

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL

DAIANE CRISTINA DE FREITAS

**REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO DO ESGOTO SANITÁRIO  
POR REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO (RAALF),  
COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA**

DISSERTAÇÃO

CURITIBA  
2016

DAIANE CRISTINA DE FREITAS

**REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO DO ESGOTO SANITÁRIO  
POR REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO (RAALF),  
COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental, do Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Câmpus Curitiba. Área de concentração: Tecnologias e Processos Ambientais.

Orientador: Prof. Dr. Fernando Hermes Passig  
Co-orientadora: Prof. Dr. Karina Querne de Carvalho  
Co-orientador: Prof. Dr. André Nagalli

CURITIBA  
2016

---

**Dados Internacionais de Catalogação na Publicação**

---

F866r Freitas, Daiane Cristina de  
2016 Remoção de nitrogênio e fósforo do esgoto sanitário  
por reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF),  
com recirculação da fase líquida / Daiane Cristina  
de Freitas.-- 2016.  
110 f.: il., 30 cm

Texto em português, com resumo em inglês.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Tecnológica  
Federal do Paraná. Programa de Pós-Graduação em Ciência  
e Tecnologia Ambiental. Área de concentração: Tecnologias  
e Processos Ambientais.

Bibliografia: p. 99-109.

1. Tecnologia ambiental - Dissertações. 2. Esgotos  
- Purificação - Remoção de nutrientes. 3. Estatística  
- Planejamento. 4. Reatores. 5. Hidrodinâmica. I. Passig,  
Fernando Hermes. II. Carvalho, Karina Querne de. III. Nagalli,  
André. IV. Universidade Tecnológica Federal do Paraná  
- Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia  
Ambiental. V. Título.

CDD: Ed. 22 -- 363.7

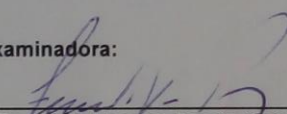
**TERMO DE APROVAÇÃO**

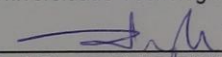
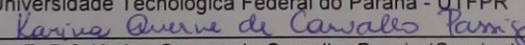
Título da Dissertação n° 071

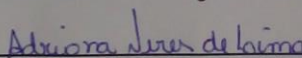
**REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO DO ESGOTO SANITÁRIO POR  
REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO (RAALF), COM  
RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA  
por****DAIANE CRISTINA DE FREITAS**

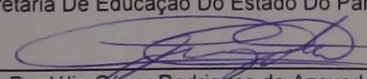
Dissertação apresentada às 14 horas do dia 27 de julho de 2016, como requisito parcial para obtenção do título de MESTRE EM CIÊNCIAS AMBIENTAIS, na área de concentração Tecnologias e Processos Ambientais, linha de pesquisa Avaliação De Bacias Hidrográficas, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Curitiba. A candidata foi arguida pela Banca Examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Examinadora considerou o trabalho aprovado.

**Banca examinadora:**

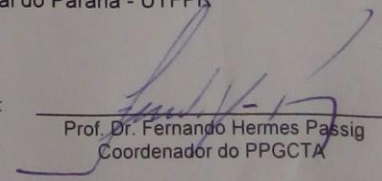
  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Fernando Hermes Passig (Orientador)  
Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná - UTFPR

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. André Nagalli (Coorientador)  
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná - UTFPR  
  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Karina Querne de Carvalho Passig (Coorientadora)  
Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná - UTFPR

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Adriana Neres de Lima  
Secretaria De Educação Do Estado Do Paraná (SEED/PR)

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Júlio César Rodrigues de Azevedo  
Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná - UTFPR

Visto da Coordenação:

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Fernando Hermes Passig  
Coordenador do PPGCTA

Dedico este trabalho aqueles que sempre me apoiaram,  
com amor e compreensão: aos meus pais Antônio e Sônia,  
meus irmãos Lucas e José Vitor, minha cunhada Thayná,  
minha sobrinha Maria Clara e meu namorado André.

## AGRADECIMENTOS

A Deus, Pai do Céu que está acima de tudo e me possibilitou chegar até aqui. Nos momentos mais difíceis, a solução menos árdua era desistir, mas não o fiz, pois Ele me sustentou. Assim, como diz a música: “Ele foi minha luz na escuridão, o colo quando meu passo falhou e o ombro onde meu pranto rolou, foi Ele meu Anjo Guardião” (Anjo Guardião-Canal da Graça). Obrigada Papai do Céu, dou-lhe graças por me permitir viver esta etapa e nunca desistir.

Aos meus pais Antônio e Sônia, meus irmãos Lucas e José Vitor, minha cunhada Thayná, minha sobrinha Maria Clara, minha avó Aparecida e minha tia Solange. Sou eternamente grata a vocês minha família, pois sempre me apoiaram, foram compreensivos em minhas ausências e amorosos em todos os instantes. Amo vocês!

Ao meu amor, André Guerra pelo incentivo em todos os momentos, fossem eles bons ou ruins, me animava e me dava forças para seguir. Sou grata por ver o melhor em mim e me fazer enxergar que sou capaz. Obrigada por toda paciência, compreensão e amor. Te amo!

Ao meu orientador Fernando Hermes Passig e co-orientadores Karina Querne de Carvalho e André Nagalli por todos os ensinamentos, incentivo, apoio e dedicação ao meu trabalho.

Aos componentes da banca de qualificação e defesa final, Professores Marcus Vinicius de Liz, Júlio César Rodrigues de Azevedo e Adriana Neres de Lima. Obrigada por toda contribuição e atenção ao trabalho.

Ao Professor Divair Christ e a Adriana Neres de Lima por toda ajuda no planejamento estatístico, muito obrigada pelos ensinamentos, disponibilidade e auxílio no desenvolvimento da pesquisa.

Aos professores do PPGCTA pelos ensinamentos nestes dois anos de mestrado, obrigada por todo o conhecimento transmitido.

Aos meus grandes amigos e companheiros de caminhada Raphael Augusto Ferreira Gatti, Débora de Mello, Ellen Caroline Baettker, Jéssica Luiza Bueno Trevizani, Mariana Irene Hoppen e Aldria Diana Belini, que me ajudaram e me proporcionaram risadas em meio a tantas horas de laboratório. Obrigada por serem minha família em Curitiba.

A todos os meus colegas de laboratório, em especial ao acadêmico Gustavo Kampa que me auxiliou no dia-a-dia com o procedimento experimental.

As minhas companheiras de apartamento Thamara Passini e Jhenifer Mesquita pelo apoio e carinho, dividimos alegrias e tristezas. Obrigada por tudo meninas.

À Universidade Tecnológica Federal do Paraná - UTFPR Câmpus Curitiba pelos equipamentos e espaço físico cedido e à CAPES pela concessão da bolsa de mestrado.

E por fim, obrigada a todos que de forma direta ou indireta colaboraram para a realização da pesquisa. A todos meu muito obrigada!

*“Tu te tornas eternamente responsável por aquilo que cativas”*  
Antoine de Saint-Exupéry (1900 – 1944)



## RESUMO

FREITAS, D. C. **Remoção de nitrogênio e fósforo do esgoto sanitário por reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), com recirculação da fase líquida.** 2016. 109 f. Dissertação (Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2016.

A escolha de um sistema de tratamento de efluentes deve levar em conta aspectos técnicos e econômicos, dentre os quais a eficiência do processo. Assim, o objetivo desta pesquisa foi avaliar a remoção de nitrogênio e fósforo em um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, operado em escala de bancada, com recirculação da fase líquida. O reator, com volume útil de 6,95 L, foi operado com meio suporte de espuma de poliuretano e mantido à temperatura ambiente, sendo o efluente tratado sintético, simulando o esgoto sanitário. Foram testadas diferentes razões de recirculação (0,5; 1,0 e 1,5) e diferentes TDH (4, 8, e 12) e, com vazão de ar constante de 10 L min<sup>-1</sup>. Com a variação destes fatores foi possível verificar a influência da razão de recirculação na remoção de nitrogênio e fósforo e a influência do TDH na remoção de nitrogênio e fósforo. Durante o período de operação foram analisados os parâmetros físico-químicos: temperatura, pH, alcalinidade a bicarbonato, ácidos voláteis, oxigênio dissolvido, demanda química de oxigênio, demanda bioquímica de oxigênio, sólidos totais, sólidos suspensos totais, nitrogênio total kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato e fósforo. Também foram realizados ensaios hidrodinâmicos por meio de testes estímulo-resposta tipo pulso com o traçador eosina Y, para avaliar o comportamento hidrodinâmico e verificar a existência de anomalias. E por fim realizou-se a análise estatística para encontrar a condição ótima de operação e os modelos estatísticos para validação. Tanto para a variação de razão de recirculação quanto para a variação de TDH, a temperatura, oxigênio dissolvido e pH contribuíram para o desenvolvimento dos microrganismos. A alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis indicaram estabilidade no interior do reator. A razão de recirculação 50% foi a condição de maior eficiência de remoção para sólidos totais (83%). A razão de recirculação 100% foi a de maior eficiência para NTK (97%) e Namon (99%). Para a razão de recirculação de 150% a maior eficiência de remoção foi para fósforo (33%). Avaliou-se também a influência da sobrecarga hidráulica no desempenho do reator quanto à remoção de nitrogênio e fósforo e foi possível perceber que o TDH de 12 h foi a condição que resultou em maiores eficiências de remoção. E em relação ao comportamento hidrodinâmico do reator, ele se assemelha a mistura completa, isso pode ser verificado por meio das curvas DTR e coeficientes de correlação. Quando variado o TDH observou-se a presença de zonas mortas (exceto para o TDH de 12 h), que indica ocorrência de caminhos preferenciais. No TDH de 12 h foi observado curto circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica insatisfatória. Pela análise estatística no delineamento do composto central rotacional, foi possível encontrar por meio da desejabilidade a condição ótima de operação com TDH de 12 h e razão de recirculação de 122,36%. Ainda foi possível encontrar os modelos estatísticos para nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total e valida-los para as condições operadas.

**Palavras-chave:** Reator combinado. Remoção de nutrientes. Hidrodinâmica de reatores. Eosina Y. Planejamento Estatístico.

## ABSTRACT

FREITAS, D. C. **Nitrogen removal and phosphorus from wastewater by anaerobic-aerobic fixed bed reactor (AAFBR) with recirculating the liquid phase.** 2016 109 f. Dissertation (Post Graduate in Environmental Science and Technology) – Post Graduate Program in Environmental Science and Technology, Federal Technological University of Paraná. Curitiba, 2016.

The choice of an effluent treatment system must take into account technical and economic aspects, among which the process efficiency. The objective of this research was to evaluate the removal of nitrogen and phosphorus in an anaerobic-aerobic fixed bed reactor, operated at bench scale, with recirculation of the liquid phase. The reactor, with a volume of 6.95 L, was operated with polyurethane foam support and maintained at room temperature with the synthetic effluent treated by simulating the sewage. Different recirculation ratios were tested (0.5, 1.0 and 1.5) and different HRT (4, 8, and 12) with constant air flow rate of 10 L min<sup>-1</sup>. With the variation of these factors was possible to verify the influence of the recirculation ratio on nitrogen removal and the influence of HRT in removing nitrogen. During the operation period, was analyzed the physical and chemical parameters: temperature, pH, bicarbonate alkalinity, volatile acids, dissolved oxygen, chemical oxygen demand, biochemical oxygen demand, total, total suspended solids, nitrogen total kjeldahl ammonia nitrogen, nitrite, nitrate and phosphorus. It was also developed hydrodynamic tests through stimulus-response pulse with eosin Y tracer to evaluate the hydrodynamic behavior and check for abnormalities. And finally, there was the statistical analysis to find the optimal operating condition and statistical models for validation. For any variation due to recirculation as variation of HRT, temperature, dissolved oxygen and pH contributed to the development of microorganisms. The bicarbonate alkalinity and volatile acids indicated stability within the reactor. The recirculation ratio 50% was highest efficiency condition for total solids removal (83%). Recirculation ratio 100% was the highest efficiency for TKN (97%) and Namon (99%). A recirculation ratio of 150% was a higher removal efficiency for phosphorus (33%). It was also evaluated the influence of hydraulic overload in the reactor performance as the removal of nitrogen and phosphorus and it was revealed that the HRT of 8 h was the condition which resulted in higher removal efficiencies. Regarding hydrodynamic behavior of the reactor, it resembles complete mixture, verified by DTR curves and correlation coefficients. When varied HRT can observe the presence of dead zones (except for HRT of 12 h), which indicates occurrence of preferential paths. In HRT of 12 h was observed hydraulic short circuits and poor hydraulic efficiency. For the statistical analysis in the design of the central composite, was found by the desirability optimum operation condition with HRT of 12 h and recirculation ratio of 122.36%. It was still possible to find statistical models for nitrification, denitrification and total nitrogen and validates them for the operated conditions.

**Key words:** Combined Reactor. Removal of nutrients. Hydrodynamic reactors. Eosin Y. Statistical Planning

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1</b> - Processo de remoção biológica de nitrogênio. ....	25
<b>Figura 2</b> - Elementos envolvidos na remoção biológica do fósforo em condição anaeróbia-aeróbia. ....	28
<b>Figura 3</b> – RAALF. (a) Esquema (Medidas em cm); (b) Vista frontal. ....	34
<b>Figura 4</b> - Espuma de poliuretano utilizada como meio suporte. ....	35
<b>Figura 5</b> - Resultados dos parâmetros TL, OD, pH analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%. ....	49
<b>Figura 6</b> - Resultados dos parâmetros AB, AV, ST e SST analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%. ....	51
<b>Figura 7</b> - Resultados dos parâmetros DQO B, DQO F e Fósforo analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%. ....	53
<b>Figura 8</b> - Resultados dos parâmetros NTK, Namon, Nitrito e Nitrato analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%. ....	56
<b>Figura 9</b> - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, no TDH de 8 h para R50%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	60
<b>Figura 10</b> - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, no TDH de 8 h para R100%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	60
<b>Figura 11</b> - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, no TDH de 8 h para R150%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	61
<b>Figura 12</b> - Curvas DTR para o TDH de 8 h para R50%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	62
<b>Figura 13</b> - Curvas DTR para o TDH de 8 h para R100%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	62
<b>Figura 14</b> - Curvas DTR para o TDH de 8 h para R150%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	62
<b>Figura 15</b> - Resultados dos parâmetros TL, OD e pH analisados na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h. ....	68
<b>Figura 16</b> - Resultados dos parâmetros AB, AV, ST e SST analisados na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h. ....	71
<b>Figura 17</b> - Resultados das análises DQO B, DQO F e Fósforo analisadas na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h. ....	73
<b>Figura 18</b> - Resultados das análises NTK, Namon, Nitrito e Nitrato analisadas na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h. ....	77
<b>Figura 19</b> - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, com R100% e TDH de 4 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio ....	81
<b>Figura 20</b> - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, R100% e TDH de 8 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	81
<b>Figura 21</b> - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, com R100% e TDH de 12 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	82
<b>Figura 22</b> - Curvas DTR para R100% no TDH de 4 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	83
<b>Figura 23</b> - Curvas DTR para R100% no TDH de 8 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	83
<b>Figura 24</b> - Curvas DTR para R100% no TDH de 12 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio. ....	84
<b>Figura 25</b> - Gráficos de Pareto para (a) nitrificação; (b) desnitrificação; (c) nitrogênio total. ....	90

<b>Figura 26</b> - Gráficos dos resíduos pelos números de ensaios e gráficos da probabilidade normal dos resíduos para (a) nitrificação; (b) desnitrificação; (c) nitrogênio total.....	93
<b>Figura 27</b> - Superfícies de resposta e curvas de nível para (a) nitrificação; (b) desnitrificação; (c) nitrogênio total.....	94
<b>Figura 28</b> - Análise da desejabilidade para encontrar condição ótima.....	96

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1</b> - Composição típica do esgoto sanitário.....	19
<b>Tabela 2</b> – Estudos com a utilização de sistemas anaeróbio-aeróbios.....	22
<b>Tabela 3</b> - Trabalhos referentes a estudos hidrodinâmicos.....	29
<b>Tabela 4</b> - Composição do esgoto sanitário sintético. ....	36
<b>Tabela 5</b> - Procedimento experimental realizado no decorrer da pesquisa. ....	37
<b>Tabela 6</b> - Parâmetros analisados e métodos empregada na avaliação do comportamento do reator.....	38
<b>Tabela 7</b> - Termos e definições das variáveis utilizadas.....	40
<b>Tabela 8</b> - Modelos uniparamétricos de dispersão utilizados.....	41
<b>Tabela 9</b> - Características hidráulicas e hidrodinâmicas.....	42
<b>Tabela 10</b> - Níveis dos fatores experimentais utilizados no delineamento.....	43
<b>Tabela 11</b> - Matriz do delineamento experimental. ....	43
<b>Tabela 12</b> - Características físicas dos lodos de inóculo anaeróbio e aeróbio utilizado.....	44
<b>Tabela 13</b> - Caracterização físico e química do esgoto sintético (afluente ao reator). ....	45
<b>Tabela 14</b> - Características físicas e químicas do reator com TDH constante de 8 h e vazão de recirculação de 50% 100% e 150%.....	48
<b>Tabela 15</b> - Eficiências médias encontradas para as análises no TDH constante de 8 h com razão de recirculação 50%, 100% e 150%. ....	58
<b>Tabela 16</b> - Resultados obtidos com o os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência para o TDH de 8 h com razão de recirculação de 50%, 100% e 150%.....	63
<b>Tabela 17</b> - Resultados obtidos para as características hidráulicas e hidrodinâmicas nos ensaios com TDH de 8h e razão de recirculação de 50%, 100% e 150%.....	65
<b>Tabela 18</b> - Características físico químicas do reator com razão de recirculação constante de 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h. ....	67
<b>Tabela 19</b> - Eficiências médias obtidas para as análises com recirculação constante de 100% e TDH de 4h, 8h e 12h. ....	79
<b>Tabela 20</b> - Resultados obtidos com o os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência a razão de recirculação de 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h. ....	85
<b>Tabela 21</b> - Resultados obtidos para as características hidráulicas e hidrodinâmicas nos ensaios com razão de recirculação 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h. ....	87
<b>Tabela 22</b> - Delineamento experimental e variáveis respostas. ....	88
<b>Tabela 23</b> - Efeitos estimados para remoção de nitrogênio. ....	89
<b>Tabela 24</b> - Análise de variância para nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total. ....	91
<b>Tabela 25</b> - Modelos matemáticos e coeficientes de determinação ( $R^2$ ) dos modelos ajustados. ....	91
<b>Tabela 26</b> - Valores preditos calculados no modelo encontrado. ....	97

## LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

AB	Alcalinidade a Bicarbonato
AV	Ácidos Voláteis
CSTR	<i>Continuous Stirred-Tank Reactor</i>
CV	Coeficiente de Variação
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DTR	Distribuição do Tempo de Residência
DVP	Desvio Padrão
EEDA	Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente
GD	Grande Dispersão
LSCFB	<i>Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed Bioreactor</i>
Máx	Valor Máximo
Méd	Média Aritmética
Mín	Valor Mínimo
N	Nitrogênio
NT	Nitrogênio Total
N-amoniacal	Nitrogênio Amoniacal
N-CSTR	Número de Tanques em Série de Mistura Completa
N-NH <sub>3</sub>	Amônia
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Nitrogênio Amoniacal
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrito
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrato
N-NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
N <sub>2</sub>	Nitrogênio Gasoso
N <sub>2</sub> O	Oxido Nitroso
OD	Oxigênio Dissolvido
O <sub>2</sub>	Oxigênio Molecular
P	Fósforo total
PD	Pequena Dispersão
Q	Vazão
R	Taxa de Recirculação
RAALF	Reator Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo
RALF	Reator Anaeróbio de Leito Fixo
ST	Sólidos Totais
SST	Sólidos Suspensos Totais
STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis
TL	Temperatura do Líquido
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>15</b>
<b>2 OBJETIVO</b> .....	<b>18</b>
2.1 OBJETIVO GERAL.....	18
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	18
<b>3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA</b> .....	<b>19</b>
3.1 ESGOTO SANITÁRIO.....	19
3.2 TRATAMENTO ANAERÓBIO-AERÓBIO .....	20
3.3 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO .....	24
3.4 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO.....	26
3.5 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE REATORES.....	28
3.6 ANÁLISE ESTATÍSTICA.....	31
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	<b>33</b>
4.1 SISTEMA EXPERIMENTAL .....	33
4.2 INOCULAÇÃO DO SISTEMA.....	35
4.3 MATERIAL SUPORTE.....	35
4.4 SUBSTRATO.....	36
4.5 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL .....	37
4.6 ANÁLISES FÍSICAS E QUÍMICAS DAS AMOSTRAS AFLUENTE E EFLUENTE.....	38
4.7 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS .....	39
4.8 CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS E HIDRODINÂMICAS .....	41
4.9 ANÁLISE ESTATÍSTICA.....	42
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES</b> .....	<b>44</b>
5.1 CARACTERIZAÇÃO DO INÓCULO .....	44
5.2 CARACTERIZAÇÃO DO SUBSTRATO UTILIZADO .....	45
5.3 AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO NO DESEMPENHO DO REATOR QUANTO A REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO .....	47
5.3.1 Operação do Reator .....	47
5.3.2 Comportamento Hidrodinâmico .....	59
5.4 AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA SOBRECARGA HIDRÁULICA NO DESEMPENHO DO REATOR QUANTO A REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO .....	66
5.4.1 Operação do Reator .....	66
5.4.2 Comportamento Hidrodinâmico .....	81
5.5 ANÁLISE ESTATÍSTICA DO COMPORTAMENTO DO REATOR NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO COM A UTILIZAÇÃO DO DCCR PARA OTIMIZAÇÃO .....	88
5.5.1 Análise dos Efeitos das Variáveis e Significância dos Fatores na Remoção de Nitrogênio.....	88
5.5.2 Validação dos Modelos .....	95
<b>6 CONSIDERAÇÕES FINAIS</b> .....	<b>98</b>
<b>REFERÊNCIAS</b> .....	<b>100</b>

## 1 INTRODUÇÃO

O Brasil conta com 93% de atendimento à população referente ao abastecimento de água, em contrapartida o índice de atendimento a rede de coleta de esgotos é de 69% e destes apenas 39% são tratados (BRASIL, 2014).

Diante deste cenário é possível perceber a falta de saneamento no país, e esta é uma necessidade básica a ser atendida. Neste sentido muitos estudos foram desenvolvidos com o objetivo de contribuir com a melhoria desses dados. Até porque a maioria das estações de tratamento de esgoto não removem nitrogênio e fósforo, e o lançamento deste efluente em corpos hídricos pode acarretar a eutrofização.

Dessa forma, segundo Castro (2010) o grande desafio da sociedade atual, com relação ao saneamento básico, é projetar sistemas de tratamento de efluentes que sejam funcionalmente simples, que visem além da eficiência, relação custo/benefício, para atender a comunidade.

Para isso, torna-se necessária uma avaliação preliminar dessas características, que possibilitará auxílio na escolha do processo de tratamento mais adequado a cada situação.

Segundo Chernicharo et al. (1999) o uso do sistema anaeróbio deve-se principalmente, à remoção de material orgânico (70%), que pode ser alcançada sem o consumo de energia ou adição de substâncias químicas e a baixa produção de lodo, dessa forma apresenta potencial de aplicabilidade. No entanto, para Weber (2006) o sistema anaeróbio possui também aspectos negativos como longo período de partida sem prévia inoculação, sensibilidade dos microrganismos a variações de temperatura e pH, e emissão de odores desagradáveis.

Em contrapartida, o sistema aeróbio possui vantagens como maior taxa de remoção da matéria orgânica (em torno de 90%), emissão de odor reduzida, capacidade de absorver substâncias mais difíceis de serem degradadas e rápida partida. Porém com limitações, como elevado custo de aeração (gasto com energia elétrica) e gerenciamento do excesso de lodo produzido.

Assim, a alternativa de unir os dois processos é alvo de estudos que trazem como discussão a utilização de processos combinados e os benefícios aos sistemas de tratamento, onde se torna possível a soma dos aspectos positivos de cada processo e por consequência a minimização dos aspectos negativos.



Para Kreutz (2012) a integração dos processos anaeróbio-aeróbios de tratamento em um único reator, torna-se atrativa do ponto de vista econômico, operacional e ambiental; mas tal prática ainda exige que pesquisas sejam desenvolvidas com o propósito de aprofundar o conhecimento dos processos de degradação e hidrodinâmicos envolvidos.

Netto e Zaiat (2012) enfatizam que a melhoria nas configurações de reatores permite melhor aproveitamento do volume útil das unidades de tratamento e a melhoria no desempenho e estabilidade do processo. Estes autores também indicam que a aplicação dos reatores anaeróbios combinados aos aeróbios é possível obter eficiência de remoção da matéria orgânica e nutrientes.

Pantoja Filho (2011) utilizou um sistema combinado como pós-tratamento de um reator UASB e considerou uma alternativa viável, com vantagens econômicas e facilidade operacional. O pesquisador obteve 86,6% de eficiência de remoção da matéria orgânica e estabilização da nitrificação e desnitrificação.

Além do comportamento dinâmico, é de extrema importância conhecer o comportamento hidrodinâmico do reator que possibilita obter conhecimento do fluxo, que auxilia no entendimento dos processos ocorridos.

Embora os estudos referidos na literatura apresentem a vantagem de sistemas combinados, há uma carência de estudos que descrevem o comportamento hidrodinâmico destas unidades de tratamento. O conhecimento do regime de fluxo da fase líquida é fundamental para dimensionar as unidades de tratamento, porque a maneira como o fluido escoar dentro deles pode influenciar na velocidade das reações biológicas, por meio de alterações na taxa de transferência de massa e a distribuição de reações ao longo do reator.

Dessa forma Domingues e Nour (2005) mencionam que a realização do estudo hidrodinâmico do fluxo de um reator possibilita a avaliação de fatores como o grau de mistura, verificação do volume efetivo, além de desvios de idealidade tais como volumes mortos, caminhos preferenciais e recirculação interna e a determinação do tempo de detenção hidráulica real. E esses desvios de idealidade no escoamento prejudica a eficiência do reator.

De acordo com Toscani (2010) as condições de fluxo e do padrão de mistura que ocorrem no interior de um reator irão determinar qual regime hidráulico melhor explica seu comportamento, no qual o tipo de escoamento é determinado pelo formato e estrutura hidráulica de entrada e saída do escoamento.

Neste sentido, torna-se importante conhecer, caracterizar e avaliar o comportamento do reator, a fim de verificar as taxas de remoção de nutrientes e o fluxo presente, com a possibilidade de otimizar o processo e obter eficiência no tratamento para buscar o

atendimento à legislação ambiental vigente. Em vista disso, a pesquisa contribuirá no âmbito de saneamento por se tratar de um sistema compacto e de baixo custo.

Dentro deste contexto, a pesquisa tem por objetivo avaliar a remoção de nitrogênio e fósforo em um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, operado em escala de bancada, no tratamento de efluente sanitário, com recirculação na fase líquida, submetido a diferentes TDH e razões de recirculação.

## 2 OBJETIVO

### 2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral do trabalho foi avaliar a remoção de nitrogênio e fósforo em um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, operado em escala de bancada.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para alcançar o objetivo geral, foram propostos os seguintes objetivos específicos para o desenvolvimento da pesquisa:

- Avaliar a influência da taxa de recirculação 50%, 100% e 150% no desempenho do reator quanto a remoção de nitrogênio e fósforo;
- Determinar a influência da sobrecarga hidráulica de 4 h, 8 h e 12 h no desempenho do reator quanto a remoção de nitrogênio e fósforo;
- Caracterizar o comportamento hidrodinâmico do RAALF por meio da realização de testes de estímulo-resposta, com a utilização de eosina Y como traçador;
- Determinar as características hidráulicas e hidrodinâmicas presentes no interior do reator;
- Realizar teste estatístico para determinar a condição ótima de operação quanto aos fatores nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total, no intervalo do TDH de 5,2 a 12 h e R de 64,5 a 150%.

### 3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

#### 3.1 ESGOTO SANITÁRIO

Segundo Jordão e Pessoa (2005) esgotos sanitários são aqueles provenientes de residências, edifícios comerciais, instituições e edificações que contenham instalações de banheiro, lavanderia, cozinha, ou outros, em que houver utilização de água para fins domésticos.

De acordo com Sperling (1996) cerca de 99,9% dos esgotos está sob a forma líquida e o restante constituído por sólidos orgânicos, inorgânicos, suspensos e dissolvidos, no qual é necessário seu tratamento devido à presença deste 0,1% de sólidos.

Para complementar, de acordo com Jordão e Pessoa (2005) a matéria orgânica carbonácea é um dos constituintes que tem maior presença nos esgotos, formada principalmente por proteínas (40 a 60%), carboidratos (25 a 50%), gorduras e óleos (10%), uréia, surfactantes, fenóis e pesticidas. Ainda é importante ressaltar que a característica do esgoto gerado, varia em função do uso da água.

Dessa forma, Metcalf e Eddy (2005) caracterizaram os esgotos domésticos em composição fraca, médio e forte, de acordo com a concentração dos constituintes físico-químicos (Tabela 1).

**Tabela 1** - Composição típica do esgoto sanitário.

Parâmetro	Composição do Esgoto Sanitário		
	Fraco	Médio	Forte
Demanda química de oxigênio (mg L <sup>-1</sup> )	250	430	800
Demanda bioquímica de oxigênio (mg L <sup>-1</sup> )	110	190	350
Sólidos totais (mg L <sup>-1</sup> )	390	720	1230
Sólidos suspensos totais (mg L <sup>-1</sup> )	120	210	400
Nitrogênio total kjeldahl (mg L <sup>-1</sup> )	20	40	70
Nitrogênio amoniacal (mg L <sup>-1</sup> )	12	25	45
Nitrito (mg L <sup>-1</sup> )	0	0	0
Nitrato ((mg L <sup>-1</sup> )	0	0	0
Fósforo (mg L <sup>-1</sup> )	4	7	12

**Fonte:** Adaptado de Metcalf e Eddy (2005).

Entre os parâmetros analisados no esgoto sanitário, destaca-se o nitrogênio e o fósforo como de difícil remoção. De acordo com Sperling (1996) esses dois são nutrientes essenciais para a atividade biológica, mas em excesso podem causar a eutrofização dos corpos hídricos receptores.

De acordo com Metcalf e Eddy (2005) nos esgotos sanitários, o fósforo pode estar presente na forma orgânica e inorgânica (ortofosfatos e polifosfatos), provenientes principalmente dos detergentes e da mineralização do fosfato orgânico. E o nitrogênio é encontrado na forma de amônia ( $N-NH_3$  e  $N-NH_4^+$ ), nitrito ( $N-NO_2^-$ ) e nitrato ( $N-NO_3^-$ ), que são provenientes da ureia presente na urina e do nitrogênio orgânico nas fezes.

Dessa forma, para Imhoff (1986) um dos destinos finais de qualquer efluente é o encaminhamento a um corpo de água, esta forma de despejo final pode trazer impactos ambientais. Com isso torna-se necessário a realização de estudos para que o tratamento de esgotos seja possível com a procura da otimização da sua eficiência, espaço, condições operacionais e de manutenção. Ainda o não tratamento do esgoto gerado pode causar enormes prejuízos à saúde, a segurança e o bem estar do homem.

É importante ressaltar que com o acelerado processo de urbanização, altera-se a qualidade ambiental e, devido ao desenvolvimento sem planejamento, o tratamento de águas residuárias muitas vezes é inexistente ou ineficiente.

### 3.2 TRATAMENTO ANAERÓBIO-AERÓBIO

De acordo com Brasil (2010) os sistemas de tratamento biológico de águas residuárias têm sido desenvolvidos com o objetivo de reduzir a concentração de matéria orgânica presente nos esgotos sanitários. Em vista disso, ao longo do tempo muitos estudos foram realizados, com objetivo de encontrar a melhor alternativa no tratamento de águas residuárias.

Para Santana e Oliveira (2008) a evolução do conhecimento referente aos processos microbiológicos juntamente com o estudo das diversas configurações de reatores, contribuíram muito para o desenvolvimento do tratamento de águas residuárias.

Segundo Chernicharo (2006) a utilização de processos anaeróbio-aeróbio propicia uma série de vantagens, tais como baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico e baixo custo de implantação e operação. Para o autor, os sistemas

combinados mostram-se promissores, principalmente quando, além da redução da matéria orgânica, deseja-se a remoção de nutrientes.

Neste sentido, Zoppas, Bernardes e Meneguzzi (2016) reportam que nos tratamentos biológicos de efluentes, os principais custos de operação são o requerimento de aeração na etapa de nitrificação e a adição de uma fonte de carbono orgânico externa como fonte de energia na etapa de desnitrificação (esta característica é atendida pela recirculação). Os autores ainda destacam que reatores com operação simultânea são alternativas promissoras no tratamento biológico de efluentes.

Para Bodik et al. (2003) com o objetivo de alcançar melhor estabilidade e maior eficiência no processo, foram propostas diversas combinações de tratamento anaeróbio e aeróbio, no entanto, o grande problema da aplicação do tratamento anaeróbio-aeróbio é encontrar a condição ótima para cada sistema, dessa forma muitas vezes se torna importante controlar temperatura e pH (fatores determinantes no processo de tratamento).

Para Silva e Nour (2002), a combinação do processo anaeróbio com o aeróbio pode minimizar as desvantagens e em contrapartida somar as vantagens dos dois processos, no qual o aeróbio possibilita uma maior eficiência do efluente tratado e o anaeróbio possui baixa produção de lodo e elevado grau de estabilização.

De acordo com Abreu e Zaiat (2008) o sistema combinado possibilita aproveitar as vantagens de cada processo, onde se torna possível minimizar os aspectos negativos, afim de buscar maior remoção da matéria orgânica, baixos custos de implantação e operação do sistema, são estas características dos reatores aeróbios, além de sistemas mais compactos com menor produção de lodo, que podem ser citados como vantagens dos sistemas anaeróbios.

Pontes (2009) estudou um RAALF com recirculação na fase líquida, no tratamento de água residuária proveniente de abatedouro de aves, o reator era composto por câmara de alimentação, leito reacional, câmara de aeração e de saída. A autora destaca que a grande vantagem dessa configuração é permitir que a matéria orgânica presente no primeiro compartimento, seja utilizada como doadora de elétrons para a desnitrificação do efluente recirculado, além de equilibrar a geração de alcalinidade resultante dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação.

Corroborando com os autores acima Araújo Junior (2006) constatou viabilidade no tratamento com reator combinado, o autor operou um RAALF no tratamento de efluente proveniente de uma indústria de lisina e foi possível obter uma eficiência de remoção de 97%, 94% e 77% para DQO, NTK (Nitrogênio Total Kjeldahl) e NT (Nitrogênio Total), respectivamente.

Na Tabela 2 podem ser observados estudos referentes a sistemas de tratamento anaeróbio-aeróbio e suas diferentes configurações.

