados mostraram que o reator combinado resistiu ao aumento da carga orgânica aplicada com qualidade do efluente final de acordo com

os padrões legais. O melhor resultado obtido pelo autor, em termos de remoção de matéria orgânica, foi com o sistema operado com  $\theta_h$  de 8 h e sem recirculação, com eficiência de 95%.

Pontes (2009) avaliou o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (6,8 L) com  $\theta_h$  de 6,7 h, escoamento ascendente e fluxo contínuo, utilizando argila expandida e espuma de poliuretano como meios suportes, no tratamento de efluente oriundo de abatedouro de aves. O sistema operado com recirculação da fase líquida, apresentou desempenho promissor na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e óleos e graxas, com eficiências médias de remoção de 92%, 71% e 41%, respectivamente. A autora comparou seus resultados com outros reatores aplicados ao tratamento de efluentes avícolas e pode concluir que o reator anaeróbio-aeróbio, com recirculação da fase líquida, foi submetido a cargas orgânicas e nitrogenadas maiores que as convencionalmente aplicadas e, ainda assim, apresentou bom desempenho na remoção de sólidos, de matéria orgânica e de nutrientes, sem necessitar de adição de fonte externa de carbono ou de agente alcalinizante.

Oliveira Netto (2007) avaliou o desempenho de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio (7,0 L) para tratamento de esgoto sanitário, operado com  $\theta_h$  de 6, 8 e 10 h na fase anaeróbia, no qual a remoção da matéria orgânica chegou a 80%. Quando introduzida a fase aeróbia no sistema, com  $\theta_h$  de 11 h, a eficiência de remoção da DQO aumentou para mais de 90%. O autor constatou que o reator apresentou estabilidade operacional, alta remoção de nitrogênio (75%) e da matéria orgânica, sem necessidade de adição de fonte externa de carbono e suplementação de alcalinidade.

As vantagens da utilização de reator combinado anaeróbio-aeróbio também foram evidenciadas por Abreu e Zaiat (2008), que avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (6,4 L), tratando esgoto sanitário, preenchido com espuma de poliuretano como meio suporte para imobilização da biomassa. O reator foi operado com tempos de detenção hidráulica ( $\theta_h$ ) de 10 h, 8 h e 6 h apenas em condições anaeróbias e posteriormente, 12 h em condições anaeróbia-aeróbias. A partir da comparação dos resultados, os autores corroboraram a importância do pós-tratamento aeróbio na remoção de parte da matéria orgânica que não pode ser removida em tratamento unicamente anaeróbio, uma vez que observaram eficiência

de remoção de DQO máxima de 64% em condição unicamente anaeróbia e de 73% em condição anaeróbia-aeróbia.

### 3.3 MATERIAL SUPORTE PARA IMOBILIZAÇÃO DA BIOMASSA

A finalidade do meio suporte é reter os sólidos biológicos no interior do reator. Dessa maneira, promove-se aumento da concentração de biomassa no reator e contato do afluente com a matéria orgânica nele contida, redução do volume dos reatores e redução da sensibilidade aos choques de carga orgânica e temperatura (PONTES, 2009). Assim, a autora ainda destaca que a escolha do material adequado para retenção da biomassa no interior do reator é essencial, devendo considerar as características físicas e químicas do material suporte e do efluente a ser tratado.

Segundo Zaiat (2003), a espuma de poliuretano é um meio suporte bastante adequado à imobilização de biomassa por apresentar colonização rápida dos microrganismos, proporcionando curto período de partida, comprovado pelos seus estudos, ao operar um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF, 2 L), além de provocar menor arraste de sólidos durante a operação do reator. O autor ainda destaca a flexibilidade de suas propriedades físicas, alta porosidade interna e difícil degradação biológica como vantagens deste material.

No entanto, a espuma de poliuretano apresenta desvantagens sob o aspecto hidrodinâmico devido a sua alta compressibilidade, baixa resistência mecânica e acúmulo de sólidos retidos no leito, dando origem a problemas operacionais como caminhos preferenciais e colmatação do leito, já observados em um reator de leito fixo operado por Lima et al. (2005).

A *Luffa cylindrica*, mais conhecida como bucha vegetal, vem sendo usada como meio suporte natural para imobilização da biomassa microbiana em sistemas de tratamento de esgotos por apresentar características vantajosas como baixo peso, forma cilíndrica e naturalmente entrelaçada que lhe confere alta porosidade. É uma herbácea com espécies originárias na Ásia, África e América, pertencente ao grupo das chamadas “plantas industriais” (POÇAS et al., 2004). Xavier, Picioreanu e Loosdrecht (2003) ressaltam que suas regiões vazias e porosas influenciam na

circulação do líquido e do ar, mantendo o ambiente nas condições aeróbias adequadas ao equilíbrio da cultura biológica.

Henrique (2010) estudou um reator sequencial em batelada (RBS) com 16,8 L no tratamento de esgoto sanitário, utilizando *Luffa cylindrica* como meio suporte para biomassa e observou desenvolvimento de biofilme de microrganismos agregados, melhorando consideravelmente a eficiência do sistema, com remoção de 95% da DQO. Entretanto, o autor notou perda da biomassa com o tempo pela deterioração do material suporte e aumento da concentração de sólidos suspensos voláteis no sistema.

Resultados semelhantes foram reportados por Agra (2009) que operou um reator aeróbio de leito fixo (6 L) em TDH de 8 h, utilizando *Luffa cylindrica* como meio suporte para tratamento de esgoto doméstico. O autor notou bom desempenho e condições adequadas para aderência de microrganismos capazes de metabolizar os compostos orgânicos e inorgânicos adsorvidos sobre ele no reator. No entanto, devido a biodegradabilidade do material, foi necessária manutenção periódica do reator. O autor obteve remoção média de 89% e 96% de DQO e sólidos suspensos totais, respectivamente no reator.

### 3.4 HIDRODINÂMICA DE REATORES

O regime hidráulico de reatores é determinado em função das condições de fluxo e padrão de mistura que ocorrem no interior da unidade. O padrão do fluxo de mistura depende principalmente da forma geométrica, da quantidade de energia introduzida por unidade de volume e da escala do reator (SPERLING, 1986).

Sendo assim, os tipos de fluxos nos reatores podem ser intermitente (sistemas em batelada) ou contínuo. Os reatores em batelada por sua vez, não possuem fluxo em seu interior e apresenta homogeneidade, ou seja, a concentração de qualquer parâmetro deve ser igual em qualquer ponto do reator, sendo o efluente tratado retirado completamente do sistema, para a entrada de outra batelada de efluente. Por outro lado, dentre os reatores de fluxo contínuo, destacam-se os regimes de fluxo em pistão, mistura completa, fluxo disperso e associações de células em série e/ou paralelo (LEVENSPIEL, 2000).

Em um fluxo do tipo pistão, o escoamento do fluido ocorre de forma ordenada ao longo do reator, ou seja, não há mistura ou difusão ao longo do caminho de escoamento e as partículas não se alteram, pois entram continuamente em uma das extremidades do reator sendo descarregadas na mesma sequência na saída, sendo que a concentração do substrato varia ao longo do espaço e do tempo. O fluxo de mistura completa ideal apresenta mistura perfeita, proporcionada pela agitação dos fluidos, onde as partículas que entram no tanque tem máxima dispersão longitudinal, sendo a concentração na saída do reator igual a qualquer ponto do seu interior, não havendo variação espacial como no fluxo em pistão (SPERLING, 1996; LEVENSPIEL, 2000).

Segundo Sperling (1996), os reatores de mistura completa tendem à maior estabilidade operacional por suportarem melhor os choques de carga no sistema, os quais em um reator de fluxo em pistão poderiam desestabilizar mais intensamente o sistema, uma vez que teriam influência ao longo de todo o corpo do reator.

Entretanto, na prática os reatores não funcionam exatamente como os modelos ideais de fluxo pistonado e de mistura completa, em razão da ocorrência de desvios de idealidade provocados por fenômenos de escoamento que podem ocorrer no interior das unidades, impedindo que o fluido siga um fluxo perfeito de escoamento. Desse modo, surgiram os modelos não ideais, considerados adequados para representar escoamentos em reatores reais. No modelo de fluxo disperso há um grau de mistura intermediário que se aproxima mais do caráter de mistura completa ou de pistão (LEVENSPIEL, 2000).

Segundo o mesmo autor, este tipo de escoamento pode ser dividido em dispersão de pequena e grande intensidade, indicado pelo número de dispersão (parâmetro  $D/uL$ ), o qual indica o grau de mistura no interior do reator. Quando este tende ao infinito, sugere que o fluxo tende a um sistema perfeitamente misturado e quando o número de dispersão tende a zero, indica um sistema ideal de fluxo em pistão.

Há ainda o modelo não ideal de tanques de mistura completa em série (N-CSTR), o qual é baseado no parâmetro unitário ( $N$ ) que representa o número de reatores de mesmo volume, dispostos em série e idealmente agitados, através dos quais o fluido escoar. Assim, quanto maior o valor de  $N$ , menor é o grau de mistura, sendo que no caso de um número infinito de tanques, prevalece o escoamento pistonado (LEVENSPIEL, 2000).

Neste sentido, o estudo hidrodinâmico em reatores é aplicado para avaliar grau de mistura, volume efetivo, existência de caminhos preferenciais e determinar o tempo de detenção hidráulica ( $\theta_h$ ) real, dentre outros (LEVENSPIEL, 2000). Assim, a descoberta de fatores que influenciam na eficiência do tratamento permite melhorá-lo, visando atender os padrões de lançamento e disposição adequada dos resíduos (ARAÚJO JUNIOR, 2006).

De acordo com Carvalho et al. (2008), a hidrodinâmica dos reatores possui papel importante, visto que pode intervir na velocidade das reações biológicas devido as alterações na taxa de transferência de massa e na distribuição das reações ao longo do reator. Como consequência da distribuição da biomassa e do encadeamento das reações bioquímicas, o tipo de escoamento imposto influencia nas diferentes regiões do reator, e conseqüentemente, modifica suas composições.

Segundo De Nardi, Zaiat e Foresti (1997), a eficiência e o desempenho de reatores estão relacionados com suas características de escoamento, onde o conhecimento destas constitui-se no passo inicial para estabelecimento de critérios racionais de projeto e operação dessas unidades.

Os autores ressaltam a importância de estudos sobre os mecanismos hidráulicos em reatores biológicos que permitam identificar problemas relacionados a falhas operacionais e de projeto, e com isso desenvolver modelações matemáticas para caracterizar o escoamento, comparar diferentes configurações de reatores e diferentes matrizes de imobilização de biomassa. Neste sentido, os autores ainda destacam que o estudo da hidrodinâmica de reatores é de importância fundamental na avaliação do desempenho dos reatores biológicos, principalmente para otimização de sua geometria.

Kreutz (2011) destaca que a importância de avaliar o comportamento hidrodinâmico de reatores decorre do fato deste permitir a obtenção das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) do líquido, ou seja, determinar quanto tempo as moléculas do fluido que escoam pelos reatores permanecem em seu interior. As análises das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) tem potencial para determinação do regime hidráulico de escoamento, como o grau de mistura do fluido no reator, cujo qual os modelos já foram explanados anteriormente.

Além de avaliar o regime de escoamento no interior do reator, o estudo hidrodinâmico de reatores possibilita a identificação de desvios de idealidade, tais como presença de zonas mortas, caminhos preferenciais e curtos-circuitos

hidráulicos, deficiências que podem causar falhas operacionais e reduzir a eficiência do tratamento, uma vez que, implicam diretamente na diminuição ou no aumento do volume útil do reator e do tempo de detenção hidráulica (LEVENSPIEL, 2000).

As zonas mortas são espaços estagnados nos reatores que impedem a capacidade de distribuição uniforme do fluido ao longo destes sistemas e estão relacionadas às características físicas da unidade, ocorrendo nos cantos de tanques, abaixo de vertedores e no lado interno de curvas (MATANGUE, 2011). Como estes espaços não fazem parte do volume pelo qual o líquido escoar, há redução do volume efetivo dos reatores (KELLNER et al., 2009).

Nesse sentido, Passig e Blundi (1999) sugerem que a existência de zonas mortas pode provocar atraso na resposta do traçador na saída do efluente, uma vez que este pode se difundir nestas zonas e ser liberado aos poucos, resultando em  $\theta_h$  real superior ao  $\theta_h$  teórico atribuído.

Os caminhos preferenciais são caminhos percorridos pelo fluido por locais de mais fácil acesso, podendo originar zonas estagnadas no leito onde não existe passagem do efluente. Esta característica também pode interferir na distribuição uniforme do fluido ao longo do reator, acarretando no adiantamento na resposta do traçador no efluente final, ou seja, um  $\theta_h$  real menor que o  $\theta_h$  teórico (RIBEIRO, 2007).

Segundo Thackston, Shields Junior e Schroeder (1987) a presença de curtos-circuitos hidráulicos está relacionada com o fluxo de mistura do traçador no interior do reator e é observado a partir dos valores do  $\theta_h$  obtidos dos dados experimentais.

De acordo com Matangue (2011), os curtos-circuitos que envolvem parte do fluxo não resultam de uma característica física do sistema, assim como as zonas mortas, mas sim da estratificação, como por exemplo, diferenças de densidade. Como complemento, Pazta (2006) destaca que os curtos-circuitos formam locais com tempo de detenção hidráulica elevados e outros com  $\theta_h$  baixos no interior do reator, em decorrência da passagem do fluxo por um caminho preferencial.

Pazta (2006) também destaca que quanto maior for o volume de zonas mortas, curtos-circuitos e caminhos preferenciais, maior será a fração de moléculas que permanecem no reator, durante tempos diferentes do tempo de detenção hidráulica previsto, o que pode implicar na ineficiência das operações e dos processos esperados. O autor observa também que a consequência desse fato é a

redução significativa de rendimento, ou mesmo o colapso do processo no caso de alguns reatores biológicos.

A eficiência hidráulica é baseada em dois fatores básicos: o volume efetivo e a condição de tanques em série, refletindo em duas características importantes, como a capacidade para distribuir o fluxo de entrada de maneira uniforme pelo sistema e a quantidade de mistura. A eficiência hidráulica pode ser classificada em boa, satisfatória ou pobre (PERSSON et al., 1999).

De acordo com Roma (2006), o número de Reynolds é um número adimensional utilizado para a determinação do regime de escoamento de um determinado fluido dentro de um tubo ou sobre uma superfície. O valor do número de Reynolds depende basicamente das propriedades do fluido, do diâmetro e da superfície interna do tubo por onde se dá o escoamento. Este parâmetro é usado na determinação de algumas anomalias do comportamento hidrodinâmico.

Streeter e Wylie (1982) definem que o fluxo é predominantemente laminar quando o número de Reynolds é inferior a 2000 ( $Re < 2000$ ), onde as forças viscosas são dominantes, fluxo de transição para valores entre 2000 e 4000 ( $2000 < Re < 4000$ ) e fluxo turbulento quando o número de Reynolds é maior do que 4000 ( $Re > 4000$ ), onde o fluido se comporta de maneira instável através de turbilhões.

O comportamento hidrodinâmico de reatores pode ser analisado a partir de estudos utilizando traçadores inertes, através dos quais é possível obter as informações sobre a distribuição do tempo de residência do fluido em escoamento no reator (LEVENSPIEL, 2000). Traçadores são substâncias que podem ser detectadas com precisão quando presentes no líquido e cujas características não devem alterar significativamente as características do fluido nem suas propriedades na unidade de tratamento (JIMÉNEZ; NOYOLA; CAPDEVILLE, 1988).

Levenspiel (2000) explica que os experimentos com traçadores podem ser realizados por testes de estímulo-resposta tipo pulso, ou seja, adiciona-se uma determinada quantidade do traçador na linha de entrada de vazão afluente do reator e mede-se a concentração do traçador na saída do efluente em intervalos de tempo regulares.

Entretanto, De Nardi, Zaiat e Foresti (1997) ressaltam que a aplicação da técnica de estímulo-resposta em processos biológicos merece cuidados especiais, principalmente em reatores de leito fixo, uma vez que experimentos em laboratório têm mostrado que a natureza do traçador geram resultados errôneos. Os autores

comentam que é preciso testar diferentes substâncias, já que a escolha do traçador adequado depende das características do sistema, como pH do meio, presença de biomassa e de fase gasosa.

