

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

ALDRIA DIANA BELINI

**OTIMIZAÇÃO DA REMOÇÃO DA MATÉRIA CARBONÁCEA E  
NITROGENADA DE ESGOTO SANITÁRIO POR SISTEMA  
COMBINADO ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO**

DISSERTAÇÃO

CURITIBA  
2016

ALDRIA DIANA BELINI

**OTIMIZAÇÃO DA REMOÇÃO DA MATÉRIA CARBONÁCEA E  
NITROGENADA DO ESGOTO SANITÁRIO POR REATOR  
ANAERÓBIO E AERÓBIO DE LEITO FIXO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em  
Ciência e Tecnologia Ambiental, da Universidade Tecnológica  
Federal do Paraná – Câmpus Curitiba, como requisito parcial  
para obtenção do título de mestre em Ciência e Tecnologia  
Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Fernando Hermes Passig  
Co-Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Cristiane Kreutz

CURITIBA  
2016

---

**Dados Internacionais de Catalogação na Publicação**

---

B431o      Belini, Aldria Diana  
2016      Otimização da remoção da matéria carbonácea e nitrogenada de esgoto sanitário por sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo / Aldria Diana Belini.-- 2016.  
107 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, Curitiba, 2016  
        Bibliografia: f. 94-107.

        1. Esgotos - Purificação - Remoção de nutrientes.  
        2. Águas residuais - Aspectos ambientais. 3. Tecnologia ambiental - Dissertações. I. Passig, Fernando Hermes.  
        II. Kreutz, Cristiane. III. Universidade Tecnológica Federal do Paraná - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. IV. Título.

CDD: Ed. 22 -- 363.7

---

**Biblioteca Ecoville da UTFPR, Câmpus Curitiba**

**TERMO DE APROVAÇÃO**

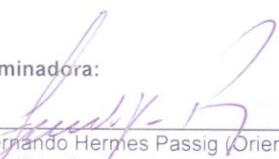
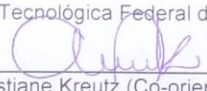
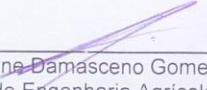
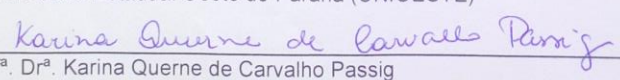
Título da Dissertação n°

OTIMIZAÇÃO DA REMOÇÃO DA MATÉRIA CARBONÁCEA E  
NITROGENADA DE ESGOTO SANITÁRIO POR SISTEMA COMBINADO  
ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO

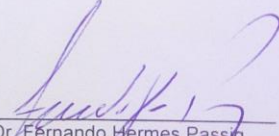
por

ALDRIA DIANA BELINI

Dissertação apresentada às 09 horas do dia 29 de fevereiro 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 Controle e Monitoramento Ambiental, 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  
\_\_\_\_\_  
Profª. Drª. Cristiane Kreutz (Co-orientadora)  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR – Campo Mourão  
\_\_\_\_\_  
Profª. Drª. Simone Damasceno Gomes  
Departamento de Engenharia Agrícola  
Universidade Estadual Oeste do Paraná (UNIOESTE)  
\_\_\_\_\_  
Profª. Drª. Karina Querne de Carvalho Passig  
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

"A Folha de Aprovação assinada encontra-se na Coordenação do Programa"

Dedico aos meus pais Edino e Janete e ao meu  
querido irmão Jairo, por todo carinho,  
compreensão, força e amor dedicados ao longo  
de toda a minha vida.

## AGRADECIMENTOS

Á Deus pela dádiva da vida. A minha família Edino Carlos Belini, Janete Oliveira Belini e Jairo Fernando Belini que me guiaram e ensinaram a não desistir, ter fé, força para lutar e chegar até aqui, e por todo apoio, amor e compreensão dedicado.