**Tabela 2** – Estudos com a utilização de sistemas anaeróbio-aeróbios.

Autores	Tipo de efluente	Fluxo	Volume total (L)	Meio suporte	TDH (h)	Eficiência média de remoção (%)		
						DQO	NT	N-Amon
Kordkandi e Khoshfetrat (2015)	Sintético	Ascendente	7,6	Plástico	7,3	97	53	63,8
Rebah et al. (2010)	Sintético	Ascendente	44	Argila e plástico	36	90	70	70
Pontes (2009)	Industrial	Ascendente	6,7	Argila expandida e espuma poliuretano	5 e 6,7	87	44	37
Abreu e Zaiat (2008)	Sanitário	Ascendente	6,4	Espuma poliuretano	6; 8; 10 e 12	81	-	85
Ichinari et al. (2008)	-	Descendente	3.500	Plástico	34 e 49,5	-	-	50,6
Zhang et al. (2007)	Sintético	Descendente	360	Material fibroso	18	95	84	95
Ahmed et al. (2007)	Têxtil	Ascendente	27	Cosmo ball	24; 18; 12 e 8	-	-	84,6
Netto (2007)	Sanitário	Ascendente	7	Argila expandida e espuma poliuretano	6; 8 e 10	95	75	-
Araújo Júnior. (2006)	Industrial	Ascendente	35,9	Argila expandida e espuma poliuretano	11	97	77	-
Bodik et al. (2003)	Sanitário	Descendente	750	Plástico	20	83	-	87,3
Kreutz (2012)	Agroindustrial	Ascendente	4,75	Argila expandida e espuma poliuretano	8	87	61	69
Silva e Nour (2002)	Sanitário	Ascendente	150	-	8	73,7	65	-
Canto et al. (2008)	Sintético	Ascendente	1,8	-	8	89	78	81

Na Tabela 2 percebe-se que existem várias configurações de sistemas anaeróbio-aeróbio (combinado) para o tratamento de esgotos. Dessa forma, basta ter o conhecimento das características do efluente a ser tratado, para escolher o sistema adequado a ser aplicado.

Kreutz (2012), por exemplo, utilizou um RAALF de escoamento ascendente com volume de 4,75 L, com meio suporte de argila expandida e espuma de poliuretano. Utilizou esgoto sanitário como substrato no TDH de 8 h. Com essas características de operação foi possível encontrar remoção de DQO 87%, de NT 61% e Namon 69%.

Chowdhury et al. (2009) estudaram um sistema combinado anaeróbio-aeróbio para tratamento de esgoto sanitário proveniente de uma ETE municipal; eles operaram tal sistema em duas escalas: bancada ( $Q = 48 \text{ L d}^{-1}$ ) e piloto ( $Q = 5000 \text{ L d}^{-1}$ ). Os autores obtiveram eficiência média de DQO e nitrogênio total de 94% e 80% respectivamente, no experimento de bancada e eficiência média de DQO e nitrogênio total de 92% e 89%, respectivamente, para escala piloto.

Spagni e Marsili-Libelli (2009) estudaram um reator anaeróbio-aeróbio em batelada sequencial, com volume de 24 L. Estes avaliaram a remoção de nitrogênio e matéria orgânica de lixiviados de aterro por meio de tratamento, e foram obtidas eficiência de nitrificação (98%) e de remoção de N-amoniaco oxidado (95%).

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

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

Os autores Isik e Sponza (2008) avaliaram os efeitos do TDH em um sistema combinado, com a utilização de um reator sequencial anaeróbio-aeróbio, no tratamento de efluente sintético de indústria têxtil, e observaram que, com o aumento da carga orgânica aplicada e, conseqüentemente, com a diminuição gradativa do TDH ocorreu redução da eficiência de remoção da matéria orgânica, e os autores ainda ressaltam que a remoção de DQO ocorreu principalmente em condições aeróbias.

Oliveira Netto (2007) estudou um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de efluente sanitário e os resultados apontaram que na fase anaeróbia a eficiência de remoção de matéria orgânica foi de 80%, já na fase anaeróbio-aeróbia essa eficiência foi de 90% e ainda a eficiência de remoção de nitrogênio foi de 75% e para a condição anaeróbia-aeróbia com TDH de 11 horas foram obtidos valores de 262 e 57  $\text{mg L}^{-1}$  para DQO bruta e filtrada, respectivamente.



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

### 3.3 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

De acordo com Haandel e Marais (1999) o nitrogênio pode ser encontrado nas águas residuárias na forma de nitrogênio orgânico (N-org), nitrogênio amoniacal (N-amon), nitrito ( $\text{N-NO}_2^-$ ) e nitrato ( $\text{N-NO}_3^-$ ).

Segundo Sperling (1997) as águas residuárias com excesso de nitrogênio, lançado nos corpos hídrico pode ser indesejável, pois aumenta a atividade autotrófica ocasionada pela alta concentração deste nutriente, o que provoca eutrofização, e produz uma elevada quantidade de biomassa na forma de algas.

De acordo com Brasil (2010) outro problema associado à presença do nitrogênio na água é a possível formação de subprodutos tóxicos devido a formação de compostos nitrogenados (nitrosaminas e nitrosamidas), que podem ter efeito carcinogênico e mutagênico.

É também bastante difundido que a presença de elevadas concentrações de nitrato em corpos d'água (utilizados na captação e posteriormente abastecimento) representa risco para a saúde humana por estar associada a doenças, como, a metahemoglobinemia e o câncer de estômago (BOUCHARD, 1992).

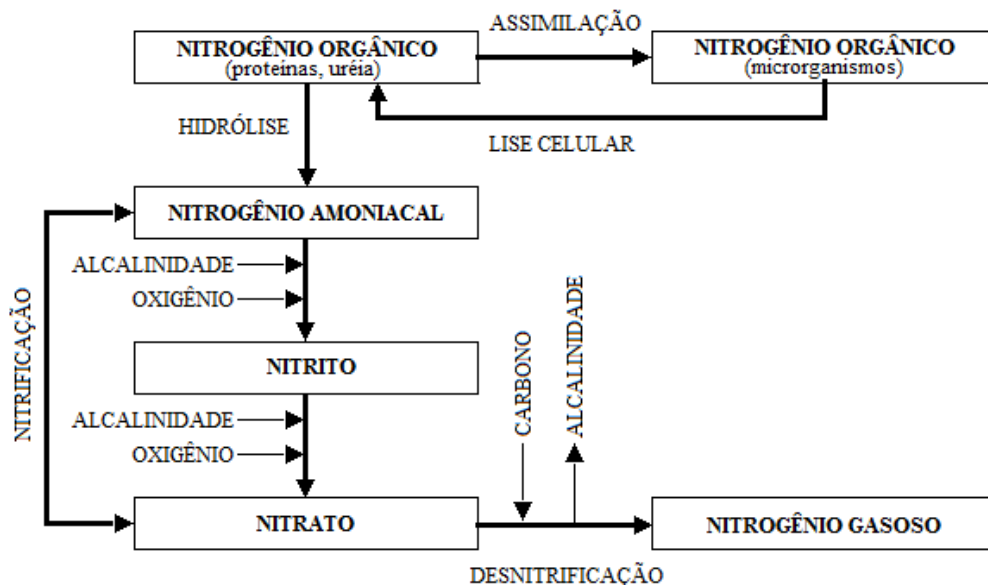
Neste sentido, a remoção de nitrogênio é importante para evitar prejuízos à saúde humana e ao meio ambiente, dessa forma torna-se necessário conhecer melhor os processos que compõem esse processo.

Para Oliveira Netto (2007) a remoção biológica de nitrogênio foi possível através da nitrificação e desnitrificação, inicialmente ocorreu à oxidação biológica de amônia para nitrato através do nitrito, enquanto que o segundo processo foi a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular, com a utilização do material orgânico como redutor de elétrons. No entanto, para que a desnitrificação aconteça foi necessário um doador de elétrons, contudo, como a desnitrificação foi usualmente a última etapa do tratamento da água residuária, a maior parte da matéria orgânica que poderia ser utilizada para este fim já foi removida.

De acordo com Araújo Júnior (2006) no processo anaeróbio-aeróbio os microrganismos completam o ciclo do nitrogênio, mas o sistema pode ter interferências como a entrada de altas cargas de nitrogênio e conseqüentemente causar um desequilíbrio, dessa forma o metabolismo microbiano do nitrogênio é de grande importância para o tratamento e biorremediação destes compostos.

Ainda para Garbossa (2006) o sistema combinado tem em sua primeira etapa (parte anaeróbia), o processo de amonificação (nitrogênio orgânico é convertido a nitrogênio amoniacal), e na segunda etapa (parte aeróbia), ocorre a nitrificação (oxidação da amônia), sendo também indispensável à remoção do nitrato resultante por meio da desnitrificação (concentração de compostos nitrogenados torna-se baixa).

Como complemento, para Metcalf e Eddy (2005) a remoção biológica de nitrogênio das águas residuárias se resume nas etapas: amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação (Figura 1).



**Figura 1** - Processo de remoção biológica de nitrogênio.

**Fonte:** Adaptado de Metcalf e Eddy (2005).

A primeira etapa do processo de remoção biológica de nitrogênio é a amonificação, que consiste na conversão do nitrogênio orgânico, formado principalmente por proteínas e ureia, em nitrogênio amoniacal, enquanto que a assimilação é o processo inverso (Equação 1)



Conforme reportado por Metcalf e Eddy (2005) o N-amoniaco produzido pode ser metabolizado por microrganismos heterótrofos ou participar de compostos intermediários. O nitrogênio amoniaco pode se apresentar na forma de amônia (N-NH<sub>3</sub>) ou íon amônio (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>), no qual o pH e a temperatura do meio determinam as proporções de cada composto.

Neste sentido Haandel e Letinga (1994) apontam que o íon amônio é predominante nos efluentes com concentrações de pH próximos da neutralidade e que para valores superiores a 9,5 praticamente todo o nitrogênio amoniaco se encontra na forma de amônia.

Para a continuidade do processo tem-se a etapa denominada de nitrificação que consiste em um processo microbiológico de oxidação do nitrogênio amoniaco (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) a nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>), via nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), com a utilização do oxigênio molecular (O<sub>2</sub>) comoceptor final de elétrons.

Para ocorrer a reação total de oxidação, converter 1 mg de nitrogênio amoniaco a nitrato (via nitrito) são utilizados 4,57 mg O<sub>2</sub> e são consumidos 7,14 mg CaCO<sub>3</sub> de alcalinidade a bicarbonato, conforme reportado por Metcalf e Eddy (2005).

Ainda para a nitrificação, Gerardi (2006) aponta que existem duas reações responsáveis pelo consumo de alcalinidade: o consumo de alcalinidade a bicarbonato como fonte de carbono para síntese celular e a produção de ácido nitroso.

Neste contexto, a etapa posterior a nitrificação, é a desnitrificação, esta etapa é a conversão biológica de compostos oxidados de nitrogênio como nitrito e nitrato em compostos mais reduzidos como óxido nítrico, óxido nitroso e nitrogênio gasoso.

Segundo Metcalf e Eddy (2005) durante o processo de desnitrificação um equivalente de alcalinidade a bicarbonato é produzido por equivalente de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> reduzido, o que equivale a 3,57 mg de produção de alcalinidade a bicarbonato por mg de nitrato reduzido.

### 3.4 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO

Segundo Carneiro (2015) pode-se encontrar o fósforo na forma orgânica e/ou inorgânica no esgoto doméstico. A forma inorgânica é composta por ortofosfatos e polifosfatos. As moléculas de polifosfatos são mais complexas, formadas por dois ou mais átomos de fósforo, que por meio da hidrólise são convertidos a ortofosfatos. Os ortofosfatos

estão disponíveis ao metabolismo microbiano nas formas  $\text{PO}_4^{-3}$ ,  $\text{HPO}_4^{-2}$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ ,  $\text{H}_3\text{PO}_4$ . No esgoto sanitário a forma predominante é o  $\text{HPO}_4^{-2}$ . A remoção biológica de fósforo ocorre com a incorporação do fosfato à biomassa, pois não possui forma gasosa para ser removido.

Segundo Sukacová, Trtílek e Rataj (2015) os métodos biológicos de remoção de fósforo das águas residuária, são considerados ambientalmente mais favoráveis e de menor custo, pois não há necessidade de precipitantes químicos.

De acordo com Kreutz (2012) o fósforo é um elemento importante no mecanismo de transferência de energia da célula, via adenosina trifosfato (ATP) e polifosfato, a quantidade de fósforo presente nos efluentes é bem variada e os microrganismos heterotróficos presentes na biomassa ativa acumulam dentro da própria célula fosfato solubilizado na forma de polifosfatos, em condições ótimas para seu crescimento e metabolismo, esse processo é chamado de remoção biológica de fósforo (RBF).

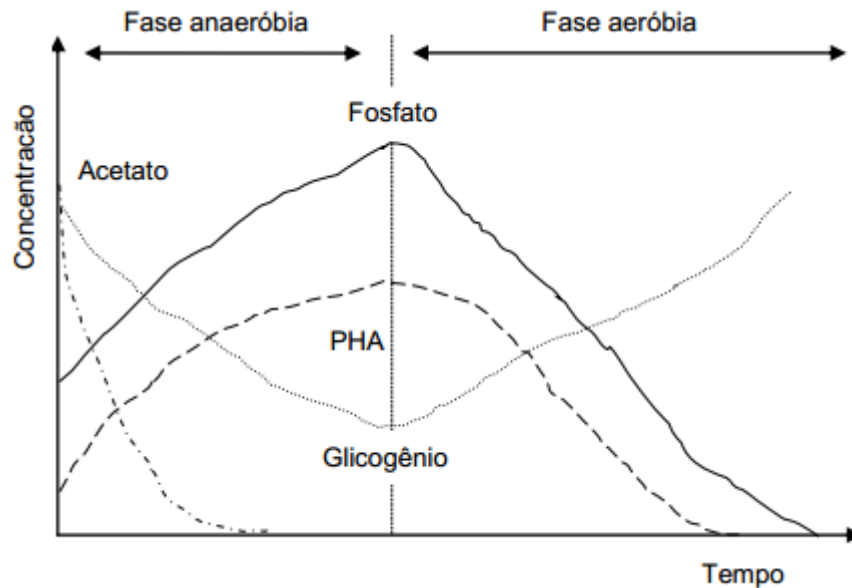
De acordo com Chen et al. (2006) e Brasil (2010) a fermentação e a estocagem de ácidos graxos voláteis (fase anaeróbia) e absorção de fósforo para a produção e manutenção de novas células (fase aeróbia), são etapas do mecanismo de remoção biológica do fósforo.

Para Wang et al. (2008) e Nóbrega (2009) com a exposição do lodo a um ambiente preferencialmente anaeróbio, a fração de fósforo no lodo tende a aumentar devido ao estabelecimento de uma comunidade de microrganismos denominados organismos acumuladores de fosfato (OAF).

De acordo com Metcalf e Eddy (2003) o fósforo é um nutriente essencial para a síntese de importantes compostos bioquímicos das células bacterianas, estes compostos bioquímicos atuam nos mecanismos de transferência de energia celular via trifosfato adenosina. Ainda, alguns organismos são conhecidos pela capacidade de armazenar fósforo em suas células na forma de polifosfato, estes microrganismos são denominados acumuladores de fósforo.

Ainda, para Metcalf e Eddy (2003) os organismos acumuladores de fósforo (OAF) capturam o material orgânico presente no efluente, de forma a obter energia para o transporte de substrato e para formação e armazenamento de produtos metabólicos orgânico, na forma de polifosfato e como poli-hidroxibutirato, dessa forma é liberado o fosfato e por consequência a concentração de material carbonáceo diminui, e ainda o substrato é armazenado no interior das células até ser utilizado em condições aeróbias.

A Figura 2 representa os perfis da concentração média dos componentes mensuráveis da remoção biológica de fósforo, operado sob condições anaeróbia-aeróbia.



**Figura 2** - Elementos envolvidos na remoção biológica do fósforo em condição anaeróbia-aeróbia.  
**Fonte:** Kreutz (2012).

De acordo com Oehmen (2007) quando o efluente entra na fase anaeróbia, os OAF acumulam como fonte de carbono um polímero chamado poli-hidroxialcanoato (PHA), cujas principais formas são poly-beta-hidroxibutirato (PHB) e poly-beta-hidroxivalerato (PHV). Posteriormente é necessário que o efluente passe por uma fase aeróbia ou anóxica, na qual, o PHB armazenado é oxidado, liberando energia que será usada para a absorção do ortofosfato na fase líquida.

### 3.5 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE REATORES

Para Siegfried e Cleto (1996) o conhecimento dos mecanismos hidrodinâmicos é de fundamental importância na avaliação do desempenho dos reatores biológicos, principalmente para a otimização da sua geometria, é possível demonstrar se o sistema possui anomalias, fazendo-se relevante ao considerar a necessidade de lançar efluentes com padrões de qualidade que possam atender aos padrões exigidos pela legislação vigente.

De acordo com Salgado (2008) o estudo do comportamento hidrodinâmico de reatores contribui para o aumento da eficiência desses sistemas, pois, por meio do

conhecimento do comportamento hidrodinâmico de reatores foi possível obter equações de desempenho e modelos mais satisfatórios.

Na Tabela 3, pode ser visualizado alguns trabalhos referentes a estudos hidrodinâmicos.

**Tabela 3** - Trabalhos referentes a estudos hidrodinâmicos.

<b>Autores</b>	<b>Volume (L)</b>	<b>Traçador</b>	<b>TDH Teórico (h)</b>	<b>TDH Real (h)</b>	<b>N – CSTR</b>
Lima (2011)	3,5	Dextrana Azul	2 e R= 0,25 sem biomassa	1,3	16
			2 e R= 0,25 com biomassa	0,9	5
			2 e R= 0,5 sem biomassa	0,9	10
			2 e R= 0,5 com biomassa	0,8	2
			2 e R= 1 sem biomassa	1,0	5
			2 e R= 1 com biomassa	1,1	6
			2 e R= 2 sem biomassa	0,9	4
			2 e R= 2 com biomassa	0,8	7
De Nardi, Zaiat e Foresti (1999)	1,9	Azul de Bromofenol Eosina y Rodamina WT	2	2,8	6
				3,5	3
				3,2	10
Domingues e Nour (2005)	18	Cloreto de Sódio	10	12,3	10
			8	12,0	8
Carvalho et al. (2008)	160	Eosina y	10	15	4,5
			10 com 40% de variação	15	7,5
			10 com 60% de variação	15	9,0
Capela et al. (2009)	5.500	Cloreto de Lítio	111,3	86,6	3,9
Pantoja Filho (2011)	7,1	Dextrana Azul	1	-	9
			3	-	12
			5	-	13
Peixoto 2011	3,8	Cloreto de Sódio		2,1	46
			2	2,0	18
				2,2	20
Chen et al. (2015)	5,6	Sulfato de Lítio	28	-	2,4

Segundo Carvalho et al. (2008) o conhecimento de mecanismos hidráulicos, permite detectar problemas associados às falhas operacionais e de projeto, que prejudicam a eficiência do tratamento, o que causa diminuição do volume útil e do tempo de detenção hidráulica.

Para Levenspiel (2000) o comportamento hidrodinâmico pode ser analisado a partir de um estudo com traçadores, que consiste em obter informações sobre a distribuição do tempo de residência do fluido, que pode ser determinada pelo teste de estímulo e resposta, que consiste na injeção de uma substância inerte (traçador) na entrada da linha de alimentação do reator no tempo  $t = 0$  e pela medida de concentração deste traçador na saída do reator em função do tempo.

Levenspiel (2000) ainda reporta que a técnica de estímulo-resposta consiste em analisar a resposta do sistema a um estímulo qualquer, pode-se destacar tipo pulso, degrau, casual ou periódico. O tipo pulso é o de mais simples aplicabilidade.

De acordo com Castro (2010) o uso de traçadores é indicado no estudo do comportamento hidrodinâmico de reatores, pois é uma substância, cuja presença no líquido pode ser detectada com precisão e ainda suas características permanecem inalteradas na unidade de tratamento.

Ainda para Castro (2010) os ensaios estímulo-resposta são realizados por meio da adição de uma quantidade conhecida de traçador no afluente, mede-se sua concentração em intervalos de tempo conhecidos, com isso é possível conhecer a massa total de traçador adicionada e sua concentração inicial e obter como resposta a concentração do traçador no efluente, em função do tempo transcorrido desde o início do ensaio.

Com a realização dos ensaios hidrodinâmicos é possível traçar curvas da concentração ao longo do tempo e nestas curvas muitas vezes é possível observar um efeito de cauda, caracterizado por um lento decaimento na concentração dos traçadores ao longo do tempo, o que indica o fenômeno de cauda longa.

Este fenômeno foi observado em estudos como no de Lima (2001) que avaliou a hidrodinâmica de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), operado com água e esgoto, e com a utilização do traçador eosina Y.

Sarathai, Koottatep e Morel (2010) operaram um reator compartimentado anaeróbio, esse reator consistiu de uma câmara de sedimentação e de três câmaras de fluxo em série sendo experimentado sob diferentes fatores como a velocidade de gás e tempo de detenção hidráulica de 24 h, 36 h e 48 h.

De acordo com Toscani (2010) as condições de fluxo e do padrão de mistura que ocorrem no interior de um reator irão determinar qual regime hidráulico melhor explica seu comportamento, no qual o tipo de escoamento é determinado pelo formato e estruturas hidráulicas de entrada e saída de fluxo.

De forma geral para Levenspiel (2000) na caracterização hidrodinâmica de reatores consideram-se dois tipos de escoamentos ideais na modelação: escoamento pistonado e escoamento de mistura completa.

### 3.6 ANÁLISE ESTATÍSTICA

Para a análise estatística dos dados em uma determinada pesquisa é necessária a realização do delineamento experimental ou planejamento experimental, que segundo Montgomery e Runger (1994) tem o objetivo de determinar o número ideal de experimentos que leve à obtenção de resultados com um dado grau de confiabilidade.

Para Button (2012) o planejamento experimental, representa um conjunto de ensaios estabelecido com critérios científicos e estatísticos, com foco na determinação da influência de diversas variáveis nos resultados de um dado sistema ou processo.

Cada pesquisa em particular apresenta características que possibilitem ou não a utilização de determinada análise estatística, ou seja, se adequa melhor a um teste estatístico que atende as características do estudo.

O planejamento fatorial, por exemplo, segundo Button (2012) é indicado quando se deseja estudar os efeitos de duas ou mais variáveis de influência. Em cada tentativa ou réplica, todas as combinações possíveis dos níveis de cada variável são investigadas.

Para a realização do planejamento fatorial é necessário estabelecer um valor máximo e mínimo para as variáveis e a execução de corridas experimentais com a finalidade de obter dados para a otimização experimental. No planejamento que as variáveis são em dois níveis é possível codificar as variáveis usando sinais (+) e (-) isso corresponde a atribuição de níveis superiores e inferiores, que se torna bem útil na realização dos cálculos para determinar qual a influência das variáveis estudadas.

Conforme reportado por Brasil (2010) o planejamento fatorial é uma técnica robusta que é utilizada de maneira crescente na atualidade, pois permite que se determine os fatores e as combinações que exercem a maior influência no desempenho de um determinado processo. O que resulta em uma redução de tempo e custo operacional e de uma melhora no rendimento de um determinado processo a partir das respostas obtidas por meio do planejamento fatorial.

Para realizar o planejamento experimental deve-se saber qual análise deseja-se testar, como por exemplo, o delineamento composto central rotacional (DCCR), que de acordo com



Mateus, Barbin e Conagin (2001) é um delineamento simétrico e de segunda ordem, constituído de duas partes: o fatorial  $2^k$ , com um ponto central e pontos axiais.

Os dados obtidos em uma pesquisa são analisados estatisticamente, com o objetivo de comprovar por meio de uma ferramenta avançada a resposta encontrada nos experimentos, como por exemplo a condição operacional ótima em um sistema. Esse conceito é representado pela a desejabilidade, de acordo com Brasil (2010) verifica-se para todas as respostas, uma combinação com a desejabilidade global, que é normalmente obtida pela média geométrica de todas desejabilidades individuais.

Neste contexto, é possível encontrar a condição ótima testada e ainda pelos valores dos coeficientes de regressão verificar o modelo que descreve a análise e predizer as respostas referentes ao intervalo das variáveis testadas e dessa forma otimizar as condições operacionais.

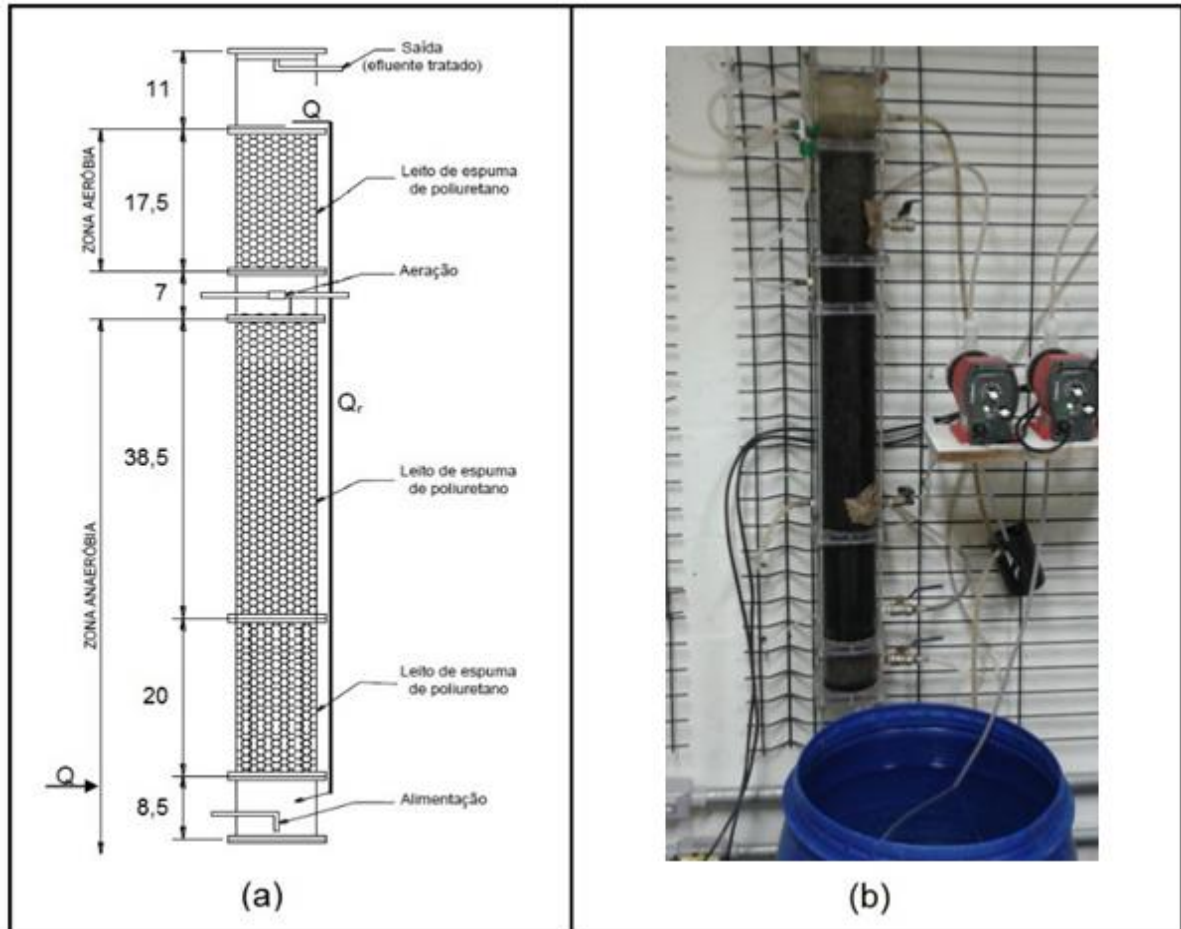
## 4 MATERIAL E MÉTODOS

Neste item foi descrita a metodologia utilizada no projeto de mestrado, com vistas ao atendimento dos objetivos estabelecidos para esta pesquisa. Dessa forma, foram apresentadas as etapas para o desenvolvimento do trabalho proposto.

### 4.1 SISTEMA EXPERIMENTAL

O sistema experimental foi montado e instalado no anexo do Laboratório de Saneamento do Departamento Acadêmico de Construção Civil (DACOC), da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Curitiba, Sede Ecoville e foi composto de: um reservatório de alimentação (250 L), um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF) e bombas de alimentação e recirculação.

O RAALF (Figura 3) era constituído de um tubo de *plexiglass* de diâmetro interno de 93 mm e comprimento de 1100 mm, formado por uma câmara de alimentação e um leito reacional, subdividido em uma zona anaeróbia e uma zona aeróbia, com recirculação da fase líquida.



**Figura 3** – RAALF. (a) Esquema (Medidas em cm); (b) Vista frontal.

**Legenda:** Q= Vazão (entrada e saída); Q<sub>r</sub>= Vazão de recirculação.

O volume total do reator foi de 6,95 L, o volume útil de 6,14 L. Possuía escoamento ascendente e fluxo contínuo e foi dividido em 2 (dois) compartimentos, o primeiro uma zona anaeróbia (com meio suporte) de volume útil 4,20 L que corresponde a 70% do reator e o segundo, uma zona aeróbia (com meio suporte) de volume útil 1,94 L que corresponde a 30% do reator. Os pontos de coleta foram afluente (no reservatório – A) e efluente (saída -E) do reator.

A alimentação e a recirculação (com finalidade de promover a remoção da matéria nitrogenada) no RAALF foram realizadas por 2 bombas dosadoras tipo diafragma solenóide da marca Prominent *modelo Concept plus* com uma vazão nominal de 8 L h<sup>-1</sup>.

E a aeração foi realizada por um compressor de ar de uso profissional de 2 estágios da marca MOTOMIL *modelo MAV 15/200* com um controlador de pressão que limita a 1 atm seguido de um fluxômetro para controle da vazão de aeração (L min<sup>-1</sup>), que injetava ar na

câmara de aeração, através de 2 (duas) pedras porosas responsáveis pela sua difusão na parte aeróbia do reator.

#### 4.2 INOCULAÇÃO DO SISTEMA

O reator foi previamente inoculado para possibilitar rápida partida no sistema. A inoculação da parte anaeróbia foi realizada com lodo proveniente de um reator anaeróbio de leito fluidizado (RALF) da Estação de Tratamento de Esgotos Atuba, e a inoculação da parte aeróbia com lodo proveniente do tanque de aeração da Estação de Tratamento de Esgotos Belém, ambas localizadas na região metropolitana de Curitiba/PR.

#### 4.3 MATERIAL SUPORTE

O meio suporte utilizado para a imobilização da biomassa no RAALF foi espuma de poliuretano (Figura 4), com densidade aparente de  $0,026 \text{ g mL}^{-1}$  e aresta de 20 mm aproximadamente.



**Figura 4** - Espuma de poliuretano utilizada como meio suporte.

Este meio suporte proporciona a formação do leito fixo, como consequência possibilita a formação e crescimento do biofilme que tem papel fundamental no tratamento.

#### 4.4 SUBSTRATO

O substrato utilizado na pesquisa foi o esgoto sintético, que simula as características do esgoto sanitário. Dessa forma a alimentação do RAALF foi realizada segundo a adaptação do substrato definido por Torres (1992), conforme pode ser visualizado na Tabela 4.

**Tabela 4** - Composição do esgoto sanitário sintético.

<b>Descrição</b>	<b>Quantidade para 1 L</b>
Extrato de Carne (g)	0,2
Amido Solúvel P.A (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub> (g)	0,01
Farinha de Trigo (g)	0,2
Sacarose (C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub> ) (g)	0,0175
Cloreto de Amônio P.A ACS (NH <sub>4</sub> Cl) (g)	0,051
Óleo Vegetal (mL)	0,0051
Detergente (gota)	2
Celulose Microcristalina U.S.P. (g)	0,03
Cloreto de Sódio P.A. (NaCl) (g)	0,25
Cloreto de Magnésio P.A. (MgCl <sub>2</sub> 6H <sub>2</sub> O) (g)	0,007
Cloreto de Cálcio Anidro P.A. (CaCl <sub>2</sub> ) (g)	0,0045
Fosfato de Potássio Monobásico P.A – ACS (KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> )( g)	0,0264
Bicarbonato de Sódio P.A – ACS (NaHCO <sub>3</sub> ) (g)	0,2

A caracterização do substrato sintético (afluente preparado), encontra-se descrita no item Resultados e Discussões.

#### 4.5 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A pesquisa foi dividida em condição inicial, variação de razão de recirculação e variação de TDH, para possibilitar o cumprimento dos objetivos. Na Tabela 5, pode ser visualizado o procedimento experimental realizado no decorrer da pesquisa.

**Tabela 5** - Procedimento experimental realizado no decorrer da pesquisa.

Etapa	TDH (h) Total	TDH (h) Anaeróbio	TDH (h) Aeróbio	Vazão Efluente (L h <sup>-1</sup> )	Taxa de Recirculação (%)	Vazão Aeração (L min <sup>-1</sup> )	Número de Perfis de Amostragem
Condição inicial	14	10	4	0,50	100	10	-
Variação de razão de recirculação					50		
	8	6	2	0,87	100	10	
					150		3
Variação de TDH	4	3	1	1,74			
	8	6	2	0,87	100	10	
	12	8	4	0,58			

No início da operação o reator foi inoculado e alimentado com uma vazão afluente, composta por esgoto sintético, de 0,50 L h<sup>-1</sup> no TDH de 14h, com razão de recirculação de 100% e vazão de ar de 10 L min<sup>-1</sup>. O reator foi mantido nesta condição até atingir o Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente (EEDA). Dessa forma, quando em equilíbrio, foram realizados os perfis que compõem as etapas descritas na Tabela 5.

Na sequência o reator foi operado com TDH de 8 h (vazão de afluente 0,87 L h<sup>-1</sup>), foi variada a taxa de recirculação em 50%, 100% e 150% e com vazão de ar de 10 L min<sup>-1</sup>. Após atingir o EEDA foram realizados 3 perfis de amostragem temporal e 3 ensaios hidrodinâmicos.

Posteriormente foi feita a variação do TDH em 4h, 8h e 12h (com vazão afluente de 1,74 L h<sup>-1</sup>, 0,87 L h<sup>-1</sup> e 0,58 L h<sup>-1</sup>, respectivamente), com razão de recirculação 100% e vazão de ar de 10 L min<sup>-1</sup>. Após atingir o EEDA foram realizados perfis de amostragem temporal e ensaios hidrodinâmicos.

Para a realização do procedimento experimental, o tempo de operação em cada condição foi de 15 dias e a pausa para a estabilização entre uma e outra foi de 10 dias.

#### 4.6 ANÁLISES FÍSICAS E QUÍMICAS DAS AMOSTRAS AFLUENTE E EFLUENTE

As análises físicas e químicas foram realizadas no Laboratório de Saneamento da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), Câmpus Curitiba.

Durante o período de operação do reator foram realizados três perfis de amostragem temporal para cada condição operada. Os perfis temporal foram coletas realizadas em intervalos de 3 horas durante 24 horas, antes de cada perfil foi realizado um monitoramento para verificar o estado de equilíbrio dinâmico aparente do reator (EEDA). Em cada perfil foi realizada a determinação dos parâmetros físicos e químicos do afluente e efluente no ato da coleta, conforme Tabela 6. Os pontos de coleta adotados foram entrada (A) e saída (E) do sistema.