Estes autores realizaram estudos hidrodinâmicos em um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) de bancada (1,9 L), preenchido com esferas de cerâmica porosa. Foram realizados ensaios de estímulo-resposta com os traçadores azul de bromofenol, dextrana azul, eosina Y, mordante violeta, rodamina WT e verde de bromocresol, com o objetivo de verificar o efeito das características do traçador nas curvas de distribuição de tempo de residência (DTR). O ensaio com dextrana azul indicou resultado mais preciso, podendo-se assegurar que o RAHLF comporta-se como reator de escoamento predominantemente tubular.

Os autores observaram que as características do traçador influenciaram decisivamente nas curvas DTR, dificultando as conclusões sobre o modelo de escoamento. Eles explicam que reatores de leito fixo são preenchidos com partículas permeáveis e quando suportes porosos são utilizados, a difusão do material traçador pelos poros do recheio, fornecendo informações errôneas sobre as características de mistura do fluido no reator.

Levenspiel (2000) salienta a importância do traçador a ser utilizado e aponta que deve-se considerar o peso molecular do mesmo, visto que a difusividade não é um fenômeno hidráulico e pode não representar com exatidão o comportamento do fluido. Neste sentido, o autor indica que deve-se optar pela escolha de traçadores com elevado peso molecular, já que a difusão é inversamente proporcional ao peso molecular da substância.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 APARATO EXPERIMENTAL

Para avaliar o comportamento hidrodinâmico e identificar possíveis desvios de idealidade, foram montados dois reatores combinados anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RCAALF), operados em escala de bancada, com regime de escoamento ascendente e fluxo contínuo, conforme apresentado no desenho esquemático da Figura 1.

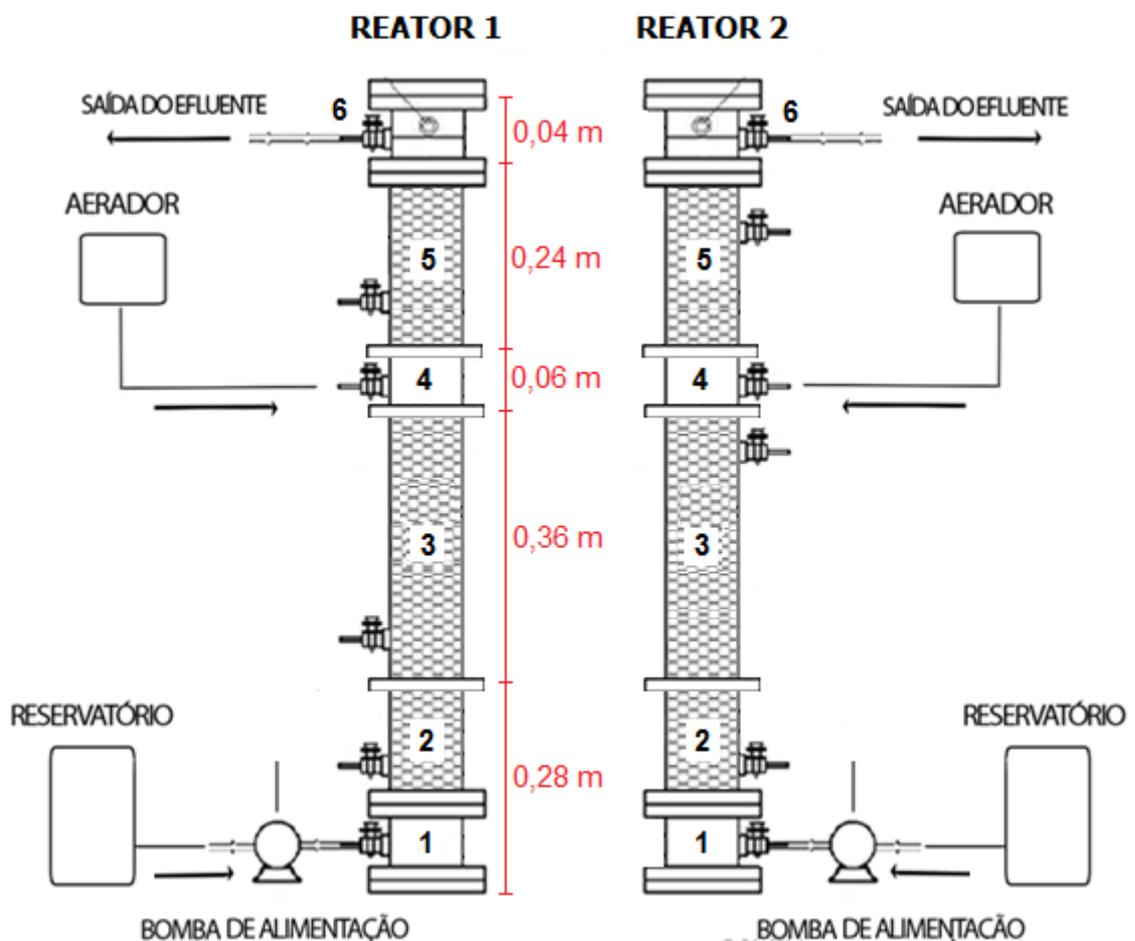


Figura 1 - Desenho esquemático dos Reatores Combinados Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo (RCAALF), subdivididos em seis compartimentos: (1) Entrada do afluente; (2) e (3) Zona anaeróbia; (4) Zona de aeração; (5) Zona aeróbia; (6) Saída do efluente tratado.

Os RCAALF são subdivididos em seis compartimentos, sendo o primeiro para entrada do afluente, o segundo e o terceiro caracterizados como zona anaeróbia e compostos com o material suporte, o quarto como zona de aeração, o quinto com material suporte representando a zona aeróbia, e o sexto para saída do efluente tratado, conforme é demonstrado na Figura 1.

O reator R1 é constituído de um tubo cilíndrico de *plexiglass* com 1000 mm de comprimento e 90 mm de diâmetro interno, volume útil de aproximadamente 4,75 L e volume total de 6,5 L. O reator R2 é constituído de um tubo de PVC de 90 mm de diâmetro interno e 1100 mm de comprimento, volume útil de 4,3 L e volume total de 6,9 L.

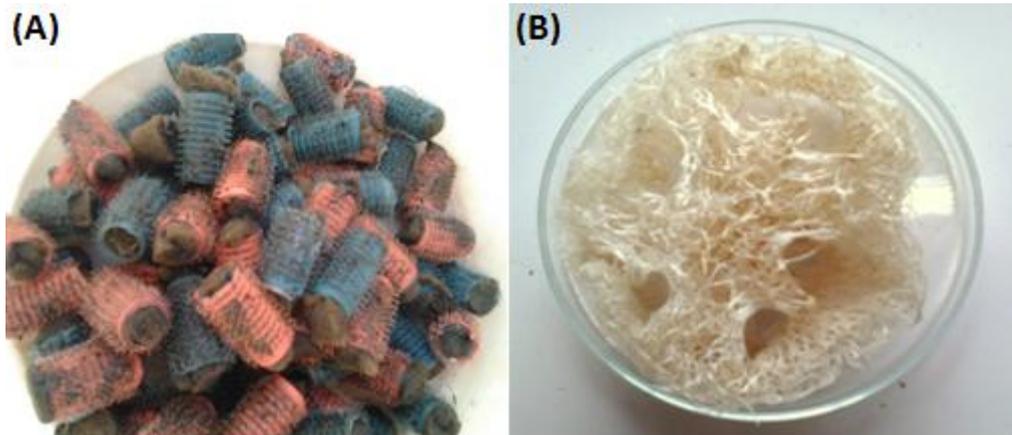
Os reatores são formados por uma câmara de alimentação e um leito reacional, subdivididos em duas zonas de atividade: zona anaeróbia e zona aeróbia. A alimentação dos reatores é feita por bombas peristálticas da marca Provitec<sup>®</sup> e a aeração por um compressor de ar Boyu<sup>®</sup> modelo S2000A, o qual tem a função de injetar ar na câmara de aeração por meio de pedra porosa, responsável por promover a difusão do mesmo na parte aeróbia do reator.

Para imobilização da biomassa foram utilizadas matrizes cúbicas de poliuretano envoltas por uma estrutura rígida de polipropileno no R1, tendo como principais características:

- Alta robustez devido a estrutura de polipropileno fornecer proteção à espuma de poliuretano, minimizando seu tempo de deterioração.
- Baixa densidade ( $0,41 \text{ g.mL}^{-1}$ ) e;
- Alta área superficial ( $374,4 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ ), coberta de “pequenas garras” com 2 mm de altura que lhe garante boa afinidade e eficiência na imobilização celular.
- Superfície porosa (50% no leito);

Enquanto no R2, foi utilizada esponja de celulose – *Luffa cylindrica*, cortada em pequenos cilindros de diâmetro médio de 8 cm, destacando-se principalmente por possuir como características:

- Alta área superficial ( $126,9 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ ), formada por seu arranjo entrelaçado que lhe facilita a aderência das células bacterianas, permitindo a formação de biofilme;
- Baixa densidade ( $0,012 \text{ g.mL}^{-1}$ ) (Figura 2).
- Superfície porosa (69% no leito);



**Figura 2- Meios suportes utilizados para imobilização da biomassa. (A) Espumas de poliuretano envoltas por estrutura de polipropileno. (B) Esponja de celulose (*Luffacylindrica*).**

Os compartimentos contendo material suporte na zona anaeróbia foram inoculados com lodo proveniente da lagoa anaeróbia da estação de tratamento de efluente de um abatedouro bovino.

O substrato utilizado na alimentação dos RCAALF é efluente agroindustrial bruto proveniente de abatedouro bovino, coletado na entrada de um tanque de sedimentação do sistema de tratamento da unidade industrial, localizado no município de Campo Mourão – PR.

#### 4.2 ANÁLISE DE PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS

Para caracterizar o substrato (afluente bruto) e monitorar o efluente tratado, foram realizadas análises físico-químicas dos parâmetros de controle, os quais são representados na Tabela 1. Estes parâmetros foram monitorados ao longo da altura do reator, a partir da realização de coletas nos seguintes compartimentos demonstrados na Figura 1: entrada do afluente bruto (1), zona anaeróbia (2 e 3), zona aeróbia (5) e saída do efluente tratado (6).

**Tabela 1– Parâmetros analisados e métodos empregada na avaliação das características do substrato e efluente.**

Parâmetros	Método de Análise	Referência
pH	Potenciométrico	Eaton et al. (2005)
Temperatura (°C)	Termômetro	-
Oxigênio Dissolvido (mg.L <sup>-1</sup> )	Polarográfico	Eaton et al. (2005)
Demanda Química de Oxigênio (mg.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	Eaton et al. (2005)
Alcalinidade a bicarbonato (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	Ripley et al. (1986)
Ácidos voláteis (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	Dillalo e Albertson (1961)
Sólidos totais (mg.L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	Eaton et al. (2005)
Sólidos suspensos totais (mg.L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	Eaton et al. (2005)

A partir da caracterização do afluente e do monitoramento do efluente, foi possível avaliar o estado de equilíbrio dinâmico aparente de cada etapa operacional do RCAALF, analisando desta forma, a estabilidade e a eficiência de remoção de matéria orgânica de ambos os reatores, quando submetidos aos tempos de detenção hidráulica ( $\theta$ h) de 18 h e 12 h.

#### 4.3 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

A fim de avaliar o comportamento hidrodinâmico dos reatores foram realizados para cada  $\theta$ h testado, 3 ensaios de estímulo-resposta tipo pulso, utilizando o corante eosina Y como traçador. Carvalho et al. (2008) ressaltam que este traçador possui características que permitem fácil detecção, alta recuperação da massa injetada, estabilidade e segurança no manuseio.

O preparo consistiu na mistura de 0,20 g do traçador em 10 mL de água destilada e posteriormente, foram injetados 10 mL desta solução na entrada do reator com o auxílio de uma seringa de 10 mL, em um período de aproximadamente 10 s. O tempo total de duração de cada ensaio foi de 3 vezes o  $\theta$ h teórico aos quais os reatores foram submetidos, realizando coletas de amostras do efluente em intervalos de 45 min. A coleta das amostras foi realizada com coletor automático marca ISCO<sup>®</sup>, modelo 6700, contendo 24 recipientes de 1 L cada. Após a coleta, alíquotas das amostras foram centrifugadas por aproximadamente 3 min a 3500 rpm, a fim de evitar a interferência de sólidos na leitura das absorbâncias.

Para determinação da concentração do traçador nas amostras do efluente, utilizou-se o método colorimétrico de leitura de absorvância, realizado em espectrofotômetro HACH UV-VIS, modelo DR/5000, com comprimento de onda de 516 nm para eosina Y. A partir da absorvância foi utilizado o *software* Excel para aplicar a equação de correlação entre a absorvância e a concentração do traçador para obter a curva da concentração do traçador em função do tempo transcorrido desde o início do ensaio.

As curvas experimentais da variação de concentração do 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 ( $\theta$ ). Os resultados das curvas experimentais obtidos foram ajustados aos modelos teóricos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade (PD), de grande intensidade (GD) e de tanques de mistura completa em série (N-CSTR).

Para obtenção das curvas de distribuição do tempo de residência hidráulica (DTR) foi calculada primeiramente a variância ( $\sigma^2_\theta$ ) para cada modelo uniparamétrico através das variáveis que são apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 2– Definição das variáveis utilizadas para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ).**

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

Fonte: LEVENSPIEL (2000)

Em que:

$E_i$	Curva de distribuição de idade de saída do traçador [T] <sup>-1</sup> ;
$S$	Área sob a curva de concentração (tempo) [M].[T].[L] <sup>-3</sup> ;
$t_R$	Tempo médio de residência da curva de DTR [T];
$\theta$	Tempo de residência médio (adimensional);
$E_\theta$	Função de distribuição do tempo de residência hidráulica;
$\sigma^2$	Variância [T] <sup>2</sup> ;
$\sigma_\theta^2$	Variância (adimensional);
$C_i$	Concentração do traçador. [M].[L] <sup>-3</sup> ;
$t_i$	Tempo inicial [T];
$\frac{D}{\mu L}$	Número de dispersão do reator;
$N$	Número de reatores em série.

Os modelos teóricos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade (PD) e grande intensidade (GD) e de tanques de mistura completa em série (N-CSTR), utilizados no ajuste das curvas experimentais de concentração do traçador ao longo do tempo, bem como suas variâncias são apresentados na Tabela 3.

**Tabela 3 – Modelos uniparamétricos de dispersão e seus respectivos parâmetros.**

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

Fonte: LEVENSPIEL (2000)

#### 4.4 DETERMINAÇÃO DAS CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS

A partir dos resultados dos ensaios hidrodinâmicos, foram determinadas as características hidrodinâmicas número de Reynolds, volume de zonas mortas, presença de curtos-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica nas diferentes condições operacionais de ambos os reatores, operados simultaneamente.

O regime de escoamento do fluido nos reatores foi obtido com base na determinação do número de Reynolds para meios porosos, proposto por Zaiat, Passig e Foresti (2000) (Equação 1).

$$Re = \frac{V_s \rho_L D_p}{\mu_L (1 - \varepsilon)} \quad (1)$$

Em que:

Re = número de Reynolds;

$V_s$  = velocidade superficial do fluido ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ );

$\rho_L$  = massa específica do fluido ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ );

$D_p$  = diâmetro da partícula (m);

$\mu_L$  = viscosidade dinâmica do fluido (Pa.s);

$\varepsilon$  = porosidade do leito fixo.

O número de Reynolds foi calculado a partir da viscosidade dinâmica, massa específica e velocidade média do fluido nos reatores. Para o cálculo da velocidade, foi levado em consideração o preenchimento de R1 e R2 com seus respectivos meios porosos, considerando o volume e área superficial dos mesmos.

Para determinar a viscosidade dinâmica ( $\mu$ ) e a densidade absoluta ( $\rho$ ) do efluente utilizado como substrato na alimentação dos reatores, foram utilizados um reômetro Brookfield (modelo DV-III +) e um densímetro simples (Incoterm) respectivamente, com o auxílio da professora Angela Maria Gozzo, docente do Departamento de Alimentos da UTFPR-CM. Os parâmetros utilizados para o cálculo do número de Reynolds para os dois reatores são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 – Valores dos parâmetros utilizados no cálculo do número de Reynolds.

Reator	Parâmetros			
	$\rho_L$ (kg.m <sup>-3</sup> )	V (m.s <sup>-1</sup> )	$D_R$ (m)	$\mu_L$ (Pa.s)
R1	994,2	$5,77 \times 10^{-5} - 7,44 \times 10^{-5}$	0,09	0,008
R2	994,2	$4,17 \times 10^{-6} - 6,25 \times 10^{-5}$	0,09	0,008

Legenda:  $\rho_L$ : massa específica do fluido; V: velocidade média do fluido;  $D_R$ : diâmetro do reator;  $\mu_L$ : viscosidade dinâmica do fluido.