A meu orientador professor Dr. Fernando Hermes Passig, a quem agradeço por toda paciência, incentivo, ensinamentos, ajuda e confiança dedicados ao longo da realização deste trabalho.

A minha co-orientadora Dra. Cristiane Kreutz por toda a parceria, ensinamentos, motivação e experiência de vida transmitida tanto em questões de ordem teórica como pessoais ao longo da realização desta pesquisa.

A professora Dra. Karina Querne de Carvalho pelas dicas, ensinamentos e parceria. Sem seu incentivo não estaria hoje terminando o mestrado. Muito obrigada de coração e que venha o doutorado e muitos outros anos de parceria.

Aos participantes da banca de defesa professora Dra. Karina Querne de Carvalho e professora Dra. Simone Damasceno Gomes, que aceitaram compor a banca mesmo com um curto espaço de tempo entre a entrega do trabalho e a defesa.

Aos amigos e companheiros de laboratório: Ellen Caroline Baetker, Jéssica Luiza Bueno Trevizan, Débora de Mello, Daiane Cristina Freitas, Raphael Augusto Gatti, Gustavo Kampa, Ana Roberta Soares, André Guilherme Portela, Bruna Silva, Gabriela Ribeiro Marcelino e Bruna Cardoso Orsi, por toda ajuda e parceria.

A Universidade Tecnológica Federal do Paraná Câmpus Curitiba pelos equipamentos e espaço físico cedido, e a Fundação Araucária, SANEPAR, CNPq e CAPES pela bolsa e apoio financeiro cedido.

Por fim agradeço a Deus por ter colocado no meu caminho pessoas tão especiais como as Professoras Doutoras Karina Querne de Carvalho e Cristiane Kreutz e ao Professor Doutor Fernando Hermes Passig que são mais que exemplos de profissionais, são verdadeiros amigos que sempre estiveram presentes para tudo mesmo.

*“Alguns homens vêem as coisas como são, e dizem ‘Por quê?’  
Eu sonho com as coisas que nunca foram e digo ‘Por que não?’”*

*Geroge Bernard Shaw*

## RESUMO

BELINI, A. D. Otimização da remoção da matéria carbonácea e nitrogenada de esgoto sanitário por sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo. 2016. 108 f. Dissertação (Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2015.