**Tabela 6** - Parâmetros analisados e métodos empregada na avaliação do comportamento do reator.

Parâmetros	Método de Análise	Nº do Método	Referência
TL (°C)	Potenciométrico	-	-
OD (mg L <sup>-1</sup> )	Polarográfico	4500_O	Eaton et al. (2005)
pH	Potenciométrico	4500_H <sup>+</sup>	Eaton et al. (2005)
AB (mg CaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Ripley, Boyle e Converse (1986)
AV (mg HAc L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Dillalo e Albertson (1961)
ST (mg L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_B	Eaton et al. (2005)
SST (mg L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_G	Eaton et al. (2005)
DQO (mg L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	5220_D	Eaton et al. (2005)
DBO (mg L <sup>-1</sup> )	Respirométrico	5210 D	Eaton et al. (2005)
NTK (mg N-NTK L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	4500_NTK	Eaton et al. (2005)
Namon (mg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	4500_NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Eaton et al. (2005)
Nitrito (mg N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>2</sub>	Eaton et al. (2005)
Nitrato (mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>3</sub>	Eaton et al. (2005)
Fósforo Total (mg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_P	Eaton et al. (2005)

As análises de oxigênio dissolvido foram realizadas com o oxímetro YSI 550 A. E para a quantidade de matéria orgânica, expressa em termos de demanda bioquímica de oxigênio, foi utilizado a incubadora *Cooled incubator* VELP® Scientifica FTC 120 e sensores VELP® Scientifica BOD SENSOR.

Para a concentração de nitrogênio total kjeldahl foi utilizado o digestor VELP® Scientifica Heating Digester DK 20 para digerir a amostra e posteriormente foi utilizado o

destilador VELP® Scientifica UDK 159. E para a concentração de nitrogênio amoniacal, também foi utilizado o destilador VELP® Scientifica UDK 159

Para fósforo foi utilizada a autoclave vertical Phoenix Lufenco AV75 para a digestão da amostra e para leitura foi utilizado o espectrofotômetro Hach uv-vis DR/5000. Também para os demais métodos de análise espectrofotométrico foi utilizado o Hach uv-vis DR/5000 na leitura de absorbância.

As eficiências do sistema combinado apresentadas nesta pesquisa, nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total foram calculadas pelas Equações 2, 3 e 4 respectivamente.

$$\% \text{ Nitrificação} = \frac{(NTK_{P1} - NTK_{P2})}{NTK_{P1}} \times 100 \quad (2)$$

Em que:

$NTK_{P1}$  - Concentração de NTK no ponto 1 em mg NTK L<sup>-1</sup>;

$NTK_{P2}$  - Concentração de NTK no ponto 2 em mg NTK L<sup>-1</sup>.

$$\% \text{ Desnitrificação} = \frac{(NTK_{P1} - NTK_{P2} - (N-NO_2^-) - (N-NO_3^-))}{(NTK_{P1} - NTK_{P2})} \times 100 \quad (3)$$

Em que:

$NTK_{P1}$  - Concentração de NTK no ponto 1 em mg NTK L<sup>-1</sup>;

$NTK_{P2}$  - Concentração de NTK no ponto 2 em mg NTK L<sup>-1</sup>;

$N-NO_2^-$  - Concentração de nitrito no ponto 2 em mg NO<sub>2</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup>;

$N-NO_3^-$  - Concentração de nitrato no ponto 2 em mg NO<sub>3</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup>.

$$\% \text{ NT} = \frac{(NTK_{P1} - NTK_{P2} - (N-NO_2^-) - (N-NO_3^-))}{NTK_{P1}} \times 100 \quad (4)$$

Em que:

$NTK_{P1}$  - Concentração de NTK no ponto 1 em mg NTK L<sup>-1</sup>;

$NTK_{P2}$  - Concentração de NTK no ponto 2 em mg NTK L<sup>-1</sup>;

$N-NO_2^-$  - Concentração de nitrito no ponto 2 em mg NO<sub>2</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup>;

$N-NO_3^-$  - Concentração de nitrato no ponto 2 em mg NO<sub>3</sub><sup>-</sup> L<sup>-1</sup>.

#### 4.7 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

Para caracterizar o comportamento hidrodinâmico do reator foram realizados 3 (três) ensaios hidrodinâmicos do tipo pulso, com o corante eosina Y (C<sub>20</sub>H<sub>11</sub>Br<sub>4</sub>Na<sub>2</sub>O<sub>5</sub>) como



traçador em cada etapa de operação. Este traçador tem solubilidade em água de  $0,1 \text{ g mL}^{-1}$  e peso molecular de 691,88 g.

A escolha da eosina Y como traçador foi pela estabilidade e segurança no manuseio, boa recuperação da massa injetada e fácil detecção, conforme Carvalho et al. (2008).

O preparo do traçador foi realizado através da mistura de 0,20 g de eosina Y em 10 mL de água destilada. O traçador foi injetado com o auxílio de uma seringa na mangueira de entrada da alimentação no reator. O volume e o tempo de injeção foram de 10 mL e 10 s, respectivamente para cada ensaio.

O tempo total de duração dos ensaios foi de três vezes o TDH teórico ao qual o reator estava submetido, com coletas de amostras do efluente (saída do reator) em intervalos de 30 min. Para a determinação da concentração do traçador nas amostras do efluente coletadas, foi utilizado o método colorimétrico de leitura de absorbância, realizado em espectrofotômetro Hach uv-vis, modelo DR/5000, com comprimento de onda de 516 nm para a eosina Y.

A análise dos dados inclui a utilização dos termos definidos na Tabela 7 de acordo com Levenspiel (2000).

**Tabela 7** - Termos e definições das variáveis utilizadas.

Variável	Equação	Significado
$E_i$	$C_i/S$	$E_i$ = curva de distribuição de idade de saída do traçador $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $S$ = área sobre a curva concentração em função do tempo
$S$	$\sum C_i \Delta t_i$	$S$ = área sobre a curva de concentração em função do tempo $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $t_i$ = tempo $i$ $\Delta t_i$ = variação do tempo
$t_R$	$\frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i}$	$t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $t_i$ = tempo $i$ $\Delta t_i$ = variação do tempo
$\Theta$	$t/t_R$	$\Theta$ = tempo adimensional $t$ = tempo $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais
$E_\Theta$	$t_R/E_i$	$E_\Theta$ = curva de distribuição de idade de saída do traçador adimensional $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais $E_i$ = curva de distribuição de idade de saída do traçador
$\sigma^2$	$\frac{\sum t_R^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} - t_R^2$	$\sigma^2$ = variância dos pontos experimentais $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais $C_i$ = concentração de traçador no tempo $i$ $\Delta t_i$ = variação do tempo
$\sigma_\Theta^2$	$\sigma^2/t_R^2$	$\sigma^2$ = variância dos pontos experimentais $t_R$ = tempo médio de residência obtido a partir das curvas experimentais

Foram traçadas curvas experimentais da variação de concentração do traçador ao longo do tempo ( $C(t)$ ), e normalizadas de acordo com Levenspiel (2000), que resultou em

curvas de distribuição do tempo de residência hidráulica ( $E_\theta$ ) em função do tempo adimensional ( $\theta$ ).

A variância ( $\sigma_\theta^2$ ) de cada ensaio foi calculada após a normalização. O ajuste das curvas experimentais foi realizado com base nos modelos teóricos uniparamétricos de dispersão de pequena intensidade (PD), de grande intensidade (GD) e de tanque de mistura completa em série (N-CSTR) de acordo com Levenspiel (2000), como pode ser visualizado na Tabela 8.

**Tabela 8** - Modelos uniparamétricos de dispersão utilizados.

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

O percentual de recuperação de massa do traçador (Equação 5) foi calculado de acordo com Kellner, Moreira e Pires (2009).

$$\% \text{ de Recuperação de Massa do Traçador} = \frac{\sum_{i=2}^n \left(\frac{C_i - C_{i-1}}{2}\right) \times (t_i - t_{i-1}) \times Q_e}{M_0 \times 0,01} \quad (5)$$

Em que:

$C_i$  – concentração ( $\text{mg L}^{-1}$ ) do traçador no tempo  $t_i$  (h);

$Q_e$  – vazão efluente ( $\text{m}^3 \text{L}^{-1}$ );

$M_0$  – massa do traçador injetada nos reatores (mg);

0,01 – fator percentual.

#### 4.8 CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS E HIDRODINÂMICAS

Para o cálculo das características hidráulicas e hidrodinâmicas: zonas mortas, curtos-circuitos e eficiência hidráulica, foram utilizadas as equações descritas na Tabela 9.

**Tabela 9** - Características hidráulicas e hidrodinâmicas.

	<b>Equação</b>	<b>Significado</b>
<b>Zonas Mortas</b>	$\beta = \frac{TDH_r}{TDH_t}$	$\beta$ = relação entre o TDH real (h) e o TDH teórico (h);
	$V_a = V_t \times \beta$	$V_a$ = 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> ).
	$V_d = V_t - V_a$	
<b>Curto-Circuitos</b>	$\psi = \frac{\tau_k}{\tau_r}$	$\Psi$ = presença de curto-circuitos; $\tau_k$ = tempo em que ocorre pico da concentração (h); $\tau_r$ = TDH real (h).
	$\lambda = Ve \left(1 - \frac{1}{N}\right)$	$\lambda$ = eficiência hidráulica; $V_e$ = volume efetivo (m <sup>3</sup> ); $N$ = número de tanques CSTR em série.

O volume de zonas mortas foi calculado de acordo com metodologia reportada por Peña, Mara e Avella (2006) com base nos valores de TDH teórico e real, este último foi obtido a partir dos ensaios hidrodinâmicos, e do volume total do reator.

A presença de curtos-circuitos foi verificada pela relação entre o tempo do primeiro aparecimento do traçador no efluente do reator e o TDH teórico de acordo com metodologia adaptada de Sarathai, Koottatep e Morel (2010).

A eficiência hidráulica reflete o volume efetivo e o número de tanques de mistura completa em série e foi calculada de acordo com Persson, Somes e Wong (1999) e Sarathai, Koottatep e Morel (2010).

Para Persson, Somes e Wong (1999) e Sarathai, Koottatep e Morel (2010) a eficiência hidráulica pode ser considerada pobre ou insatisfatória quando for inferior ou igual a 0,5; ou satisfatória se o resultado for entre 0,5 e 0,75; ou ainda pode ser boa se o resultado for igual ou superior a 0,75.

#### 4.9 ANÁLISE ESTATÍSTICA

Foi realizado um delineamento composto central rotacional (DCCR), para avaliar a influência do TDH e da razão de recirculação, na remoção de nitrogênio do efluente utilizado no RAALF. Este delineamento compreendeu a um fatorial (2<sup>2</sup>) com níveis (-1 e +1) e com pontos axiais (-1,414 e +1,414), além de repetição no ponto central (0), conforme Tabela 11.

Na Tabela 10 são apresentados níveis dos fatores experimentais utilizados no delineamento experimental.

**Tabela 10** - Níveis dos fatores experimentais utilizados no delineamento.

Fatores Experimentais	Variáveis Codificadas				
	$-\alpha$	-1	0	+1	$+\alpha$
Fator 1 (TDH)	4	5,2	8	10,8	12
Fator 2 (R)	50	64,5	100	135,5	150

$\alpha = (2^N)^{1/4} = 1,414$ ; N= número de variáveis independentes.

Na Tabela 11 está descrita a matriz do delineamento experimental.

**Tabela 11** - Matriz do delineamento experimental.

Ensaio	Variáveis Codificadas		Variáveis Descodificadas	
	TDH	R	TDH (h)	R (%)
1	-1	-1	5,2	64,5
2	+1	-1	10,8	64,5
3	-1	+1	5,2	135,5
4	+1	+1	10,8	135,5
5	-1,414	0	4	100
6	+1,414	0	12	100
7	0	-1,414	8	50
8	0	+1,414	8	150
9/10	0	0	8	100

As variáveis respostas avaliadas foram eficiência de nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total. As análises foram realizadas, do maior TDH para o menor TDH aplicado, pois dessa forma o reator foi submetido a variação de carga hidráulica.

A validação experimental dos modelos propostos para a remoção de nitrogênio foi realizada em triplicata na condição ótima encontrada (por meio da desejabilidade), foram calculadas as médias, os desvios padrão e os coeficientes de variação dos dados obtidos na validação do modelo.

Para a análise estatística dos dados foi utilizado o software estatístico. Essa análise compreende a determinação dos efeitos das variáveis independentes, o cálculo dos coeficientes de regressão e obtenção dos gráficos de superfície de resposta.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste item são apresentados os resultados e discussões do procedimento experimental utilizado, sendo dividido em: Caracterização do Inóculo; Caracterização do Substrato Utilizado; Avaliação da Influência da Taxa de Recirculação no Desempenho do Reator Quanto a Remoção de Nitrogênio e Fósforo; Avaliação da Influência da Sobrecarga Hidráulica no Desempenho do Reator Quanto a Remoção de Nitrogênio e Fósforo e Análise Estatística do Comportamento do Reator na Remoção de Nitrogênio com a Utilização do DCCR para Otimização.

Na discussão dos resultados, foi utilizada a média seguida pelo desvio padrão entre parênteses como pode ser observada na seguinte notação: MÉDIA (DESVIO PADRÃO).

### 5.1 CARACTERIZAÇÃO DO INÓCULO

Para conhecer as características do lodo de inóculo foram realizadas análises das concentrações de sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos totais fixos (SFT) em triplicata para cada tipo de lodo antes da inoculação (Tabela 12).

**Tabela 12** - Características físicas dos lodos de inóculo anaeróbio e aeróbio utilizado.

<b>Lodo anaeróbio (mg L<sup>-1</sup>)</b>					
	<b>N</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio Padrão</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>
<b>ST</b>		71327	57	69853	75792
<b>SFT</b>	3	25122	98	23174	27171
<b>SVT</b>		53785	85	51923	6958
<b>Lodo aeróbio (mg L<sup>-1</sup>)</b>					
	<b>N</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio Padrão</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>
<b>ST</b>		5432	82	5384	5528
<b>SFT</b>	3	974	91	740	1144
<b>SVT</b>		4458	53	4240	4646

**Legenda:** N = Número de amostras; ST = Sólidos Totais; SFT = Sólidos Totais Fixos; SVT = Sólidos Totais Voláteis.

Na Tabela 12 observa-se que o lodo anaeróbio possuía concentração média de 71.327 mg L<sup>-1</sup>, 25.122 mg L<sup>-1</sup> e 53.785 mg L<sup>-1</sup> para sólidos totais (ST), sólidos fixos totais (SFT) e sólidos voláteis totais (SVT), respectivamente. Já para o lodo aeróbio a concentração média foi de 5.432 mg L<sup>-1</sup> para ST, 947 mg L<sup>-1</sup> para SFT e 4.458 mg L<sup>-1</sup> para SVT.

## 5.2 CARACTERIZAÇÃO DO SUBSTRATO UTILIZADO

Na caracterização do esgoto utilizado foram realizados 21 perfis de amostragem temporal, durante a operação do RAALF, os perfis eram realizados com duração de 24 h com intervalo de coleta de 3 em 3 h.

Na Tabela 13 pode ser observado o número amostral (N), valor médio (Méd), desvio padrão (DVP), mínimo (Mín), máximo (Máx), e coeficiente de variação em porcentagem (CV) dos resultados dos parâmetros físicos e químicos da caracterização do esgoto sintético (afluente ao reator) simulando esgoto sanitário.

**Tabela 13** - Caracterização físico e química do esgoto sintético (afluente ao reator).

<b>Parâmetros</b>	<b>N</b>	<b>Méd</b>	<b>DVP</b>	<b>Mín</b>	<b>Máx</b>	<b>CV</b>
<b>TL (°C)</b>	189	21,81	0,54	21,53	22,11	2,38
<b>pH</b>	189	6,71	0,20	6,50	6,83	3,14
<b>OD (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	0,93	0,10	0,50	1,12	19,97
<b>AB (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	216	20	146	240	8,32
<b>AV (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	80	8	63	91	12,41
<b>ST (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	924	85	618	1332	29,61
<b>SST (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	143	63	18	214	61,94
<b>DQO amostras brutas (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	654	89	341	920	27,67
<b>DQO amostras filtradas (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	313	24	265	345	9,87
<b>DBO (mg L<sup>-1</sup>)</b>	25	305	75	232	440	24,56
<b>NTK (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	39	4	34	47	10,37
<b>Namon (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	21	2	20	25	8,88
<b>Nitrito (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	0,02	0,01	0,01	0,04	32,67
<b>Nitrato (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	3,90	0,23	3,73	4,28	5,86
<b>Fósforo (mg L<sup>-1</sup>)</b>	189	10,37	0,93	9,22	11,81	8,95

Na Tabela 13 foi observado que o parâmetro temperatura do líquido (TL) na amostra do esgoto sintético utilizado (afluente ao reator) durante a realização do experimento, apresentou média de 21,81 °C (0,54), com mínimo de 21,53 °C e máximo de 22,11 °C. De

acordo com Gerardi (2006) a faixa ótima para desempenho dos microrganismos é entorno de 30 °C, sendo crítico para temperaturas inferiores a 20 °C.

Conforme Tabela 13 o pH das amostras do esgoto variou de 6,50 a 6,83 com média de 6,71 (0,20). Dessa forma esse valor se aproxima a faixa ideal, pois de acordo com Lettinga (1995) o valor de pH ideal para o crescimento bacteriano situa-se em torno de 7,5.

Em relação à alcalinidade a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (AV), observar-se na Tabela 13 que as médias foram de 216 mg L<sup>-1</sup> para AB e 80 mg L<sup>-1</sup> para AV. Esses parâmetros são importantes, pois podem influenciar nas etapas de nitrificação e desnitrificação que ocorre no interior do reator.

Na Tabela 13 visualiza-se os resultados obtidos para sólidos suspensos totais (SST) e sólidos totais (ST), com valores médios de 143 mg L<sup>-1</sup> (63) e 924 mg L<sup>-1</sup> (85) respectivamente. Com valor mínimo de 18 mg L<sup>-1</sup> e máximo de 214 mg L<sup>-1</sup> para SST e mínimo de 618 mg L<sup>-1</sup> e máximo de 1332 mg L<sup>-1</sup> para ST.

Metcalf e Eddy (2005) classificam o esgoto sanitário quanto a concentração de SST em fraco com 120 mg L<sup>-1</sup>, médio com 210 mg L<sup>-1</sup> e forte com 400 mg L<sup>-1</sup> e a concentração de ST em fraco com 390 mg L<sup>-1</sup>, médio com 720 mg L<sup>-1</sup> e forte com 1230 mg L<sup>-1</sup>. Dessa forma o esgoto utilizado na pesquisa possui característica similares ao esgoto sanitário fraco em termos de SST e médio em termos de ST.

Conforme Tabela 13 os resultados da matéria orgânica expressa pela demanda química de oxigênio, para as amostras brutas (DQO amostras brutas), houve variação de 341 mg L<sup>-1</sup> a 920 mg L<sup>-1</sup>, com valor médio de 654 mg L<sup>-1</sup> (89). E para as amostras filtradas (DQO amostras filtradas), a variação foi de 265 mg L<sup>-1</sup> a 345 mg L<sup>-1</sup>, com média de 313 mg L<sup>-1</sup> (24).

Com os valores encontrados, citados acima, verifica-se segundo Metcalf e Eddy (2005) que o esgoto utilizado na pesquisa possui característica similar ao esgoto sanitário com concentração de média a forte, em termos de DQO.

Para as amostras da matéria orgânica expressa em demanda bioquímica de oxigênio (DBO) a variação foi de 232 mg L<sup>-1</sup> a 440 mg L<sup>-1</sup>, com média 305 mg L<sup>-1</sup> (75), conforme Tabela 13 e segundo Metcalf e Eddy (2005) este esgoto pode ser considerado de concentração média.

Na Tabela 13 constam os resultados obtidos para a série nitrogenada, com valores médios de 39 mg L<sup>-1</sup> (4) para nitrogênio total kjeldahl (NTK), 21 mg L<sup>-1</sup> (2) para nitrogênio amoniacal (Namon), 0,02 mg L<sup>-1</sup> (0,01) para nitrito e 3,90 mg L<sup>-1</sup> (0,23) para nitrato e conforme classificação de Metcalf e Eddy (2005) o esgoto utilizado é de concentração média em termos de NTK e Namon.

Ainda a concentração de Namon desta pesquisa encontra-se próxima a reportada por Sperling (2015) durante a realização de seus experimentos com esgoto sanitário oriundo da cidade de Belo Horizonte, com Namon de  $23 \text{ mg L}^{-1}$ .

Para as amostras de fósforo, a variação foi de  $9,22 \text{ mg L}^{-1}$  a  $11,81 \text{ mg L}^{-1}$  com valor médio de  $10,37 \text{ mg L}^{-1}$  (0,93), conforme Tabela 13. Considerando a classificação de Metcalf e Eddy (2005) o esgoto utilizado foi de concentração média.

Por fim, com a realização das análises nas amostras de esgoto (afluente ao reator) conclui-se que o esgoto utilizado foi considerado de concentração média segundo descrito por Metcalf e Eddy (2005).

### 5.3 AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO NO DESEMPENHO DO REATOR QUANTO A REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO

Neste tópico são abordados os resultados e discussões da comparação entre os valores obtidos na operação da etapa que foi mantido constante o TDH de 8 h (6 h anaeróbio e 2 h aeróbio) com vazão de aeração de  $10 \text{ L.min}^{-1}$  e foram realizadas variações na taxa de recirculação em 50%, 100% e 150%, respectivamente. A carga orgânica aplicada nesta condição foi de  $1,04 \text{ kg DQO m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . Os pontos de coleta foram no ponto afluente ao reator (A), ou seja, o esgoto sintético, simulando o esgoto sanitário real, e no ponto efluente ao reator (E).

#### 5.3.1 Operação do Reator

Na Tabela 14 constam os resultados para as características físicas e químicas do reator, operado nas condições de TDH constante de 8 h e variação da vazão de recirculação em 50% 100% e 150%.

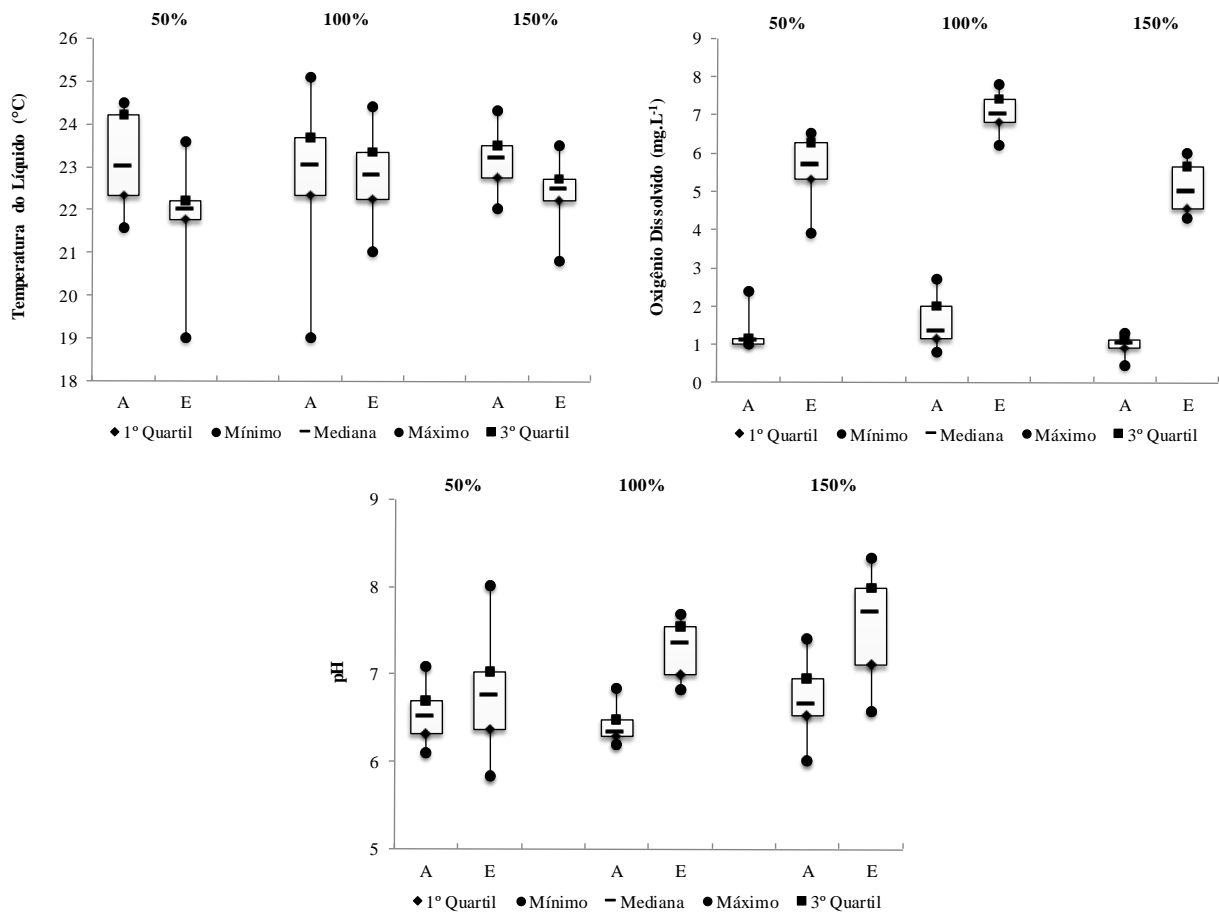


**Tabela 14** - Características físicas e químicas do reator com TDH constante de 8 h e vazão de recirculação de 50% 100% e 150%.

Parâmetro	Ponto de coleta	N	50%					100%					150%				
			Méd	Mín	Máx	DVP	CV	Méd	Mín	Máx	DVP	CV	Méd	Mín	Máx	DVP	CV
<b>TL</b> (°C)	A	18	23,57	21,90	24,50	0,80	3,41	22,65	22,00	23,80	0,54	2,38	23,20	22,70	23,70	0,37	1,61
	E	27	21,71	20,90	22,97	0,79	3,63	22,71	21,70	24,10	0,35	1,56	22,47	22,01	23,20	0,37	1,64
<b>OD</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	1,08	1,00	1,20	0,08	6,95	1,49	1,10	2,40	0,50	33,80	1,00	0,50	1,30	0,26	26,45
	E	27	5,84	5,30	6,50	0,51	8,81	7,12	6,40	7,70	0,39	5,49	4,99	4,33	6,00	0,22	4,49
<b>pH</b>	A	18	6,50	6,21	6,98	0,22	3,41	6,38	6,22	6,81	0,20	3,14	6,73	6,55	7,10	0,26	3,80
	E	27	6,61	6,29	6,99	0,37	5,53	7,26	6,90	7,67	0,27	3,76	7,72	7,55	7,83	0,17	2,22
<b>AB</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	152	118	221	37	24	149	134	170	12	8	159	146	185	31	19
	E	27	53	11	180	27	18	44	34	57	7	17	55	99	213	43	28
<b>AV</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	80	64	98	14	17	84	67	92	10	12	80	63	104	14	18
	E	27	17	13	21	3	17	14	9	15	1,2	8	19	12	28	7	38
<b>ST</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	808	230	1.332	95	39	1.303	714	1.532	65	20	1.251	1.030	1.480	52	12
	E	27	136	12	402	89	13	790	86	1.222	53	35	539	412	902	61	21
<b>SST</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	69	22	194	62	90	176	18	250	64	36	164	50	224	63	38
	E	27	6	4	14	4	58	7	4	12	4	62	8	4	20	5	64
<b>DQO Bruta</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	593	322	1.034	21	58	809	715	892	64	8	708	531	1.035	34	17
	E	27	20	8	30	8	39	82	21	179	59	71	34	13	56	9	25
<b>DQO F</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	295	244	353	37	13	344	251	389	54	16	353	265	461	80	23
	E	27	42	8	108	35	85	51	18	82	20	40	58	43	78	19	33
<b>DBO</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	3	327	300	375	38	12	440	279	494	47	25	429	397	510	58	14
	E	3	80	78	91	7	9	64	64	118	31	49	134	85	150	34	25
<b>NTK</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	36,28	31,67	47,80	3,76	10,37	43,91	41,42	48,69	2,96	6,73	40,62	37,33	49,94	4,35	10,71
	E	27	10,91	7,05	14,89	1,12	10,24	1,23	0,12	2,29	0,71	57,39	12,93	10,92	14,79	1,24	9,58
<b>NAmom</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	22,22	20,05	26,95	1,37	6,15	27,76	24,00	35,70	4,12	14,85	20,83	20,25	21,44	1,01	4,83
	E	27	9,72	6,53	12,61	1,73	17,84	0,34	0,20	1,14	0,35	14,45	11,46	9,53	13,80	1,44	12,57
<b>Nitrito</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	0,02	0,01	0,03	0,01	45,60	0,07	0,05	0,09	0,01	20,03	0,06	0,03	0,16	0,02	41,12
	E	27	1,36	1,06	1,60	0,21	15,50	1,50	1,33	1,61	0,11	7,29	1,56	1,40	1,66	0,11	7,27
<b>Nitrato</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	3,82	3,73	4,14	0,16	4,22	20,10	0,31	30,36	10,60	52,76	4,16	3,73	5,80	0,82	19,62
	E	27	6,81	4,70	8,90	1,40	20,63	30,63	24,37	36,59	3,62	11,83	6,94	6,35	8,49	0,84	12,17
<b>Fósforo</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	10,37	9,22	11,31	0,70	6,74	15,77	14,40	18,60	1,63	10,33	10,11	8,05	12,02	1,11	11,02
	E	27	8,20	6,76	10,95	1,20	14,67	14,32	13,55	16,00	0,76	5,30	6,75	6,29	7,00	0,31	4,62

A partir dos resultados apresentados na Tabela 14, foram construídos gráficos boxplot (Figuras 5, 6, 7 e 8). Os gráficos correspondem a distribuição dos resultados das análises físicas e químicas realizadas na etapa com TDH constante de 8 h e razão de recirculação de 50%, 100% e 150%. Este tipo de gráfico é uma ferramenta estatística que possibilita a visualização da distribuição dos pontos amostrados, apresentando no box a mediana (percentil 50%), o primeiro quartil (25%) e o terceiro quartil (75%).

A Figura 5 corresponde aos gráficos dos parâmetros temperatura do líquido (TL), oxigênio dissolvido (OD) e pH.



**Figura 5** - Resultados dos parâmetros TL, OD, pH analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%.

Na Tabela 14 observa-se que os valores médios da temperatura do efluente foi de 21,71 °C (0,79) para R50%; 22,71 °C (0,35) para R100% e 22,47 °C (0,37) para R150%. Com variações de 20,90 a 22,97 °C para R50%; 21,70 a 24,10 °C para R100% e para R150% 22,01 a 23,20 °C. A temperatura interfere na biodegradação biológica do sistema de tratamento,

sendo que a atividade biológica aumenta com aumento da temperatura (JORDÃO e PESSOA, 2011).

Na Figura 5 são representados os valores da TL para o efluente, que resultaram em 25% (1º quartil) das amostras inferiores a 21,75 °C para R50%; 22,25 °C para R100% e 22,19 °C para R150%. E 75% das amostras (3º quartil) foram superiores a 22,20 °C para R50%; 23,35 °C para R100% e 22,70 °C para R150%. Como os valores para a temperatura do líquido não tiveram variações significativas, a adaptação dos microrganismos é facilitada e por consequência disso o sistema combinado também, ou seja, o 1º quartil e 3º quartil tiveram valores próximos nas variações de recirculação.

Na Tabela 14 constata-se que os valores médios das amostras para a concentração de oxigênio dissolvido no efluente, para R50% foi de 5,84 mg L<sup>-1</sup> (0,51); para R100% foi de 7,12 mg L<sup>-1</sup> (0,39) e para R150% foi de 4,99 mg L<sup>-1</sup> (0,22). Para Nogueira (1998) e Gerardi (2006) esses valores contribuem para a nitrificação, pois para que ocorra a oxidação da amônia e processo de nitrificação, é necessário que os valores de oxigênio dissolvido estejam acima de 2,0 mg L<sup>-1</sup>.

Na Figura 5 foi apresentada a concentração de oxigênio dissolvido, a mediana foi de 5,70 mg L<sup>-1</sup> para o efluente e 1,10 mg L<sup>-1</sup> para o afluente na R50%; 7,00 mg L<sup>-1</sup> para o efluente e 1,35 mg L<sup>-1</sup> para o afluente na R100% e 5,00 mg L<sup>-1</sup> para o efluente e 1,04 mg L<sup>-1</sup> no afluente na R150%.

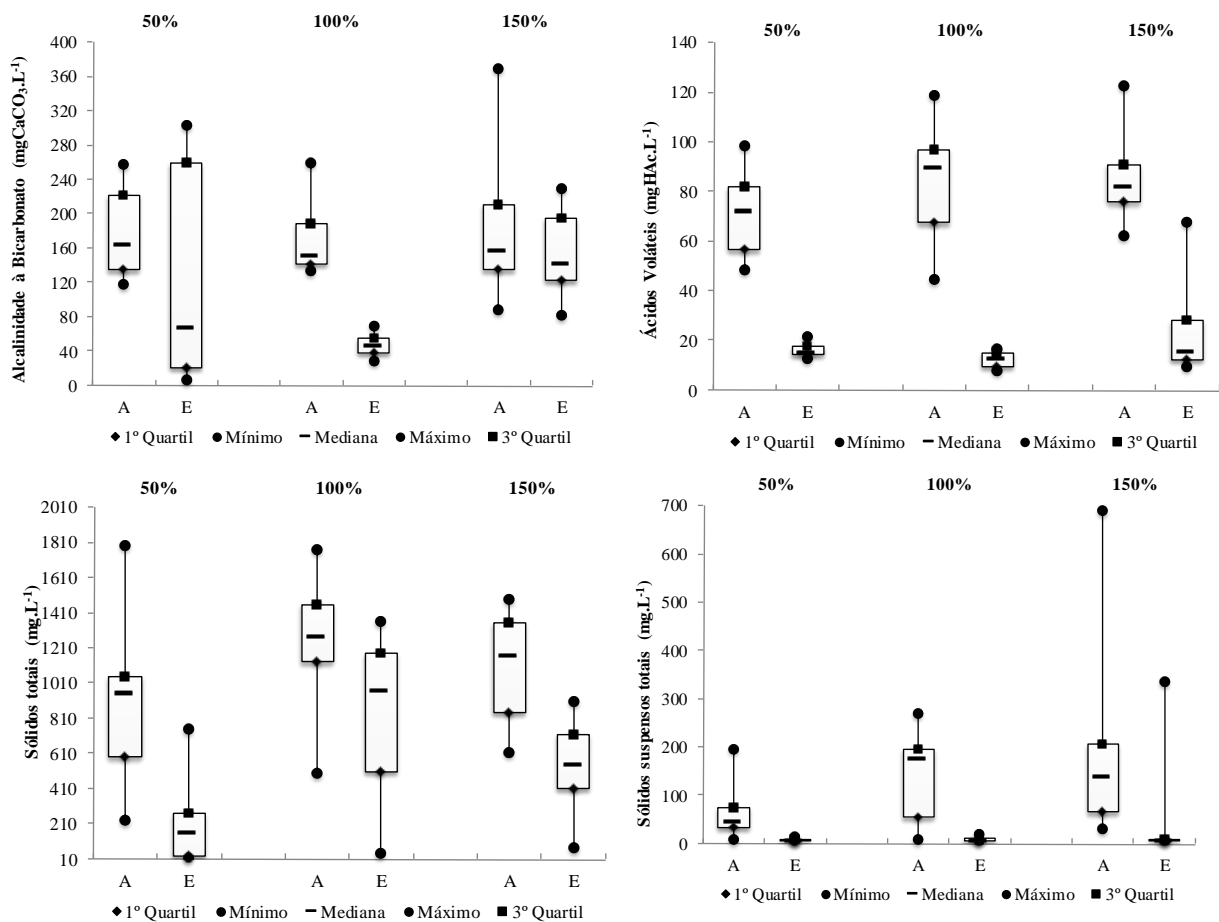
Conforme a Tabela 14, o pH das amostras tiveram valores médios de 6,50 (0,22) no afluente (A) e 6,61 (0,37) no efluente (E), com variação de 6,21 a 6,98 no afluente e 6,29 a 6,99 no efluente, para a condição de R50%. Já para a R100% os valores médios foram 6,38 (0,20) no afluente e 7,26 (0,27) no efluente, com variação de 6,22 a 6,81 no afluente e 6,90 a 7,67 no efluente.