O volume de zonas mortas foi calculado a partir do volume total do reator e com base nos valores de  $\theta_h$  teóricos atribuídos e, os valores do  $\theta_h$  real obtidos nos ensaios hidrodinâmicos, de acordo com metodologia reportada por Peña et al. (2006), com base nas Equações (2), (3) e (4).

$$\beta = \frac{TDH_r}{TDH_t} \quad (2)$$

$$V_a = V_t \times \beta \quad (3)$$

$$V_d = V_t - V_a \quad (4)$$

Em que:

$\beta$  = relação entre o  $\theta_h$  real e o  $\theta_h$  teórico (h);

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

$V_t$  = volume total do reator (m<sup>3</sup>);

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

Com base na metodologia proposta por Sarathai et al. (2010), verificou-se a presença de curtos-circuitos hidráulicos, através da relação entre o tempo do primeiro aparecimento do traçador no efluente dos reatores e seus respectivos valores de  $\theta_h$  real, como é observado na Equação (5).

$$\Psi = \tau_k / \tau_r \quad (5)$$

Em que:

$\Psi$  = presença de curto-circuitos;

$\tau_k$  = valor do primeiro aparecimento do traçador (h);

$\tau_r$  = equivalente ao  $\theta$  real (h).

Segundo Thackston et al. (1987), a presença de curtos-circuitos em um fluxo é verificada quando a relação é igual ou menor que 0,3.

A eficiência hidráulica reflete o volume efetivo e o número de tanques em série, e foi determinada de acordo com Persson et al. (1999) que classificam esta característica em (i) boa para  $\lambda > 0,75$ ; (ii) satisfatória para  $0,5 < \lambda \leq 0,75$ ; e (iii) baixa para  $\lambda \leq 0,5$ . Na Equação (6) é representada a eficiência hidráulica.

$$\lambda = Ve \left(1 - \frac{1}{N}\right) \quad (6)$$

Em que:

$\lambda$  = eficiência hidráulica;

$V_e$  = volume efetivo ( $m^3$ );

$N$  = número de tanques CSTR em série.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DO SUBSTRATO E DO EFLUENTE

Um resumo dos resultados da caracterização físico-química do substrato, realizada durante o período de operação dos reatores, é apresentado na Tabela 5.

**Tabela 5– Caracterização físico-química do substrato.**

Parâmetros	N	$\bar{X}$	DP	Min	Máx
pH	11	6,7	0,3	6,4	7,0
T (°C)	11	21,9	1,7	20,0	26,0
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	11	2,9	3,1	0,6	8,1
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	11	850	267	355	1317
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	11	384	225	151	795
DQO bruta (mg.L <sup>-1</sup> )	11	2453	1400	896	4852
DQO filtrada (mg.L <sup>-1</sup> )	11	1716	766	365	2565
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	11	2750	950	1812	4518
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	11	1761	1229	470	4140

Legenda: N = número de amostras, Máx = máximo, Min = mínimo,  $\bar{X}$  = média, DP = Desvio padrão.

O pH do afluente manteve-se na faixa de 6,4 a 7,0, não sendo considerados valores prejudiciais às atividades do consórcio microbiano (SILVA; NOUR, 2002). De acordo com Lettinga (1999), o pH ideal para o crescimento bacteriano e produção de metano é de 7,5.

A temperatura do substrato variou de 20 °C a 26 °C, com média de 21,9 °C, considerada baixa para um bom desempenho dos microrganismos no processo de tratamento de efluentes. Campos (1999) retrata que a faixa ótima de temperatura para a atividade microbiana encontra-se próxima de 30 °C e que a temperatura mínima deve ser de 20 °C, para que não ocorra a diminuição da velocidade metabólica dos microrganismos, o que conseqüentemente, provocaria uma lenta solubilização dos substratos. Além disso, segundo Gerardi (2006) a temperatura é

um fator limitante no processo de nitrificação, em que o ideal é mantê-la entre 25 e 35°C.

A alcalinidade a bicarbonato e os ácidos voláteis presentes no substrato resultaram em média de 850 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 384 mgHAc.L<sup>-1</sup>, respectivamente, apresentando variações significativas durante o período de operação dos reatores, com mínimas e máximas de 355 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 1317 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> para alcalinidade e 151 mgHAc.L<sup>-1</sup> e 795 mgHAc.L<sup>-1</sup> para ácidos voláteis, respectivamente.

Em relação à concentração de matéria orgânica no substrato em termos de DQO bruta e filtrada, foi possível verificar variações bruscas de seus valores, durante o período de operação dos reatores, com médias de 2452 ± 1400 mg.L<sup>-1</sup> e 1716 ± 766 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente, cujos valores máximos foram de 4851 mg.L<sup>-1</sup> e 2565 mg.L<sup>-1</sup> e mínimos de 896mg.L<sup>-1</sup> e 365 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente.

As concentrações médias obtidas de sólidos totais (ST) e sólidos suspensos totais (SST) foram de 2750± 950mg.L<sup>-1</sup> para ST e 1761± 1229mg.L<sup>-1</sup> para SST. Tais variações podem ser provocadas principalmente pela atividade descontínua do abatedouro, na qual é influenciada pela quantidade e porte de bovinos abatidos por dia, que conseqüentemente, intervém no dia e horário de coleta do efluente.

Os resultados das análises físico-químicas do efluente obtidos durante o período de operação dos RCAALF, referente aos 0h de 18 h e 12 h estão detalhados nas Tabelas 6, 7, 8 e 9.

**Tabela 6– Resultados das análises físico-químicas do efluente no reator R1 com 0h de 18 h.**

Parâmetros	Substrato		Efluente Reator 2 – 0h 18 horas			
	$\bar{X}$	DP	$\bar{X}$	DP	Min	Máx
pH	6,7	0,3	7,7	0,3	7,4	8,0
T (°C)	21,9	1,7	20,2	0,3	20,0	20,5
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	2,9	3,1	4,2	1,8	2,1	5,3
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	850	267	1070	135	987	1227
AV (mgHAc. L <sup>-1</sup> )	384	225	101	37	73	143
DQO bruta (mg.L <sup>-1</sup> )	2453	1400	890	817	1335	1605
DQO filtrada (mg.L <sup>-1</sup> )	1716	766	615	538	923	995
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	2750	950	1076	166	972	1268
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	1761	1229	168	196	37	393
Remoção DQO bruta (%)	-	-	49	12,7	40	58
Remoção DQO filtrada (%)	-	-	60	6,4	64	55
Remoção ST (%)	-	-	60	11,6	49	72
Remoção SST (%)	-	-	83	16,2	64	92

Legenda: N = número de amostras, Máx = máximo, Min = mínimo,  $\bar{X}$  = média, DP = Desvio padrão.

Tabela 7– Resultados das análises físico-químicas do efluente no reator R2 com  $\theta$ h de 18 h.

Parâmetros	Substrato		Efluente Reator 2 – $\theta$ h 18 horas			
	$\bar{X}$	DP	$\bar{X}$	DP	Min	Máx
pH	6,7	0,3	7,8	0,2	7,6	8,0
T (°C)	21,9	1,7	20,6	0,6	20,2	21,3
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	2,9	3,1	4,1	1,4	2,6	5,4
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	850	267	1188	65	1146	1262
AV (mgHAc. L <sup>-1</sup> )	384	225	88	40	59	134
DQO bruta (mg.L <sup>-1</sup> )	2453	1400	1520	673	595	1930
DQO filtrada (mg.L <sup>-1</sup> )	1716	766	1158	696	965	1350
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	2750	950	1053	316	824	1414
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	1761	1229	229	202	63	453
Remoção DQO bruta (%)	-	-	52	6,4	47	56
Remoção DQO filtrada (%)	-	-	51	12,7	42	60
Remoção ST (%)	-	-	60	7,0	55	68
Remoção SST (%)	-	-	87	11,9	70	93

Legenda: N = número de amostras, Máx = máximo, Min = mínimo,  $\bar{X}$  = média, DP = Desvio padrão.

Tabela 8– Resultados das análises físico-químicas do efluente do reator R1 com  $\theta$ h de 12 h.

Parâmetros	Substrato		Efluente Reator 1 – $\theta$ h 12 horas			
	$\bar{X}$	DP	$\bar{X}$	DP	Min	Máx
pH	6,7	0,3	7,6	0,3	7,4	7,9
T (°C)	21,9	1,7	22,6	1,1	21,3	23,3
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	2,9	3,1	8,3	1,4	7,3	9,8
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	850	267	639	172	453	791
AV (mgHAc. L <sup>-1</sup> )	384	225	278	100	162	343
DQO bruta (mg.L <sup>-1</sup> )	2453	1400	745	191	524	859
DQO filtrada (mg.L <sup>-1</sup> )	1716	766	321	701	269	401
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	2750	950	1215	214	968	1340
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	1761	1229	174	50	140	232
Remoção DQO bruta (%)	-	-	68	22,8	42	82
Remoção DQO filtrada (%)	-	-	76	17,7	56	88
Remoção ST (%)	-	-	64	14,6	48	77
Remoção SST (%)	-	-	92	8,4	82	97

Legenda: N = número de amostras, Máx = máximo, Min = mínimo,  $\bar{X}$  = média, DP = Desvio padrão.

Tabela 9– Resultados das análises físico-químicas do efluente do reator R2 para  $\theta$ h de 12 h.

(continua)

Substrato	Substrato		Efluente Reator 2 – $\theta$ h 12 horas			
	$\bar{X}$	DP	$\bar{X}$	DP	Min	Máx
pH	6,7	0,3	7,1	0,3	6,8	7,4
T (°C)	21,9	1,7	23,7	3,1	21,1	27,2
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	2,9	3,1	-	-	-	-
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	850	267	1413	107	1293	1497
AV (mgHAc. L <sup>-1</sup> )	384	225	77	11	69	90

**Tabela 9 – Resultados das análises físico-químicas do efluente do reator R2 para  $\theta$ h de 12 h.**  
(conclusão)

<b>DQO bruta (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	2453	1400	863	550	495	1495
<b>DQO filtrada (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	1716	766	630	425	377	1120
<b>ST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	2750	950	1036	268	728	1214
<b>SST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	1761	1229	280	101	163	343
<b>Remoção DQO bruta (%)</b>	-	-	57	6,3	50	63
<b>Remoção DQO filtrada (%)</b>	-	-	63	6,4	56	68
<b>Remoção ST (%)</b>	-	-	64	7,5	54	67
<b>Remoção SST (%)</b>	-	-	85	7,6	78	93

Legenda: N = número de amostras, Máx = máximo, Min = mínimo,  $\bar{X}$  = média, DP = Desvio padrão.

Durante a operação dos reatores, o pH do efluente variou de 7,4 a 8,0 no R1 e de 6,8 a 8,0 no R2, com médias de 7,6 e 7,1 para R1 e R2, respectivamente, operando com  $\theta$ h de 12 h e 7,7 e 7,8 para ambos operando com  $\theta$ h de 18 h.

A média dos valores de pH obtidos durante a operação dos reatores é apresentada na Figura 3. Nota-se que durante o monitoramento do pH ao longo da altura do reator ocorre aumento da fase anaeróbia até a fase aeróbia para R1 e R2 em todos os ensaios com  $\theta$ h de 18h e 12 h, e uma diminuição dos valores no efluente final de R1 para ambos os  $\theta$ h testados.

Bitton (2005) explica que este aumento do pH do afluente para o efluente é um indicativo da capacidade de tamponamento do reator, enquanto que o decaimento no efluente final pode ser explicado pelo consumo de CO<sub>2</sub> durante a oxidação da amônia no processo de nitrificação.

Na fase anaeróbia dos reatores, o pH variou de 6,5 a 7,5 no R1 e de 6,7 a 7,3 no R2, sendo considerados valores ótimos para tratamento de esgotos pelo processo anaeróbio segundo Silva e Nour (2002).

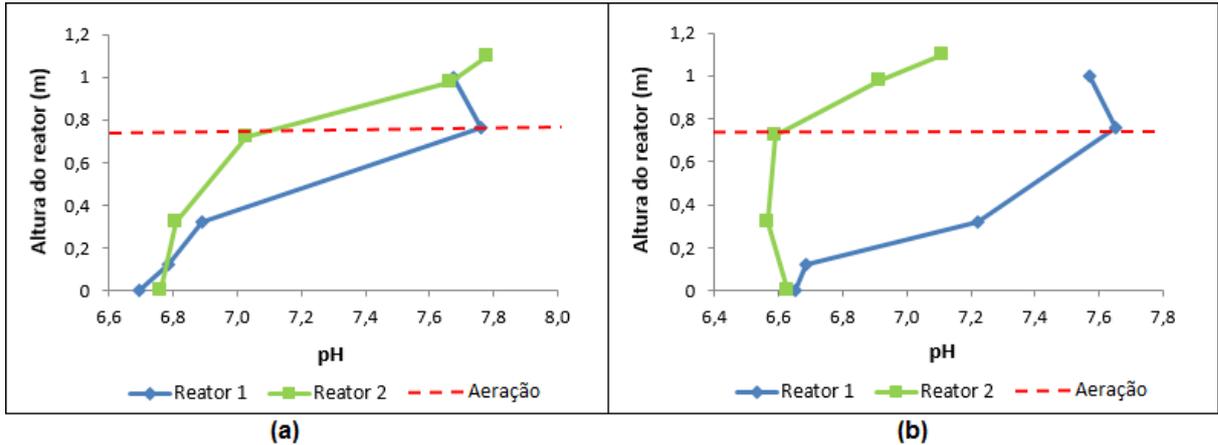


Figura 3 - Variação do pH ao longo da altura dos RCAALF: (a)  $\theta$ h de 18 h e (b)  $\theta$ h de 12 h.

A temperatura do efluente variou durante a operação dos reatores de 20 °C a 23,3 °C no R1 e de 20,2 °C a 27,2 °C no R2, com média de 20,2 °C e 20,6 °C para  $\theta$ h de 18 h e 22,6 °C e 23,7 °C para  $\theta$ h de 12 h no R1 e R2, respectivamente.

As diferenças de temperatura do substrato e do efluente mantiveram-se estáveis ( $\pm 1$  °C) durante o monitoramento dos reatores com ambos os  $\theta$ h, como pode ser visualizado na Figura 4.

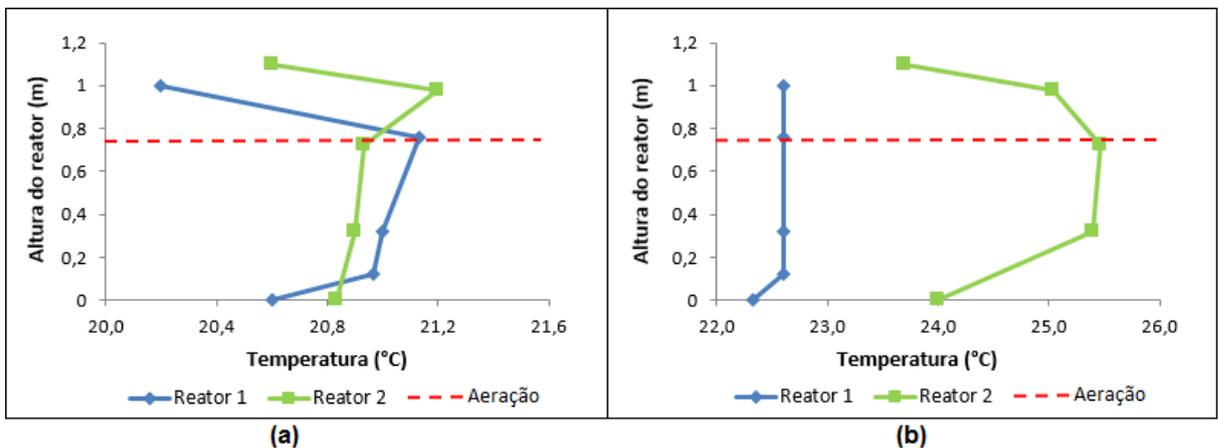


Figura 4 - Variação da temperatura ao longo da altura dos RCAALF: (a)  $\theta$ h de 18 h e (b)  $\theta$ h de 12 h.

Os valores de temperatura mais elevados para R2 com  $\theta$ h de 12 h pode ser justificado pelas análises terem sido realizadas em período de verão intenso, no final da operação do reator e coleta de dados para este trabalho.

As concentrações médias de oxigênio dissolvido (OD) no efluente foram de  $4,2 \pm 1,8 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $4,1 \pm 1,4 \text{ mg.L}^{-1}$  para o  $\theta$ h de 18 h no R1 e R2, respectivamente e  $8,3 \pm 1,4 \text{ mg.L}^{-1}$  para o  $\theta$ h de 12 h no R1. Os valores de OD no substrato podem ter sido influenciados pelo manuseio da amostra no momento da coleta bem como, por problemas no equipamento utilizado para medição (oxímetro). Quando o reator R2 foi monitorado com  $\theta$ h de 12 h, os oxímetros estavam indisponíveis na universidade para manutenção, o que acabou por inviabilizar a quantificação da concentração de OD aplicada no reator.

A concentração de OD no meio é um fator limitante para ocorrência do processo de nitrificação. Para que ocorra a oxidação da amônia, a concentração de oxigênio dissolvido deve ser maior do que  $2,0 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$  (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; GERARDI, 2006), observando então, que a concentração de ar fornecida para o sistema foi adequada, pois nota-se que isto ocorre na zona de aeração de R1 e R2, com 0,76 e 0,98 m de altura respectivamente.

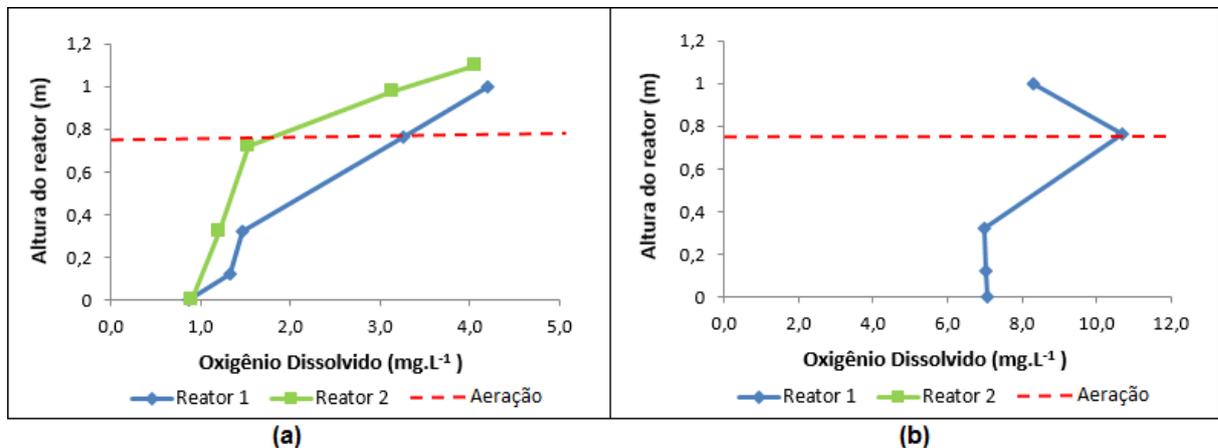


Figura 5 - Variação da concentração de oxigênio dissolvido ao longo da altura dos RCAALF: (a)  $\theta$ h de 18 h e (b)  $\theta$ h de 12 h.

A alcalinidade a bicarbonato média no afluente foi de  $850 \pm 267 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e no efluente de  $1070 \pm 135 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  do R1 e  $1187,8 \pm 64,8 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  do R2, quando operados com  $\theta$ h de 18 h,  $639,5 \pm 172 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e  $1412,7 \pm 106,6 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  para os mesmos reatores operados com  $\theta$ h de 12 h. Souza (1984) destaca que a alcalinidade e a concentração de ácidos voláteis podem indicar estabilidade no interior do reator e que é desejável valores de alcalinidade a

bicarbonato de 2.500 a 5.000  $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  na etapa anaeróbia, que confere boa capacidade de tamponamento do meio em digestão. Enquanto que, quando o pH é mantido próximo da neutralidade, a concentração de ácidos voláteis pode chegar a 8.000  $\text{mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$  sem apresentar toxicidade à digestão anaeróbia.

Com base nos resultados apresentados na Figura 6, verificou-se que a alcalinidade a bicarbonato do efluente resultou em valores maiores do que àqueles observados no afluente em quase todos os ensaios, exceto para dois ensaios realizados no R1 operado com  $\theta_h$  de 12 h. Além do aumento da alcalinidade no efluente, notou-se que a produção de alcalinidade na fase anaeróbia foi suficiente para estabilizar os íons  $\text{H}^+$ , indicando o tamponamento do sistema (pH com média de 6,9 e 7,0 na zona anaeróbia de R1 com  $\theta_h$  de 18 e 12 h respectivamente, 6,9 e 6,6 em R2 com  $\theta_h$  de 18 e 12 h).

Entretanto, para as análises realizadas no R2 com  $\theta_h$  de 12 h este comportamento não foi verificado, em função da diminuição dos valores de alcalinidade no efluente. Isso indica que a produção de alcalinidade pode não ter sido suficiente para estabilizar os íons  $\text{H}^+$ , corroborando para acidificação do meio pela geração de ácidos derivados da digestão anaeróbia, fato que pode justificar os elevados valores de ácidos voláteis em relação aos outros ensaios (Figura 7).

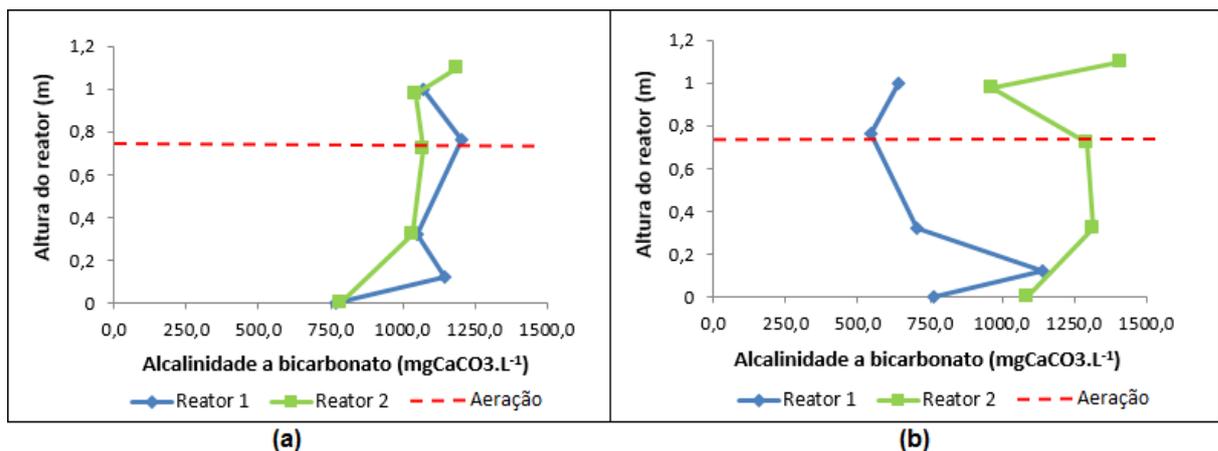


Figura 6 - Variação da alcalinidade a bicarbonato ao longo da altura dos RCAALF: (a)  $\theta_h$  de 18 h e (b)  $\theta_h$  de 12 h.

De acordo com Vela (2006) variações nos valores de pH, alcalinidade e ácidos voláteis podem indicar instabilidade do processo de digestão anaeróbia,

decorrente da predominância da fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica.

Os valores de ácidos voláteis no efluente variaram de 723 a 343 mgHAc.L<sup>-1</sup> no R1 e de 59 a 134 mgHAc.L<sup>-1</sup> no R2, com médias de  $100 \pm 37$  mgHAc.L<sup>-1</sup> e  $88 \pm 40$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para R1 e R2, respectivamente, operados com  $\theta_h$  de 18 h e  $278 \pm 100$  mgHAc.L<sup>-1</sup> e  $77 \pm 11$  mgHAc.L<sup>-1</sup> para R1 e R2, respectivamente, operados com  $\theta_h$  de 12 h.

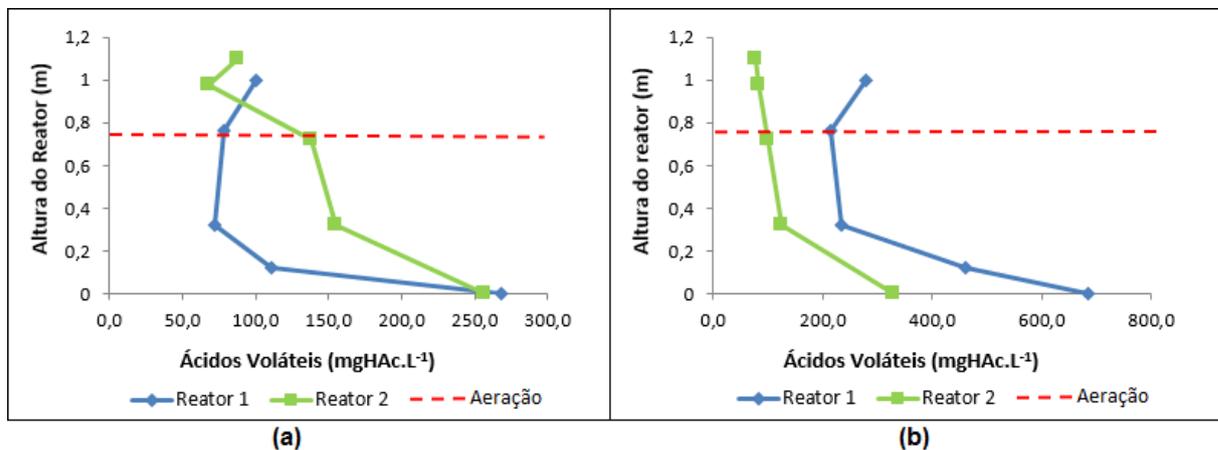


Figura 7 - Variação de ácidos voláteis ao longo da altura dos RCAALF: (a)  $\theta_h$  de 18 h e (b)  $\theta_h$  de 12 h.

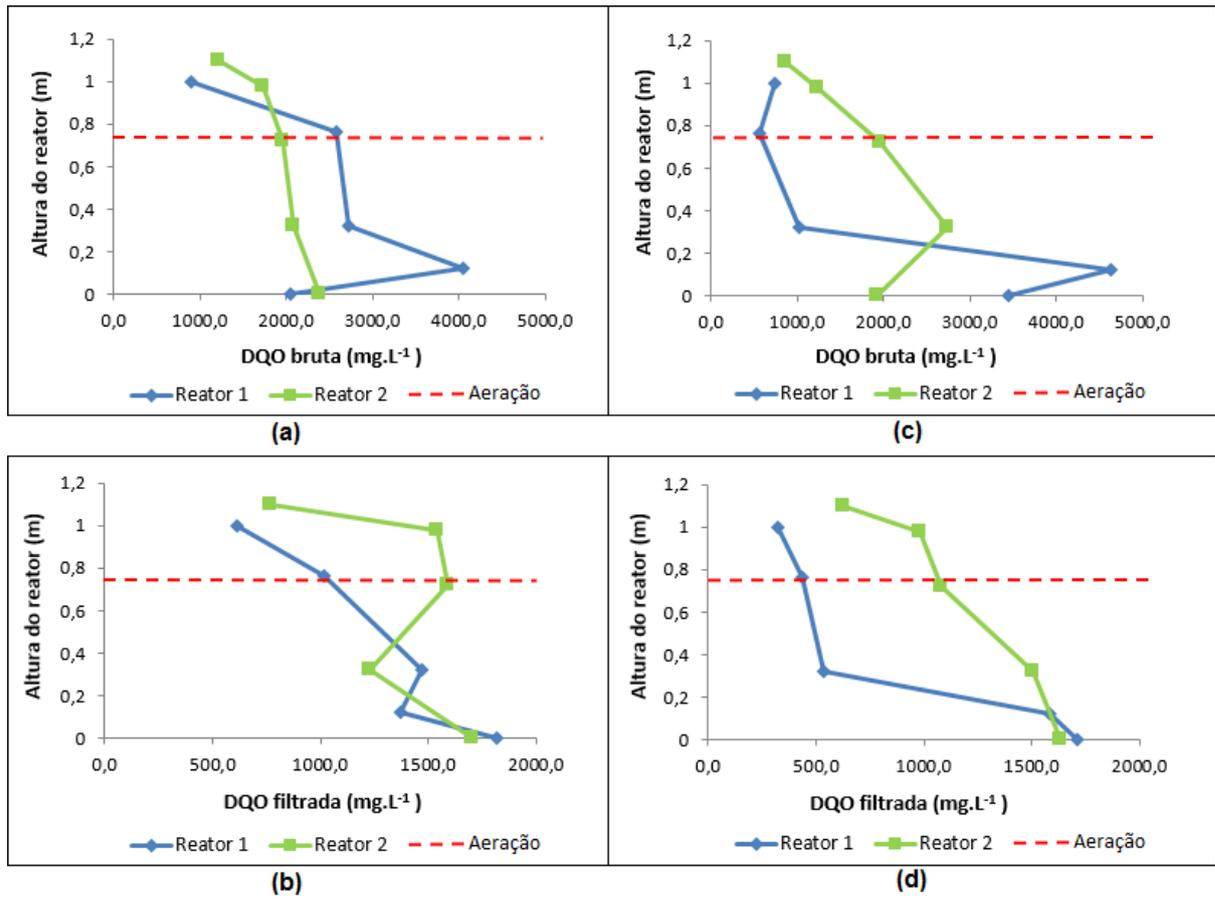
Para verificar a capacidade de tamponamento do reator, é realizada uma relação entre a alcalinidade total e os ácidos voláteis no efluente. Os valores médios de AV/AT obtidos no efluente foram de 0,1 em ambos os reatores para  $\theta_h$  de 18 h e 0,3 e 0,1 para R1 e R2, respectivamente, com  $\theta_h$  de 12 h. Nota-se que a maior relação AV/AT de R1 operado com  $\theta_h$  de 12 h, indicando que o tamponamento do sistema pode ter sido afetado, observando o acúmulo de ácidos voláteis.

O acúmulo de ácidos voláteis no efluente também foi verificado nos estudos de Carvalho et al. (2008), a partir da aplicação de variações senoidais cíclicas da vazão afluente. Os autores relataram que o aumento das concentrações de ácidos voláteis pode ter ocorrido devido à maior velocidade ascensional de fluxo, que proporcionou menor tempo de contato entre o substrato e a biomassa para a realização da metanogênese.

Além disso, Souza (1984) explica que devido à maior sensibilidade das bactérias metanogênicas, um determinado fator em condições adversas, pode provocar desequilíbrios no processo. Por isso, nestas condições, os ácidos voláteis continuam a ser produzidos e não são devidamente transformados em metano.

Souza (1984) ressalta que quando a concentração de ácidos voláteis aumenta do afluente para o efluente pode estar ocorrendo desequilíbrio no sistema. No entanto, isso não ocorreu em qualquer ensaio realizado durante o monitoramento dos reatores, verificando a diminuição do mesmo do substrato para o efluente em todos os ensaios, para ambos os  $\theta_h$  testados.

Em relação à matéria orgânica no efluente, os valores médios de DQO bruta e filtrada foram de  $1336 \pm 382 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $923 \pm 103 \text{ mg.L}^{-1}$  para R1 e  $1521 \pm 580 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $1158 \pm 272 \text{ mg.L}^{-1}$  para R2, respectivamente, operados com  $\theta_h$  de 18 h e de  $745 \pm 191 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $321 \pm 71 \text{ mg.L}^{-1}$  para R1 e de  $863 \pm 550 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $630 \pm 425 \text{ mg.L}^{-1}$  para R2, respectivamente, com  $\theta_h$  de 12 h. O comportamento da matéria orgânica em termos de DQO bruta e filtrada também pode ser verificado ao longo da altura dos reatores, a partir de seus valores médios demonstrados na Figura 8.



**Figura 8 - Variação da DQO bruta e filtrada ao longo da altura dos RCAALF: (a) e (b) DQO bruta e filtrada com  $\theta$ h de 18 h; (c) e (d) DQO bruta e filtrada com  $\theta$ h de 12 h.**

De acordo com a Figura 8, observa-se que as amostras brutas coletadas no início da zona anaeróbia do reator R1 apresentaram valores superiores aos do afluente em todos os ensaios devido a influência de sólidos em suspensão no efluente do reator, provenientes do lodo gerado nessa zona, formando flocos de biomassa que sedimentam por gravidade, acumulando-se no primeiro compartimento do reator.