E para a condição de R150% a média foi de 6,73 (0,26) no afluente e 7,72 (0,17) no efluente, com variação de 6,55 a 7,10 no afluente e 7,55 a 7,83 no efluente. E na Figura 5 os valores efluentes para esse parâmetro foram 75% superiores a 6,75 na R50%; 7,35 na R100% e 7,71 na R150%.

Conforme reporta Lettinga (1996) o crescimento ótimo das bactérias produtoras de metano situa-se na faixa de pH entre 6,6 e 7,4, e para as bactérias produtoras de ácidos a faixa de pH situa-se entre 5,0 e 6,0. Dessa forma, observando o pH das amostras no presente estudo, foi possível constatar que elas favorecem o crescimento ótimo das bactérias produtoras de metano.

De acordo com Surampalli et al. (1997) para que ocorra o processo de nitrificação, a faixa ótima de pH está entre 7,5 a 8,0; sendo que os dados na presente pesquisa ficaram próximos a faixa reportada.

A Figura 6, seguir, corresponde aos gráficos dos parâmetros alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis (AV), sólidos totais (ST) e sólidos suspensos totais (SST).



**Figura 6** - Resultados dos parâmetros AB, AV, ST e SST analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%.

Para as amostras de alcalinidade a bicarbonato, que é considerada um indicativo de estabilidade no interior do reator, as médias (Tabela 14) foram  $152 \text{ mg L}^{-1}$  (37) no afluente e  $53 \text{ mg L}^{-1}$  (27) no efluente para a condição de R50%. Já no R100% a média foi de  $149 \text{ mg L}^{-1}$  (12) no afluente e  $44 \text{ mg L}^{-1}$  (7) no efluente. Também para R150% os valores médios encontrados foram  $159 \text{ mg L}^{-1}$  (31) no afluente e  $55 \text{ mg L}^{-1}$  (43) no efluente.

Os valores encontrados foram próximos aos reportados por Abreu e Zaiat (2008) que avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio-aeróbio, com TDH de 12 horas e preenchido

com espuma de poliuretano, para tratamento de esgoto sanitário. Os autores, em seu estudo, encontraram  $143 \text{ mg L}^{-1}$  (38) para o afluente e  $58 \text{ mg L}^{-1}$  (62) para o efluente. Pode-se perceber que tanto no estudo de Abreu e Zaiat (2008) quanto neste presente estudo houve estabilidade no interior do reator.

Na Figura 6 os resultados para alcalinidade a bicarbonato teve 25% dos seus valores afluentes inferiores a  $135 \text{ mg L}^{-1}$  para a condição R50%;  $142 \text{ mg L}^{-1}$  para a condição R100% e  $135 \text{ mg L}^{-1}$  para a condição R150%. Já para os valores efluentes  $21 \text{ mg L}^{-1}$  para a condição R50%;  $37 \text{ mg L}^{-1}$  para R100% e  $122 \text{ mg L}^{-1}$  para R150%.

Metcalf e Eddy (2005) indicam que essa diminuição da concentração da alcalinidade do afluente para o efluente é consequência do processo de nitrificação, pois para que este processo ocorra é necessário o gasto de alcalinidade.

N Tabela 14 os valores médios para ácidos voláteis foram  $80 \text{ mg L}^{-1}$  (14) no afluente e  $17 \text{ mg L}^{-1}$  (3) no efluente para R50%. Na condição R100% a média no afluente foi de  $84 \text{ mg L}^{-1}$  (10) e no efluente  $14 \text{ mg L}^{-1}$  (1,2). E para a condição de R150% os valores médios foram de  $80 \text{ mg L}^{-1}$  (14) no afluente e  $19 \text{ mg L}^{-1}$  (7) no efluente.

E na Figura 6, para ácidos voláteis, os valores do 1º quartil para o afluente e efluente foram respectivamente  $56 \text{ mg L}^{-1}$  e  $14 \text{ mg L}^{-1}$  para R50%;  $67 \text{ mg L}^{-1}$  e  $9 \text{ mg L}^{-1}$  para R100% e  $76 \text{ mg L}^{-1}$  e  $12 \text{ mg L}^{-1}$  para R150%. E para o 3º quartil  $82 \text{ mg L}^{-1}$  e  $17 \text{ mg L}^{-1}$ ;  $97 \text{ mg L}^{-1}$  e  $14 \text{ mg L}^{-1}$ ; e  $91 \text{ mg L}^{-1}$  e  $28 \text{ mg L}^{-1}$ .

É importante considerar os valores de ácidos voláteis, pois eles são um indicativo de estabilidade no reator da mesma forma que alcalinidade a bicarbonato. Para os valores efluentes de ácidos voláteis foi possível observar uma diminuição quando comparados aos valores afluentes, o que indica equilíbrio no sistema, conforme afirma Souza (1984).

Na Tabela 14 tem-se os valores médios para ST foram de  $808 \text{ mg L}^{-1}$  (95) no afluente e  $136 \text{ mg L}^{-1}$  (89) no efluente para R50%, com eficiência de remoção de 83%. E para R100%  $1303 \text{ mg L}^{-1}$  (65) no afluente e  $790 \text{ mg L}^{-1}$  (53) no efluente, com eficiência de remoção de 39%. Também para R150% as médias foram de  $1251 \text{ mg L}^{-1}$  (52) no afluente e  $539 \text{ mg L}^{-1}$  (61) no efluente, com eficiência de remoção de 57%. A maior eficiência de remoção foi de 83% para R50%.

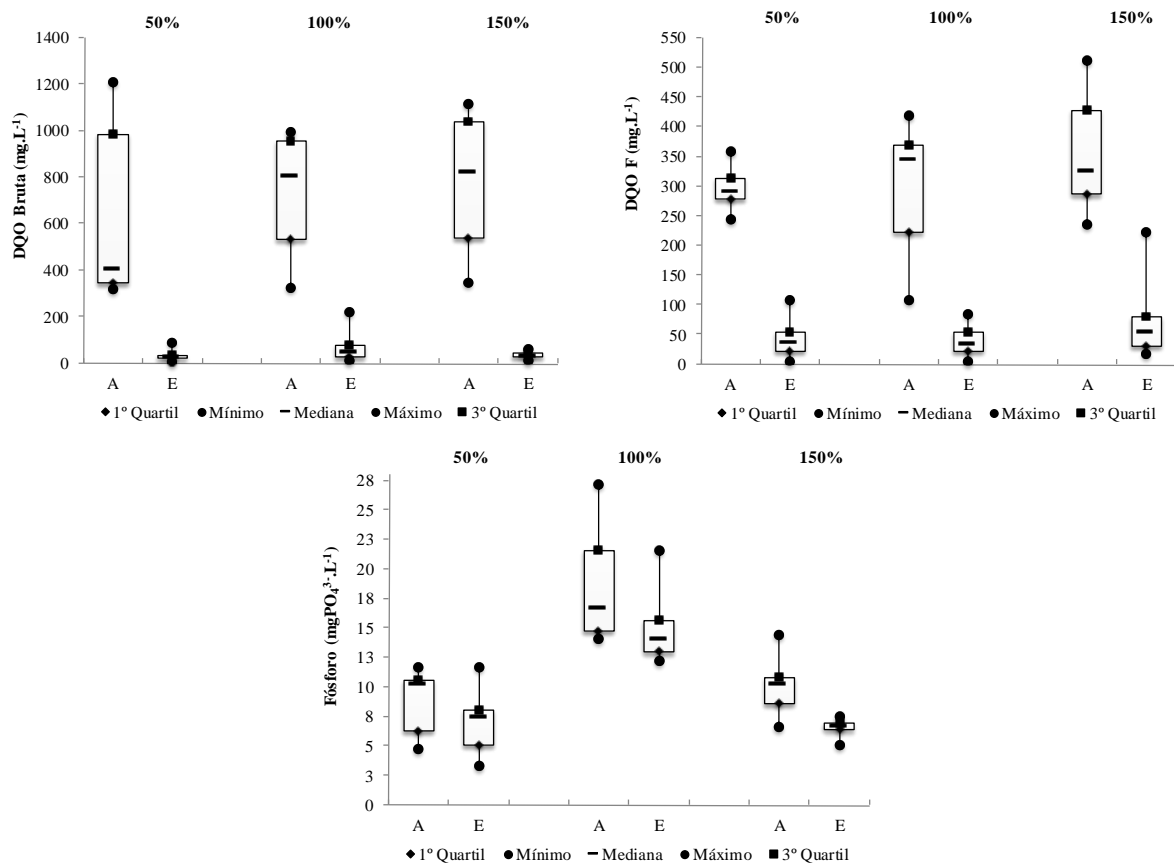
Para a concentração de SST (Tabela 14) os valores médios obtidos foram iguais a  $69 \text{ mg L}^{-1}$  (62) no afluente e  $6 \text{ mg L}^{-1}$  (4) no efluente, para R50%, com eficiência de remoção de 91%. Já na R100% os resultados foram  $176 \text{ mg L}^{-1}$  (64) no afluente e  $7 \text{ mg L}^{-1}$  (4) no efluente, com eficiência de remoção de 96%. Na R150% foi de  $164$  (63) no afluente e  $8$  (5) no efluente,

com eficiência de remoção de 95%. A R100% foi a condição que apresentou maior eficiência de remoção para o sistema, com 96%.

Ainda em relação a série de sólidos, os resultados efluentes de SST (Figura 6) estão 75% superiores a  $8 \text{ mg L}^{-1}$  na R50%;  $10 \text{ mg L}^{-1}$  na R100% e  $8 \text{ mg L}^{-1}$  na R150%. Os resultados para SST não apresentaram variações com o aumento da recirculação, o que indica capacidade do sistema combinado em amortizar cargas hidráulicas. Já para os resultados de ST, conforme Figura 5 foram  $270 \text{ mg L}^{-1}$  para R50%;  $1179 \text{ mg L}^{-1}$  para R100% e  $719 \text{ mg L}^{-1}$  para R150%.

Em comparação com este trabalho, Araújo Júnior (2006) utilizou um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário e obteve amostras com valores efluentes de ST próximos aos deste trabalho e valores de SST superiores.

A Figura 7 corresponde aos gráficos dos parâmetros matéria orgânica expressa em termos de DQO amostras brutas e filtradas (DQO B e DQO F) e fósforo.



**Figura 7** - Resultados dos parâmetros DQO B, DQO F e Fósforo analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%.

Na Tabela 14 verifica-se que os valores médios da matéria orgânica expressa pela demanda química de oxigênio, para as amostras brutas, foram de 593 mg L<sup>-1</sup> (21) no afluente e 20 mg L<sup>-1</sup> (8) no efluente para a condição R50%, com eficiência de remoção de 97%. Já na R100% a média foi de 809 mg L<sup>-1</sup> (64) no afluente e 82 mg L<sup>-1</sup> (59) no efluente, com eficiência de remoção de 90%. E na condição de R150% os resultados médios foram de 708 mg L<sup>-1</sup> (34) o afluente e 34 mg L<sup>-1</sup> (9) no efluente, com eficiência de remoção de 95%.

Os valores quanto a quantidade de matéria orgânica expressa em termos de DQO amostras brutas (Figura 7), em que as medianas foram de 407,4 mg L<sup>-1</sup> para o afluente e 23,5 mg L<sup>-1</sup> para o efluente na condição R50%; 803,5 mg L<sup>-1</sup> e 45,9 mg L<sup>-1</sup> na condição R100% e 824,8 mg L<sup>-1</sup> e 29,6 mg L<sup>-1</sup> na condição R150%.

Os autores Kordkandi e Khoshfetrat (2015) estudaram um reator combinado com volume de 7,6 L, fluxo ascendente, com plástico como meio suporte, no tratamento de esgoto sintético, com TDH de 7,3 h. Neste estudo, os autores obtiveram 97% de remoção da quantidade de matéria orgânica expressa pela demanda química de oxigênio em amostras brutas. O resultado encontrado pelos autores é próximo dos valores obtidos no presente estudo, isso devido a similaridade na operação.

Os resultados para a quantidade de matéria orgânica, expressa pela demanda química de oxigênio em amostras filtradas (Tabela 14) tiveram os valores médios iguais a 295 mg L<sup>-1</sup> (37) no afluente e 42 mg L<sup>-1</sup> (35) no efluente para a condição R50%, com eficiência de remoção de 86%. Já na R100% a média foi de 344 mg L<sup>-1</sup> (54) no afluente e 51 mg L<sup>-1</sup> (20) no efluente, com eficiência de remoção de 85%. E, na condição de R150%, as médias foram de 353 mg L<sup>-1</sup> (80) no afluente e 58 mg L<sup>-1</sup> (19) no efluente, com eficiência de remoção de 84%. Para a quantidade de matéria orgânica, expressa pela demanda química de oxigênio em amostras filtradas, a maior eficiência de remoção foi 86% para a condição de razão de recirculação de 50%.

Também na Figura 7, para a quantidade de matéria orgânica expressa em termos de DQO amostras filtradas as medianas foram de 290,5 mg L<sup>-1</sup> no afluente e 36,4 mg L<sup>-1</sup> no efluente para R50%; 345,5 mg L<sup>-1</sup> no afluente e 32,8 mg L<sup>-1</sup> no efluente para R100% e 326,1 mg L<sup>-1</sup> no afluente e 53,9 mg L<sup>-1</sup> no efluente para R150%.

Os resultados para a quantidade de matéria orgânica expressa, em termos de DQO amostras filtradas, são superiores a quantidade de matéria orgânica expressa em termos de DQO amostras brutas, o que pode indicar um arraste de sólidos no interior do reator. Alexandre et al. (2011) afirmaram que a remoção de matéria orgânica expressa em termos de DQO de amostras filtradas reflete o que realmente é metabolizado pelo consórcio microbiano.

Os valores para a quantidade de matéria orgânica expressa em termos de DQO amostras brutas e filtradas estão próximos dos encontrados por Oliveira Netto (2007) e Oliveira Netto e Zaiat (2012) ambos com a utilização de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, no tratamento de esgoto sanitário.

O CV nas amostras de matéria orgânica, expressa pela demanda química de oxigênio, tiveram uma variação de 8 a 71% para as amostras brutas e 13 a 85% para as amostras filtradas na condição estudada. Essas variações podem ser explicadas, pela retenção da matéria orgânica no meio suporte, além da parte degradada pelos microrganismos.

Os valores para quantidade de matéria orgânica, expressa pela demanda bioquímica de oxigênio, constam na Tabela 14, com média de 327 mg L<sup>-1</sup> (38) no afluente e 80 mg L<sup>-1</sup> (7) no efluente para R50%. Na condição R100% a média obtida para o afluente foi de 440 mg L<sup>-1</sup> (47) e no efluente 64 mg L<sup>-1</sup> (31). E para a condição de R150% os valores médios foram de 429 mg L<sup>-1</sup> (58) no afluente e 134 mg L<sup>-1</sup> (34) no efluente.

Com a relação DBO/DQO é possível determinar a biodegradabilidade do efluente a ser tratado, sendo que, quanto mais próximo a 1 maior será a biodegradabilidade do efluente e quanto menor a relação menos biodegradável. No presente estudo a relação DBO/DQO foi de 0,6 para R50%, 0,5 para R100% e 0,6 para R150%. Diante deste resultado com a relação  $\geq 0,5$  o efluente pode ser considerado como facilmente biodegradável por sistemas biológicos, conforme reportou Metcalf e Eddy (2005).

Conforme estudo de Gaspariková et al. (2005) a DBO para o sistema combinado os valores médios obtidos foram de 292 mg L<sup>-1</sup> afluente e 16 mg L<sup>-1</sup> efluente e a relação DBO/DQO encontrada pelos autores em seu estudo foi de 0,5.

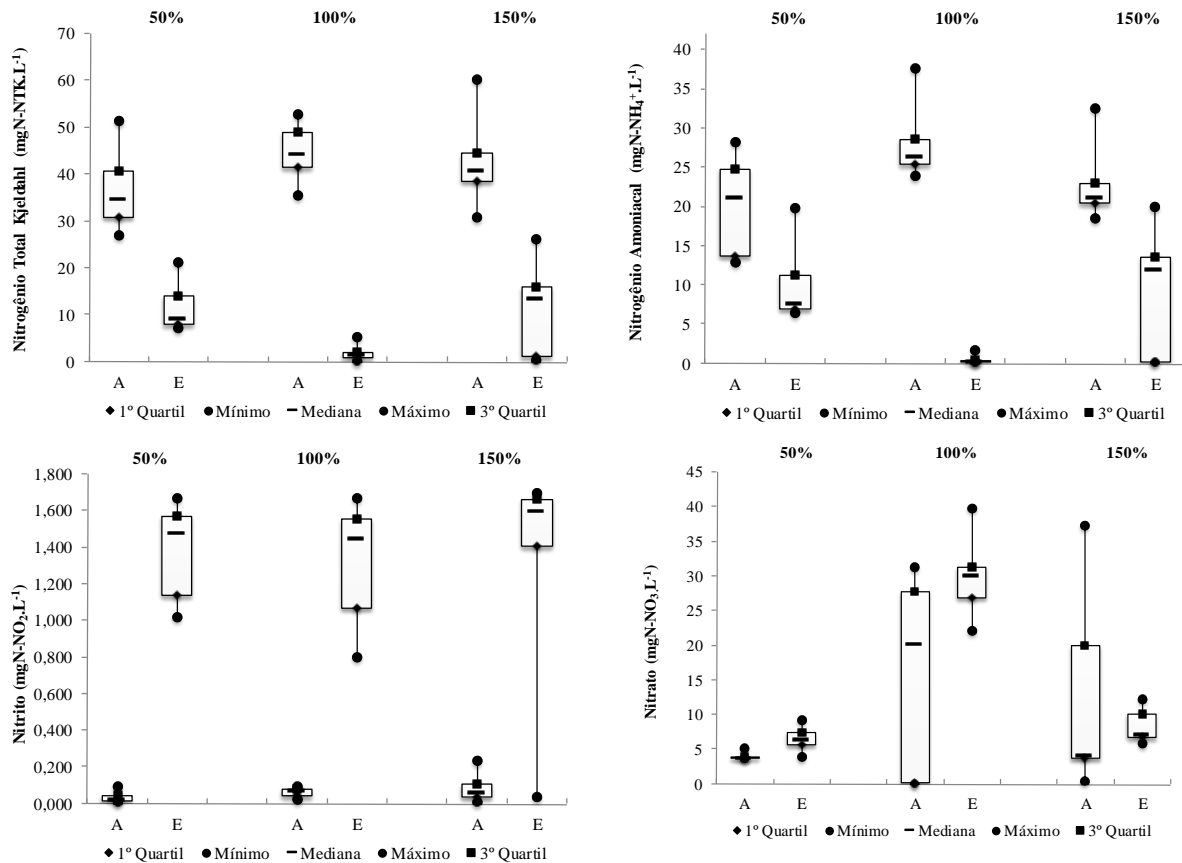
Os valores médios para fósforo, conforme Tabela 14 foram de 10,37 mg L<sup>-1</sup> (0,70) no afluente e 8,20 mg L<sup>-1</sup> (1,20) no efluente para a condição R50%, com eficiência de remoção de 21%. Já na R100% a média foi de 15,77 mg L<sup>-1</sup> (1,63) no afluente e 14,32 mg L<sup>-1</sup> (0,76) no efluente, com eficiência de remoção de 9%. E na condição de R150% as médias foram de 10,11 mg L<sup>-1</sup> (1,11) no afluente e 6,75 mg L<sup>-1</sup> (0,31) no efluente, com eficiência de remoção de 33%.

A maior eficiência de remoção foi de 33% para R150%. Este valor é maior que o reportado na literatura, como por exemplo no estudo de Kreutz (2012) em que a autora utilizou um RAALF e obteve 10% de remoção no TDH de 11 h

Nos resultados efluentes do fósforo (Figura 7), o 1º quartil, indica 25% das amostras inferiores a 5,06 mg L<sup>-1</sup> para R50%; 12,90 mg L<sup>-1</sup> para R100% e 6,32 mg L<sup>-1</sup> para a R150%.



A Figura 8 corresponde aos gráficos dos nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (Namon), nitrito e nitrato.



**Figura 8** - Resultados dos parâmetros NTK, Namon, Nitrito e Nitrato analisados no TDH de 8 h para as vazões de recirculação 50%, 100% e 150%.

Os valores médios para NTK (Tabela 14) foram de 36,28 mg L<sup>-1</sup> (3,76) no afluente e 10,91 mg L<sup>-1</sup> (1,12) no efluente para a condição R50%, com eficiência de remoção de 70%. Já na R100% a média foi de 43,91 mg L<sup>-1</sup> (2,96) no afluente e 1,23 mg L<sup>-1</sup> (0,71) no efluente, com eficiência de remoção de 97%. E na condição de R150% as médias foram de 40,62 mg L<sup>-1</sup> (4,35) no afluente e 12,93 mg L<sup>-1</sup> (1,24) no efluente, com eficiência de remoção de 68%.

A Figura 8 expressa os resultados para NTK, em que os valores efluentes do 3º quartil indicam, que 75% das amostras possuem valores superiores a 13,90 mg L<sup>-1</sup> na R50%; 1,89 mg L<sup>-1</sup> na R100% e 15,79 mg L<sup>-1</sup> na R150%.

Os autores Ahn et al. (2007) estudaram um reator combinado, com volume de 12,7 L, de fluxo ascendente, com cerâmica como meio suporte, no tratamento de esgoto sintético, com TDH de 24 h. Neste estudo os autores obtiveram 68% de remoção da concentração de

NTK. No presente trabalho a remoção de NTK encontrada (97%) foi maior que a de Ahn et al. (2007) em um TDH menor (8 h).

Os valores médios para Namon (Tabela 14) foram de 22,22 mg L<sup>-1</sup> (1,37) no afluente e 9,72 mg L<sup>-1</sup> (1,73) no efluente para a condição R50%, com eficiência de remoção de 56%. Já na R100% a média foi de 27,76 mg L<sup>-1</sup> (4,12) no afluente e 0,34 mg L<sup>-1</sup> (0,35) no efluente, com eficiência de remoção de 99%. E na condição de R150% as médias foram de 20,83 mg L<sup>-1</sup> (1,01) o afluente e 11,46 mg L<sup>-1</sup> (1,44) no efluente, com eficiência de remoção de 45%.

No parâmetro Namon (Figura 8) os valores do efluente no 3º quartil, que indicam 75% das amostras superiores a 11,1 mg L<sup>-1</sup> na R50%; 0,3 mg L<sup>-1</sup> na R100% e 13,5 mg L<sup>-1</sup> na R150%. Para este parâmetro a R100% foi a que apresentou o menor valor para o 3º quartil.

Segundo Araújo Júnior (2006) o nitrogênio amoniacal pode apresentar a forma de amônia (N-NH<sub>3</sub>) ou íon amônio (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) e as proporções de cada composto dependem do pH da temperatura e da água residuária.

Quanto à legislação ambiental vigente, os resultados para Namon atendem à Resolução 430/11 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), que estabelece valores máximos de lançamento de 20 mg L<sup>-1</sup> de nitrogênio amoniacal.

Os autores Zhang et al. (2007) estudaram um reator combinado, com volume de 360 L, de fluxo descendente, com material fibroso como meio suporte, no tratamento de esgoto sintético com TDH de 18 h. Neste estudo os autores obtiveram eficiência de remoção da concentração de nitrogênio amoniacal de 95%.

Os valores médios para nitrito, conforme visualizado na Tabela 14 foram 0,02 mg L<sup>-1</sup> (0,01) no afluente e 1,36 mg L<sup>-1</sup> (0,21) no efluente para R50%. Na condição R100% a média no afluente foi de 0,07 mg L<sup>-1</sup> (0,01) e no efluente 1,50 mg L<sup>-1</sup> (0,11). E para a condição de R150% os valores médios foram de 0,06 mg L<sup>-1</sup> (0,02) no afluente e 1,56 mg L<sup>-1</sup> (0,11) no efluente.

Para os valores de nitrito na Figura 8, a mediana efluente foi de 1,48 mg L<sup>-1</sup> para R50%; 1,45 mg L<sup>-1</sup> para R100% e 1,59 mg L<sup>-1</sup> para R150%. Em todas as razões de recirculação os valores permaneceram próximos.

Segundo Kreutz (2012) esses resultados indicam que o N-amon passou a ser convertido a nitrato, evidenciando o processo de nitrificação, pois o mesmo foi observado pela autora, onde os valores de nitrito aumentam do afluente para o efluente ao mesmo tempo que aumenta a razão de recirculação.

Na Tabela 14 observa-se os valores médios para nitrato foram 3,82 mg L<sup>-1</sup> (0,16) no afluente e 6,81 mg L<sup>-1</sup> (1,40) no efluente para R50%. Na condição R100% a média no

afluente foi de 20,10 mg L<sup>-1</sup> (10,60) e no efluente 30,63 mg L<sup>-1</sup> (3,62). E para a condição de R150% os valores médios foram de 4,16 mg L<sup>-1</sup> (0,82) no afluente e 6,94 mg L<sup>-1</sup> (0,84) no efluente.

Já para os valores efluentes de nitrato na Figura 8, a mediana foi de 6,28 mg L<sup>-1</sup> para R50%; 29,97 mg L<sup>-1</sup> para R100% e 7,11 mg L<sup>-1</sup> para R150%. Nesse parâmetro verifica-se um maior comprimento no box na R100% quando comparada a R50% e R150%, o que indica maior heterogeneidade dos dados.

É importante ressaltar que ocorreu um aumento do nitrato ao passo que diminuiu a concentração de Namon. O mesmo foi observado por Araújo Júnior (2006) e ele atribuiu ao fato de que o processo de nitrificação foi estabelecido.

Na Tabela 15 pode ser observado as eficiências médias encontradas para as análises no TDH constante de 8 h com razão de recirculação 50%, 100% e 150%.

**Tabela 15** - Eficiências médias encontradas para as análises no TDH constante de 8 h com razão de recirculação 50%, 100% e 150%.

Parâmetro (%)	Razão de recirculação		
	50%	100%	150%
DQO Bruta	97	90	95
DQO F	86	85	84
NTK	70	97	68
Namon	56	99	45
Nitrificação	66	80	50
Desnitrificação	64	79	56
Ntotal	51	54	45
Fósforo	21	9	33
SST	91	96	95
ST	83	39	57

Na Tabela 15 constam os valores médios de remoção para a quantidade de matéria orgânica, expressa pela demanda química de oxigênio em amostras brutas e filtradas, estão próximos aos encontrados por Pantoja (2011) no tratamento de água residuária com RAALF em pós tratamento de UASB, com eficiência de 87% e estabilização da nitrificação.

Oliveira Netto (2007) estudou um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário e obteve 92% de eficiência para remoção de matéria orgânica expressa pela demanda química de oxigênio.

Para a remoção de NTK observa-se na Tabela 15 que a R100% foi a que apresentou a maior eficiência de remoção com 97%. O mesmo ocorreu para Namon com 99%. Isso pode

indicar que razões de recirculação inferiores ou superiores a 100% podem prejudicar a eficiência de remoção do sistema.

Rebah et al. (2010) estudaram um reator combinado, com volume de 44 L, de fluxo ascendente, com meio suporte de argila e plástico, no tratamento de esgoto sintético com TDH de 36 h. Neste estudo os autores obtiveram eficiências de remoção de 90% demanda química de oxigênio (amostra bruta), 64% para Namon e 53% para nitrogênio total. No presente estudo, os maiores resultados de eficiência de remoção, alcançados para estes parâmetros foi na R100%.

Na Tabela 15 foi possível verificar que, quanto a nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total, a melhor razão de recirculação foi a de 100%. Nesta variação foi obtido 80% de nitrificação e 79% de desnitrificação e 54% de nitrogênio total, e dessa forma indica que razões de recirculação intermediárias favorecem melhor desempenho no sistema. O mesmo ocorreu para SST com 96% de eficiência de remoção na razão de recirculação 100%.

Para o parâmetro fósforo (Tabela 15) a maior eficiência de remoção obtida foi de 33% na razão de recirculação 150%. Neste sentido é importante ressaltar que apenas o processo biológico não é suficiente para a remoção de fósforo, pois na configuração combinada (anaeróbio-aeróbio), o fósforo é removido por estresse dos microrganismos. Dessa forma é necessário um pós tratamento, por meio de precipitação química, o que possibilitará maior remoção desse nutriente.

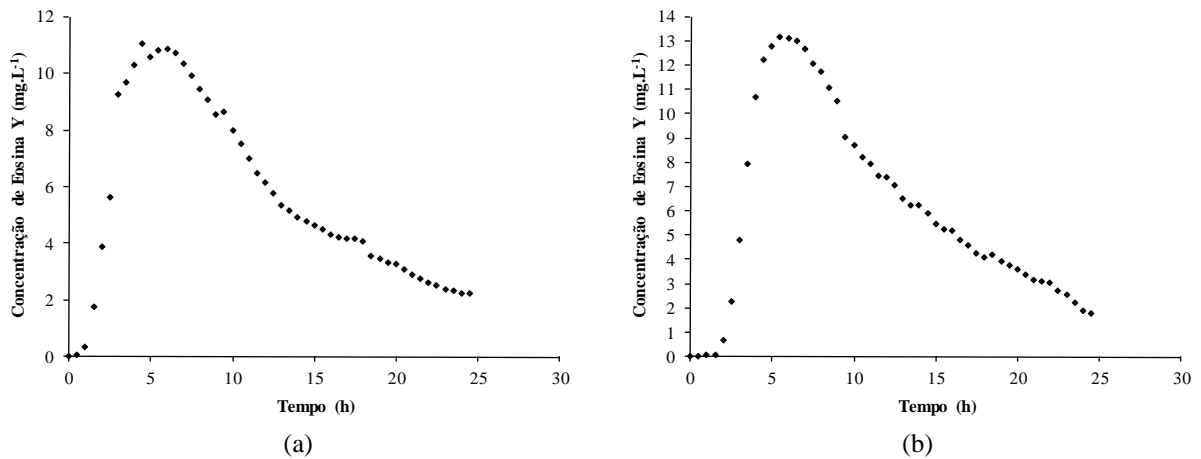
No geral quando comparada as eficiências de remoção da Tabela 15 é possível notar que a razão de recirculação 100% quando combinada ao TDH de 8 h resultou em maiores eficiências que as razões de recirculação 50% e 150%. Isso pode indicar que valores superiores ou inferiores a 100% afetam o desempenho no sistema para a maioria dos parâmetros analisados.

Ainda é importante ressaltar que a recirculação é utilizada para promover a desnitrificação, e que a configuração sem a recirculação não foi testada neste trabalho. Isso devido à pesquisas anteriores evidenciarem baixas eficiências quando comparada a razões de recirculação aplicadas.

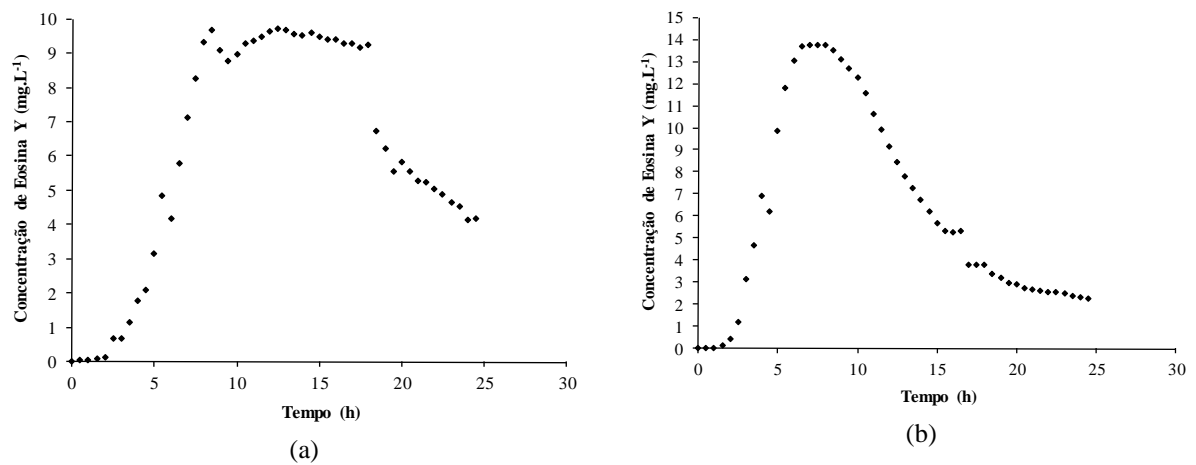
### 5.3.2 Comportamento Hidrodinâmico

A partir dos resultados experimentais dos ensaios de estímulo resposta foi possível traçar as curvas de variação da concentração de eosina Y nas amostras do efluente do reator

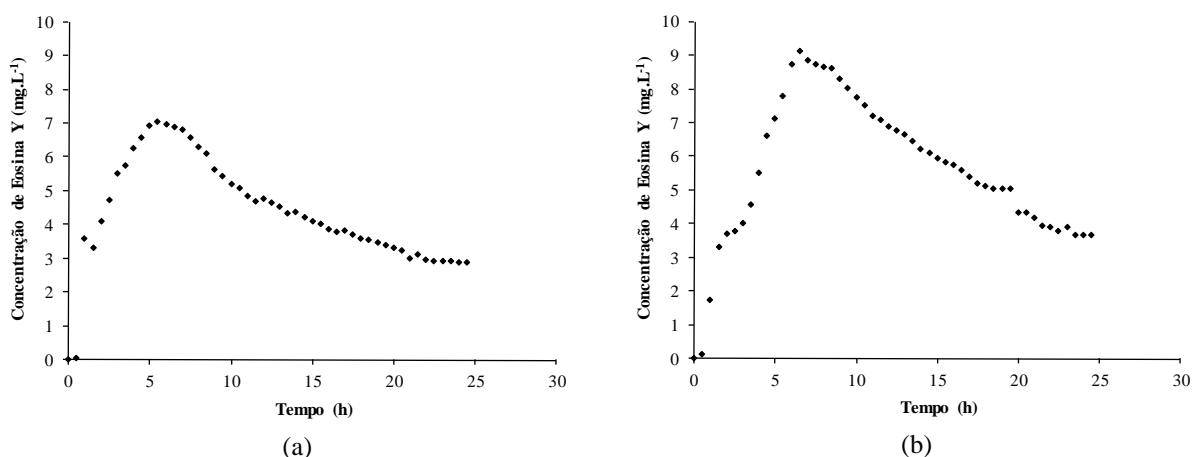
anaeróbio-aeróbio de leito fixo ao longo do tempo, para o TDH constante de 8 h, com razão de recirculação 50% (Figura 9), 100% (Figura 10) e 150% (Figura 11).