A variação da DQO no efluente pode ser explicada pela instabilidade nos valores de DQO do substrato, devido a descontinuidade das atividades do abatedouro, verificando desvio padrão de até 3955 mg.L<sup>-1</sup> nas análises realizadas no afluente. As eficiências médias de remoção de DQO bruta e filtrada foram de 49% e 60% para R1 e 52% e 51% para R2 quando operados com  $\theta$ h de 18 h e de 68% e 76% para R1 e 57% e 63% para R2 para  $\theta$ h de 12 h.

Pode-se considerar que os resultados foram satisfatórios face à variação da concentração do substrato utilizado na alimentação dos reatores. Com isso, é

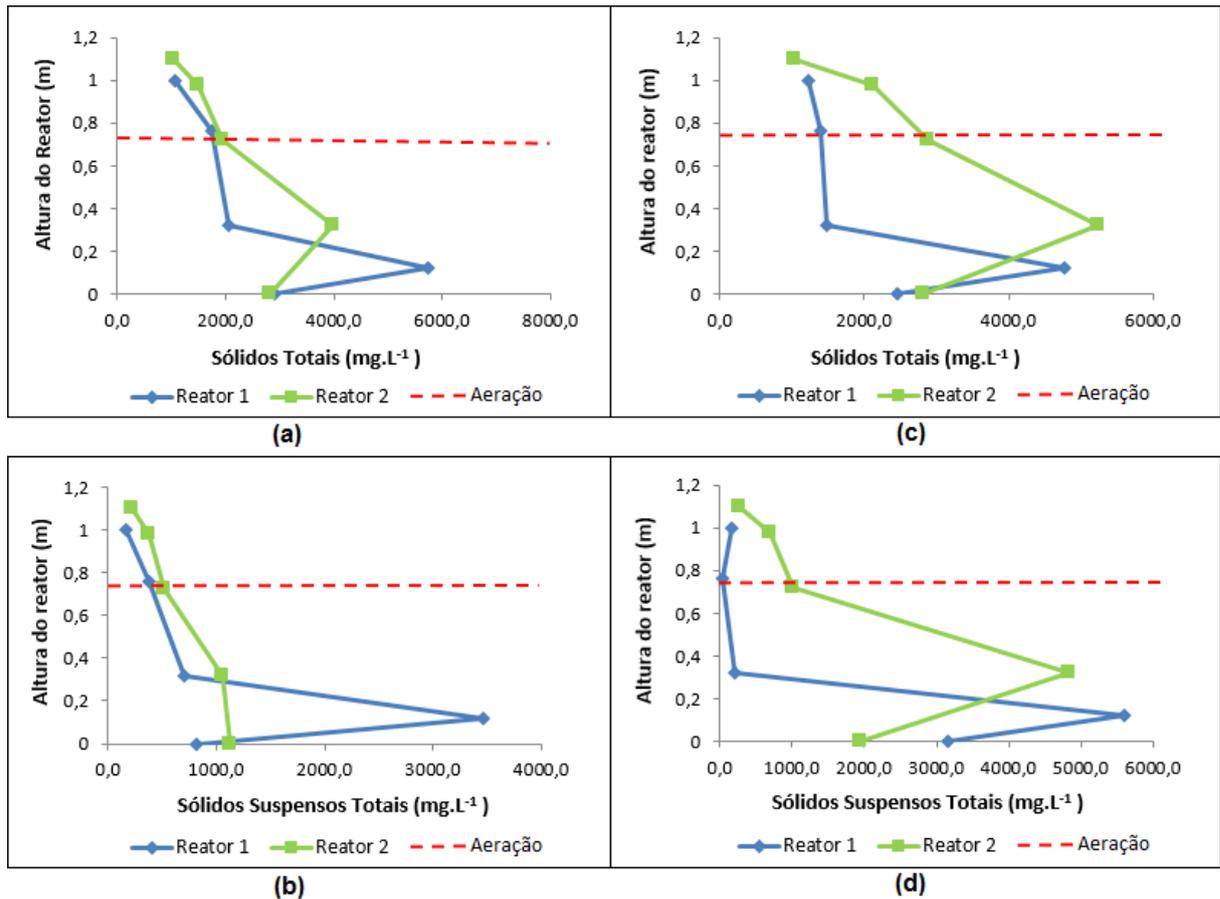
possível inferir que os reatores foram robustos e suportaram choques de carga orgânica e carga hidráulica.

As concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos suspensos totais (SST) não variaram significativamente de um  $\theta$ h para o outro em ambos os reatores. No entanto, os valores de SST no afluente apresentaram-se mais elevados nas análises realizadas com  $\theta$ h de 12 h, assim como a DQO apresentada anteriormente. As médias de ST e SST no efluente foram de 1076 mg.L<sup>-1</sup> e 168 mg.L<sup>-1</sup> para R1; 1053mg.L<sup>-1</sup>e 229mg.L<sup>-1</sup> para R2 com  $\theta$ h de 18 h e; 1215mg.L<sup>-1</sup> e 174 mg.L<sup>-1</sup>; 1036 mg.L<sup>-1</sup> e 280 mg.L<sup>-1</sup> para R1 e R2, respectivamente, com  $\theta$ h de 12 h.

Mesmo com esse aumento da concentração no substrato, os sistemas foram capazes de remover significativamente os sólidos em suspensão, com valores no efluente próximos em todas as análises.

As eficiências médias de remoção de sólidos totais (ST) e sólidos suspensos totais (SST) foram de 60% e 83% para R1 e 60% e 87% para R2 com  $\theta$ h de 18 h; 64% e 92% para R1 e 63% e 85% para R2 com  $\theta$ h de 12 h, respectivamente.

Na Figura 9 é demonstrada a variação da concentração de ST e SST ao longo dos reatores para ambos os  $\theta$ h testados.



**Figura 9 - Variação de Sólidos Totais (ST) e Sólidos Suspensos Totais (SST) ao longo da altura dos RCAALF: (a) e (b) ST e SST com  $\theta_h$  de 18 h; (c) e (d) ST e SST com  $\theta_h$  de 12 h.**

Os dados apresentados na Figura 9 indicam acréscimo da concentração de ST e SST até aproximadamente a altura de 0,3 m, representada pelo compartimento anaeróbio. Esta condição pode ser explicada pela formação de grânulos de microrganismos que compõem o lodo da zona anaeróbia, apresentando densidade maior que o efluente e conseqüentemente, maior velocidade de sedimentação. Isso implica na sedimentação por gravidade, acúmulo deste lodo na base dos reatores e conseqüentemente, aumento na concentração de DQO bruta, como já foi mencionado anteriormente.

Silva e Nour (2005) estudaram um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio tratando efluente doméstico e obtiveram remoção de 73,7% de ST e 78,8% de SST operado com  $\theta_h$  de 8 h. Araújo Junior (2006) operou um reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo tratando efluente industrial e obteve melhores resultados para remoção de DQO e SST com  $\theta_h$  de 35 h, alcançando 96% e 84% de eficiência de remoção, respectivamente.

Kreutz (2012) e Belini (2013) analisaram o comportamento de um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RCAALF) com espumas de poliuretano e argila expandida como meio suporte, tratando efluente oriundo de matadouro bovino. A primeira autora obteve seus melhores resultados para remoção da matéria orgânica e sólidos, com o reator operado em  $\theta$ h de 14 h, verificando eficiência de 58, 66, 66 e 84% para DQO bruta, DQO filtrada, ST e SST, respectivamente; a segunda autora obteve melhor remoção de DQO bruta e filtrada com  $\theta$ h de 18 h, alcançando eficiências médias de 84 e 83%, respectivamente, e maior remoção de ST e SST com  $\theta$ h de 14 h, com eficiências médias de 79 e 95%, respectivamente.

Gatti (2013) obteve melhores eficiências de remoção de 98, 95, 85 e 99% para DQO bruta, DQO filtrada, ST e SST, respectivamente, em um RCAALF utilizando espuma de poliuretano e esponja de celulose como meio suporte operado com  $\theta$ h de 22 h, tratando efluente de abatedouro bovino.

A partir dos resultados obtidos com os  $\theta$ h avaliados, percebeu-se que a diminuição do  $\theta$ h de 18 para 12 h, com consequente aumento da velocidade superficial do efluente no leito fixo (de 0,21 para 0,27 m/h em R1 e de 0,015 para 0,23 m/h em R2), resultou na melhora da eficiência de remoção de matéria orgânica nos RCAALF, principalmente no R1. Entretanto, a maior carga hidráulica aplicada no sistema foi durante os ensaios realizados com o  $\theta$ h de 12 h (média de 3455 mg.L<sup>-1</sup>). Dessa maneira, pode-se inferir que de maneira geral o desempenho dos reatores foi bom para o tratamento do efluente estudado.

Zaiat, Passig e Foresti (2000) explicam que a velocidade superficial do líquido ( $V_s$ ) influencia diretamente no coeficiente de transferência de massa na fase líquida e, portanto, na velocidade de transferência de massa do meio líquido para a superfície da partícula de biomassa. Assim, a medida que se aumenta a  $V_s$  em um reator de leito fixo, ocorre a redução da película retida ao redor da partícula, implicando em uma menor resistência à transferência de massa externa e consequentemente, no aumento da velocidade de reação.

Este fato pode justificar o aumento da eficiência de remoção de matéria orgânica com o aumento da vazão nos reatores estudados neste trabalho.

## 5.2 ESTUDO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO

A partir dos resultados experimentais dos ensaios de estímulo-resposta, foi possível traçar as curvas de variação da concentração de eosina Y ao longo do tempo, nas amostras do efluente coletadas para  $\theta$ h de 18 h (Figura 10) e 12 h (Figura 11).

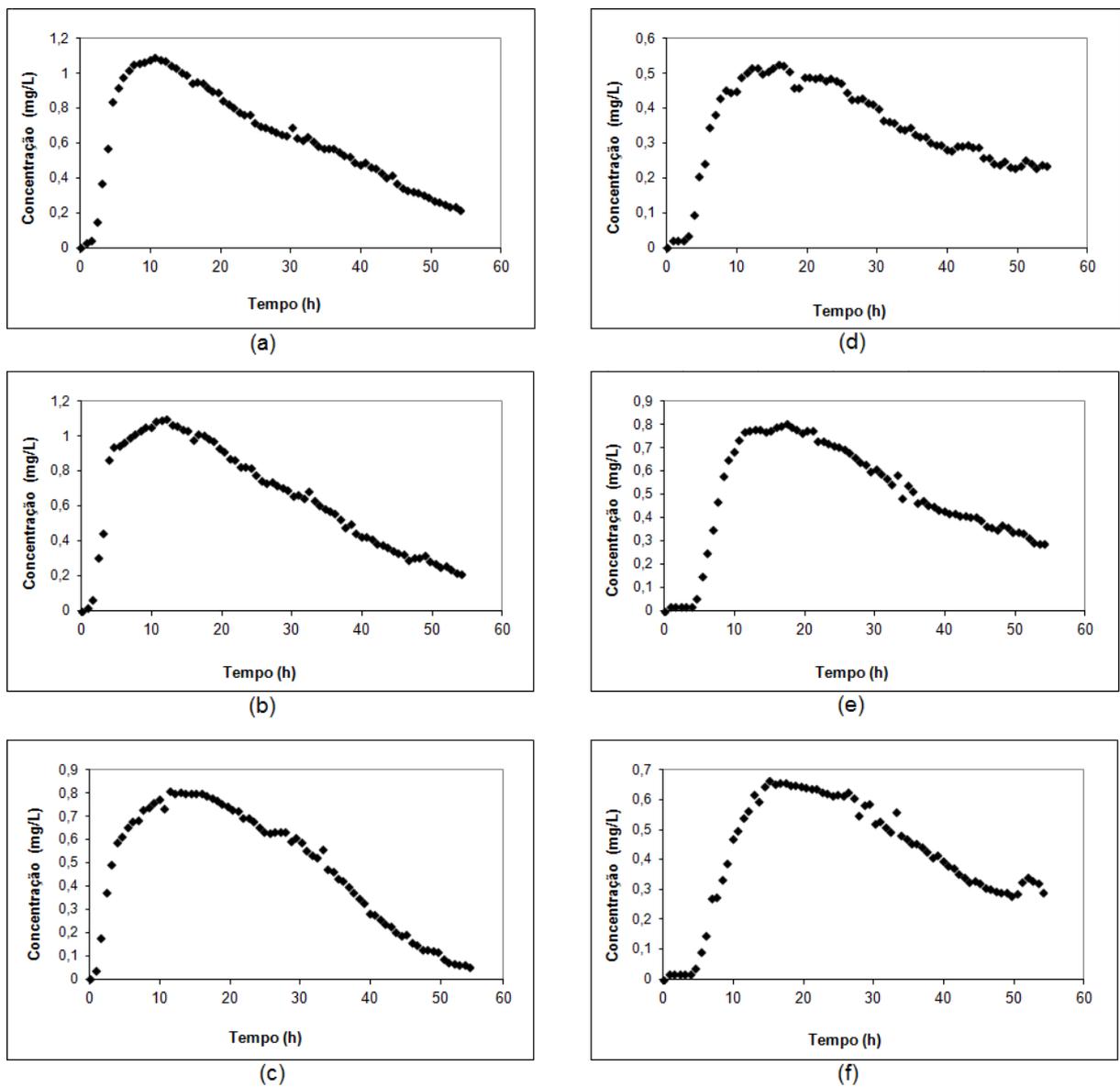
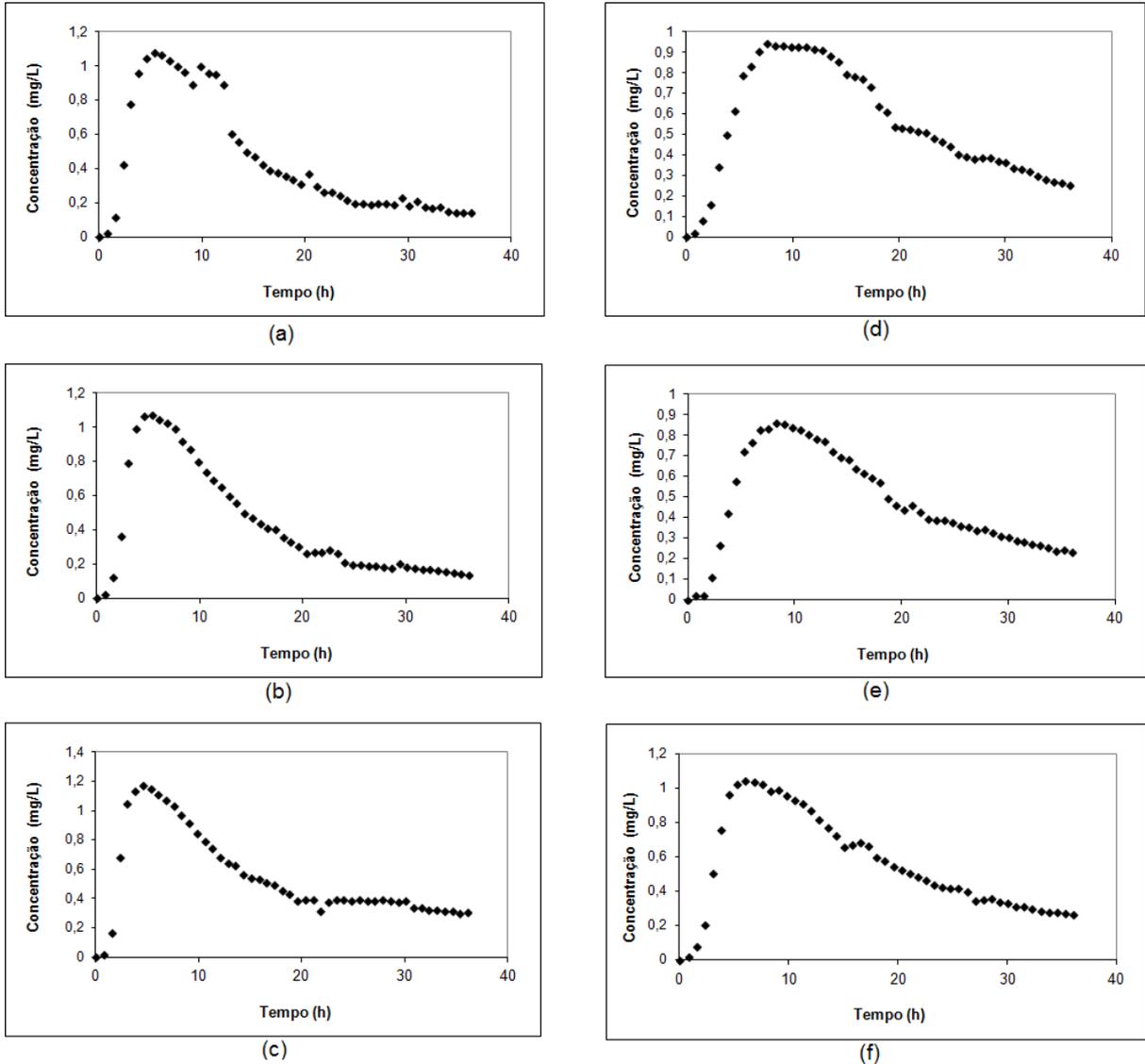


Figura 10 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para  $\theta$ h de 18 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente.



**Figura 11 - Curvas de variação da concentração de eosina Y para  $\theta$ h de 12 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente.**

Com base nos resultados dos ensaios hidrodinâmicos, foi possível identificar o pico de concentração máxima do traçador eosina Y. Nos ensaios realizados para R1 com  $\theta$ h de 18h (Figuras 10a, 10b e 10c), os picos de concentração foram de 10,5 h, 12,0 h e 11,25 h, respectivamente, enquanto que para R2 operado com o mesmo  $\theta$ h, os valores encontrados foram de 15,75 h, 17,25 h e 15,0 h nos ensaios 1, 2 e 3 (Figuras 10d, 10e e 10f), demonstrando pico de concentração mais tardio em relação ao R1, e mais próximo do  $\theta$ h teórico.

Além disso, nos ensaios realizados no R2 (Figura 10d, 10e e 10f), nota-se que o traçador foi liberado aos poucos no efluente final, podendo inferir que este permaneceu por mais tempo retido no meio suporte do reator.

Os picos de concentração máxima nos ensaios realizados com  $\theta_h$  de 12 h, foram de 5,25 h, 5,25 h e 4,5 h, respectivamente (Figura 11a, 11b e 11c) para R1 e 7,50 h, 8,25 h, e 6,0 h, respectivamente (Figura 11d, 11e e 11f) para R2.

Com isso, foi possível notar adiantamento médio do pico de 39% e 11% para R1 e R2, respectivamente, operado com  $\theta_h$  de 18 h e 58% e 40% para R1 e R2 para  $\theta_h$  de 12 h. Este fato indica possível existência de curtos-circuitos e caminhos preferenciais no interior dos reatores.

Nascimento Junior (2013) avaliou o comportamento hidrodinâmico de um RCAALF, preenchido com esponjas de celulose e espumas de poliuretano como meio suporte, operado com  $\theta_h$  de 22 h, 16 h e 10 h, utilizando azul de bromofenol como traçador. O autor obteve picos de concentração médios de 14,5 h, 9,25 h e 5 h para  $\theta_h$  de 22 h, 16 h e 10 h, respectivamente, observado adiantamento destes picos em relação aos  $\theta_h$  teóricos em todos os ensaios, com média de 42,2%, 34,1% e 50%, respectivamente.

No presente estudo, todos os ensaios realizados apresentaram  $\theta_h$  real maior do que o  $\theta_h$  teórico, sendo de 13 h, 13 h e 14,8 h para os ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, no R1 e de 16,2 h, 16,1 h e 15,5 h para os ensaios 1, 2 e 3 no R2, com  $\theta_h$  de 12 h. Quando os reatores foram operados com  $\theta_h$  de 18 h, os valores do  $\theta_h$  real foram ainda maiores em relação ao  $\theta_h$  teórico, sendo de 22,8 h, 22,5 h e 21,3 h para R1 e 26,1 h, 26,6 h e 27,6 h para R2, respectivamente.

Este fato caracteriza atraso na resposta do traçador que pode ser justificado pela sua liberação gradativa no efluente do reator, com lento decaimento nas curvas de concentração ao longo do tempo, refletindo no fenômeno de “cauda longa”. Sarathai et al. (2010) afirmam que quanto maior for a cauda, há indicação de maior espaço morto no reator.

No presente estudo, o atraso médio verificado a partir dos dados experimentais foi de 13,2% e 32,7% para R1 e R2, respectivamente, com  $\theta_h$  de 12 h e de 23,3% e 48,7% para R1 e R2 com  $\theta_h$  de 18 h.

De Nardi et al. (1999) ressaltam que em reatores de leito fixo, as curvas experimentais da concentração do traçador que apresentam caudas longas não

refletem apenas a presença de volumes de zonas mortas, mas também retenção do traçador em zonas ativas no interior do meio poroso, sendo indistinguíveis ambos os fenômenos nas curvas de resposta do traçador no efluente.

De Nardi, Zaiat e Foresti (1997) obtiveram atraso na resposta de diferentes traçadores em um RAHLF e atribuíram este fato à difusão do traçador nos poros da cerâmica utilizada como meio suporte, provocando o prolongamento do  $\theta_h$  em forma de cauda. Os autores alegam que este efeito pode ocorrer devido à adsorção do traçador no meio suporte do reator bem como à presença de zonas mortas.

O retardo na resposta do traçador também foi verificado por Kreutz (2012) que obteve atraso médio de 18% na resposta do traçador em um RAALF (6,5 L) com  $\theta_h$  de 8 h. A autora relacionou este fenômeno à existência de zonas mortas no interior do reator ou à adsorção do traçador no meio suporte.

De Nardi et al. (1999) analisaram o efeito de diferentes traçadores no fenômeno de cauda em um reator anaeróbico horizontal de leito fixo (RAHLF) utilizando cerâmica como meio suporte. A partir da comparação das curvas obtidas com os ensaios de estímulo-resposta, os autores concluíram que alguns traçadores, incluindo eosina Y, não são adequados para avaliação das curvas de DTR em reatores contendo meios suporte porosos, devido à sua difusividade no meio, afetando a forma das curvas e os parâmetros dos modelos matemáticos.

Nos resultados dos ensaios hidrodinâmicos deste estudo, foi verificada a presença de múltiplos picos decrescentes em intervalos regulares, observados mais bruscamente no ensaio 1 do  $\theta_h$  de 12 h (Figura 11a), o que segundo Levenspiel (2000) são indicativos de forte recirculação interna do fluido no reator, possivelmente causada pelas bolhas de ar geradas no processo de aeração.

Através do ajuste dos dados experimentais dos ensaios realizados foram obtidas as curvas de Distribuição do Tempo de Residência (DTR) em função do tempo adimensional para os reatores operados com  $\theta_h$  de 18 h (Figura 12) e de 12 h (Figura 13).

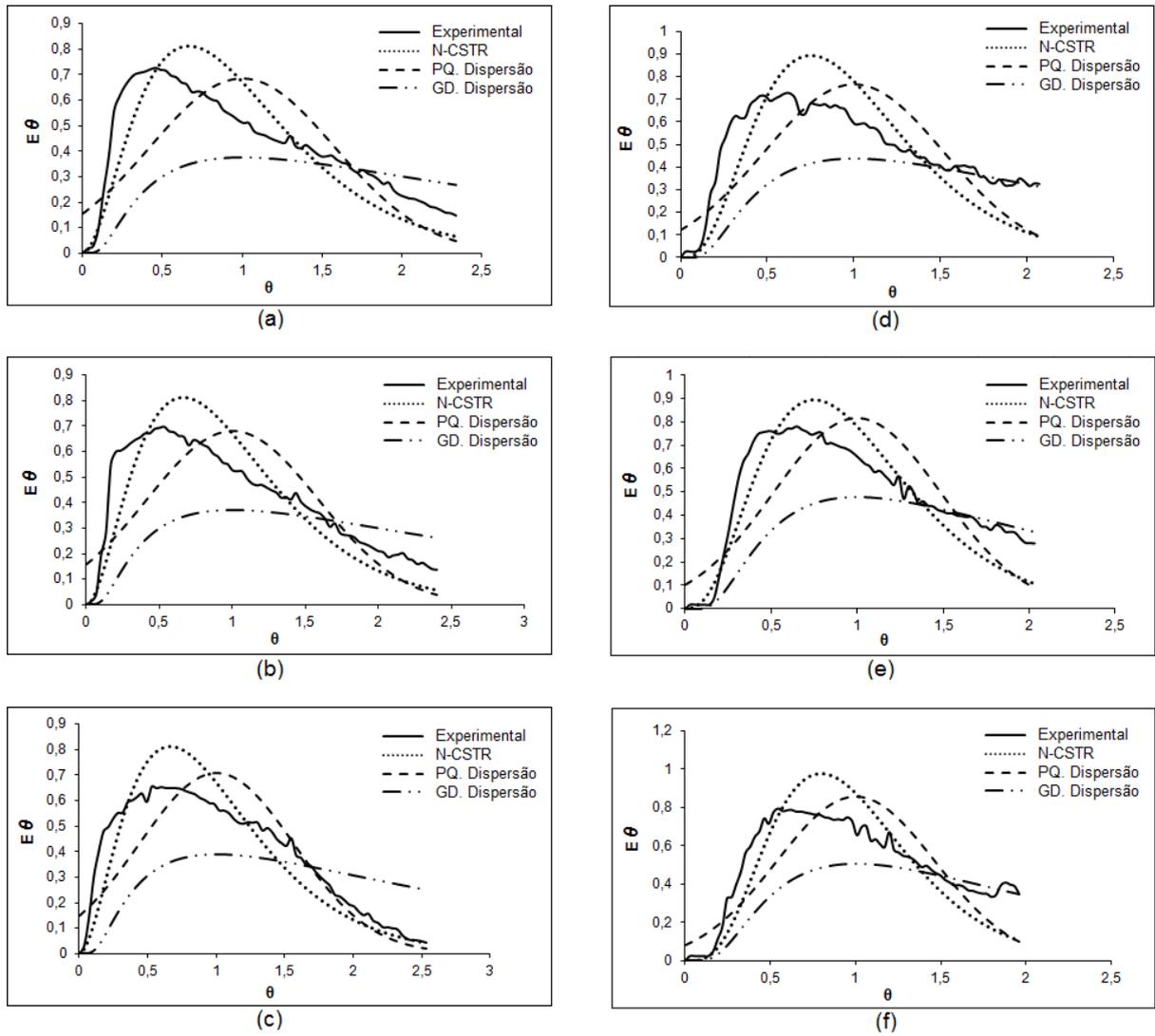
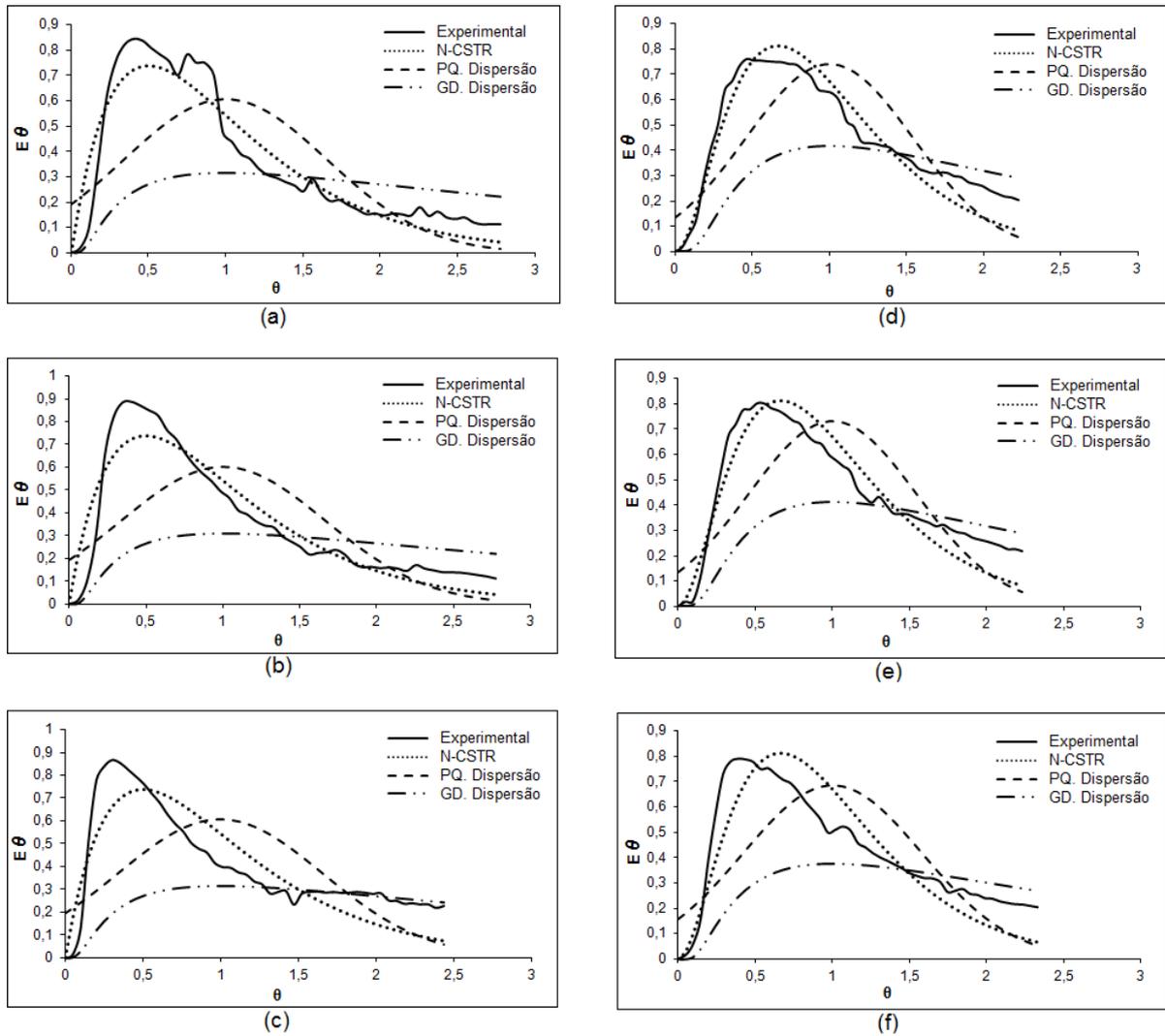


Figura 12 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador eosina Y para os reatores operados com  $\theta$ h de 18 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente.



**Figura 13 - Curvas de DTR obtidas experimentalmente com o traçador eosina Y para os reatores operados com  $\theta$ h de 12 h. (a), (b) e (c): ensaios 1, 2 e 3 para R1; (d), (e) e (f): ensaios 1, 2 e 3 para R2, respectivamente.**

Os resultados do ajuste das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) pelos modelos matemáticos teóricos para  $\theta$ h de 18 h e 12 h são apresentados na Tabela 10 e na Tabela 11, respectivamente.

**Tabela 10– Resultados dos modelos de dispersão obtidos com o ajuste dos dados experimentais para R1 e R2 com  $\theta$ h de 18 h.**

Reator	Ensaio	TDH teórico (h)	TDH real (h)	N-CSTR (N)	Pequena Dispersão (D/uL)	Grande Dispersão (D/uL)
R1	1	18,0	23,1	3	0,169	0,565
	2	18,0	22,5	3	0,172	0,582
	3	18,0	21,3	3	0,159	0,521
R2	1	18,0	26,1	4	0,135	0,416
	2	18,0	26,6	4	0,108	0,310
	3	18,0	27,6	5	0,119	0,351

**Tabela 11– Resultados dos modelos de dispersão obtidos com o ajuste dos dados experimentais para R1 e R2 com  $\theta$ h de 12 h.**

Reator	Ensaio	TDH teórico (h)	TDH real (h)	N-CSTR (N)	Pequena Dispersão (D/uL)	Grande Dispersão (D/uL)
R1	1	12,0	13,0	2	0,215	0,801
	2	12,0	13,0	2	0,221	0,834
	3	12,0	14,8	2	0,217	0,813
R2	1	12,0	16,2	3	0,146	0,461
	2	12,0	16,1	3	0,149	0,471
	3	12,0	15,5	3	0,169	0,566

Os valores médios do número de dispersão (D/uL) obtidos nos ensaios realizados com  $\theta$ h de 12 h para R1 e R2, foram de 0,218 e 0,155 respectivamente, para o modelo de pequena dispersão, 0,816 e 0,499 para o modelo de grande dispersão e 2 e 3 reatores de mistura completa em série para o modelo N-CSTR. Segundo Sarathai et al. (2010), valores elevados de D/uL indicam dispersão rápida da curva de traçador e alto grau de mistura no interior do reator.