**Figura 9** - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, no TDH de 8 h para R50%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.



**Figura 10** - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, no TDH de 8 h para R100%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.



**Figura 11** - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, no TDH de 8 h para R150%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.

Nas Figuras 9, 10 e 11 identificou-se que uma característica dos ensaios hidrodinâmicos realizados é o fenômeno de cauda longa, esse fenômeno é identificado pelo decréscimo da concentração do traçador.

Lima (2001) também identificou o fenômeno de cauda longa quando avaliou a hidrodinâmica de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), operado com água e esgoto, com a utilização do traçador eosina Y.

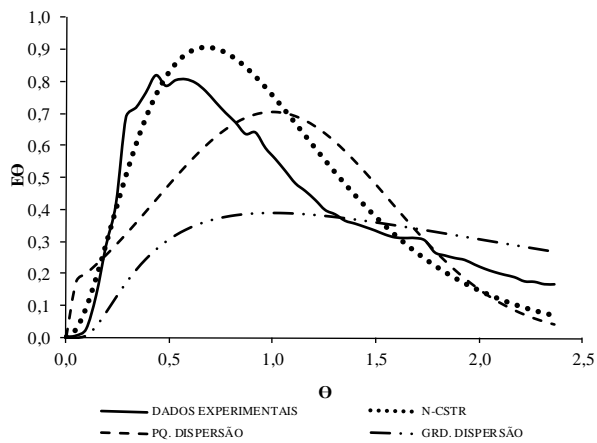
Sarathai, Koottatep e Morel (2010) verificaram o efeito de cauda longa na operação de um reator compartimentado anaeróbio, esse reator consistiu de uma câmara de sedimentação e de três câmaras de fluxo em série e foi experimentado sob diferentes fatores como a velocidade de gás e tempo de detenção hidráulica de 24 h, 36 h e 48 h.

Ainda nas Figuras 9, 10 e 11 foi possível visualizar o pico de concentração máxima do traçador nas condições analisadas.

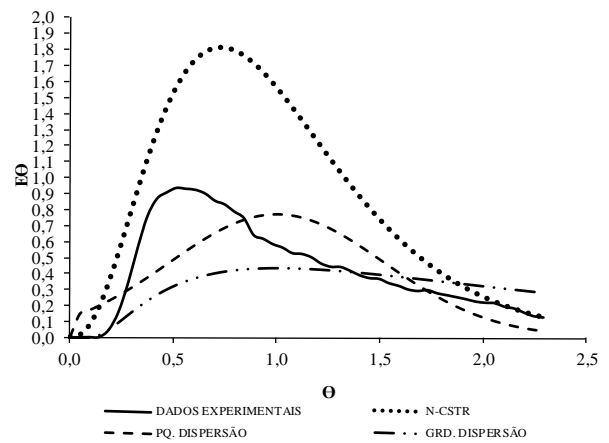
Mendez-Romero et al. (2011) concluíram que o pico de concentração inicial, seguido de decaimento exponencial da concentração do marcador é um comportamento típico de reatores anaeróbios de leito fixo utilizado no tratamento de efluente de matadouro.

As curvas de concentração do traçador ao longo do tempo obtidas experimentalmente foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000), o que resultou em curvas DTR segundo os modelos de N-CSTR, PD e GD para R50% (Figura 12), R100% (Figura 13) e R150% (Figura 14).

Para Kreutz (2012) o comportamento hidrodinâmico de reatores reside no fato de permitir a obtenção das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) do líquido, ou seja, identificar qual a fração do líquido que permanece no reator, por unidade de tempo.

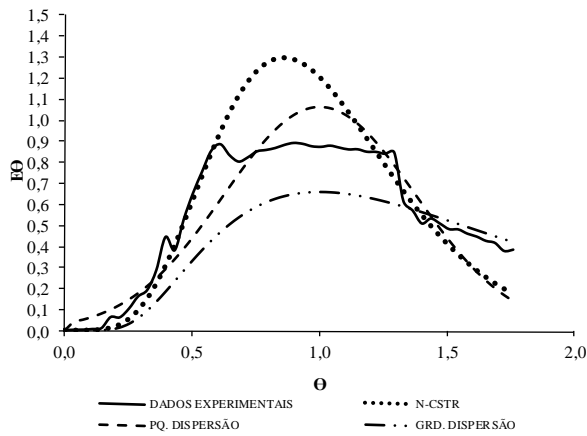


(a)

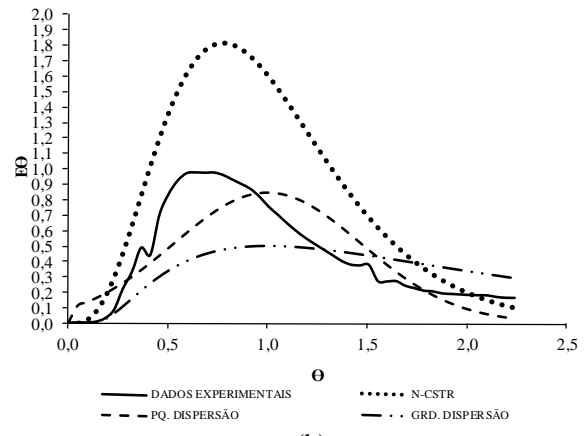


(b)

**Figura 12** - Curvas DTR para o TDH de 8 h para R50%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.

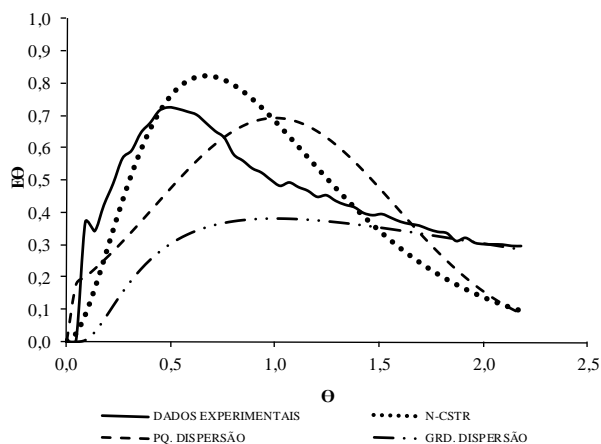


(a)

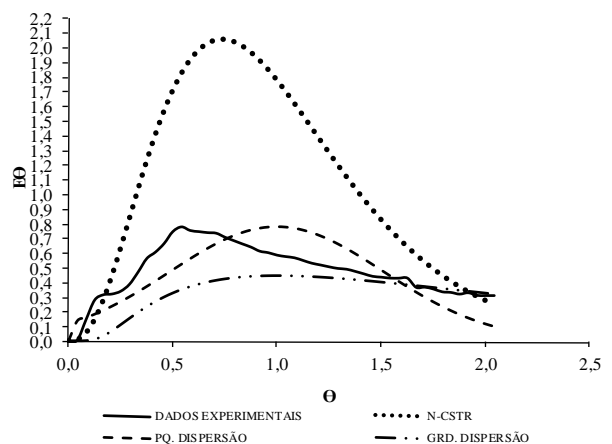


(b)

**Figura 13** - Curvas DTR para o TDH de 8 h para R100%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.



(a)



(b)

**Figura 14** - Curvas DTR para o TDH de 8 h para R150%: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.

O modelo que apresentou melhor ajuste (Figuras 12, 13 e 14) para todas as condições testadas (TDH de 8 h com variação da recirculação em 50%, 100% e 150%) foi o N-CSTR (tanques em série).

Além disso é possível notar nas mesmas figuras que o efeito de cauda longa nas curvas de distribuição de tempo de residência (DTR), podem ser atribuídas à difusão do traçador no meio poroso. Jimenez et al. (1988) também observaram caudas longas nas curvas de DTR. Os autores reportam que esse fenômeno indica a degradação lenta da concentração de traçador na saída do reator e definem como resíduo da liberação do traçador a partir dos poros do meio suporte uma vez que o pulso do ensaio passou por ali.

Na Tabela 16 são apresentados os resultados obtidos com o os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência pelos modelos matemáticos teóricos propostos por Levenspiel (2000) para o TDH de 8 h com razão de recirculação de 50%, 100% e 150%.

**Tabela 16** - Resultados obtidos com o os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência para o TDH de 8 h com razão de recirculação de 50%, 100% e 150%.

TDH <sub>teórico</sub> (h)	R (%)	Ensaio	TDH <sub>real</sub> (h)	Pico (h)	Recuperação de Massa (%)	N- CSTR	D $\mu$ .L <sup>-1</sup>		Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> )		
							PD	GD	N- CSTR	PD	GD
8	50	1	10,4	4,5	60,4	3,1	0,16	0,53	0,94	0,70	0,44
		2	10,7	5,5	65,6	3,7	0,14	0,42	0,93	0,72	0,54
		3	10,3	4,5	61,7	2,9	0,17	0,56	0,94	0,70	0,40
8	100	1	13,9	8,5	66,1	7,1	0,07	0,07	0,94	0,92	0,91
		2	10,9	8,0	67,1	4,5	0,11	0,32	0,98	0,83	0,65
		3	12,4	11,0	86,6	5,1	0,10	0,27	0,91	0,89	0,74
8	150	1	11,2	5,5	65,4	3,0	0,17	0,55	0,89	0,62	0,37
		2	11,4	6,5	60,6	3,8	0,13	0,40	0,94	0,79	0,65
		3	11,2	5,0	65,7	3,2	0,16	0,50	0,92	0,71	0,46

Em todos os ensaios (Tabela 16) houve um atraso, pois o TDH real foi maior que o TDH teórico. Este fenômeno pode ocorrer, devido à adsorção do traçador no meio suporte ou a existência de zonas mortas.



Kreutz (2012) também encontrou atraso na resposta do traçador em relação ao TDH teórico, e a autora atribuiu à difusão do traçador nas zonas mortas e, conseqüentemente, sua lenta liberação, causando este retardo.

Um atraso no TDH real em relação ao TDH teórico também foi reportado por Calheiros, Perico e Nunes (2009) os autores atribuíram a existência de curto-circuitos hidráulicos.

Em relação a recuperação de massa da eosina Y (Tabela 16), a menor recuperação com 60,4% ocorreu para o 1º ensaio da R50% e a maior recuperação com 86,6% ocorreu para o 3º ensaio do R100%. No geral a condição de TDH 8 h e R100% apresentou maior recuperação de massa do traçador eosina Y com média de 73,3% quando comparada as demais condições na R50% com média de 62,6% e na R150% com média de 63,9%.

Na Tabela 16, os valores médios para modelo o teórico N-CSTR foram de 3,2 para R50%, 5,6 para R100% e 3,33 para R150%. Kreutz (2012) obteve 3 reatores para eosina Y com um TDH de 8 h, em um RAALF em escala de bancada.

Pantoja (2011) estudou um RAALF (em pós-tratamento de UASB) em condições abióticas, utilizando cloreto de sódio, azul de bromofenol, eosina Y e dextrana azul como traçadores. O número de reatores utilizando eosina Y como traçador foi de 3 N-CSTR e para azul de bromofenol foi de 6 reatores.

Pela Tabela 16 ao observar os resultados da correlação dos modelos teóricos uniparamétricos testados é possível afirmar que as razões de recirculação de 50%, 100% e 150%, apresentaram coeficientes de correlação que indicam mistura completa. Os coeficientes médios foram 0,94 para o R50%, 0,94 para o R100% e 0,92 para R150%.

Pontes (2009) estudou um RAALF de fluxo ascendente, tendo como meio suporte argila expandida e espuma de poliuretano no tratamento de efluente de abatedouro de aves no TDH de 10 h. A autora constatou que o reator se aproxima ao de mistura completa.

Méndez-Romero et al. (2011) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um RALF com 0,15 m de diâmetro interno e 0,31m de comprimento e TDH de 24 horas, tratando efluente de abatedouro. E constataram que o reator apresentou regime de mistura completa para baixas taxas volumétricas e fluxo de pistão para altas taxas volumétricas.

Na Tabela 17 são apresentados os resultados obtidos para as características hidráulicas e hidrodinâmicas, como o volume de zonas mortas, a eficiência hidráulica e a presença de curtos-circuitos hidráulicos nos ensaios com TDH de 8 h e razão de recirculação de 50%, 100% e 150%.

**Tabela 17** - Resultados obtidos para as características hidráulicas e hidrodinâmicas nos ensaios com TDH de 8h e razão de recirculação de 50%, 100% e 150%.

TDH <sub>teórico</sub> (h)	R (%)	Ensaio	TDH <sub>real</sub> (h)	Volume de zonas mortas (m <sup>3</sup> )	Eficiência Hidráulica	Curto- Circuito
8	50	1	10,4	-0,004	0,68	0,56
		2	10,7	-0,004	0,73	0,69
		3	10,3	-0,004	0,67	0,56
8	100	1	13,9	-0,010	0,87	1,06
		2	10,9	-0,005	0,78	1,00
		3	12,4	-0,007	0,81	1,38
8	150	1	11,2	-0,005	0,67	0,69
		2	11,4	-0,007	0,74	0,81
		3	11,2	-0,005	0,69	0,63

Com a realização dos ensaios foi possível observar valores negativos no cálculo do volume de zonas mortas para todos os ensaios realizados (Tabela 17). Esses valores negativos para zonas mortas podem representar a existência de caminhos preferenciais. E ainda podem ser atribuídos ao valor do TDH real ter sido superior ao TDH teórico. O mesmo foi reportado por Calheiros, Perico e Nunes (2009) e Peña et al. (2006).

Calheiros, Perico e Nunes (2009) montaram e estudaram uma unidade de tratamento preliminar, seguida por reatores anaeróbios sequencias, cada reator possuía volume útil de 862,37 L. O traçador utilizado era o cloreto de sódio com TDH de 53,63 minutos.

Peña et al. (2006) estudaram um reator UASB localizado em Ginebra, Valle del Cauca, sudoeste da Colômbia utilizando como TDH 10 h, 8 h, 6 h e 5 h, o reator trata parte do esgoto produzido na cidade. A alimentação do efluente bruto era realizada a partir de uma estação de fluxo constante de bombeamento automático.

A presença de curto-circuitos hidráulicos ocorre quando  $\Psi \leq 0,3$  (Sarathai, Koottatep e Morel, 2010). Dessa forma percebe-se que não houve a presença de curto-circuitos hidráulicos, pois todos os resultados foram superiores a 0,3 conforme pode ser observado na Tabela 17.

Para Persson, Somes e Wong (1999) e Sarathai, Koottatep e Morel (2010) a eficiência hidráulica pode ser considerada pobre ou insatisfatória quando for inferior ou igual a 0,5; ou satisfatória se o resultado for entre 0,5 e 0,75; ou ainda pode ser boa se o resultado for igual ou superior a 0,75.

Dessa forma o valor médio para a eficiência hidráulica (Tabela 17) foi de 0,60 para R50%, considerada satisfatória. Para a condição de R100% a eficiência hidráulica é considerada boa com valor de 0,82 e na condição de R150% a eficiência hidráulica é considerada satisfatória com valor de 0,71.

## 5.4 AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA SOBRECARGA HIDRÁULICA NO DESEMPENHO DO REATOR QUANTO A REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO

Neste tópico são abordados os resultados e discussões da comparação entre os valores obtidos na operação da etapa que foi mantido constante a razão de recirculação de 100%, vazão de aeração de  $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  e foram realizadas variações no tempo de detenção hidráulica em 4 h, 8 h e 12 h respectivamente. A carga orgânica aplicada nesta condição foi de  $2,09 \text{ kg DQO m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  para o TDH de 4 h;  $1,04 \text{ kg DQO m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  para o TDH de 8 h e  $0,70 \text{ kg DQO m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  para o TDH de 12 h.

### 5.4.1 Operação do Reator

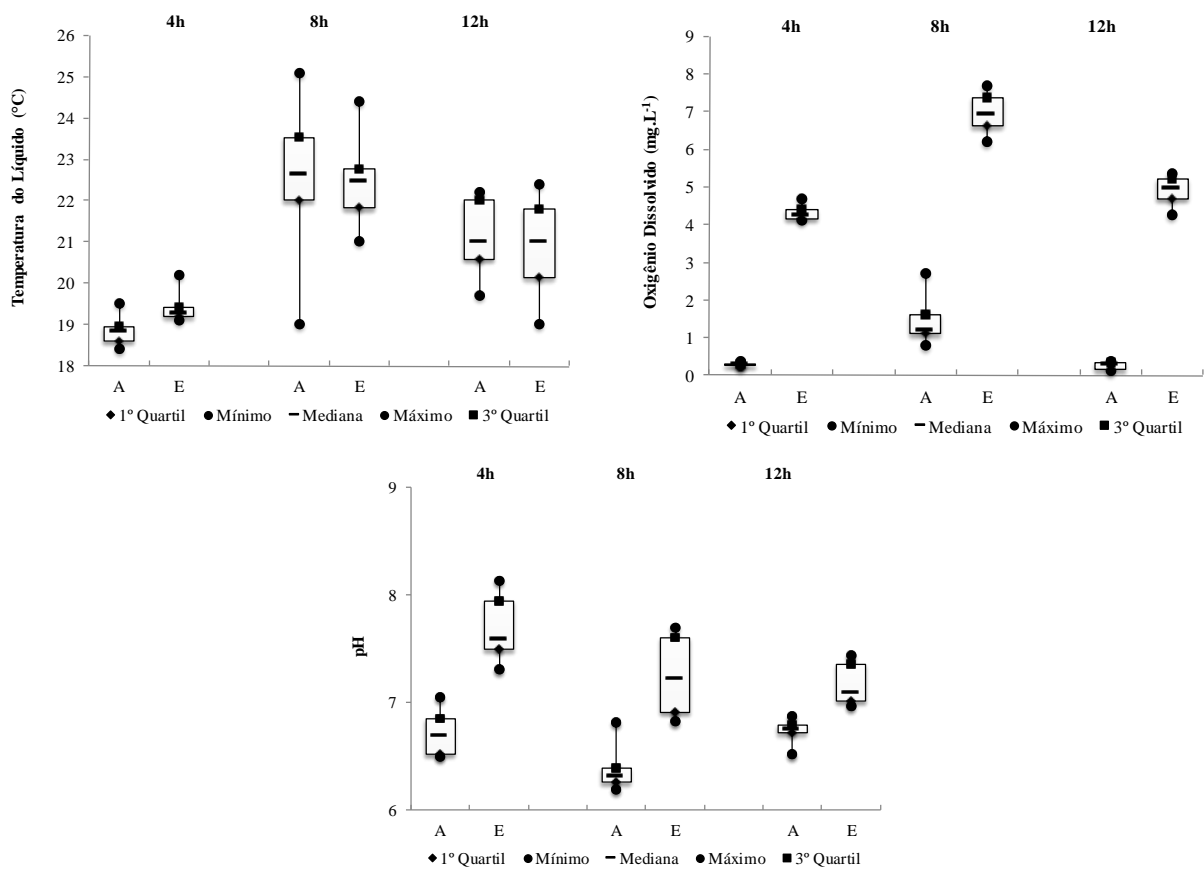
Na Tabela 18 constam os valores das características físicas e químicas do reator operado nas condições de razão de recirculação constante e TDH de 4 h, 8 h e 12 h. Os pontos de coleta foram afluente ao reator (A) e efluente ao reator (E).

**Tabela 18** - Características físico químicas do reator com razão de recirculação constante de 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h.

Parâmetro	Ponto de coleta	N	4 h					8 h					12 h				
			Méd	Mín	Máx	DVP	CV	Méd	Mín	Máx	DVP	CV	Méd	Mín	Máx	DVP	CV
<b>TL</b> (°C)	A	18	18,84	18,46	19,41	0,33	1,77	22,65	22,00	23,80	0,54	2,38	21,11	20,25	21,65	0,58	2,74
	E	27	19,35	19,11	20,10	0,30	1,57	22,71	21,70	24,10	0,35	1,56	20,93	19,55	21,95	1,02	4,89
<b>OD</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	0,29	0,24	0,35	0,04	12,84	1,49	1,10	2,40	0,50	33,80	0,27	0,14	0,36	0,10	37,29
	E	27	4,29	4,12	4,67	0,19	4,33	7,12	6,40	7,70	0,39	5,49	4,91	4,68	5,10	0,16	3,25
<b>pH</b>	A	18	6,71	6,50	7,03	0,21	3,18	6,38	6,22	6,81	0,20	3,14	6,75	6,61	6,83	0,08	1,24
	E	27	7,70	7,36	8,13	0,28	3,65	7,26	6,90	7,67	0,27	3,76	7,17	7,05	7,25	0,06	0,90
<b>AB</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	244	208	266	20	8	149	134	170	12	8	284	273	303	12	4
	E	27	357	317	402	32	9	44	34	57	7	17	114	101	139	11	9
<b>AV</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	37	34	38	1	4	84	67	92	10	12	61	59	66	3	5
	E	27	16	14	17	1	7	14	9	15	1,2	8	15	13	18	2	11
<b>ST</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	591	52	886	89	50	1.303	714	1.532	65	20	924	222	1.288	54	49
	E	27	360	5	654	72	66	790	86	1.222	77	35	420	84	908	68	71
<b>SST</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	152	18	440	61	59	176	18	250	64	36	37	10	74	26	71
	E	27	12	4	34	10	87	7	4	12	4	62	5	4	11	2	47
<b>DQO Bruta</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	465	302	753	73	37	809	715	892	64	8	396	291	584	47	28
	E	27	141	84	205	59	42	82	21	179	59	71	41	20	61	15	36
<b>DQO F</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	313	245	328	28	10	344	251	389	54	16	281	245	328	28	10
	E	27	62	49	69	8	13	51	18	82	20	40	55	36	76	16	29
<b>DBO</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	3	348	337	359	16	4,47	440	279	494	112	25	232	193	271	55	23
	E	3	13	11	15	3	22	64	64	118	31	49	33	26	39	10	28
<b>NTK</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	33,98	30,99	38,01	3,02	8,89	43,91	41,42	48,69	2,96	6,73	39,16	33,51	47,24	5,05	12,89
	E	27	10,01	8,25	12,08	1,02	10,23	1,23	0,12	2,29	0,71	7,39	2,16	1,37	3,48	0,69	31,90
<b>NAmom</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	24,24	20,43	26,74	2,33	9,61	27,76	24,00	35,70	4,12	14,85	21,48	17,15	25,45	3,18	14,79
	E	27	7,74	5,75	10,20	1,52	19,60	0,34	0,20	1,14	0,35	24,45	0,62	0,16	3,03	0,96	51,39
<b>Nitrito</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	0,05	0,03	0,05	0,01	13,69	0,07	0,05	0,09	0,01	20,03	0,01	0,01	0,02	0,01	12,68
	E	27	1,21	1,10	1,25	0,06	4,89	1,50	1,33	1,61	0,11	7,29	0,60	0,48	0,68	0,07	11,42
<b>Nitrato</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	3,74	3,73	3,77	0,02	0,48	20,10	0,31	30,36	10,60	52,76	3,81	3,73	4,04	0,13	3,36
	E	27	4,01	3,73	4,25	0,18	4,57	30,63	24,37	36,59	3,62	11,83	8,09	3,70	9,52	1,83	22,59
<b>Fósforo</b> (mg L <sup>-1</sup> )	A	18	10,56	9,32	11,81	0,95	8,95	15,77	14,40	18,60	1,63	10,33	8,20	7,24	9,47	0,91	11,12
	E	27	9,53	8,99	10,13	0,36	3,75	14,32	13,55	16,00	0,76	5,30	7,25	6,48	8,22	0,53	7,27

Para melhor compreensão dos resultados apresentados na Tabela 18, foram construídos gráficos boxplot (Figuras 15, 16, 17 e 18). Os gráficos correspondem a distribuição dos resultados das análises físico-químicas realizadas na etapa com razão de recirculação constante de 100% e TDH com variação em 4 h, 8 h e 12 h.

A Figura 15 corresponde aos gráficos dos parâmetros temperatura do líquido (TL), oxigênio dissolvido (OD) e pH.



**Figura 15** - Resultados dos parâmetros TL, OD e pH analisados na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h.

É possível verificar na Tabela 18 que os valores médios efluentes para a temperatura do líquido foi de 19,35 °C (0,30) para 4 h; 22,71 °C (0,35) para 8 h e 20,93 °C (1,02) para 12 h. Com variações de 19,11 a 20,10 °C para 4 h; 21,70 a 24,10 °C para 8 h e 19,55 a 21,95 °C para 12 h.

Assim, também na Figura 15, os valores do efluente para a temperatura do líquido resultaram em 75% (3º quartil) das amostras superiores a 19,40 °C para 4 h; 22,78 °C para 8 h

e 21,80 °C para 12 h. E 25% das amostras (1º quartil) foram inferiores a 19,18 °C para 4 h; 21,83 °C para 8 h e 20,13 °C para 12 h.

Para Henze et al. (2001) os sistemas aeróbios que se deseja alcançar a nitrificação a faixa de temperatura deve estar entre 5 e 50 °C, com ótimo entre 28 e 36 °C, enquanto que para desnitrificação a faixa é entre 5 e 35 °C, com ótimo entre 25 e 35 °C.

Para a concentração de oxigênio dissolvido (Tabela 18) no efluente a média foi de 4,29 mg L<sup>-1</sup> (0,19) para 4 h; 7,12 mg L<sup>-1</sup> (0,39) para 8 h e 4,91 mg L<sup>-1</sup> (0,16) para 12 h. De acordo com Gerardi (2006) a demanda necessária para a oxidação da amônia é de 4,6 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> para cada mgN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, afim de que não ocorra inibição do processo é preciso manter os valores de oxigênio dissolvido acima de 2,0 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

Na Figura 15 os valores para a concentração de oxigênio dissolvido, tiveram mediana de 4,24 mg L<sup>-1</sup> para o efluente e 0,29 mg L<sup>-1</sup> para o afluente no TDH de 4 h; 6,95 mg L<sup>-1</sup> para o efluente e 1,20 mg L<sup>-1</sup> para o afluente no TDH de 8 h e no TDH de 12 h foi de 4,98 mg L<sup>-1</sup> para o efluente e 0,30 mg L<sup>-1</sup> no afluente.

De acordo com Haandel e Marais (1999) a concentração crítica de oxigênio dissolvido é a concentração mínima no líquido para que não ocorra a formação de ambiente anaeróbio no interior do reator aeróbio. Ainda este parâmetro influencia na nitrificação e é necessário que haja concentrações superiores a 2 mg L<sup>-1</sup> para não ocorrer inibição do processo.

Assim corroborando o reportado por Gerardi (2006). Levando em consideração a literatura citada e os resultados obtidos foi possível perceber que o presente estudo atende as características em termos de concentração de oxigênio dissolvido.

Além da temperatura e concentração de oxigênio dissolvido, o pH é um parâmetro fundamental para o desempenho dos microrganismos e eficiência do sistema de tratamento, pois exerce influência nos processos de nitrificação e desnitrificação.

Dessa forma, na Tabela 18 constam os valores das amostras de pH, com média de 6,71 (0,21) no afluente (A) e 7,70 (0,28) no efluente (E), com variação de 6,50 a 7,03 no afluente e 7,36 a 8,13 no efluente, para a condição de 4 h.

Ainda na Tabela 18, para as amostras de pH, os valores médios para o TDH de 8 h foram de 6,38 (0,20) no afluente e 7,26 (0,27) no efluente, com variação de 6,22 a 6,81 no afluente e 6,90 a 7,67 no efluente.

E para a condição de 12 h a média foi de 6,75 (0,08) no afluente e 7,17 (0,06) no efluente, com variação de 6,61 a 6,83 no afluente e 7,05 a 7,25 no efluente. O pH do efluente no TDH de 12 foi o que apresentou menor CV (0,90%). E na Figura 15 nos gráficos boxplot,

os valores efluentes de pH indicam que 75% das amostras são superiores a 7,94 na condição de 4 h; 7,35 na 8 h e 7,36 na 12 h.

Diante desses resultados pode-se dizer que parâmetro pH está na faixa ótima recomendada para o processo anaeróbio de acordo com Speece (1996) de 6,5 a 8,2 para a atividade bacteriana e bom funcionamento dos sistemas anaeróbios.

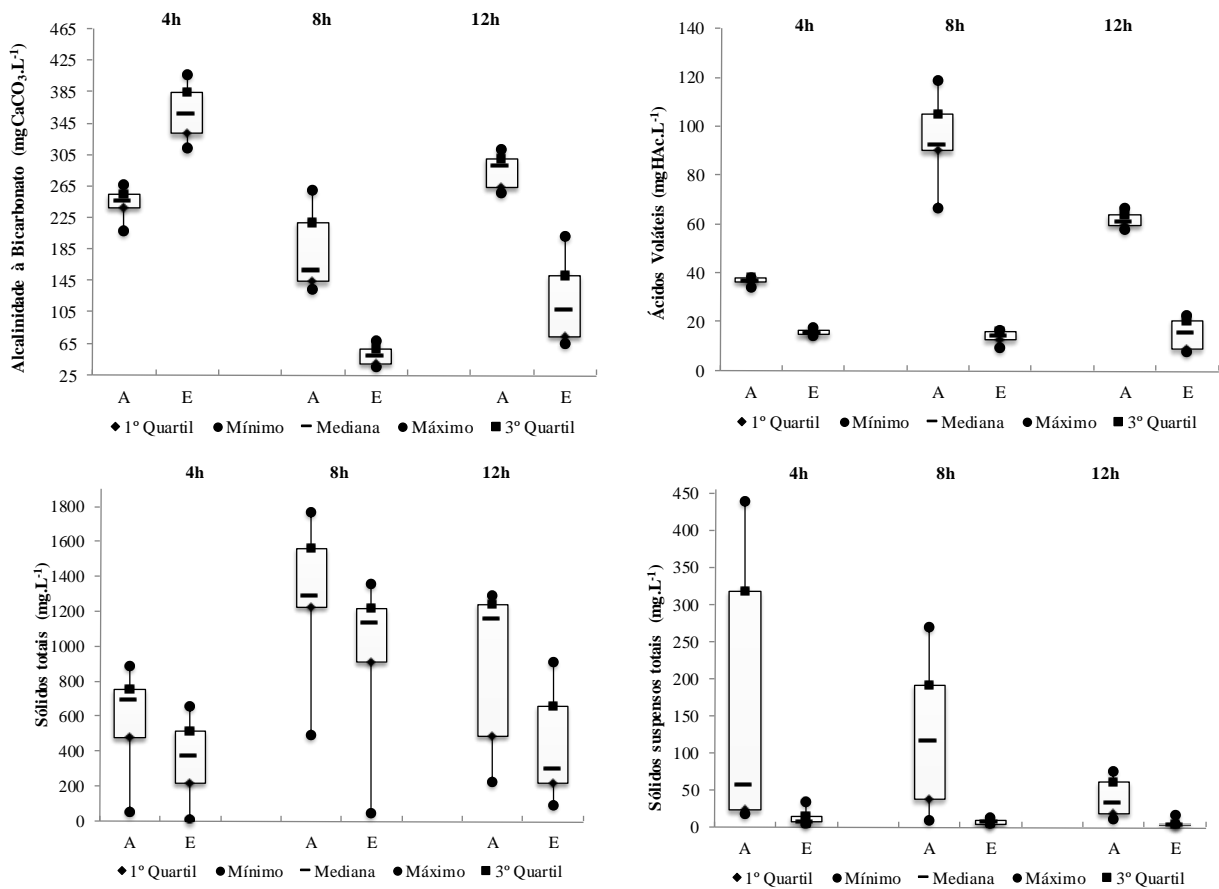
É importante lembrar que na Resolução 357 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (BRASIL, 2005) é estabelecida a faixa de pH de 5 a 9 para o lançamento de efluentes, o que é atendido nessa pesquisa.

Para Surampalli et al. (1997), a faixa ótima do pH para o processo de nitrificação é de 7,5 a 8,0; pois a velocidade de nitrificação decresce significativamente em pH inferiores a 6,8 e pode ser de 80 a 90% menor na faixa de pH de 5,8 a 6,0 quando comparada aquela verificada no pH 7,0.

Ford, Churchwell e Kachtick (1980) reportam que o pH ótimo para a formação de nitrito e nitrato é maior que 7 e menor que 9. Ainda assim os microrganismos são capazes de se adaptarem mesmo em pH fora da faixa ótima, desde que não sejam críticos esses valores, como por exemplo criticamente ácidos ou básicos.

No presente estudo o pH esteve na faixa reportada, o que pode indicar a ocorrência da formação de nitrito e nitrato, e por consequência o processo de nitrificação e desnitrificação, pois a recirculação foi mantida constante.

A Figura 16 corresponde aos gráficos dos parâmetros alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis (AV), sólidos totais (ST) e sólidos suspensos totais (SST).



**Figura 16** - Resultados dos parâmetros AB, AV, ST e SST analisados na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h.

Para a concentração de alcalinidade a bicarbonato na Tabela 18, os valores médios foram de  $244 \text{ mg L}^{-1}$  (20) no afluente e  $357 \text{ mg L}^{-1}$  (32) no efluente para a condição de 4h. Já em 8 h a média foi de  $149 \text{ mg L}^{-1}$  (12) no afluente e  $44 \text{ mg L}^{-1}$  (7) no efluente. Também para o TDH de 12 h os valores médios encontrados foram de  $284 \text{ mg L}^{-1}$  (12) no afluente e efluente de  $114 \text{ mg L}^{-1}$  (11).

Na Figura 16 têm-se os resultados para a concentração de alcalinidade a bicarbonato, onde tiveram 25% dos seus valores efluentes superiores a  $332 \text{ mg L}^{-1}$  para o TDH de 4 h;  $37 \text{ mg L}^{-1}$  para o TDH de 8 h e  $74 \text{ mg L}^{-1}$  para o TDH de 12 h. Já para os valores afluentes, os valores foram superiores a  $238 \text{ mg L}^{-1}$  para 4 h;  $142 \text{ mg L}^{-1}$  para 8 h e  $263 \text{ mg L}^{-1}$  para 12 h.

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



Para Speece (1996) a alcalinidade é fundamental para o equilíbrio do sistema, pois ela está diretamente ligada ao processo de nitrificação que ocorre no interior do reator. Quando ocorre o consumo quer dizer que ela está sendo usada na nitrificação e se a alcalinidade não for suficiente para o processo, o pH começa a reduzir para suprir essa falta. No presente estudo foi possível perceber (Tabela 18) que há consumo de alcalinidade, fato necessário para o processo de nitrificação. Ao mesmo tempo o pH não tem diminuição, isso pode indicar que a concentração de alcalinidade foi suficiente para a ocorrência do processo.