Entretanto, quando o reator foi operado com  $\theta$ h de 18h, os valores obtidos dos modelos de pequena e grande dispersão diminuíram, sendo estes em média de 0,164 e 0,121 para R1 e R2, respectivamente para o primeiro modelo, 0,546 e 0,359 respectivamente, para o segundo modelo e de 3 e 4 reatores de mistura completa em série para o modelo N-CSTR, o que pode sugerir dispersão mais lenta.

Na realização de ensaios hidrodinâmicos com eosina Y em um RCAALF preenchido com argila expandida e espuma de poliuretano, Freitas (2013) observou que os valores médios de D/uL verificados no modelo de grande dispersão foram elevados, de 0,893, 1,047 e 1,135 para  $\theta$ h de 24, 18 e 12 h, respectivamente. A autora sugeriu a ocorrência de grande dispersão longitudinal do fluido e grau de mistura elevado no interior do RCAALF e constatou que o modelo que apresentou

melhor ajuste para os  $\theta h$  testados foi o N-CSTR em série, indicando que o regime de fluxo predominante no reator foi o de mistura completa.

Kreutz (2012) observou em seus estudos que devido o aumento do grau de dispersão do modelo de grande intensidade ocorre redução do número de reatores em série, indicando tendência ao fluxo de mistura completa.

Este comportamento também foi observado pelos resultados dos ensaios do presente estudo para R1 (Tabela 11), uma vez que quando operado com  $\theta h$  de 12 h, este reator apresentou maiores valores do modelo de grande dispersão e menor número de tanques de mistura completa em série, ocorrendo o contrário quando ambos os reatores foram operados com  $\theta h$  de 18 h (Tabela 10).

Os resultados dos coeficientes de correlação ( $r^2$ ) obtidos para os três modelos matemáticos teóricos estão apresentados nas Tabelas 12 e 13.

A partir da Figura 12 nota-se que nos três ensaios realizados no R2 com  $\theta h$  de 18 h, a curva experimental começou sua trajetória aproximando-se mais do modelo N-CSTR e terminou próxima ao modelo de dispersão de grande intensidade. Esse comportamento é comprovado pela proximidade entre os valores do coeficiente de correlação de N-CSTR (0,916) e do modelo de grande dispersão (0,809) (Tabela 10).

**Tabela 12– Coeficientes de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais aos modelos teóricos para R1 e R2 operados com  $\theta h$  de 18 h.**

Reator	Ensaio	Coeficientes de correlação ( $r^2$ )		
		N-CSTR	Pequena Dispersão (D/uL)	Grande Dispersão (D/uL)
R1	1	0,839	0,393	0,480
	2	0,856	0,447	0,488
	3	0,917	0,661	0,609
R2	1	0,878	0,661	0,744
	2	0,937	0,723	0,803
	3	0,934	0,813	0,880

No entanto, a partir das curvas de DTR (Figuras 12 e 13) e dos coeficientes de correlação ( $r^2$ ) obtidos para os modelos matemáticos teóricos, verificou-se que o modelo N-CSTR ainda foi o que apresentou melhor ajuste aos dados experimentais para ambos os reatores, com valores médios de  $r^2$  iguais a 0,917 e 0,947 para R1 e

R2, respectivamente, nos ensaios realizados com  $\theta$ h de 12 h e iguais a 0,862 e 0,916 para R1 e R2, respectivamente, nos ensaios com  $\theta$ h de 18 h.

**Tabela 13– Coeficientes de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais aos modelos teóricos para R1 e R2 operados com  $\theta$ h de 12 h.**

Reator	Ensaio	Coeficientes de correlação ( $r^2$ )		
		N-CSTR	Pequena Dispersão (D/uL)	Grande Dispersão (D/uL)
R1	1	0,945	0,664	0,300
	2	0,942	0,634	0,272
	3	0,864	0,384	0,116
R2	1	0,973	0,741	0,518
	2	0,955	0,693	0,497
	3	0,914	0,640	0,382

Pontes (2009) verificou que um RCAALF tratando efluente de abatedouro de aves, operado em condição anaeróbia com  $\theta$ h de 10 h, pode ser representado por 12 reatores de mistura completa em série, tendendo ao fluxo pistonado; e que quando é promovida aeração e recirculação, o reator pode ser representado por 2-4 reatores de mistura completa em série, aproximando-se mais de um reator de mistura completa.

Segundo Oliveira Neto (2011), a mistura promovida pela aeração ou recirculação leva ao comportamento mais próximo ao de mistura completa. Essa condição é comprovada nos estudos de Kreutz (2012), operando um RAALF em escala de bancada, no qual o fluxo teve melhor ajuste matemático ao modelo teórico N-CSTR, obtendo os valores de  $r^2 = 0,95$  e  $r^2 = 0,96$  para os ensaios realizados com aeração.

Essa situação foi igualmente verificada por Belini et al. (2013) em estudos realizados em uma mesma configuração de reator deste trabalho e com o mesmo traçador, alcançando coeficiente de correlação de 0,92 e 0,97 para o modelo teórico N-CSTR com 3 reatores de mistura completa em série.

### 5.3 CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS

A partir dos ensaios hidrodinâmicos realizados nos reatores R1 e R2, calculou-se os desvios de idealidade comovolume de zonas mortas e presença de curtos-circuitos hidráulicos, além da eficiência hidráulica e do número de Reynolds para  $\theta$ h de 18 h e 12 h. Os resultados obtidos para tais parâmetros hidráulicos são apresentados nas Tabelas 14 e 15.

**Tabela 14– Resultados obtidos nos cálculos das anomalias para R1 e R2 com  $\theta$ h de 18 h.**

Reator	Ensaio	TDH real (h)	Número de Reynolds	Volume de zonas mortas ( $\beta$ )	Curtos-circuitos ( $\Psi$ )	Eficiência hidráulica (%) ( $\lambda$ )
R1	1	22,8	0,319	0,6	0,0	0,3
	2	22,5	0,319	0,6	0,1	0,3
	3	21,3	0,319	1,0	0,0	0,0
R2	1	26,1	0,049	0,6	0,1	0,3
	2	26,6	0,049	0,5	0,2	0,4
	3	27,6	0,049	0,3	0,2	0,6

Com base nos estudos com tempo de detenção hidráulica de 18 h, as zonas mortas representaram em média 15% e 11% do volume útil dos reatores R1 e R2, respectivamente, e em média 22% e 27% de R1 e R2 para  $\theta$ h de 12 h. Estes resultados evidenciam o atraso na resposta do traçador obtido em todos os ensaios realizados no estudo com os dois reatores.

**Tabela 15– Resultados obtidos nos cálculos das anomalias para R1 e R2 com  $\theta$ h de 12 h.**

TDH	Ensaio	TDH real (h)	Número de Reynolds	Volume de zonas mortas ( $\beta$ )	Curtos-circuitos ( $\Psi$ )	Eficiência hidráulica (%) ( $\lambda$ )
R1	1	13,0	0,411	1,3	0,1	0,0
	2	13,0	0,411	1,3	0,1	0,0
	3	14,8	0,411	0,6	0,1	0,1
R2	1	16,2	0,73	1,1	0,1	0,0
	2	16,1	0,73	1,1	0,1	0,0
	3	15,5	0,73	1,3	0,1	0,0

Situação diferente foi reportada por Nascimento Junior (2013), que estudou a hidrodinâmica de um RCAALF preenchido com espuma de poliuretano e esponja de celulose como meio suporte e não verificou a presença de zonas mortas nem curtos-circuitos, mesmo com o atraso na resposta do traçador em todos os ensaios. O autor concluiu que este atraso ocorreu devido à adsorção do traçador no meio suporte.

Freitas (2013) analisou um RCAALF de leito fixo com argila expandida e espuma de poliuretano como meio suporte, utilizando eosina Y como traçador, e também não verificou a presença de zonas mortas e curtos-circuitos na maioria dos ensaios, porém, a autora atribuiu o atraso na resposta do traçador à presença de caminhos preferenciais.

Romero et al. (2011) obtiveram volume de zonas de mortas de 13% a 39% na operação de reator anaeróbio de leito fixo de bancada com  $\theta_h$  de 12 a 48 h, tratando efluente de abatedouro e utilizando rodamina B como traçador. Os autores também atribuíram estes resultados ao atraso na resposta do traçador, ressaltando que nas curvas experimentais, estes espaços mortos aparecem como uma longa cauda, ou seja, quanto maior a zona morta, maior a área da cauda.

Singh e Viraraghavan (2003) observaram que a temperatura tem um importante papel na redução de zonas mortas ao avaliaram seu efeito no comportamento hidrodinâmico de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) tratando esgotos domésticos. Os autores notaram que os espaços mortos foram maiores para menores temperaturas de operação, chegando a 21% do volume do reator para temperatura de 6°C. Quanto o reator foi operado com  $\theta_h$  de 10h em temperatura de 11°C, os autores obtiveram volume de zonas mortas de 13% e 0,3% de curto-circuitos.

Segundo Thackston, Shields Jr. e Schroeder (1997), a presença de curtos-circuitos em um fluxo é verificada quando  $\Psi \leq 0,3$ . Segundo estes autores, este fenômeno está relacionado com o fluxo de mistura do traçador no interior do reator e com o  $\theta_h$  obtido a partir dos dados experimentais.

De acordo com os resultados obtidos, constatou-se a presença de curto-circuito em todos os ensaios realizados para os dois  $\theta_h$  em ambos os reatores, como já era esperado devido ao adiantamento dos picos de concentração do traçador. A ocorrência de curtos-circuitos no regime de fluxo pode resultar no atraso ou no

adiantamento da resposta do traçador no efluente do reator, pelos movimentos desordenados do líquido em forma de redemoinho.

Esta anomalia também foi verificada por Belini et al. (2012) em um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo em escala de bancada, Carvalho et al. (2008) em um reator UASB em escala piloto e Calheiros et al. (2009) em um reator anaeróbio sequencial (RAS) em escala real, que atribuíram o fenômeno da cauda longa à possível presença de curtos-circuitos.

A eficiência hidráulica foi classificada como 'baixa' para ambos os reatores analisados no presente trabalho. Com exceção de um ensaio no R2 com  $\theta_h$  de 18 h, no qual foi verificada eficiência hidráulica satisfatória ( $0,5 \leq \lambda \leq 0,75$ ), os demais indicaram valores mínimos ( $\lambda \leq 0,5$ ). Esses resultados são explicados pela presença de zonas mortas e curtos-circuitos que podem interferir na distribuição uniforme do traçador ao longo do reator.

Belini et al. (2013) realizaram estudos em uma mesma configuração de reator deste trabalho com o mesmo traçador e obtiveram eficiência hidráulica satisfatória de 57,5%. Os resultados destes autores indicaram pouca formação de zonas mortas e inexistência da ocorrência de curtos-circuitos, com maior estabilidade operacional e eficiência de degradação de matéria orgânica de 57%.

Os valores do número de Reynolds obtidos foram de 0,319 e 0,411; 0,049 e 0,73 para R1 e R2, respectivamente, com  $\theta_h$  de 18 h e 12 h (Tabelas 9 e 10), indicando regime de escoamento laminar para os fluxos através do leito fixo nos reatores de acordo com Neutrium (2015) que determina este escoamento caracterizado quando  $Re < 10$ .

#### 5.4 CARACTERIZAÇÃO DA EFICIÊNCIA GLOBAL DOS REATORES (R1 e R2)

Um resumo dos resultados obtidos para os principais parâmetros de caracterização do comportamento hidrodinâmico e eficiência global dos reatores é apresentado na Tabela 16.

**Tabela 16– Resumo dos cálculos obtidos durante a operação de R1 e R2 com  $\theta$ h de 18 e 12h.**

	R1 (matrizes de poliuretano envolta por estrutura de polipropileno)		R2 (esponja de celulose)	
	TDH 18 h	TDH 12 h	TDH 18 h	TDH 12 h
<b>E (%)DQO bruta</b>	49%	68%	52%	57%
<b>E (%) DQO filtrada</b>	60%	76%	51%	63%
<b>E (%) ST</b>	60%	64%	60%	63%
<b>E (%) SST</b>	83%	92%	87%	85%
<b>TDH real (h)</b>	22,2	13,6	26,8	15,9
<b>N-CSTR</b>	3	2	4	3
<b>PD</b>	0,167	0,218	0,121	0,155
<b>GD</b>	0,556	0,816	0,359	0,499
<b>Zonas mortas (m<sup>3</sup>)</b>	0,5	1,2	0,5	1,2
<b>Curtos-circuitos</b>	0,0	0,1	0,2	0,1
<b>Eficiência Hidráulica (%)</b>	0,4	0,0	0,4	0,3
<b>Número de Reynolds</b>	0,319	0,411	0,049	0,73

De acordo com os resultados obtidos durante a operação dos reatores RCAALF R1 e R2 preenchidos com meios suportes diferentes, verificou-se que o padrão de escoamento aproximou-se ao de mistura completa com  $\theta$ h de 12 h e 18 h, sendo que seus graus de dispersão podem ter sido influenciados pela fase aeróbia, que proporciona melhor mistura do fluido no interior do reator.

No entanto, foi possível observar que com o aumento da vazão para  $\theta$ h de 12 h e conseqüente aumento da velocidade do fluido (de 0,21 para 0,27 m/h em R1 e de 0,015 para 0,23 m/h em R2), a eficiência do processo resultou melhor para ambos os reatores, em termos de DQO bruta, DQO filtrada, Sólidos Totais e Sólidos Suspensos Totais no R1 e R2.

Além disso, o  $\theta$ h real permaneceu mais próximo ao  $\theta$ h teórico de 12 h nos ensaios realizados nos dois RCAALF. O modelo teórico N-CSTR foi o que apresentou melhor ajuste aos dados experimentais, com coeficientes de correlação ( $r^2$ ) médios de 0,914 e 0,947 para R1 e R2, respectivamente. Nota-se pela Figura 11, que o fluxo se dispersou mais homogêneo para  $\theta$ h de 12 h, com pouca presença de múltiplos picos da concentração do traçador quando comparado aos resultados experimentais para  $\theta$ h de 18 h (Figura 10).

Quanto à comparação de R1 e R2, constatou-se que os reatores demonstraram comportamento similar, sem distinção significativa, visto que ambos apresentaram presença de anomalias como zonas mortas e curtos-circuitos, além da baixa eficiência hidráulica e regime de escoamento laminar.

Entretanto, o reator R1 preenchido com meio suporte de espuma de poliuretano envolta por estruturas de polipropileno (bobs) apresentou melhores resultados em termos de eficiência de remoção de matéria orgânica para os dois  $\theta_h$  testados, em comparação ao reator R2 preenchido com esponja vegetal. Ainda, nota-se que os valores de  $D/uL$  obtidos no modelo de grande dispersão foram mais elevados, com diferença mais significativa para o  $\theta_h$  de 12 h, podendo indicar dispersão rápida e alto grau de mistura no interior do reator.

Portanto, é possível inferir que houve mais adsorção da eosina Y na bucha vegetal contida no R2, do que na espuma em polipropileno do R1, caracterizada pelo maior atraso na resposta do traçador com menor liberação deste no efluente, podendo sugerir sua retenção por mais tempo no meio suporte deste reator.

## 6 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos nos ensaios, análises e determinações realizadas ao longo do período de operação dos reatores combinados anaeróbio-aeróbio com diferentes meios suportes, foi possível concluir que:

O substrato utilizado para a alimentação dos reatores demonstrou oscilações bruscas em suas concentrações de matéria orgânica em termos de DQO bruta e filtrada, sólidos totais (ST) e sólidos suspensos totais (SST), provavelmente devido as atividades descontínuas no abatedouro, implicando variação dos parâmetros físico-químicos avaliados.

Apesar disso, os resultados foram satisfatórios, com eficiências médias de remoção de 49 e 60% de DQO bruta e filtrada respectivamente e, 60 e 83% de ST e SST respectivamente, para R1 operado com  $\theta$ h de 18 h, 68 e 76% de DQO bruta e filtrada e 64 e 92% de ST e SST para R1 operado com  $\theta$ h de 12 h. Enquanto que para R2, as eficiências médias de remoção de DQO bruta e filtrada foram de 52 e 51% respectivamente e, 64 e 92% de ST e SST com  $\theta$ h de 18 h. Na operação com  $\theta$ h de 12 h, as eficiências foram de 57 e 63% de DQO bruta e filtrada e, 63 e 85% de ST e SST respectivamente. Assim, os reatores demonstram que são robustos para suportar choques de carga hidráulicas e orgânicas quando operados nestas condições as quais foram submetidos.