Os valores médios para ácidos voláteis como pode ser visualizado na Tabela 18 foram  $37 \text{ mg L}^{-1}$  (1) no afluente e  $16 \text{ mg L}^{-1}$  (1) no efluente para 4 h. Na condição de 8 h a média no afluente foi de  $84 \text{ mg L}^{-1}$  (10) e no efluente  $14 \text{ mg L}^{-1}$  (1,2). E para a condição de 12 h os valores médios foram de  $61 \text{ mg L}^{-1}$  (3) no afluente e  $15 \text{ mg L}^{-1}$  (2) no efluente.

Na Figura 16 para a concentração de ácidos voláteis, os valores do 1º quartil para o afluente e efluente foram respectivamente  $36 \text{ mg L}^{-1}$  e  $14 \text{ mg L}^{-1}$  para o TDH de 4 h;  $67 \text{ mg L}^{-1}$  e  $9 \text{ mg L}^{-1}$  para o TDH de 8 h e  $59 \text{ mg L}^{-1}$  e  $9 \text{ mg L}^{-1}$  para 12 h. E para o 3º quartil  $38 \text{ mg L}^{-1}$  e  $16 \text{ mg L}^{-1}$ ;  $97 \text{ mg L}^{-1}$  e  $14 \text{ mg L}^{-1}$ ; e  $4 \text{ mg L}^{-1}$  e  $12 \text{ mg L}^{-1}$ .

É importante observar que os valores efluentes tiveram uma diminuição quando comparados aos valores afluentes, o que indica equilíbrio no sistema. Segundo Metcalf e Eddy (2005) esta característica pode ser um indicio de que ocorreu o processo de oxidação da matéria orgânica, com equilíbrio entre as bactérias acidogênicas e arqueias metanogênicas sem acúmulo de ácidos voláteis.

Os valores médios obtidos para ST na Tabela 18 foram de  $591 \text{ mg L}^{-1}$  (89) no afluente e  $360 \text{ mg L}^{-1}$  (72) no efluente para 4 h, com eficiência de remoção de 39%. Para 8 h foi de  $1303 \text{ mg L}^{-1}$  (65) no afluente e  $790 \text{ mg L}^{-1}$  (77) no efluente, com eficiência de remoção de 39%. Também para 12 h as médias foram de  $924 \text{ mg L}^{-1}$  (54) no afluente e  $420 \text{ mg L}^{-1}$  (68) no efluente, com eficiência de remoção de 55%.

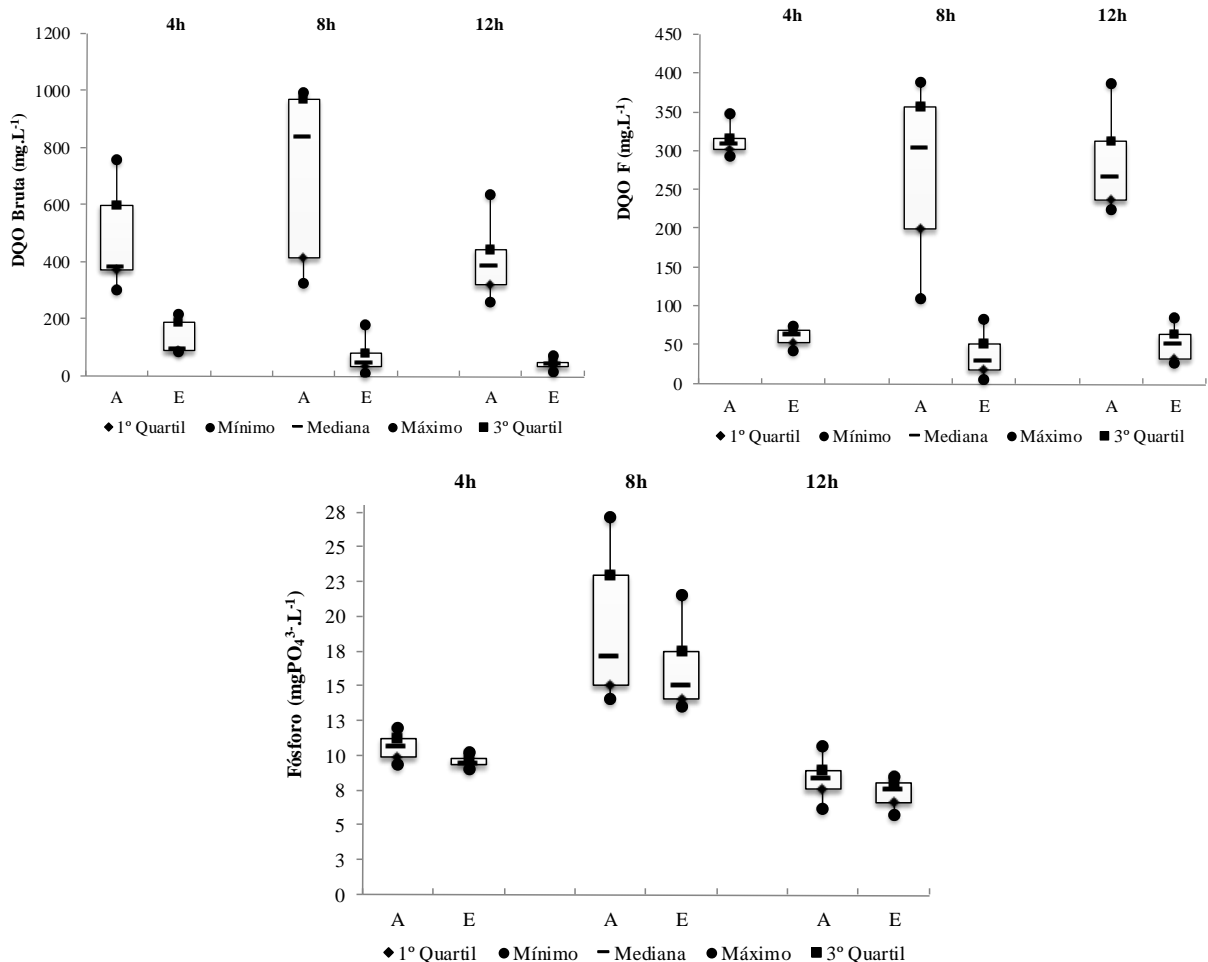
Conforme os resultados apresentados, nota-se que a maior eficiência para ST com 55% de remoção foi alcançada para o maior TDH (12 h), isso devido ao menor turbilhonamento no interior do reator.

Para SST os valores médios pela Tabela 18 foram de  $152 \text{ mg L}^{-1}$  (61) no afluente e  $12 \text{ mg L}^{-1}$  (10) no efluente, para 4 h, com eficiência de remoção de 92%. Já em 8 h os resultados foram  $176 \text{ mg L}^{-1}$  (64) no afluente e  $7 \text{ mg L}^{-1}$  (4) no efluente, com eficiência de remoção de 96%. Em 12 h foi de  $37 \text{ mg L}^{-1}$  (26) no afluente e  $5 \text{ mg L}^{-1}$  (2) no efluente, com eficiência de remoção de 86%.

E na Figura 16, em relação a série de sólidos, os resultados efluentes de SST estão 75% superiores a  $14 \text{ mg L}^{-1}$  na condição de 4 h;  $10 \text{ mg L}^{-1}$  na condição de 8 h e  $4 \text{ mg L}^{-1}$  na condição de 12 h.

Com a realização das análises e os resultados apresentados, constata-se que a maior eficiência para sólidos suspensos totais com 96% de remoção foi alcançada para a razão de recirculação intermediária 100%. Dessa forma a utilização de razões de recirculação acima ou abaixo de 100% acarreta na diminuição da eficiência para o parâmetro SST.

A Figura 17 corresponde aos gráficos dos parâmetros matéria orgânica expressa em termos de DQO amostras brutas e filtradas (DQO B e DQO F) e fósforo.



**Figura 17** - Resultados das análises DQO B, DQO F e Fósforo analisadas na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h.

Na Tabela 18 foram dispostos os valores da quantidade de matéria orgânica, expressa em termos de demanda química de oxigênio (amostras brutas), os valores médios foram 465

mg L<sup>-1</sup> (73) no afluente e 141 mg L<sup>-1</sup> (59) no efluente para a condição de 4 h, com eficiência de remoção de 70%. Já em 8 h a média foi de 809 mg L<sup>-1</sup> (64) no afluente e 82 mg L<sup>-1</sup> (59) no efluente, com eficiência de remoção de 90%. E na condição de 12 h as médias para o parâmetro foram de 396 mg L<sup>-1</sup> (47) no afluente e 41 mg L<sup>-1</sup> (15) no efluente, com eficiência de remoção de 90%.

Diante desses resultados nota-se que em maior TDH, a eficiência de remoção aumenta, o TDH de 8 h e 12 h resultaram em 90% de eficiência de remoção, enquanto que o TDH de 4 h resultou em 70%. Isso indica que a matéria orgânica quanto mais tempo em contato com os microrganismos, maior é remoção, ou seja, maior é o consumo pelos microrganismos.

Ainda na Figura 17, os valores da quantidade de matéria orgânica expressa, em termos de demanda química de oxigênio (amostras brutas), tiveram as medianas de 379,8 mg L<sup>-1</sup> para o afluente e 92,4 mg L<sup>-1</sup> para o efluente na condição de 4 h; também 803,5 mg L<sup>-1</sup> para o afluente e 45,9 mg L<sup>-1</sup> para efluente na condição de 8 h e para a condição de 12 h foi 382,9 mg L<sup>-1</sup> para afluente e 42,3 mg L<sup>-1</sup> para efluente.

Araújo Júnior (2006) operou um reator combinado (RAALF), de fluxo ascendente, com volume total de 35,9 L com recirculação interna do efluente tratado, com meio suporte de espuma de poliuretano e argila expandida e encontrou eficiência de remoção da quantidade de matéria orgânica expressa em termos de demanda química de oxigênio (amostras brutas) de 97% no TDH de 8 h.

Abreu e Zaiat (2008) estudaram um reator combinado, com volume de 6,4 L, de fluxo ascendente, com meio suporte de espuma de poliuretano no tratamento de esgoto sanitário com TDH de 6 h. Neste estudo os autores obtiveram eficiências de remoção de 81% para a quantidade de matéria orgânica expressa pela demanda química de oxigênio (amostra bruta).

Apesar dos trabalhos de Araújo Júnior (2006) e Abreu e Zaiat (2008) terem condições operacionais similares, a remoção de DQO amostra bruta foi superior para o primeiro autor, pois ele analisou um maior TDH quando comparado ao segundo autor. O volume poderia ser indicado como característica de influência no desempenho do reator, porém, no presente estudo o volume foi de 6,95 L e foi obtida 90% de remoção no TDH de 8 h e 12 h.

E no parâmetro (Tabela 18) de quantidade de matéria orgânica expressa em termos de demanda química de oxigênio (amostras filtradas) os valores médios foram 313 mg L<sup>-1</sup> (28) no afluente e 62 mg L<sup>-1</sup> (8) no efluente para a condição de 4 h, com eficiência de

remoção de 80%. Já em 8 h a média foi de 344 mg L<sup>-1</sup> (54) no afluente e 51 mg L<sup>-1</sup> (20) no efluente, com eficiência de remoção de 85%. E também na condição de 12 h as médias foram de 281 mg L<sup>-1</sup> (28) o afluente e 55 mg L<sup>-1</sup> (16) no efluente, com eficiência de remoção de 80%.

Para o mesmo parâmetro (Figura 17) as medianas foram de 309,1 mg L<sup>-1</sup> no afluente e 62,4 mg L<sup>-1</sup> no efluente para 4 h; 345,5 mg L<sup>-1</sup> no afluente e 32,8 mg L<sup>-1</sup> no efluente para 8 h e 2669 mg L<sup>-1</sup> no afluente e 50,4 mg L<sup>-1</sup> no efluente para 12 h. Estes valores são considerados como uma distribuição assimétrica, visto que a o traço que representa a mediana não está localizado no centro do box.

Oliveira Netto (2007) estudou um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), e os resultados apontaram que na fase anaeróbia-aeróbia (fase combinada), foi alcançada eficiência de 90% de remoção para quantidade de matéria orgânica expressa em termos de demanda química de oxigênio (amostras filtradas).

De acordo com Pozo e Diez (2003) o aumento da recirculação interna no reator reduz a eficiência de remoção presente no sistema de tratamento. Isso devido ao fato de que a redução da concentração da matéria orgânica no reator, prejudica a cinética dos processos envolvidos na degradação. Os autores estudaram um reator combinado no tratamento de efluente de abatedouro de aves com variação da recirculação de 100% para 800%, e obtiveram remoção reduzida de 65% a 20%.

Os valores médios para DBO conforme Tabela 18 foram 348 mg L<sup>-1</sup> (16) no afluente e 13 mg L<sup>-1</sup> (3) no efluente para 4 h. Na condição de 8 h a média foi de 440 mg L<sup>-1</sup> (112) no afluente e 64 mg L<sup>-1</sup> (31) no efluente. Para a condição de 12 h os valores médios foram de 232 mg L<sup>-1</sup> (55) no afluente e 33 mg L<sup>-1</sup> (10) no efluente.

No presente estudo a relação DBO/DQO foi de 0,8 para o TDH de 4 h; 0,5 para 8 h e 0,6 para 12 h. Diante destes resultados nota-se que o TDH de 4 h apresentou o afluente mais facilmente biodegradável, pois a relação está mais próxima de 1 quando comparado as demais variações de TDH, essa relação DBO/DQO foi reportada por Metcalf e Eddy (2005).

Essa relação DBO/DQO que demonstra a biodegradabilidade do afluente pode ser comparada as eficiências de remoção do parâmetro DBO analisado. Onde a maior eficiência de remoção obtida foi de 96% para o TDH de 4 h, no qual foi o que apresentou afluente mais biodegradável.

Os valores médios para fósforo (Tabela 18) foram de 10,56 mg L<sup>-1</sup> (0,95) no afluente e 9,53 mg L<sup>-1</sup> (0,36) no efluente para a condição de 4 h, com eficiência de remoção de 10%.

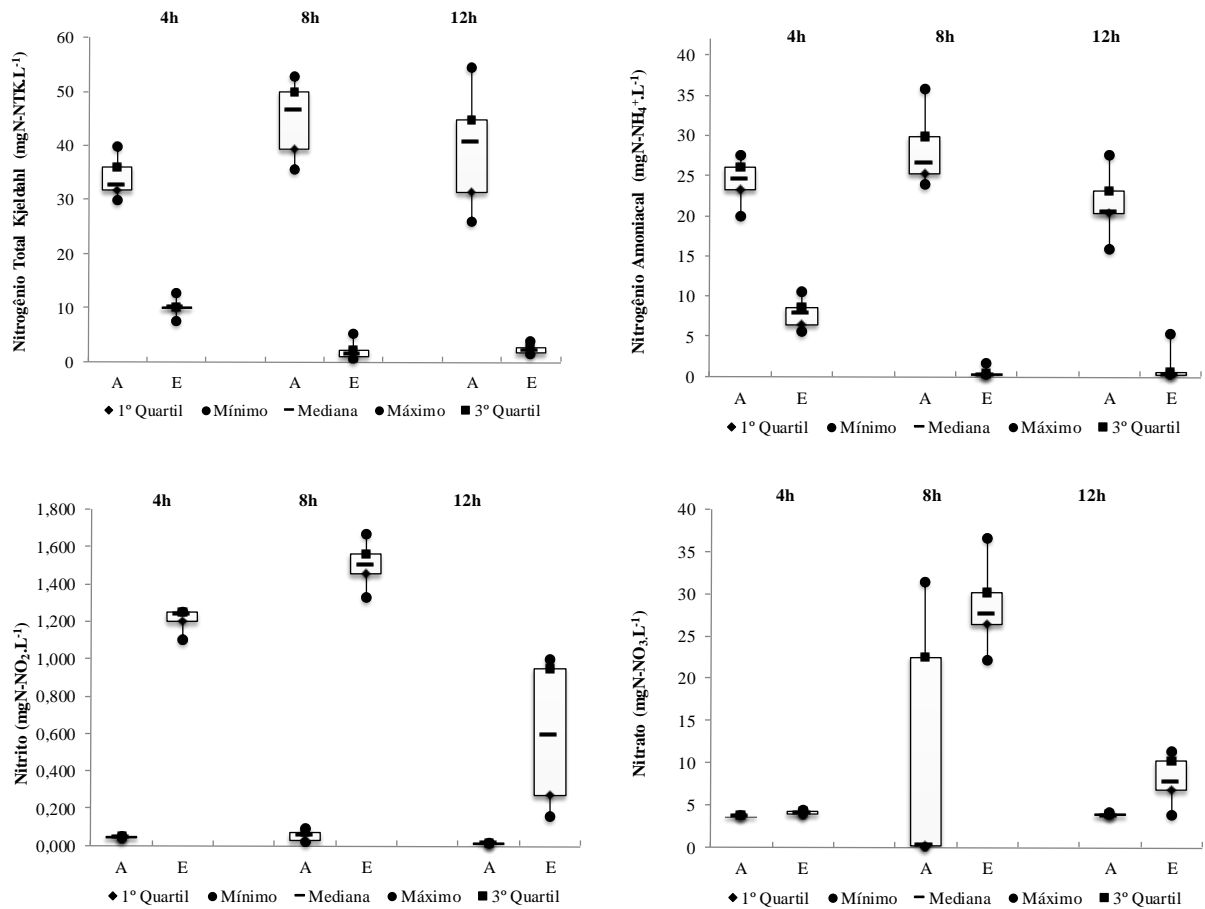
Já na condição de 8 h a média foi de 15,77 mg L<sup>-1</sup> (1,63) no afluente e 14,32 mg L<sup>-1</sup> (0,76) no efluente, com eficiência de remoção de 9%.

Ainda para fósforo (Tabela 18), na condição de 12 h as médias foram de 8,20 mg L<sup>-1</sup> (11,12) no afluente e 7,25 mg L<sup>-1</sup> (7,27) no efluente, com eficiência de remoção de 12%. Ainda para este parâmetro (Figura 17) o 1º quartil para os valores efluentes, indica que 25% das amostras são inferiores a 9,27 mg L<sup>-1</sup> para 4 h; 12,90 mg L<sup>-1</sup> para 8 h e 6,62 mg L<sup>-1</sup> para 12 h.

De-Bashan e Bashan (2004) reportaram que em menor tempo de detenção hidráulico e menor aeração pode gerar condições de estresse celular e conseqüentemente favorecer a assimilação do fósforo pelos microrganismos do sistema. No entanto, o presente estudo teve aeração constante e foi possível verificar uma maior remoção de fósforo na condição com tempo de detenção hidráulico de 12 h.

Assim também os autores Patel Zhu e Nakhla (2006) estudaram um reator de leito fluidizado composto por zona aeróbia seguida por zona anóxica. Neste estudo os autores encontram eficiência média para remoção de fósforo de 85%, essa eficiência de remoção pode ter sido favorecida pela zona anóxica estudada no reator.

A Figura 18 corresponde aos gráficos dos parâmetros nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (Namon), nitrito e nitrato.



**Figura 18** - Resultados das análises NTK, Namon, Nitrito e Nitrato analisadas na razão de recirculação constante de 100% e variação de TDH em 4 h, 8 h e 12 h.

Para o parâmetro NTK (Tabela 18) os valores médios foram  $33,98 \text{ mg L}^{-1}$  (3,02) no afluente e  $10,01 \text{ mg L}^{-1}$  (1,02) no efluente para a condição de 4 h, com eficiência de remoção de 71%. Já na condição de 8 h a média foi de  $43,91 \text{ mg L}^{-1}$  (2,96) no afluente e  $1,23 \text{ mg L}^{-1}$  (0,71) no efluente, com eficiência de remoção de 97%. E na condição de 12 h as médias foram de  $39,16 \text{ mg L}^{-1}$  (5,05) no afluente e  $2,16 \text{ mg L}^{-1}$  (0,69) no efluente, com eficiência de remoção de 94%.

Os valores de NTK (Figura 18) tiveram valores efluentes do 3º quartil indicando, que 75% das amostras analisadas em cada condição possuem valores superiores a  $10,15 \text{ mg L}^{-1}$  na condição de 4 h;  $1,89 \text{ mg L}^{-1}$  na condição de 8 h e  $2,62 \text{ mg L}^{-1}$  na condição de 12 h.

Autores como Araújo Júnior (2006) que operou um RAALF de 35,9 L e Oliveira Netto (2007) que operou um RAALF de 7,0 L alcançaram eficiências de remoção de NTK de 94% e 75% respectivamente. Enquanto no presente trabalho a maior eficiência de remoção obtida foi de 97% o que indica o TDH de 8 h e a utilização do meio suporte de espuma de

poliuretano como características para bom desempenho do reator quando comparada as demais características das variações.

Rebah et al. (2010) estudaram um reator combinado, com volume de 44 L, de fluxo ascendente, com meio suporte de argila e plástico, no tratamento de esgoto sintético com TDH de 36 h. Neste estudo os autores obtiveram eficiências de remoção 68% para NTK.

Os valores médios para Namon (Tabela 18), foram de 24,24 mg L<sup>-1</sup> (2,33) no afluente e 7,74 mg L<sup>-1</sup> (1,52) no efluente para a condição de 4 h, com eficiência de remoção de 68%. Já em 8 h a média foi de 27,76 mg L<sup>-1</sup> (4,12) no afluente e 0,34 mg L<sup>-1</sup> (0,35) no efluente, com eficiência de remoção de 99%. E na condição de 12 h as médias foram de 21,48 mg L<sup>-1</sup> (3,18) no afluente e 0,62 mg L<sup>-1</sup> (0,96) no efluente, com eficiência de remoção de 97%.

Ainda na Figura 18, os dados para o parâmetro Namon do efluente tiveram valores do 3º quartil, indicando que 75% das amostras são superiores a 8,6 mg L<sup>-1</sup> para 4 h; 0,3 mg L<sup>-1</sup> para 8 h e 0,4 mg L<sup>-1</sup> para 12 h. Zhang et al. (2014) estudaram um sistema combinando reator anaeróbio-anóxico no TDH de 8 h e constataram uma eficiência média de remoção para as amostras de Namon de 99%

Os valores médios para nitrito (Tabela 18) foram 0,05 mg L<sup>-1</sup> (0,01) no afluente e 1,21 mg L<sup>-1</sup> (0,06) no efluente para 4 h. Na condição de 8 h a média no afluente foi de 0,07 mg L<sup>-1</sup> (0,01) e no efluente 1,50 mg L<sup>-1</sup> (0,11). Para a condição de 12 h os valores médios foram de 0,01 mg L<sup>-1</sup> (0,01) no afluente e 0,60 mg L<sup>-1</sup> (0,07) no efluente. Com estes valores de nota-se que ocorreu a formação de nitrito, pois os valores efluentes ao reator são maiores que os afluentes ao reator. Conforme Zoppas, Bernardes e Meneguzzi (2016) isso indica o processo de nitrificação, onde o amônio em condições aeróbias é oxidado a nitrito pelas bactérias oxidadoras de amônio (AOB).

Na Figura 18, para este mesmo parâmetro, os valores da mediana efluente para a condição de 4 h foi de 1,24 mg L<sup>-1</sup>; para a condição de 8 h foi de 1,45 mg L<sup>-1</sup> e para a condição de 12 h foi de 0,59 mg L<sup>-1</sup>. Em todas as razões de recirculação os valores permaneceram próximos.

Na Tabela 18, os valores médios para a concentração de nitrato foram 3,74 mg L<sup>-1</sup> (0,02) no afluente e 4,01 mg L<sup>-1</sup> (0,18) no efluente para 4 h. Na condição de 8 h a média no afluente foi de 20,10 mg L<sup>-1</sup> (10,60) e no efluente 30,63 mg L<sup>-1</sup> (3,62). E para a condição com TDH de 12 h os valores médios foram de 3,81 mg L<sup>-1</sup> (0,13) no afluente e 8,09 mg L<sup>-1</sup> (1,83) no efluente.

Na Figura 18, a mediana para este parâmetro (nitrato) foi de 4,01 mg L<sup>-1</sup> para 4 h; 29,97 mg L<sup>-1</sup> para 8 h e 7,66 mg L<sup>-1</sup> para 12 h. Foi observado um maior comprimento no box da condição do TDH de 8 h quando comparada as condições de 4 h e 12 h

Com estes resultados, nota-se que quando ocorreu a mudança do TDH de 4 h para 8 h foi evidenciado um acúmulo de nitrato, no entanto, esta a característica não afetou o processo de nitrificação e desnitrificação, isso pode ser notado conforme as eficiências obtidas nesta condição.

As eficiências médias obtidas para as análises com recirculação constante de 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h são apresentadas na Tabela 19.

**Tabela 19** - Eficiências médias obtidas para as análises com recirculação constante de 100% e TDH de 4h, 8h e 12h.

Parâmetro (%)	TDH		
	4 h	8 h	12 h
DQO B	70	90	90
DQO F	80	85	80
NTK	71	97	94
Namon	68	99	97
Nitrificação	59	80	78
Desnitrificação	73	79	70
Ntotal	60	54	73
Fósforo	10	9	12
SST	92	96	86
ST	39	39	55

Na Tabela 19 observa-se que a condição com tempo de detenção hidráulico de 8 h foi a que resultou em maiores eficiências de remoção quando comparada ao TDH de 4 h e 12 h.

Barana et al. (2013) estudaram um reator de bancada de leito estruturado com aeração intermitente no tratamento do efluente proveniente do reator UASB de um abatedouro de aves. Os autores analisaram o TDH fixo de 24 h, temperatura controlada de 30 °C e variação do intervalo de tempo de aeração em 5 fases de operação.

Os autores relataram que os melhores resultados foram obtidos na fase 5 que operava em ciclos de 3 h (1 h com aeração e 2 h sem); A eficiência média de nitrificação ficou acima de 90% enquanto que a eficiência média de remoção de NT foi de 62%. Enquanto que no presente trabalho foram obtidas eficiências de remoção próximas em menor TDH.

As eficiências de remoção obtidas neste trabalho foram próximas as obtidas por Foco, Lopes e Nour (2015). Os autores estudaram um sistema combinado anóxico-



aeróbio, com meio suporte de eletrodutos corrugados de PVC, com TDH de 26 h e obtiveram remoção de 92% da quantidade de matéria orgânica, para as amostras brutas. Em contrapartida no presente trabalho foi obtido eficiência de remoção de 90% para menores TDH (8 h e 12 h).

Sukacová, Trtílek e Rataj (2015) em seu trabalho verificaram valores de eficiência de remoção de fósforo entre 36 a 41% para o TDH de 12 h, no tratamento de esgoto sanitário com um fotobioreator, no entanto, os autores utilizaram um biofilme composto por algas e iluminação artificial durante o dia. Esta pesquisa demonstrou a capacidade de um biofilme de algas remover fósforo de esgotos que no estudo chegou a remover 97 % (1) de fósforo total quando foi mantida iluminação artificial constante.

A condição de 8 h (Tabela 19) teve remoção de 90% para quantidade de matéria orgânica expressa em termos de demanda química de oxigênio (amostras brutas), 85% para quantidade de matéria orgânica expressa em termos de demanda química de oxigênio (amostras filtradas), 97% para NTK, 99% para Namon, 80% para nitrificação, 79% para desnitrificação e 96% para SST.

O TDH de 12 h teve maior remoção para Ntotal com 73%, fósforo com 12% e ST com 55%. Já o TDH de 4 h foi a condição que apresentou menores eficiências para todos os parâmetros.

Na variação a sobrecarga hidráulica, o parâmetro fósforo resultou em baixas eficiências de remoção. Isto ocorre pois apenas o sistema biológico não remove este nutriente e seria necessário um pós tratamento, como uma coluna de adsorção ou precipitação química com calcário. A parcela de remoção apresentada foi devido a remoção de biomassa e estresse por anoxia, ou seja, os microrganismos na ausência de oxigênio consumiram a molécula de fósforo.

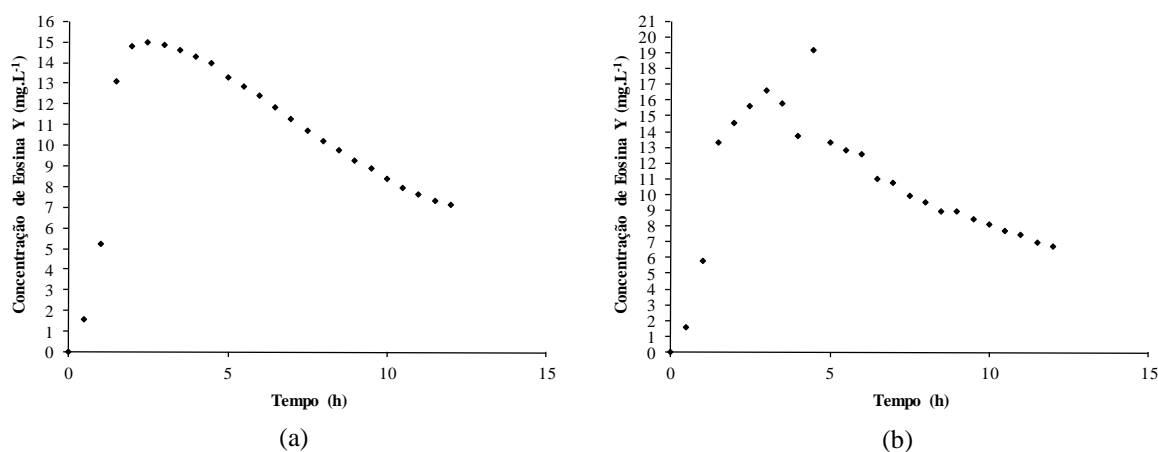
Neste sentido é importante ressaltar que apenas o processo biológico não é suficiente para a remoção de fósforo, pois na configuração combinada (anaeróbio-aeróbio), o fósforo é removido por estresse dos microrganismos. Dessa forma é necessário um pós tratamento, por meio de precipitação química, o que possibilitará maior remoção desse nutriente.

Por fim entre as variações realizadas, nota-se que a condição com TDH de 12 h e R100% foi a que melhor obteve resultados, quando comparada as demais variações, sendo importante destacar que esta condição se assemelha aos resultados do TDH de 8 h e R100% (condição com maiores eficiências de remoção). No entanto, mesmo quando as eficiências de remoção foram maiores para o TDH de 8 h, os resultados para 12 h foram muito próximos e

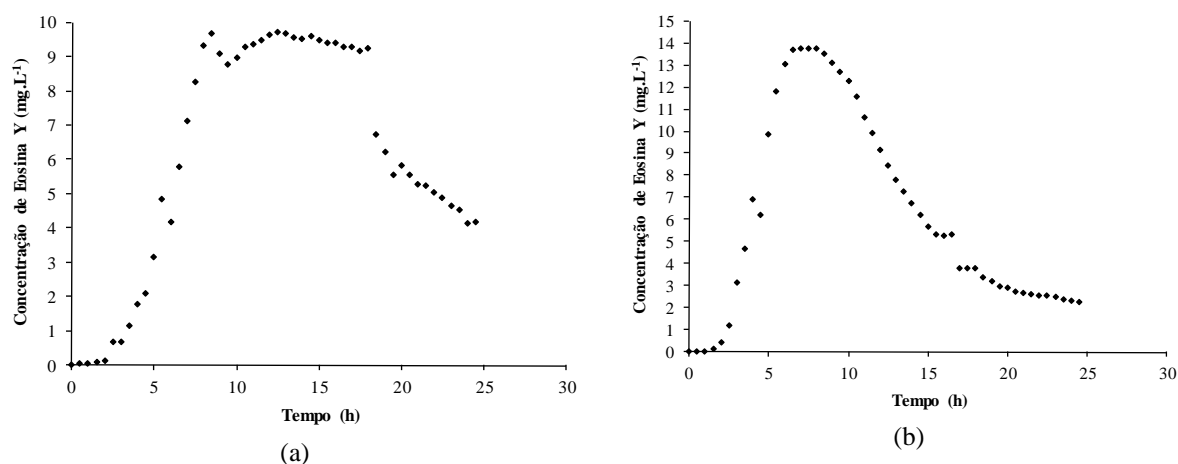
ainda resultaram em eficiências de remoção mais elevadas para Ntotal, fósforo e ST quando comparada ao TDH de 8 h.

#### 5.4.2 Comportamento Hidrodinâmico

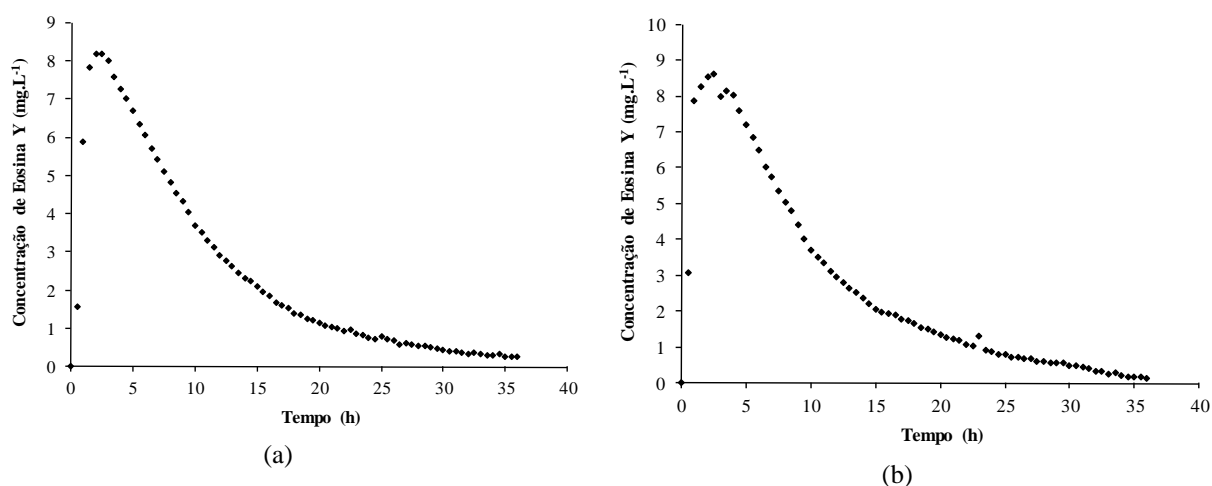
A partir dos ensaios de estímulo-resposta foi possível traçar as curvas de variação da concentração de eosina Y nas amostras do efluente do RAALF ao longo do tempo, para R constante de 100% e TDH de 4 h (Figura 19), 8 h (Figura 20) e 12 h (Figura 21).



**Figura 19** - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, com R100% e TDH de 4 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio .



**Figura 20** - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, R100% e TDH de 8 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.



**Figura 21** - Concentração de eosina Y ao longo do tempo, com R100% e TDH de 12 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.

Nas Figuras 19, 20 e 21 foi possível verificar um lento decaimento na concentração dos traçadores ao longo do tempo, o que pode indicar o fenômeno de cauda longa. De acordo com Levenspiel (2000) isso pode ter ocorrido devido à difusão do traçador em zonas mortas do reator, adsorção do traçador na biomassa do reator ou presença de curtos-circuitos hidráulicos.

Outros estudos também identificaram o efeito de cauda longa como no de De Nardi et al. (1999) e Kreutz (2012) os autores justificaram que o aparecimento de caudas longas está relacionado à presença de zonas mortas ou estagnadas.

Passig e Blundi (1996) também notaram o efeito de cauda longa e atribuíram à existência de recirculação interna no interior do reator, zonas mortas e interações do traçador com o meio suporte. Os autores estudaram um reator anaeróbio de leito fixo abiótico, com o traçador rodamina WT em ensaios hidrodinâmicos tipo pulso.

Outros autores também verificaram o efeito de cauda longa, como Bernardez, Andrade Lima e Almeida (2008); Capela et al. (2009); Lourenço e Campos (2009) e Ji et al. (2012).

Ainda foi possível identificar o pico de concentração máxima do traçador nas condições analisadas. Na Figura 15 no TDH de 4 h o pico foi em 2,5 h no 1º ensaio (a) e 3,0 h no 2º ensaio (b). Na Figura 16 no TDH de 8 h o pico foi em 8,5 h no 1º ensaio (a); 8,0 e no 2º ensaio (b) e 11,0 h. E na Figura 17 no TDH de 12 h o pico foi de 2,0 h no 1º ensaio (a) e 2,5 h no 2º ensaio (b).

Kreutz (2012) afirmou que os picos acentuados, observados nas primeiras horas do ensaio refletiu a existência de caminhos preferenciais no interior do reator.

As curvas de concentração do traçador ao longo do tempo obtidas experimentalmente foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000), o que resultou em curvas DTR segundo os modelos de N-NCSTR, PD e GD para o TDH de 4 h (Figura 22), 8 h (Figura 23) e 12 h (Figura 24).

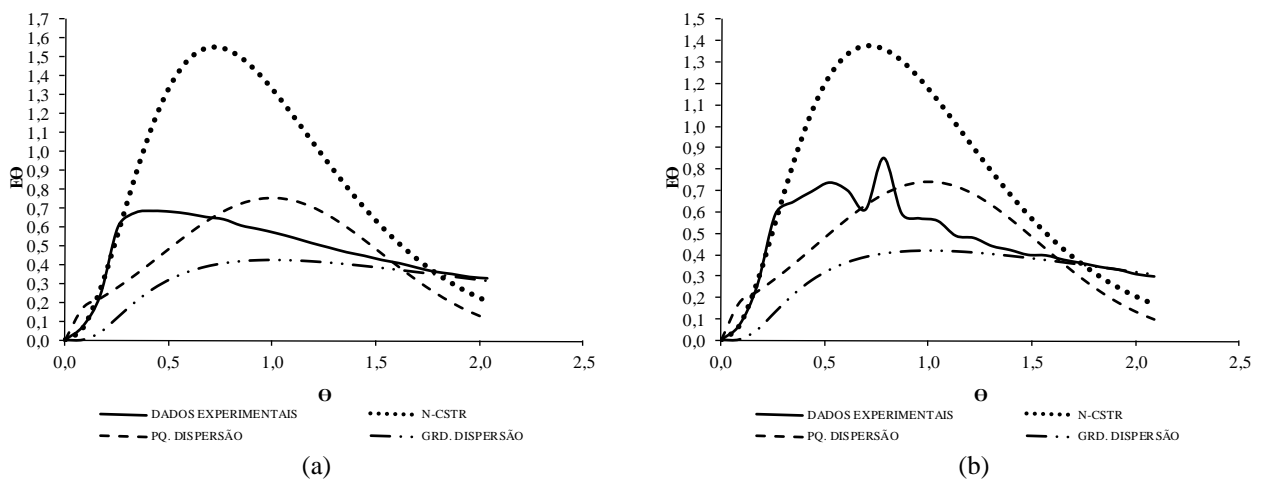


Figura 22 - Curvas DTR para R100% no TDH de 4 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.

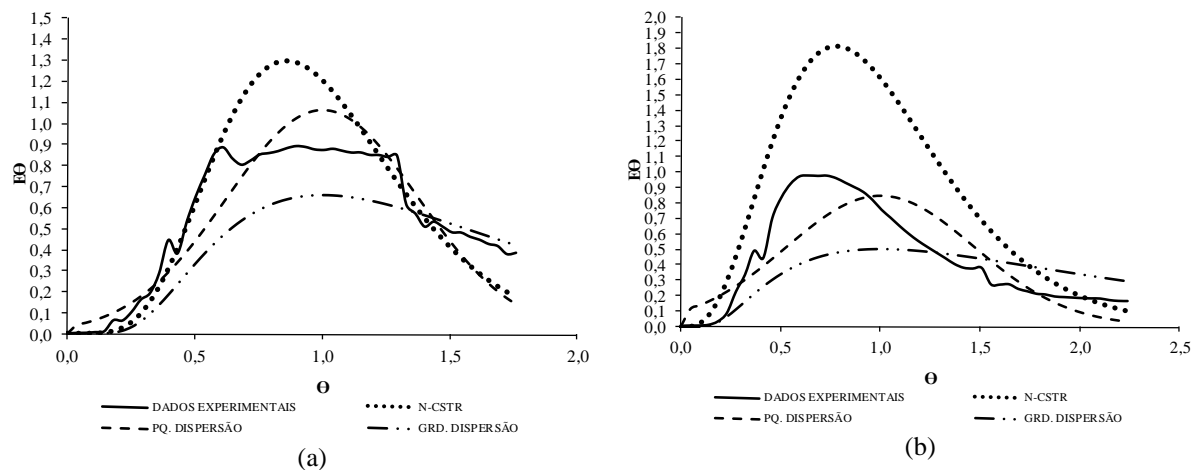
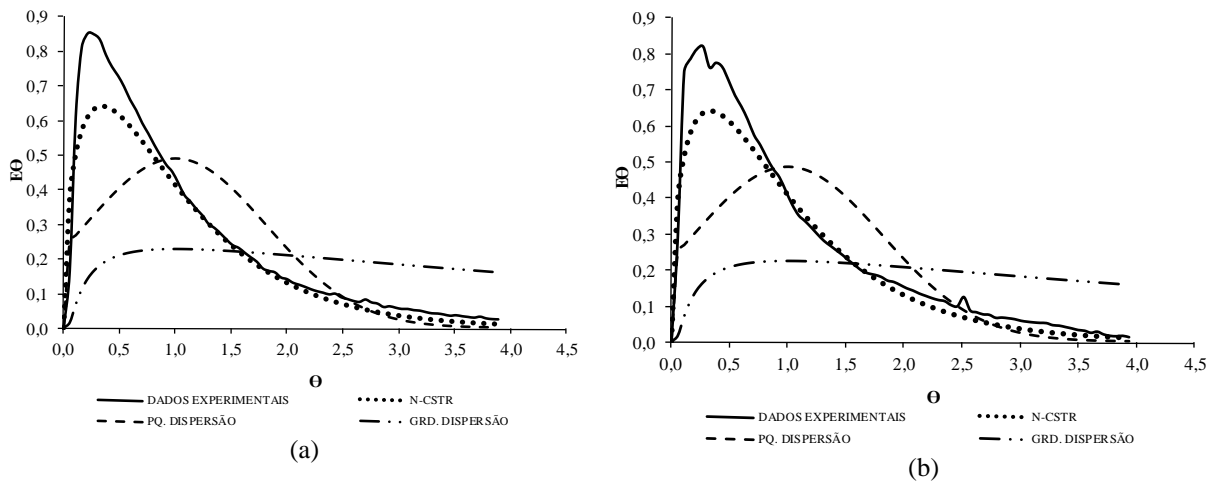


Figura 23 - Curvas DTR para R100% no TDH de 8 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.



**Figura 24** - Curvas DTR para R100% no TDH de 12 h: a) 1º ensaio e b) 2º ensaio.

Nas Figuras 22, 23 e 24 o modelo que apresentou melhor ajuste para todas as condições testadas (razão de recirculação mantida constante em 100% e TDH com variação em 4 h, 8 h 12 h) foi o N-CSTR (tanques em série). As curvas refletem a proximidade dos dados com os modelos ajustados e seu encaixe depende da variação do modelo.

De acordo com Toscani (2010), as condições de fluxo e do padrão de mistura que ocorrem no interior de um reator irão determinar qual regime hidráulico melhor explica seu comportamento, e que o tipo de escoamento é determinado pelo formato e estruturas hidráulicas de entrada e saída de fluxo.

Ainda nas Figuras 22, 23 e 24 observou-se o efeito de cauda longa nas curvas DTR. O mesmo foi reportado por Mendez Romero-et al. (2011) que também observaram caudas longas em curvas de DTR.

Na Tabela 20 foram apresentados os resultados obtidos com o os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência pelos modelos matemáticos teóricos propostos por Levenspiel (2000) para a razão de recirculação de 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h.

**Tabela 20** - Resultados obtidos com os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência a razão de recirculação de 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h.

TDH <sub>teórico</sub> (h)	R (%)	Ensaio	TDH <sub>real</sub> (h)	Pico (h)	Recuperação de Massa (%)	N- CSTR	D $\mu$ .L <sup>-1</sup>		Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> )		
							PD	GD	N- CSTR	PD	GD
4	100	1	5,9	2,5	81,2	3,57	0,14	0,44	0,87	0,71	0,59
		2	5,8	3,0	81,7	3,47	0,14	0,45	0,89	0,69	0,55
8	100	1	13,9	8,5	66,1	7,1	0,07	0,07	0,94	0,92	0,91
		2	10,9	8,0	67,1	4,5	0,11	0,32	0,98	0,83	0,65
		3	12,4	11,0	86,6	5,1	0,10	0,27	0,91	0,89	0,74
12	100	1	9,27	2,0	25,7	1,52	0,33	0,92	0,98	0,74	0,13
		2	9,14	2,5	27,5	1,50	0,33	1,56	0,98	0,73	0,08

Na Tabela 20 nota-se que houve atraso nos ensaios para o TDH de 4 h e 8 h, pois o TDH real foi maior que o TDH teórico. Este fenômeno pode ocorrer, devido à adsorção do traçador no meio suporte ou a existência de zonas mortas.

Escudíe et al. (2005) também constataram atraso na resposta da eosina Y e mencionaram que o atraso pode desempenhar um papel significativo na determinação do tempo de permanência de um reator de leito fixo anaeróbia. Estes autores verificaram um aumento do número de dispersão de baixa e alta intensidade com o decréscimo da taxa de fluxo.

Em relação a recuperação de massa da eosina Y (Tabela 20), a menor recuperação com 25,7% ocorreu para o 1º ensaio da condição de 12 h e a maior recuperação com 86,6% ocorreu para o 3º ensaio da condição de 8 h.

No geral a condição de TDH 4 h apresentou maior recuperação de massa do traçador eosina Y com média de 82% quando comparada as demais condições no TDH de 8 h com média de 73 % e no TDH de 12 h com média de 27%. Os resultados indicam que quanto menor o TDH, maior a recuperação de eosina Y, isso pode ser explicado pelo fato de o menor TDH possibilitar que o traçador tenha uma saída rápida do meio, devido a maior turbilhonamento.

Em relação ao número de reatores (Tabela 20) os valores médios para modelo o teórico N-CSTR foi de 3,5 para 4 h; 5,6 para 8 h e 1,5 para 12 h.

Fazolo et al. (2006) obtiveram de 3 a 4 reatores de mistura completa em série em ensaios hidrodinâmicos em um reator de leito fixo em escala piloto contendo biomassa imobilizada em matrizes de poliuretano no tratamento de esgoto doméstico.

Méndez-Romero et al. (2011) avaliaram a hidrodinâmica de um reator anaeróbio de leito fixo (5,5 L) no tratamento de efluente de abatedouro, com  $2,29 \text{ mL min}^{-1}$  a  $204 \text{ mL min}^{-1}$  de variação de vazão e TDH de 12 h a 48 h. Os autores obtiveram 1 reator N-CSTR e coeficiente de dispersão de 0,49.

Com os resultados da correlação dos modelos teóricos uniparamétricos testados (Tabela 20) foi possível afirmar que os tempos de detenção hidráulica testados de 4 h, 8 h e 12 h apresentaram coeficientes de correlação que indicam mistura completa. Os coeficientes médios foram 0,88 para 4 h; 0,94 para 8 h e 0,98 para 12 h.

Calheiros, Perico e Nunes (2009) montaram e estudaram uma unidade de tratamento preliminar, seguida por um sistema de reatores anaeróbios sequenciais que recebe esgoto oriundos de pontos de uma pequena central hidroelétrica. Com os resultados, constataram um número de dispersão  $D \text{ uL}^{-1}$  de 0,200 que indica escoamento disperso, no entanto mais próximo ao tipo mistura completa.

Carvalho et al. (2008) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB em escala piloto (160 L), utilizando eosina Y como traçador. O reator UASB apresentou comportamento similar ao de reator de mistura completa para vazão média afluente constante e o modelo de pequena dispersão apresentou melhor ajuste matemático.

Liu, Ren e Wan (2007) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio intermitente compartimentado, com a utilização de cloreto de lítio como traçador. Neste estudo, os autores concluíram que o padrão do fluxo foi intermediário entre mistura completa e pistonado e que o grau de mistura que ocorreu dentro do reator influenciou a extensão do contato entre o substrato e a população microbiana, que conseqüentemente interfere no desempenho do potencial do reator.

Segundo Levenspiel (2000) valores de  $D \mu\text{L}^{-1}$  igual zero indica um sistema ideal de fluxo pistonado; entre 0,000 e 0,002 dispersão de pequena intensidade; entre 0,025 e 0,200 dispersão de grande intensidade enquanto que valores de  $D \mu\text{L}^{-1}$  superiores a 0,200 o fluxo do sistema tende ao de mistura completa.

Na Tabela 21 são apresentados os resultados obtidos para as características hidráulicas e hidrodinâmicas, como o volume de zonas mortas, a eficiência hidráulica e a presença de curtos-circuitos hidráulicos nos ensaios com razão de recirculação de 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h.

**Tabela 21** - Resultados obtidos para as características hidráulicas e hidrodinâmicas nos ensaios com razão de recirculação 100% e TDH de 4 h, 8 h e 12 h.

<b>TDH<sub>teórico</sub></b> <b>(h)</b>	<b>R (%)</b>	<b>Ensaio</b>	<b>TDH<sub>real</sub></b> <b>(h)</b>	<b>Volume de</b> <b>zonas mortas</b> <b>(m<sup>3</sup>)</b>	<b>Eficiência</b> <b>Hidráulica</b>	<b>Curto-</b> <b>Circuito</b>
4	100	1	5,9	-0,006	0,72	0,63
		2	5,8	-0,006	0,72	0,75
8	100	1	13,9	-0,010	0,87	1,06
		2	10,9	-0,005	0,78	1,00
		3	12,4	-0,007	0,81	1,38
12	100	1	9,27	0,003	0,34	0,17
		2	9,14	0,003	0,33	0,21

Na Tabela 21 foi observado valores negativos no cálculo do volume de zonas mortas para as condições do TDH de 4 h e 8 h. De acordo com Peña, Mara e Avella (2006) a ocorrência de valores negativos no cálculo de zonas mortas indicou a existência de caminhos preferenciais no reator, e até mesmo a própria recirculação do fluxo existente e aeração pode ocasionar a existência dessa anomalia (desvio de idealidade). Sendo que o mesmo foi reportado por He Qiang et al. (2006) e Ahnert, Kuehn e Krebs (2010).

Dessa forma o valor médio para a eficiência hidráulica (Tabela 21) foi de 0,72 para 4 h, considerada satisfatória. Para a condição de 8 h a eficiência hidráulica foi considerada boa com valor de 0,82 e na condição de 12 h a eficiência hidráulica foi considerada insatisfatória com valor de 0,34.

De acordo com Sarathai, Koottatep e Morel (2010) a presença de curto-circuitos hidráulicos ocorre quando  $\Psi \leq 0,3$ . Dessa forma na Tabela 21, os valores indicam que ocorreu a presença de curto-circuitos hidráulicos no TDH de 12 h para ambos os ensaios, o que indica maior turbilhonamento no interior do reator nessa condição. Para as demais condições não houve a presença de curto-circuitos hidráulicos, pois o resultado encontrado foi superior a 0,3.

Mendez Romero-et al. (2011) reportaram que no momento em que o traçador aparece pela primeira vez no efluente e o ponto em que a concentração máxima na saída foi registrado, uma parte do fluido move-se através de um curto-circuito formado no interior do meio poroso, reduzindo o volume útil do reator.



## 5.5 ANÁLISE ESTATÍSTICA DO COMPORTAMENTO DO REATOR NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO COM A UTILIZAÇÃO DO DCCR PARA OTIMIZAÇÃO

### 5.5.1 Análise dos Efeitos das Variáveis e Significância dos Fatores na Remoção de Nitrogênio

Na Tabela 22 são apresentados o delineamento experimental e as variáveis respostas quanto à eficiência de remoção de nitrogênio obtidas nas etapas experimentais.

**Tabela 22** - Delineamento experimental e variáveis respostas.

Ensaio	Níveis reais dos fatores		Variáveis respostas (%)		
	TDH (h)	R (%)	Nitrificação	Desnitrificação	Nitrogênio Total
1	5,2	64,5	78 (1,72)	77 (4,14)	79 (3,92)
2	10,8	64,5	57 (5,83)	34 (8,45)	26 (5,18)
3	5,2	135,5	55 (0,14)	75 (4,21)	59 (8,30)
4	10,8	135,5	59 (4,14)	65 (4,58)	54 (4,52)
5	4	100	59 (4,12)	73 (4,26)	60 (5,10)
6	12	100	78 (2,12)	70 (5,44)	73 (4,45)
7	8	50	66 (5,05)	64 (9,55)	37 (4,31)
8	8	150	50 (3,00)	56 (13,8)	45 (5,85)
9	8	100	80 (1,66)	79 (8,78)	54 (5,40)

Legenda: (Desvio Padrão); Variáveis respostas: média da eficiência dos perfis realizados.

Na Tabela 22 observou-se que ocorreu variações nas eficiências de remoção entre as condições operadas. O ensaio 8 foi o que apresentou menor eficiência de remoção para nitrificação com 50%. E para a desnitrificação a menor eficiência de remoção foi 34% no ensaio 2. Já para os resultados de nitrogênio total, o ensaio 2 foi o que apresentou menor eficiência de remoção com 26%.

As maiores eficiências de remoção (Tabela 22) para o processo de nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total foram respectivamente o ensaio 9 com 80%; ensaio 9 com 79% e ensaio 1 com 79%.

Os efeitos estimados para a remoção de nitrogênio são apresentados na Tabela 23.

**Tabela 23** - Efeitos estimados para remoção de nitrogênio.

Variáveis (%)	Parâmetros	Efeitos	Erro Padrão <sup>1</sup>	T	p-valor	Erro Padrão <sup>2</sup>
Nitrificação	Média/Intercepto	80,3003	1,4734	54,4989	0,0000	1,4734
	TDH (L)	5,2732	1,4142	3,7287	0,0003	0,7071
	TDH (Q)	-13,5203	1,8670	-7,2417	0,0000	0,9335
	R (L)	-13,5437	1,4902	-9,0888	0,0000	0,7451
	R (Q)	-25,1122	1,9180	-13,0929	0,0000	0,9590
	TDHxR	18,3827	2,1777	8,4414	0,0000	1,0888
Desnitrificação	Média/Intercepto	10,9111	2,2253	4,9032	0,0000	2,2253
	TDH (L)	-10,7031	2,0850	-5,1334	0,0000	1,0424
	TDH (Q)	59,7381	2,8252	21,1444	0,0000	1,4126
	R (L)	2,4254	2,2994	1,05481	0,2943	1,1497
	R (Q)	52,1004	2,9473	17,6775	0,0000	1,4736
	TDHxR	12,3725	3,2110	3,8532	0,0002	1,6055
Ntotal	Média/Intercepto	20,6799	4,5264	4,5686	0,0000	4,5264
	TDH (L)	-4,3272	2,5692	-1,6842	0,0967	1,2846
	TDH (Q)	44,0791	4,9872	8,8384	0,0000	2,4936
	R (L)	-3,3031	3,2437	-1,0183	0,3121	1,6218
	R (Q)	16,5522	5,3802	3,0765	0,0030	2,6901
	TDHxR	33,4957	4,1051	8,1596	0,0000	2,0525

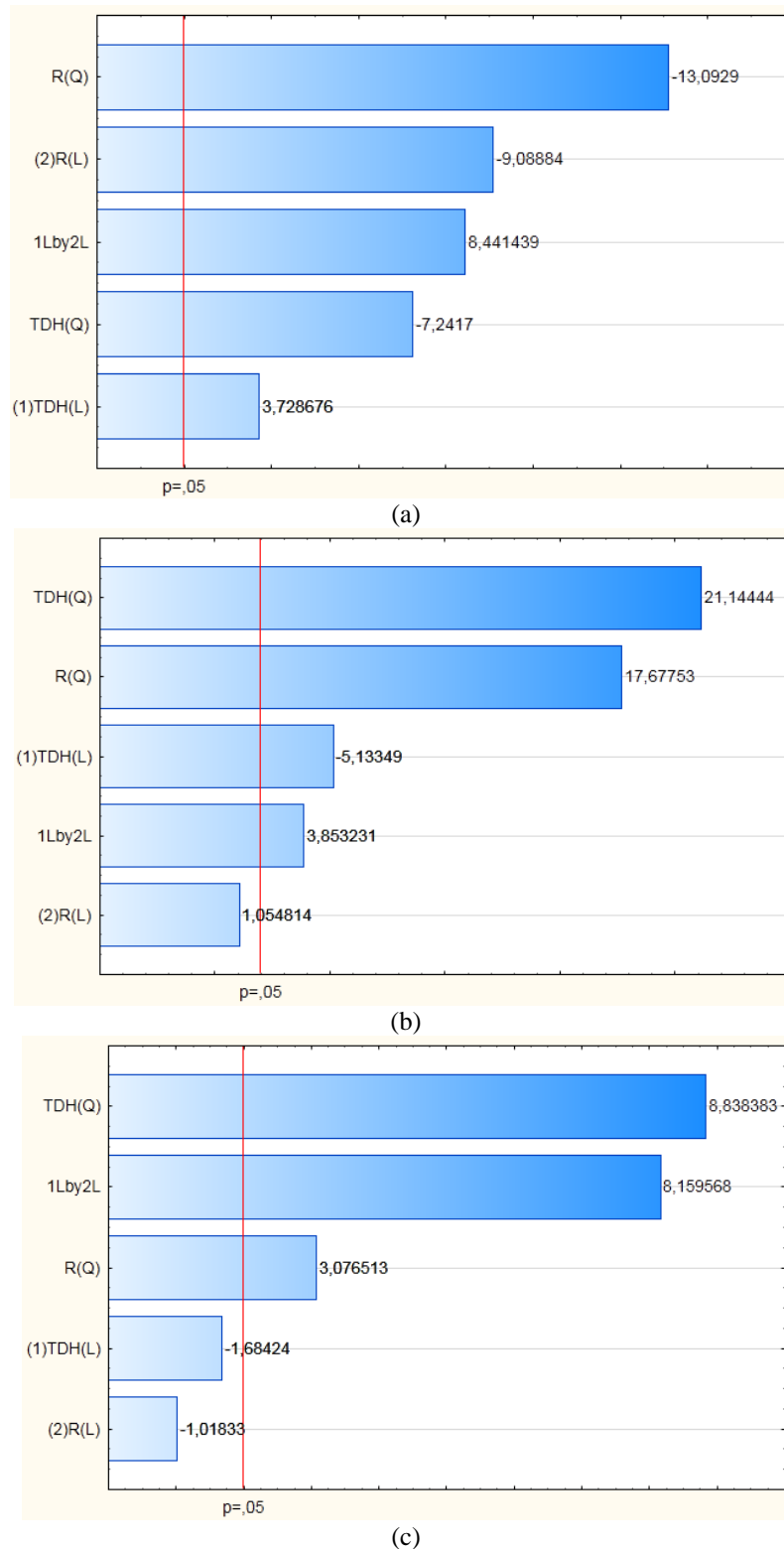
**Legenda:** (L) – linear; (Q) – Quadrático; <sup>1</sup>Erro padrão do efeito; <sup>2</sup>Erro padrão do coeficiente; T – t de Student.

O TDH e a razão de recirculação lineares e quadráticos exerceram efeitos significativos (Tabela 23) ao nível de 5% de confiança para a nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total, pois apresentaram p-valores inferiores a 0,05; com a exceção da razão de recirculação linear para desnitrificação e nitrogênio total e TDH linear para nitrogênio total.

Na Tabela 23 foram dispostos os valores do t de Student e para a interpretação foi necessário consultar a Tabela de t de Student (padrão estatístico), primeiramente identificou-se o número de grau de liberdade (11 neste estudo) versus o grau de significância (0,025 nesse estudo, pois utilizou-se o bicaudal), cruzando esses valores encontrou-se o valor 3,106. Logo os parâmetros com valores de t superiores a 3,106 e inferiores a -3,106 são significativos.

Neste sentido os parâmetros não significativos foram R (L) para desnitrificação, TDH (L) e R(L) para Ntotal, dessa forma este resultado corrobora com o p-valor obtido, pois os mesmos fatores, tanto na interpretação com o p-valor quanto com o t de Student, apontaram a mesma significância.

Na Figura 25 constam os gráficos de Pareto, nos quais está ilustrada a significância dos fatores na remoção de nitrogênio ao nível de confiança 95%.



**Figura 25** - Gráficos de Pareto para (a) nitrificação; (b) desnitrificação; (c) nitrogênio total.

Comparando os gráficos da Figura 25 com a Tabela 23 foi possível verificar a mesma tendência de significância dos fatores. Os fatores significativos ao nível de confiança

5% foram representados pelas colunas horizontais que ultrapassam a linha vermelha vertical (que representa o p-valor 0,05).

As análises de variância para remoção a nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total são apresentados na Tabela 24. Foram desconsiderados os fatores não significativos nas aplicações da ANOVA para os modelos de regressão.

**Tabela 24** - Análise de variância para nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total.

Variáveis resposta (%)	Fontes de variação	Soma quadrática	Graus de liberdade	Quadrado médio	F <sub>cal</sub>	F <sub>tab</sub>	F <sub>cal</sub> /F <sub>tab</sub>
Nitrificação	Regressão (modelo)	15 304	5	3 061	78	2,31	33,98
	Resíduo	3 712	95	39			
	Total	13 665	100				
Desnitrificação	Regressão (modelo)	71 645	4	17 911	201	2,46	81,49
	Resíduo	8 210	92	89			
	Total	60 155	96				
Ntotal	Regressão (modelo)	19 703,97	4	4 926	40	2,53	15,86
	Resíduo	8 610	70	123			
	Total	3 169	74				

**Legenda:** F<sub>cal</sub>= distribuição de Fisher calculada; F<sub>tab</sub>= distribuição de Fisher tabelada.

Na Tabela 24, é possível verificar a significância dos modelos de regressão para nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total, tendo em vista que os valores de  $F_{cal} > F_{tab}$ .

A partir dos resultados obtidos na ANOVA e dos efeitos estimados, foi possível a elaboração de modelos codificados (Tabela 25) de 2ª ordem que relacionam a nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total.

**Tabela 25** - Modelos matemáticos e coeficientes de determinação (R<sup>2</sup>) dos modelos ajustados.

Variáveis respostas (%)	Modelos	R <sup>2</sup> (%)
Nitrificação (Modelo 1)	$80,30+2,64(TDH)-6,76(TDH)^2-6,77(R)-12,56(R)^2+9,19(TDH \times R)$	73
Desnitrificação (Modelo 2)	$10,91-5,26(TDH)+29,98(TDH)^2+25,90(R)^2+5,81(TDH \times R)$	87
Nitrogênio Total (Modelo 3)	$20,68-2,50(TDH)+22,10(TDH)^2+8,66(R)^2+16,18(TDH \times R)$	72

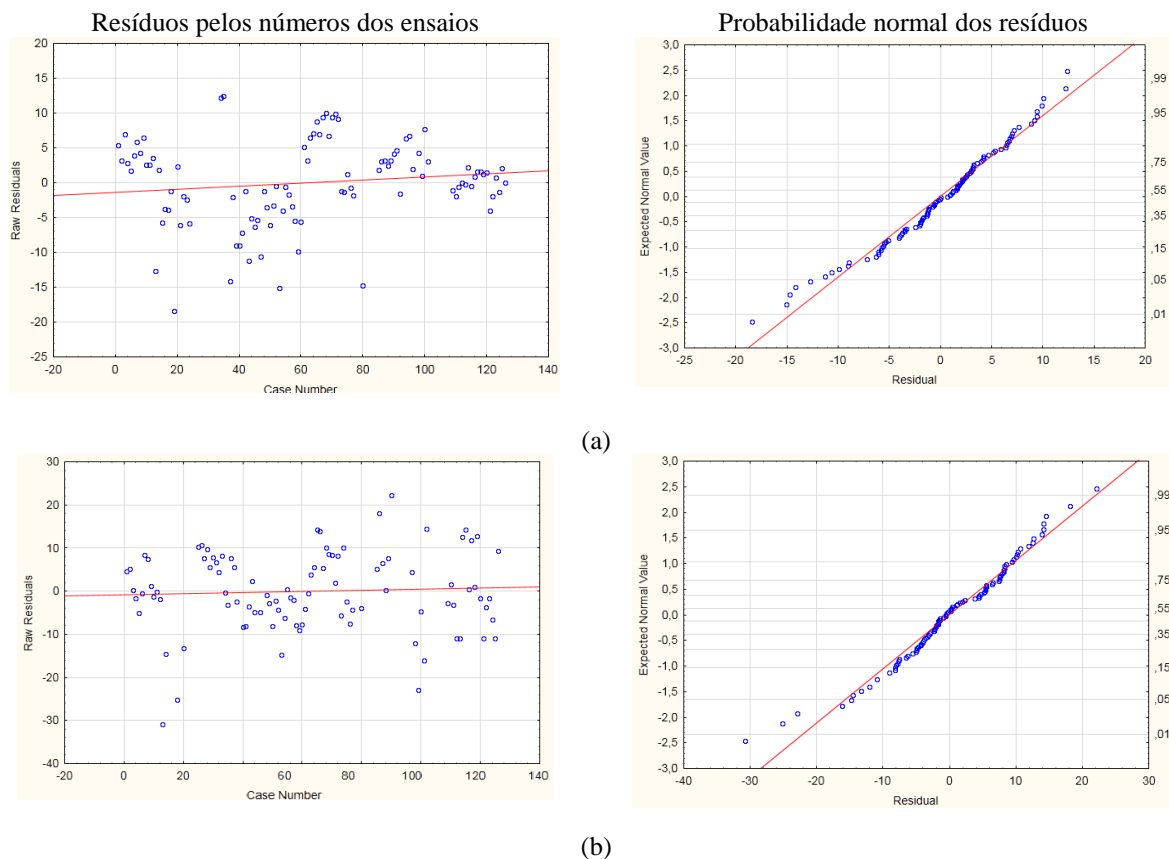
Na Tabela 25, os modelos estatísticos apresentaram valores de R<sup>2</sup> de 0,73 para o modelo 1, R<sup>2</sup> de 0,87 para o modelo 2 e R<sup>2</sup> de 0,72 para o modelo 3. Isso indica que 73, 87 e 72% das variações nas eficiências são explicadas pelos modelos respectivamente.

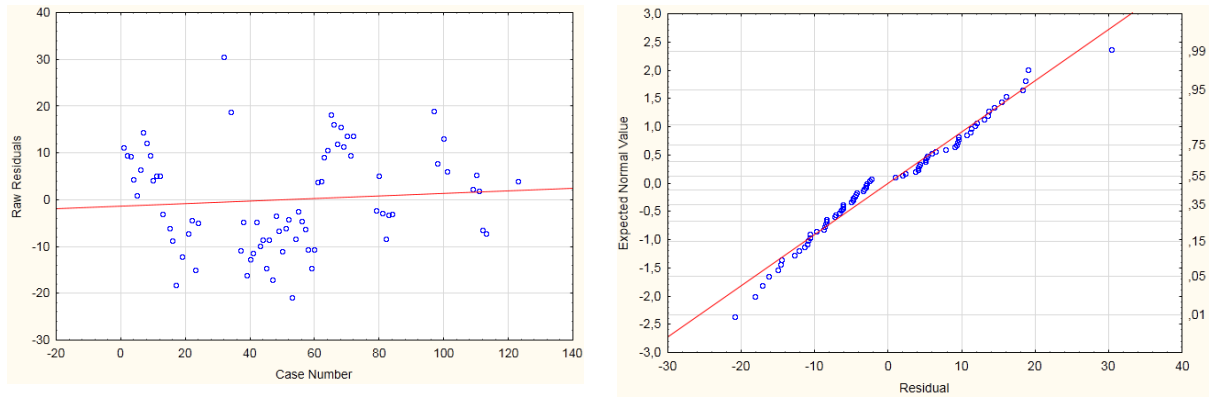
Nos modelos estatísticos apresentados na Tabela 25 foram excluídos os parâmetros que não exerceram influência significativa nas variáveis respostas. É importante lembrar que não houve efeito significativo na diferença dos horários das coletas (blocos), dessa forma as eficiências foram consideradas como repetições.

Ainda vale ressaltar que mesmo por se tratar de um sistema biológico com alimentação contínua, os valores de  $R^2$  que podem ser visualizados na Tabela 25 sugerem que os modelos estatísticos obtidos são adequados para avaliar o comportamento das eficiências do sistema de tratamento frente a variação do TDH e da razão de recirculação. Ainda é importante ressaltar que a distribuição de Fisher indica significância dos modelos preditos.

Lima et al. (2014) também utilizaram o DCCR para análise da remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto de abatedouro bovino e obtiveram coeficiente de 0,90. No entanto, o reator foi operado em sistema de batelada com controle da temperatura e aeração (alternava-se em períodos com aeração e sem aeração, para promover as fases aeróbia e anóxica, e respectivamente os processos de nitrificação e desnitrificação).

A distribuição dos resíduos em função dos números de ensaios e a probabilidade normal dos resíduos em função das variáveis respostas foram apresentadas na Figura 26.