Os resultados dos ensaios hidrodinâmicos de R1 e R2 com  $\theta$ h de 12 h e 18 h mostraram atraso na resposta do traçador e possibilitaram observar o fenômeno de cauda longa na curva de concentração da eosina Y ao longo do tempo, sugerindo presença de curtos-circuitos hidráulicos, zonas mortas e adsorção do traçador no meio suporte.

Os resultados indicaram que o padrão de escoamento aproximou-se ao modelo de mistura completa com melhores resultados para  $\theta$ h de 12 h nos dois reatores e melhor ajuste ao modelo teórico N-CSTR com valores médios de  $r^2$  de 0,914 e 0,947 para R1 e R2, respectivamente.

Todos os ensaios realizados para os dois RCAALF revelaram a presença de curtos-circuitos hidráulicos ( $\Psi \leq 0,3$ ) e as zonas mortas representaram em média

15% e 11% do volume útil de R1 e R2 respectivamente, com  $\theta$ h de 18 h, 27% e 22% para R1 e R2 com  $\theta$ h de 12 h.

A eficiência hidráulica foi classificada como 'baixa' para R1 e R2 ( $0,5 \geq \lambda$ ), com média de 0,2 e 0,4, respectivamente, com  $\theta$ h de 18 h; e de 0,0 e 0,0 com  $\theta$ h de 12 h, que pode ter sido influenciada pela presença de zonas mortas e curtos-circuitos. Esses desvios de idealidade acabam comprometendo a capacidade de distribuição uniforme do traçador ao longo do reator.

O número de Reynolds indicou regime de escoamento laminar para R1 e R2, com valores obtidos de 0,319 e 0,411; 0,049 e 0,73 para R1 e R2, respectivamente, com  $\theta$ h de 18 h e 12 h.

Quanto à comparação dos dois meios suportes, observou-se que o R1 apresentou ligeira melhora na eficiência de remoção de DQO e sólidos em comparação ao R2.

Pelos resultados, pode-se afirmar que o traçador eosina Y ficou mais retido na esponja vegetal (em R2) do que na espuma de poliuretano (em R1), implicando em maior atraso na resposta do traçador, cauda menos acentuada e valores de  $D/uL$  menores, podendo sugerir menor dispersão longitudinal no interior do reator. Essas implicações podem ter ocorrido devido à deterioração da esponja vegetal durante o período de operação do reator R2, com a perda de biomassa do sistema, que conseqüentemente é prejudicial à eficiência global do sistema.

## REFERÊNCIAS

- ABREU, Sérgio B.; ZAIAT, Marcelo. **Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário**. Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, v. 13, nº 2, p. 181-188. Abr./Jun. 2008.
- AGRA, Clélia de A. **Tratamento de águas residuárias domésticas em reatores de biomassa dispersa e biomassa aderida**. 2009. 89 f. Dissertação (Mestrado em Desenvolvimento e Meio Ambiente) – Universidade Federal da Paraíba. Campina Grande, 2009.
- ARAÚJO Jr., Moacir M de. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. 2006. 136 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2006.
- ARAÚJO, Thiago L. da S. **Desempenho de reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) tratando esgoto sanitário em escala piloto**. 2014. 125 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2014.
- ARRUDA, Valmir Cristiano Marques. **Tratamento anaeróbio de efluentes gerados em matadouros de bovinos**. 2004. 109 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2004.
- BELINI, A. D.; CARVALHO, K. Q de.; KREUTZ, Cr.; IKENO, Daniel S. Avaliação do comportamento hidrodinâmico de um reator combinado anaeróbio efluente de abatedouro bovino. In: XVII SEMINÁRIO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA E TECNOLÓGICA DA UTFPR. **Anais...** XVII Seminário de Iniciação Científica e Tecnológica da UTFPR. Curitiba: UTFPR, 2012.
- BELINI, Aldria D. **Avaliação do comportamento de um reator anaeróbio aeróbio de leito fixo submetido à variação de carga hidráulica tratando efluente de abatedouro bovino**. 2013. 57 f. Trabalho de Conclusão de Curso. (Graduação em Engenharia Ambiental) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.
- BELINI, A. D.; GOMES, S. D.; CARVALHO, K. Q.; PASSIG, F. H.; KREUTZ, C. Hydrodynamic behavior of an anaerobic-aerobic fixed bed reactor for treatment of

cattle slaughterhouse wastewater. In: 13th World Congress on Anaerobic Digestion, 2013, Santiago de Compostela. **Anais...13th World Congress on Anaerobic Digestion**, 2013.

BITTON, Gabriel. **Role of microorganisms in biogeochemical cycles**. In: Wasterwater Microbiology. Estados Unidos: Wiley-Liss, Inc. cap.3 p. 51-73. 2005.

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

BRITO, A.G.; MELO, L.F. (1997). A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors. **Environmental Technology**, v.18, p.35-44, setembro.

CALHEIROS, Herlane C.; PERICO, Ana Carolina S.; NUNES, Camila F. Estudo experimental de aspectos hidrodinâmicos e da partida de um reator anaeróbio sequencial tratando esgotos domésticos. **Ambiente & Água**, v. 4, n.3, p. 144-156, 2009.

CAMPOS, José Roberto. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. PROSAB – Rede Corporativa de Pesquisas. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.

CARVALHO, Karina Q. de.; SALGADO, Monique T.; PASSIG, Fernando H.; PIRES, Eduardo C. **Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão**. Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, v. 13, nº 2, p. 226-235. Abr./Jun. 2008.

CASTRO, Fabio M. S. **Estudo do comportamento hidrodinâmico de uma nova proposta de configuração interna para reator UASB**. 2010. 102 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

CHERNICHARO, Carlos A. de L. **Reatores Anaeróbios**. Volume 3: Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1997.

CHERNICHARO, Carlos A. de L. (Coordenador) (2001) - **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. - Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001.

Disponível em:

<[http://www.finep.gov.br/prosab/livros/aspectos\\_metodologicos/indice.pdf](http://www.finep.gov.br/prosab/livros/aspectos_metodologicos/indice.pdf)> Acesso em: 25 mai. 2014.

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

DE NARDI, Ivana R.; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugenio. Respostas do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) nos ensaios hidrodinâmicos com diferentes traçadores. In: 19º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Foz do Iguaçu: ABES, p. 127-141. 1997.

DE NARDI, Ivana R.; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugenio. Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors. **Bioprocess Engineering**. pp 469-476, 1999.

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

EATON, Andrew D.; CLESCERI, Lenore S.; RICE, Eugeni W.; GREENBERG, A. E. (Ed.). **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21th ed. Washington: American Public Health Association; American Water Works Association; Water Pollution Control Federation. São Carlos, 2005.

FIGUEIRÊDO, Maria C. B de.; TEIXEIRA, Adunias S.; ARAÚJO, Lúcia de F. P.; ROSA, Morsyleide F.; PAULINO, Walt D.; MOTA, Suetônio; ARAÚJO, José C. **Avaliação da vulnerabilidade ambiental de reservatórios à eutrofização**. Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, v.12, n.4, p.399-409. Out./Dez. 2007.

FREITAS, D. C de. **Estudo do comportamento hidrodinâmico de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo tratando efluente bovino**. 2013. 50 f. Trabalho de conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.

GATTI, Raphael A. F. **Avaliação da remoção orgânica e nitrogenada de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo para o tratamento de efluente bovino**. 2013. 95 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.

GERARDI, Michael H. **Wastewater Bacteria**. Wasterwater Microbiology Ser. Wiley & sons, Incorporated, John. 272 p. 2006.

HENRIQUE, Israel N. **Tratamento de águas residuárias domésticas através de sistema conjugado anaeróbio/aeróbio: Alternativa tecnológica para minimização de impactos ambientais.** 2010. 156 f. Tese (Doutorado em Recursos Naturais) – Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, 2010.

JIMÉNEZ, Blanca.; NOYOLA, Adalberto.; CAPDEVILLE, Bernard. Selected dyes for residence time distribution in bioreactors. **BiotechnologyTechniques**, v. 2, n. 2, p. 77-82. 1988.

KELLNER, Erich; MOREIRA, João Fernandes V.; PIRES, Eduardo C. **Influência da estratificação térmica no volume útil e no comportamento hidrodinâmico de lagoa de estabilização: determinação experimental e teórica.** Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, vol.14, n.1, p. 129-138. Jan./Mar. 2009.

KREUTZ, Cristiane. **Comportamento de reator anaeróbio-aeróbio no tratamento de efluente bovino.** 2012. 116 f. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2012.

LEVENSPIEL, Octave. **Engenharia das Reações Químicas.** 3 ed. São Paul: EdgardBlücherLtda, 2000.

LETTINGA, Gatze. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. **Antonie von Leeuwenhoek.** p 67. 1995.

LIMA, Cláudio A. A.; RIBEIRO, Rogers; FORESTI, Eugenio; ZAIAT, Marcelo. Morphological Study of Biomass During the Start-Up Periodof a Fixed-Bed Anaerobic Reactor Treating Domestic Sewage. **BrazilianArchivesofBiologyand Technology.** v. 48, nº 5, p.841-849. 2005.

MARTINS, Vinícius F.; KREUTZ, Cristiane; ARANTES, Eudes José; PASSIG, Fernando H.; CARVALHO, Karina Q. Comparação do comportamento hidrodinâmico de reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) em diferentes escalas. In: XII Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2014, Natal - RN. **Anais...XII Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental.** Rio de Janeiro: ABES, 2014.

MASSÉ, D.I.; MASSE, L. Characterization of wastewater from hog slaughterhouses in Eastern Canada and evaluation of their in-plant wastewater treatment systems. **Canadian Agricultural Engineering**, v. 42, nº 3, p.39-146. 2000.

MATANGUE, Mário T. A. **Comportamento Hidrodinâmico e cinético dos reatores anaeróbios compartimentado (RAC) e manta de lodo (UASB) operado em série.** 2011. 397 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Federal de Lavras. Lavras, 2011.

NASCIMENTO JUNIOR, Sérgio Luiz. **Estudo do comportamento hidrodinâmico de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo tratando efluente bovino.** 2013. 49 f. Trabalho de conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.

NEUTRIUM. Packedbed Reynolds Number. Disponível em:  
<[https://neutrium.net/fluid\\_flow/packed-bed-reynolds-number/](https://neutrium.net/fluid_flow/packed-bed-reynolds-number/)>. Acesso em: 27 jan. 2015.

OLIVEIRA NETTO, Antonio P. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** 2007. 207 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos. 2007.

PACHECO, José V. F; YAMANAKA, Hélio T. **Guia técnico ambiental de abates (bovino e suíno).** São Paulo: CETESB, 2006. 98 p. (Série P + L). Disponível em:  
<[http://www.cetesb.sp.gov.br/tecnologia/producao\\_limpa/documentos/abate.pdf](http://www.cetesb.sp.gov.br/tecnologia/producao_limpa/documentos/abate.pdf)>. Acesso em: 29 mar. 2012.

PASSIG, Fernando H.; BLUNDI, Carlos Eduardo. Caracterização hidrodinâmica de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente. **Engenharia e Arquitetura** – Escola de Engenharia de São Carlos/USP, São Carlos, v. 1, n. 54 1, p. 1-6, 1999.

PATZA, Eduardo. **Aplicação de modelos matemáticos para definição de parâmetros hidráulicos e cinéticos de tanques sépticos.** 2006. 199 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Universidade Federal do Paraná. Curitiba. 2006.

PEÑA, M. R.; MARA, D. D.; AVELLA, G. P. Dispersion and treatment performance analysis of an UASB reactor under different hydraulic loading rates. **Water Research**, V.50, n.3, p. 445-452, 2006.

PERSSON, J.; SOMES, N. L. G.; WONG, T. H. F. Hydraulics efficiency of constructed wetlands and ponds. **Water Science & Technology**. V.40, n.3, p.291 – 300, 1999.

POÇAS, Evandro C.; BUZATO, João B.; CELLIGOI, Maria Antonia P. C.; CAMILIOS NETO, Doumit. Otimização na imobilização de invertase em *Luffacylindrica* para a produção de xarope invertido. In: SEMINÁRIO BRASILEIRO DE TECNOLOGIA ENZIMÁTICA, 6., 2004, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro: ABEQ, p.49. 2004

PONTES, Ana 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 Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2009.

RIBEIRO, João P. L. **Modelação do Comportamento Hidráulico de Leitos de Macrófitas.** Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente). Instituto Superior Técnico – Universidade Técnica de Lisboa. 2007.

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

ROMA, Woodrow. N. L. **Fenômenos de Transporte para Engenharia.** 2 ed. São Carlos. RIMA-SP. 2006.

ROMERO, Dulce. C. M.; LÓPEZ, Alberto.; RODRÍGUEZ, Ramiro. V.; BECERRIL, Elizabeth. L. Hydrodynamic and kinetic assessment of an anaerobic fixed-bed reactor for slaughterhouse wastewater treatment. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 50, n.3, p. 273-280, mar. 2011.

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

SCHLESINGER, Sérgio. **Onde pastar? O gado bovino no Brasil.** Federação de Órgãos para Assistência Social e Educacional (FASE). Ed. 1, 112 p. Rio de Janeiro, 2010. Disponível em: <[http://www.boell-latinoamerica.org/downloads/gado\\_brasil\\_sergio\\_schlesinger.pdf](http://www.boell-latinoamerica.org/downloads/gado_brasil_sergio_schlesinger.pdf)>. Acesso em: 10 fev. 2014.

SILVA JUNIOR, Francisco C. G da. **Sistema combinado anaeróbio-aeróbio para remoção de nitrogênio e de DQO de efluente petroquímico.** 2011. 89 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2011.

SILVA, Gustavo H. R.; NOUR, Edson A. A. **Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário operado a diferentes tempos de detenção hidráulica.** In: VI SIMPÓSIO ÍTALO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Vitória, ES. **Anais...** VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Vitória: ABES, p. 1-10. 2002.

SIEGFRIED, Werner Hanisch.; CLETO Eduardo P. **Modelagem hidrodinâmica de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB).** In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 1996, México, D.F. **Anais...** Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. México: AIDIS, p 1-8.1996.

SINGH, Kripa S.; VIRARAGHAVAN, Thiruvenkatachari. Impact of temperature on performance, microbiological, and hydrodynamic aspects of UASB reactors treating municipal wastewater. **Water Science & Technology.** v. 48, nº 6, pp 211-218.

SONOBE, Henrique G. **Influência da carga orgânica no desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** 2011. 105 f. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2011.

SOUZA, Marcos E. de. Fatores que influenciam a digestão anaeróbia. **Revista DAE.** v. 44, nº 137, pp 88-94, 1984.

SOUZA, Tais H. Y. **Estudo Hidrodinâmico de Reator Aeróbio-Anóxico de Leito Fixo (RAALF).** 2012. 71 f. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2012.

SPERLING, Marcos V. **Princípios básicos do tratamento de esgotos.** Volume 2: Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1996.

SPERLING, Marcos V. **Lodos Ativados.** Volume 4: Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1997.

SPERLING, Marcos V. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** Volume 1: Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 2005.

THACKSTON, Edward L.; SHIELDS JR, Douglas F.; SCHROEDER, Paul R. Residence time distributions of shallow basins. **Journal of Environmental Engineering**. V.116, n.6, p.1319–1332, 1987.

TEIXEIRA, Roberta M. **Remoção de nitrogênio de efluentes da indústria frigorífica através da aplicação dos processos de nitrificação e desnitrificação em biorreatores utilizados em um sistema de lagoas de tratamento**. 2006. 154 f. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2006.

VAN HAANDEL, Adriano C.; MARAIS, G. **O Comportamento do Sistema de Lodos Ativados : Teoria e aplicações para projeto e operação**. Campina Grande, PB. 472 p. 1999.

VELA, Francisco J. **Tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais e periodicamente aerado**. 2006. 159 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2006.

XAVIER, J.B.,PICIOREANU,C. VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Assessment of threedimensional biofilm models through direct comparison with confocal microscopy imaging. **Water Science and Technology**. v. 49, nº 11-12, pp 177-185, 2004.

ZAIAT, Marcelo ; PASSIG, F. H. ; FORESTI, Eugenio . A mathematical model and criteria for designing horizontal-flow anaerobic immobilized biomass reactors for wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v. 71, p. 235-243, 2000.

ZAIAT, Marcelo. **Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias**. 135f. Texto apresentado para Concurso Público de Título de Livre-Docente – Departamento de Hidráulica e Saneamento – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2003.