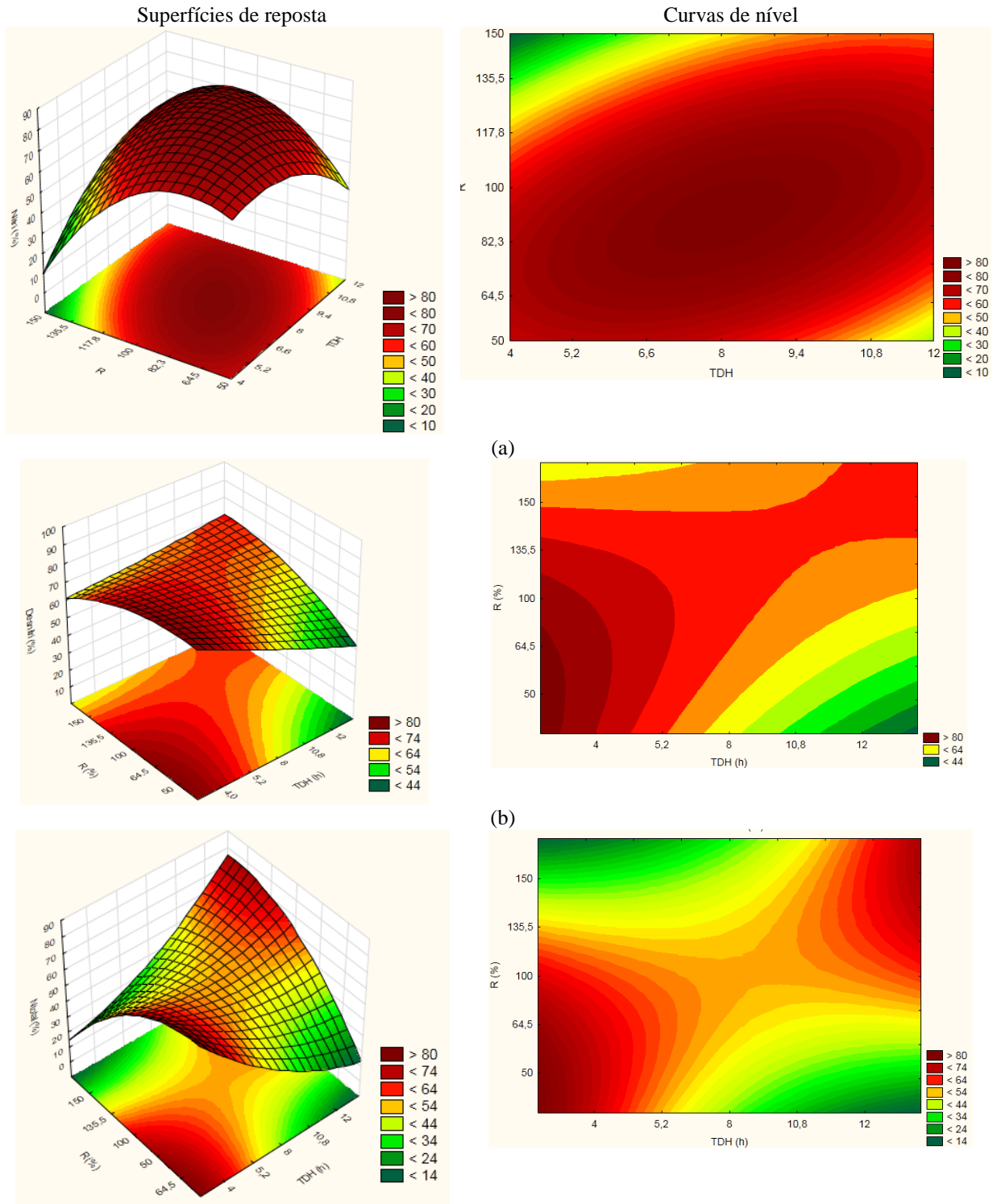
(c)

**Figura 26** - Gráficos dos resíduos pelos números de ensaios e gráficos da probabilidade normal dos resíduos para (a) nitrificação; (b) desnitrificação; (c) nitrogênio total.

Na Figura 26 podem-se observar as distribuições aleatórias dos resíduos em função do número de ensaios para nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total, ou seja, os erros foram independentes e igualmente distribuídos. Essa característica atende o exigido pelo modelo estatístico.

Nos gráficos de normalidade (Figura 26) observar-se os ajustes na probabilidade normal dos resíduos, nos quais não há pontos distantes das retas para as três variáveis repostas analisadas. Logo, as pressuposições exigidas pelo modelo estatístico são atendidas.

As superfícies de resposta e as curvas de nível para remoção de nitrogênio geradas são ilustradas na Figura 27.



**Figura 27** - Superfícies de resposta e curvas de nível para (a) nitrificação; (b) desnitrificação; (c) nitrogênio total.

Na Figura 27 foi possível verificar a existência de uma faixa ótima para cada fator e a combinação dessas faixas. Isso permite perceber que existe uma área de otimização do processo para as eficiências de remoção para as variáveis nitrificação, desnitrificação e

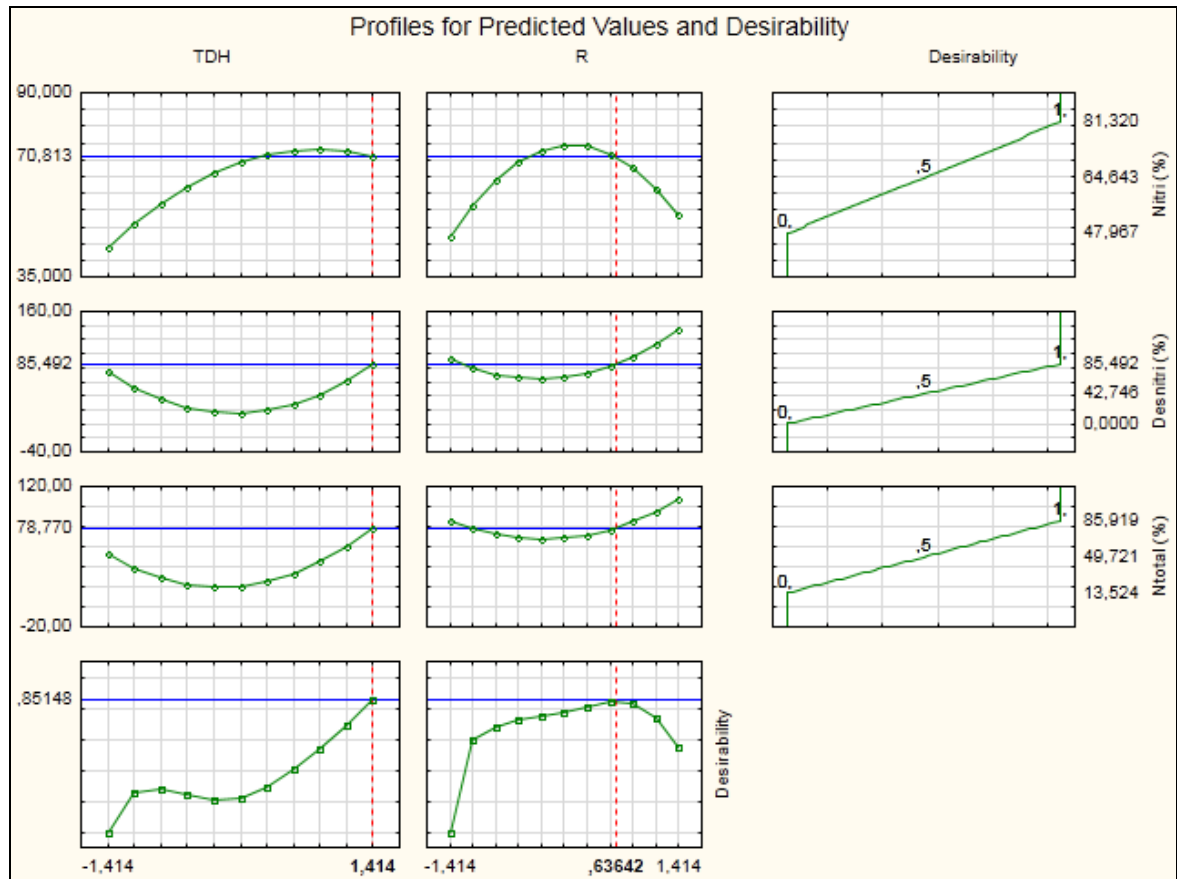
nitrogênio total. O mesmo foi observado por Lima et al. (2014) para as variáveis nitrogênio amoniacal e total e conversão de nitrogênio amoniacal a nitrato.

Ainda foi possível observar na Figura 27 que o aumento do TDH e a aumento da razão de recirculação resultaram em maiores eficiências para a variável nitrificação. Para a desnitrificação os maiores TDH e menores de razão de recirculação apresentaram maiores eficiências. O mesmo ocorreu para o nitrogênio total. O aumento das eficiências em relação ao TDH ou R ou ainda ambos pode estar relacionado aos valores iniciais de cada parâmetro devido ao processo ser biológico, de alimentação contínua e sem controle dos fatores externos.

### 5.5.2 Validação dos Modelos

A validação dos modelos foi realizada para a condição ótima encontrada na desejabilidade (Figura 28), que cruza todos os valores das variáveis respostas para a seleção do ponto ótimo. Este foi o único ponto que as variáveis são analisadas em grupo. Para obter a desejabilidade foram utilizados todos os parâmetros TDH linear e quadrático e R linear e quadrático, de todas as condições.





**Figura 28** - Análise da deseabilidade para encontrar condição ótima.

Na Figura 28, as linhas verde que indicam o conjunto de dados, a azul o ponto ótimo de cada variável e a tracejada vermelha é o ponto onde houve melhor desempenho para todas as variáveis. (condição ótima). Dessa forma a condição encontrada foi para valores codificados TDH 1,414 e R 0,636 e valores descodificados TDH de 12 h e R de 122,36%.

Dessa forma foi necessário analisar experimentalmente a condição ótima em laboratório, a fim de comparar os valores experimentais encontrados com os valores preditos calculados no modelo estatístico. (Tabela 26). Os valores preditos pelo modelo também foram calculados para as demais condições analisadas.

**Tabela 26** - Valores preditos calculados no modelo encontrado.

Ensaio	Variáveis codificadas		Variáveis decodificadas		Respostas calculadas no modelo (%) [Valor experimental encontrado %]		
	TDH	R	TDH (h)	R (%)	Nitrificação R <sup>2</sup> 0,73	Desnitrificação R <sup>2</sup> 0,87	Nitrogênio Total R <sup>2</sup> 0,72
1	-1	-1	5,2	64,5	74 [78]	78 [77]	70 [79]
2	+1	-1	10,8	64,5	61 [57]	56 [34]	33 [26]
3	-1	+1	5,2	135,5	42 [55]	66 [75]	38 [59]
4	+1	+1	10,8	135,5	66 [59]	67 [65]	65 [54]
5	-1,414	0	4	100	63 [59]	78 [73]	68 [60]
6	+1,414	0	12	100	71 [78]	63 [70]	61 [73]
7	0	-1,414	8	50	65 [66]	62 [64]	32 [37]
8	0	+1,414	8	150	46 [50]	63 [56]	38 [45]
9	0	0	8	100	71 [80]	71 [79]	49 [54]
10*	1,414	0,636	12	122,36	69 [78]	79 [69]	79 [71]

\*Condição ótima encontrada pela desejabilidade.

[Valor experimental encontrado em laboratório %, anteriormente apresentado na Tabela 22]

Na Tabela 26 pode-se observar os valores preditos calculados pelo modelo encontrado e os valores experimentais. A diferença entre o valor experimental e o valor predito calculado foi em função do R<sup>2</sup>, quanto maior o coeficiente mais próximos esses valores serão.

O modelo pode ser aplicado a valores no intervalo estudado, ou seja, R de 50 até 150% e TDH de 4 até 12h. Nesses intervalos quaisquer valores podem ser calculados no modelo, não somente os testados.

O ensaio 10 apresentado na Tabela 26 representou a condição ótima encontrada pela desejabilidade, para este ensaio os valores preditos calculados pelo modelo foram de 69% para nitrificação, 79% para desnitrificação e 79% para nitrogênio total. E os valores experimentais encontrados em laboratório foram de 78% para nitrificação, 69% para desnitrificação e 71% para nitrogênio total.

Mesmo sendo um sistema biológico de alimentação contínua sem controle externos, é possível notar diante desses resultados que a diferença dos valores preditos e valores experimentais para todas as variáveis não ultrapassaram 10% o que indica a validação do modelo. Tais resultados possibilitam perceber que com o DCCR é possível estimar a realização de condições experimentais e otimizar mais de uma resposta ao mesmo tempo e estabelecer as condições desejadas.

## 6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Com a realização do procedimento experimental nas etapas definidas e com base nos resultados obtidos, pode-se concluir que:

- Os parâmetros como temperatura do líquido, concentração de oxigênio dissolvido e pH contribuíram para o desenvolvimento dos microrganismos, os valores efluentes ao reator para estes parâmetros ficaram em média 23,1 °C para a temperatura; 5,8 mg L<sup>-1</sup> para a concentração de oxigênio dissolvido e 6,87 para pH. A alcalinidade a bicarbonato (com média 152 mg L<sup>-1</sup> nas amostras afluente e 37 mg L<sup>-1</sup> nas amostras efluente) e ácidos voláteis (com média 38 mg L<sup>-1</sup> nas amostras afluente e 16 mg L<sup>-1</sup> nas amostras efluente), indicaram estabilidade no interior do reator, ou seja, estava em equilíbrio;

- Quando avaliada a influência da taxa de recirculação no desempenho do reator quanto a remoção de nitrogênio e fósforo, a maior eficiência para a remoção de NTK e Namon foi para o TDH de 8 h com R 100% com 97% e 99% respectivamente e para fósforo a maior remoção (33%) ocorreu no TDH 8 h com R 150%. Nestas variações foram obtidos melhores resultados para o TDH de 8h e R100%;

- Quando avaliada a influência da sobrecarga hidráulica no desempenho do reator quanto a remoção de nitrogênio e fósforo, foi possível perceber que o TDH de 8 h foi a condição que resultou em maiores eficiências de remoção. Para o TDH de 8 h e R100% foi encontrada; 97% de remoção para NTK; 99% para Namon e 96% para sólidos suspensos totais; E o TDH de 12 h teve 73% para Ntotal, 12% para fósforo e 55% para ST. Para estas variações o TDH de 12 h e R100% apresentou melhores resultados;

- Quanto as características hidráulicas e hidrodinâmicas, tanto para a variação de razão de recirculação quanto para a variação de TDH, o fluxo presente no interior do reator, de acordo com os coeficientes de correlação e modelos teóricos uni-paramétricos, foi o de mistura completa;

- O efeito de cauda longa nas curvas de concentração do traçador ao longo do tempo e também nas curvas DTR, foi verificado tanto na variação de razão de recirculação quanto na variação de TDH, o que indica a adsorção do traçador no meio suporte;

- Foi verificada a presença de zonas mortas (atraso no TDH real) em todas as razões de recirculação (50%, 100% e 150%) para o TDH de 8 h testado. A condição TDH 8 h e R 100% apresentou boa eficiência hidráulica, pois seu valor foi superior a 0,75 e não houve

a presença de curto-circuitos em nenhuma condição para a variação de razão de recirculação, pois este ocorre quando  $\Psi \leq 0,3$ . Para os perfis da variação de TDH, não ocorreu a presença de zonas mortas apenas para o TDH de 12 h, porém essa condição teve a presença de curto-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica insatisfatória (eficiência hidráulica com valor inferior a 0,5);

- Pela análise estatística no delineamento do composto central rotacional, o TDH e a razão de recirculação lineares e quadráticos exerceram efeitos significativos ao nível de 5% de confiança para nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total, pois apresentaram p-valores inferiores a 0,05. E quando comparado o gráfico de Pareto com a tabela de efeitos, foi possível verificar a mesma tendência de significância dos fatores;

- Os modelos estatísticos apresentaram valores de  $R^2$  de 0,73 para nitrificação,  $R^2$  de 0,87 para desnitrificação e  $R^2$  de 0,72 para nitrogênio total, ou seja, 73, 87 e 72% das variações nas eficiências são explicadas pelos modelos;

- Nas curvas de superfície de resposta e curvas de nível foi possível verificar a existência de uma faixa ótima para cada fator e a combinação dessas faixas. Isso permite perceber que existe uma área de otimização do processo para as eficiências de remoção para as variáveis nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total;

- Por meio da desejabilidade foi possível determinar a condição ótima de operação, sendo ela, o tempo de detenção hidráulico de 12 h e razão de recirculação de 122,36%. Torna-se importante ressaltar que com os resultados obtidos nesta condição quando testada em laboratório, foi possível validar os modelos estatísticos preditos. Dessa forma a análise multivariada quando comparada a univariada foi a que melhor representou os dados obtidos;

- Por fim é possível constatar que o RAALF estudado possibilita eficiências de remoção que atendem a legislação ambiental vigente, exceto para fósforo que necessita de tratamento complementar. E ainda se sobressai quando comparado a reatores anaeróbios ou aeróbios, dessa forma evidenciando a viabilidade de processos combinados;

- Para estudos futuros recomenda-se, a análise do crescimento da biomassa e a realização das análises físicas e químicas na saída da parte anaeróbia, a fim de verificar a contribuição na eficiência para os dois sistemas. Bem como verificar a variação de oxigênio e concentração de matéria orgânica afluenta. E ainda estudar intervalos estatísticos mais restritivos a fim de identificar o comportamento do reator.

## REFERÊNCIAS

- ABREU, Sérgio B.; ZAIAT, Marcelo. Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 13, n. 2, p.181-188, jun. 2008.
- AHMED, Mahdi; IDRIS, Azni; ADAM, Aofah. Combined anaerobic-aerobic system for treatment of textile wastewater. **Journal of Engineering Science and Technology**, Melbourne, p. 55-69. 2007.
- AHN, Y; KANG, S.T.; CHAE, S.R.; LEE, C.Y.; BAE, B.U.; SHIN, H.S. Simultaneous highstrength organic and nitrogen removal with combined anaerobic upflow bed filter and aerobic membrane bioreactor. **Desalination**, p. 114-121. 2007.
- Ahnert, M., Kuehn, V., & Krebs, P. Temperature as an alternative tracer for the determination of the mixing characteristics in wastewater treatment plants. **Water Research**, 44 (6): p. 1765-1776. 2010.
- ALEXANDRE, Verônica M. F.; VALENTE, Angélica M.; CAMMAROTA, Magali C.; FREIRE, Denise M. G. Performance of anaerobic bioreactor treating fish-processing plant wastewater pre-hydrolyzed with a solid enzyme pool. **Renewable Energy**, s.l., v. 36, n. 12, p.3439-3444, dez. 2011
- ARAÚJO JÚNIOR. Moacir M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. São Carlos, 2006. 136p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Paulo. Universidade de São Paulo. 2006.
- BARANA, Ana C.; LOPES, Deize D.; MARTINS, Tiago H.; POZZI, Eloísa; DAMIANOVIC, Márcia H. R. Z.; DEL NERY, Valéria; FORESTI, Eugênio. Nitrogen and organic matter removal in an intermittently aerated fixed-bed reactor for post-treatment of anaerobic effluent from a slaughterhouse wastewater treatment plant. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, s.l, v. 1, n. 3, p.453-459, 2013.
- BERNARDEZ, L. A.; ANDRADE LIMA, L. R. P.; ALMEIDA, P. F. The hydrodynamics of an upflow packed-bed bioreactor at low Reynolds number. **Brazilian Journal of Petroleum and Gas**, 2 (3): p. 114-121. 2008.
- BODÍK, Igor; KRATOCHVÍL, Karol; GASPARIKOVA, Eva; MIROSLAV, Hutnan. Nitrogen removal in an anaerobic baffled filter reactor with aerobic post-treatment. **Bioresource Technology**, v. 86, n. 1, p.79-84, jan. 2003.

BOUCHARD, Dermont C.; WILLIAMS, Mary K.; SURAMPALLI, Rao Y. Nitrate contamination of groundwater; sources and potential health effects. **Journal of the American Water Works Association**, v. 84, n. 9, p. 85-90, 1992.

BRASIL. **Conselho Nacional de Meio Ambiente** – CONAMA. Resolução n.º 357 de 17 de março de 2005.

BRASIL. **Conselho Nacional de Meio Ambiente** – CONAMA. Resolução n.º 430 de 13 de maio de 2011.

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

BRASIL, Jorge de L. **Uso de planejamento estatístico de experimentos aplicados a sistemas de adsorção**. 2010. 75 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre – RS, 2010.

BRASIL. Ministério das Cidades. Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental – SNSA. **Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS): Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos** – 2014. Brasília: SNSA/MCIDADES, 2014. 181 p.

BUTTON, Sérgio T. **Metodologia para planejamento experimental e análise de resultados**. Disponível em: < <http://www.fem.unicamp.br/~sergio1/pos-graduacao/IM317/im317.html>>. Acesso em 07 jan. 2016.

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

CANTO, Catarina S. A. do; RODRIGUES, José A. D.; RATUSZNEI, Suzana M.; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugênio. Feasibility of nitrification/denitrification in a sequencing batch biofilm reactor with liquid circulation applied to post-treatment. **Bioresource Technology**, [s.l.], v. 99, n. 3, p.644-654, fev. 2008.

CAPELA, Isabel; BILÉ, Maria J.; SILVA, Flávio; NADAIS, Helena; PRATES, Antônio; ARROJA, Luís. Hydrodynamic behaviour of a full-scale anaerobic contact reactor using residence time distribution technique. **J. Chem. Technol. Biotechnol.**, v. 84, n. 5, p.716-724, maio 2009. Wiley-Blackwell.

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**, v. 13, n. 2, p.226-235, 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.

CHEN, Yun; HE, Jia; MU, Yang; HUO, Ying Chao; ZHANG, Ze; KOTSOPOULOS, Thomas A.; ZENG, Raymond J.. Mathematical modeling of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors: Simultaneous accounting for hydrodynamics and bio-dynamics. **Chemical Engineering Science**, v. 137, p.677-684, dez. 2015. Elsevier BV.

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

CHERNICHARO, Carlos A. L.; VAN HAANDEL, Adrianus C.; CAVALCANTI, Paula F. F. Controle Operacional de Reatores aneróbios. In: CAMPOS, José Roberto. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1999. Cap. 9. p. 221-247.

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

CHOWDHURY, Nabin; ZHU, Jesse; NAKHLA, George; PATEL, Ajay; ISLAM, Mohammad. A Novel Liquid-Solid Circulating Fluidized-Bed Bioreactor for Biological Nutrient Removal from Municipal Wastewater. **Chemical Engineering & Technology**, [s.l.], v. 32, n. 3, p.364-372, mar. 2009.

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

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

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

DOMINGUES, Lúgia M.; NOUR, Edson A. A. Estudo hidrodinâmico de um sistema combinado filtro anaeróbio, biofiltro aerado submerso. In: Congresso Brasileiro De Engenharia Sanitária e Ambiental, 23, 2005, Campo Grande. **Anais...**Rio de Janeiro: ABES, 2005. p. 1 – 6.

EATON, Andrew D.; CLESCERI, Lenore S.; RICE, Eugeni W.; GREENBERG, Arnold. 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.

Escudié, R., Conte, T., Steyer, J. P., & Delgenès, J. P. Hydrodynamic and biokinetic models of an anaerobic fixed-bed reactor. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 7, p. 2311–2323. 2005.

FAZOLO, Ajadir; PASOTTO, Bruno; FORESTI, Eugenio; ZAIAT, Marcelo. Kinetics, Mass Transfer and Hydrodynamics in a Packed Bed Aerobic Reactor Fed with Anaerobically Treated Domestic Sewage. **Environmental Technology**, v. 27, p. 1125-1135, 2006.

FOCO, Mario L. R.; LOPES, Guilherme P. dos R.; NOUR, Edson A. A. Nitrogen removal in combined anoxic-aerobic system with immobilized biomass. **Engenharia Sanitária Ambiental**, v.20, n.1, p. 55-64. Jan/mar 2015.

FORD, D. L.; CHURCHEWELL, R. L.; KACHTICK, J. W. Comprehensive analysis of nitrification of chemical processing wastewaters. **Journal Water Pollution Control Federation**. v, 52, n 11, p. 2726-2746. 1980.

GARBOSSA, Luis. H. P. **Avaliação de sistemas anaeróbio-aeróbio com biomassa imobilizada para remoção de matéria carbonácea e nitrogênio de esgoto sanitário e uso do biogás na desnitrificação**. 2006. 144 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, São Paulo, 2006.

GASPARIKOVA, Eva; KAPUSTA, S; BODÍK, Igor; DERCO, J; KRATOCHVIL, Karol. Evaluation of anaerobic-aerobic wastewater treatment plant operations. *Polish Journal of Environmentak Studies*, v.4, n. 14, p. 29-34. 2005.

GERARDI, Michael H. **Wastewater Bacteria**. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc, 2006. 272 p. (Série Wasterwater Microbiology).

HAANDEL, Adrianus C. Van; LETTINGA, Gatzte F. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994. 240 p.



HAANDEL, Adrianus C. Van; MARAIS, Gerrit. **O comportamento do sistema de lodo ativado**. Campina Grande: Epgraf, 488p. 1999.

HE, Q., WANG, Y., FANG, J., ZHANG, H., & XU, J. Hydrodynamic behavior of the lateral flow biological aerated filter. **Journal of Central South University of Technology**, v. 13, n. 4, p. 412-416. 2006.

HENZE, Mogens; HARREMOES, Poul; JANSEN, Jes La Cour; ARVIN, Erik. **Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes**. 3. ed. Berlin: Springer, 2001. 422 p.

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

IMHOFF, Karl; IMHOFF, Klaus R. **Manual de tratamento de águas residuárias**. São Paulo: Edgard Blücher Ltda, 1986.

ISIK, Mustafa; SPONZA, Delia T. Anaerobic/aerobic treatment of a simulated textile wastewater. **Separation and Purification Technology**, p. 64-72. 2008.

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

JIMENEZ, B.; NOYOLA, A.; CAPDEVILLE, B.; ROUSTAN, M.; FAUP, G. Dextran blue colorant as a reliable tracer in submerged filters. **Water Research**, 22, v.1, p. 1253-7. 1988

JORDÃO, Eduardo. P; PESSOA, Constantino. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 4.ed. Rio de Janeiro: ABES, 2005. 906 p.

JORDÃO, Eduardo P.; PESSOA, Constantino A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 6. ed. Rio de Janeiro: Abes, 2011. 969 p

KELLNER, Erich; MOREIRA, João F. V.; PIRES, Eduardo C. Influência da estratificação térmica no volume útil e no comportamento hidrodinâmico de lagoa de estabilização: determinação experimental e teórica. **Eng Sanit Ambient**, v. 14. n.1. p.129-138. 2009.

KORDKANDI, Salman A.; KHOSHFETRAT, Ali B.. Influence of carbon/nitrogen ratio and non-aerated zone size on performance and energy efficiency of a partially-aerated submerged fixed-film bioreactor. **Journal Of Industrial And Engineering Chemistry**. p.1-24, jul. 2015. Elsevier BV.

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.

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

LETTINGA, Gatzke. Sustainable integrated biological wastewater treatment. **Water Science And Technology**, s.l. v. 33, n. 3, p.85-98, Dez. 1996.

LEVENSPIEL, Octave. **Engenharia das Reações Químicas**. 3 ed. São Paul: Edgard Blücher Ltda, 2000.

LIMA, Cláudio. A. A. **Tratamento de esgoto sanitário em reator horizontal de leito fixo (RAHLF) - Escala Piloto**. 2001. 165 f. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

LIMA, Daniel M. F. **Influência da vazão de recirculação na produção de hidrogênio em reator anaeróbio de leito fixo**. 2011. 85 f. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

LIMA, Adriana N. **Remoção biológica de nitrogênio de efluente de abatedouro bovino em reator em batelada sequencial**. 2012. 65 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2012.

LIMA, Adriana N.; GOMES, Benedito M.; GOMES, Simone D. CARVALHO, Karina Q.; CHRIST, Divair. Application of response surface methodology to study the biological removal of nitrogen from effluent of cattle slaughterhouse in a sequencing batch reactor. **Engenharia Agrícola, Jaboticabal**. V. 34, n. 2. P. 363-371. 2014.

LIU, Xiao-lei; REN, Nan-qi; WAN, Chun-li. Hydrodynamic characteristics of a four compartment periodic anaerobic baffled reactor. **Journal Of Environmental Sciences**. s.l. v.19, n. 10, p.1159-1165. 2007.

LOURENÇO, A. M. P., & CAMPOS, C. M. M.. Hydrodynamic behavior of a lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) operated with an adopted hydraulic retention time (HRT) of 12 hours. **Ciência e Agrotecnologia**, 33 (4): p. 1139-1144. 2009.

MATEUS, Nazaré B.; BARBIN, Décio; CONAGIN, Armando. Viabilidade de uso do delineamento composto central. **Acta Scientiarum**, v. 23, n. 6, p. 1537-1546, 2001.

METCALF, Leonard; EDDY, Harrison. **Wastewater Engineering – treatment, disposal and reuse**. 3 ed. Estados Unidos, McGraw-Hill. 2003.

METCALF, Leonard; EDDY, Harrison. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4ed. New York, Mcgraw-hill. 1819 p. 2005.

MONTGOMERY, D. C.; RUNGER, G. C. **Applied Statistics and Probability for Engineers**. John Wiley and Sons, 1994.

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

NOGUEIRA, Regina M. O. B; LAZAROVA, V.; MANEM, J.; MELO, L. F. Influence of dissolved oxygen on the nitrification kinetics in a circulating bed biofilm reactor. **Bioprocess Eng**. 19:441-9. 1998.

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

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

OLIVEIRA NETTO, Antonio P. de.; ZAIAT, Marcelo. Treatment of Domestic Sewage in an Anaerobic-Aerobic Fixed-bed Reactor with Recirculation of the Liquid Phase. **Clean Soil Air Water**, v. 40, n. 9, p.965-971, 26 jul. 2012.

PANTOJA FILHO, Jorge. L. R. **Remoção de material orgânica carbonácea e nitrogênio em reator aróbio-anóxico de leito fixo (RAALF) aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio**. 2011. 173 f. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

PASSIG, Fernando. H.; BLUNDI, Carlos. E. **Caracterização hidrodinâmica de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente**. 1996. Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/mexico/01180i04.pdf>>. Acesso em: 28 jan 2015.

PATEL, Ajay; ZHU, Jesse; NAKHLA, George. Simultaneous carbon, nitrogen and phosphorous removal from municipal wastewater in a circulating fluidized bed bioreactor. **Chemosphere**, s.l, v. 65, n. 7, p.1103-1112, nov. 2006.

PEIXOTO, Guilherme. **Sistema fermentativo de duas fases para a produção de hidrogênio e metano a partir de esgoto sanitário combinado com águas residuárias industriais**. 2011. 190 f. Tese (Doutorado) - Curso de Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011

PEÑA, Miguel R.; MARA, Duncan D.; AVELLA, Gómez 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, Jesper; SOMES Nicholas L. G.; WONG, Tony. H. F. Hydraulics e\_iciency of constructed wetlands and ponds. **Water Science and Technology**, 40: 291–300. 1999.

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) – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

POZO, Rodrigo del; DIEZ, Victorino. Organic matter removal in combined anaerobic–aerobic fixed-film bioreactors. **Water Research**, s.l., v. 37, n. 15, p.3561-3568, set. 2003.

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

RIPLEY, Leonard E.; BOYLE, William 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.

MÉNDEZ-ROMERO, Dulce C.; LÓPEZ-LÓPEZ, Alberto; VALLEJO-RODRÍGUEZ, Ramiro; LÉON-BECERRIL, Elizabeth. 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. 2011.

SALGADO, Monique T. **Modelo matemático para avaliação hidrodinâmica em reatores tubulares operando em regime não-permanente**, 2008. 167 f. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Escola de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008

SANTANA, Adriana M.; OLIVEIRA, Roberto A. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. 2008. **Eng. Agríc.**, Jaboticabal, v.25, n.3, p.817-830, set./dez. 2005

SARATHAI, Yuttachai; KOOTTATEP, Thammarat; MOREL, Antoine. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onside wastewater treatment system. **Journal of Environmental Sciences**, v 22, p. 1319-1326, 2010.

SEGHEZZO, Lucas; ZEEMAN, Grietje; VAN LIER, Jules B.; HAMELERS, Hubertus V. M.; LETTINGA, Gatzke. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresource Technology**, s.l., v. 65, n. 3, p.175-190, set. 1998.

SIEGFRIED, Werner H.; CLETO, Eduardo P. **Modelagem hidrodinâmica de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB)**. 1996. Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/mexico/01230p04.pdf>>. Acesso em: 27 out. 2014.

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. **Anais...** Vitória/ES. 2002.

SOUZA, M. E. Fatores que influenciam a digestão anaeróbia. **Revista DAE**. São Paulo, v. 44, n. 137, p 88-94. 1984.

SPAGNI, Alessandro; MARSILI-LIBELLI, Stefano. Nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating sanitary landfill leachate. **Bioresource Technology**, [s.l.], v. 100, n. 2, p.609-614, jan. 2009

SPEECE, Richard E. **Anaerobic Biotechnology for Industrial WasteWaters**. EUA: Vanderbij University, 394p. 1996.

SPERLING, Marcos Von. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade de Minas Gerais, 1996.

SPERLING, Marcos Von. **Lodos ativados**. Belo Horizonte: UFMG, 416 p. 4 v. 1997.

SPERLING, Marcos Von. Comparison of simple, small, full-scale sewage treatment systems in Brazil: UASB–maturation ponds–coarse filter; UASB–horizontal subsurface-flow wetland; vertical-flow wetland (first stage of French system). **Water Science & Technology**, s.l, v. 71, n. 3, p.329-337. 2015.

SUKACOVÁ, Katerina; TRTÍLEK, Martin; RATAJ, Tomás. Phosphorus removal using a microalgal biofilm in a new biofilm photobioreactor for tertiary wastewater treatment. **Water Research**, v.71. p. 55-63. 2015.

SURAMPALLI, Rao Y.; TYAGI, Rajeshwar; SCHEIBLE, O Karl; HEIDMAN, James A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch eactors. **Bioresource Technology**, s.l., v. 61, n. 2, p.151-157, ago. 1997.

TORRES, Patrícia. **Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários**. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1992.

TOSCANI, Daniel C. **Avaliação e aplicação de simulações matemáticas para definição de regime hidráulico e constantes cinéticas de remoção de matéria orgânica em reatores de tratamento de esgoto sanitário**. 2010. 206 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

WANG, Dong-bo B.; LI-ming, Xiao; YANG, Qi; ZENG, Guang-ming; LIAO, De X.; ZHANG, Jie. Biological phosphorus removal in sequencing batch reactor with single-stage oxic process. **Bioresource Technology**, p. 5466-73. 2008.

WEBER, Marisa I. **Avaliação de um reator anaeróbio de leito fluidizado para o tratamento de resíduos líquidos da indústria de refrigerantes**. 2006. 184 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental ) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2006.

WOSIACK, Priscila A.; LOPES, Deize D.; DAMIANOVIC, Márcia H. R. Z.; FORESTI, Eugênio; GRANATO, Daniel; BARANA, Ana C. Removal of COD and nitrogen from animal food plant wastewater in an intermittently-aerated structured-bed reactor. **Journal Of Environmental Management**, s.l , v. 154, p.145-150, 2015.

ZHANG, Weitang; HOU, Feng; PENG, Yongzhen; LIU, Qingsong; WANG, Shuying. Optimizing aeration rate in an external nitrification-denitrifying phosphorus removal (ENDPR) system for domestic wastewater treatment. **Chemical Engineering Journal**. P.342-347. 2014.

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

ZHU, Gui-bing; PENG, Yong-zhen; WU, Shu-yun; WANG, Shu-Ying; XU, Shi-Wei. Simultaneous nitrification and denitrification in step feeding biological nitrogen removal process. **Journal Of Environmental Sciences**, s.l., v. 19, n. 9, p.1043-1048, jan. 2007.

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