O aumento da população agrava a qualidade dos corpos receptores existentes, devido a concentração dos despejos de esgotos sanitários com elevadas cargas carbonáceas e nitrogenadas. Existem inúmeras operações de tratamento, porém, a aplicação dos processos biológicos, na maioria dos casos é a alternativa mais econômica. Logo, este trabalho tem por objetivo, otimizar a remoção da matéria carbonácea e nitrogenada de esgotos sanitário por sistema combinado composto de reator anaeróbio e aeróbio de leito fixo. O sistema foi composto de reatores anaeróbio e aeróbio de leito fixo, com escoamento ascendente e fluxo contínuo, base retangular e volume útil de 19,8 L e 19,3 L respectivamente, mais um dispositivo de separação de sólidos líquidos com volume útil de 7,3 L (TDH de 8h em cada reator) e 9,8 L (TDH de 6h em cada reator). O meio suporte para imobilização da biomassa era constituído de anéis corrugados de Policloreto de Polivinila (PVC). O Sistema foi operado em 6 etapas distintas em que foi variado a taxa de recirculação (etapa 1 50%, etapa 2 100% e etapa 3 150%) e vazão de aeração (etapa 4 10 L.min<sup>-1</sup>, etapa 5 5 L.min<sup>-1</sup> e etapa 6 2,5 L.min<sup>-1</sup>). Para a avaliação do sistema, determinou-se os seguintes parâmetros físico-químicos: temperatura do líquido (TL), pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis (AV), oxigênio dissolvido (OD), demanda química de oxigênio (DQO) nitrogênio total kjeldahl (N-NTK), nitrogênio amoniacal (N-amoniacal), nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) e fósforo total (P). A avaliação do comportamento hidrodinâmico foi realizada pela técnica de estímulo-resposta tipo pulso com injeção do corante Eosina Y. Os resultados obtidos nas três primeiras etapas com influência da variação da taxa de recirculação (50 %, 100 % e 150 %), apresentaram remoções da concentração de matéria orgânica em termos de DQO<sub>(amostras brutas)</sub> superiores a 97 %, em relação a concentração de nitrogênio, a remoção de N-NTK ficou superior a 95 %; foi possível concluir que quanto maior a taxa de recirculação maior é a eficiência de remoção de nitrogênio e menores são os valores de nitrito e nitrato, entretanto cabe ressaltar que o aumento da taxa de recirculação provoca o aumento da concentração de OD no reator anaeróbio o que pode provocar o desequilíbrio do processo. Ao observar a influência da variação da vazão de aeração com taxa de recirculação constante de 100 %, as remoções de matéria orgânica apresentaram remoção de DQO<sub>(amostras brutas)</sub> superiores 98 a % enquanto a remoção de nitrogênio caiu conforme a diminuição da vazão de aeração (Q<sub>a</sub>) com eficiências de remoção de N-NTK superiores a 96% (Q<sub>a</sub> = 10 L.min<sup>-1</sup>), 90 % (Q<sub>a</sub> = 5 L.min<sup>-1</sup>) e 45 % (Q<sub>a</sub> = 2,5 L.min<sup>-1</sup>). E em relação a variação do TDH, na remoção de matéria orgânica, obteve valores de remoção superiores de DQO<sub>amostras brutas</sub> a 98 % (TDH de 8h em cada reator) e 99 % (TDH de 6h em cada reator) enquanto que para remoção de nitrogênio as eficiências foram superiores a 96% para ambos os TDH testados o que evidencia que o sistema combinado apresentou boa capacidade de amortecer a variação de cargas hidráulicas como orgânicas.

**Palavras chave:** Remoção de nutrientes; esgoto sintético; hidrodinâmica de reatores; eosina y; escala piloto.



## ABSTRACT

BELINI, A. D. Optimizing the removal of carbonaceous and nitrogenous matter of sanitary wastewater by anaerobic-aerobic combined fixed bed system. 2015. 108 p. Qualification of masters (Postgraduate in Environmental Science and Technology) - Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2015.

The increase in population worsens the quality of existing receiving bodies, because the concentration of sewage dumps with high organic and nitrogen loads. There are numerous processing operations, however, the application of biological processes, in most cases is the most economical alternative. Thus, this study aims to optimize the removal of carbonaceous and nitrogenous matter sanitary sewer system consists of a combined anaerobic and aerobic fixed bed reactor. The system was composed of anaerobic and aerobic fixed-bed reactors, with upward flow and continuous flow, rectangular base and useful volume of 19.8 L and 19.3 L, respectively, plus a solid liquid separation device with a volume of 7.3 L (HDT 8 h in each reactor) and 9.8 L (HDT 6 h in each reactor). The medium support for biomass immobilization consisted of corrugated rings Polyvinyl Polyvinyl (PVC). The system was operated in six different stages in which was varied the recirculation rate (50% step 1, 100% step 2 and step 3 150%) and flow aeration (step 4 10 L.min<sup>-1</sup>, Step 5 5 L .min<sup>-1</sup> and step 6 2.5 L.min<sup>-1</sup>). For the evaluation system, it was determined the following physicochemical parameters: liquid temperature (TL), pH, total alkalinity (AT), bicarbonate alkalinity (AB), volatile acids (AV), dissolved oxygen (DO), chemical oxygen demand (COD) Total kjeldahl nitrogen (N-TKN), ammonia (N-ammonia), nitrite (N-NO<sup>2-</sup>), nitrate (N-NO<sup>3-</sup>) and phosphorus (P). The hydrodynamic behavior evaluation was performed by pulse type stimulus-response technique of injection of the dye Eosin Y. The results obtained in the first three steps with recirculation rate influence of variation (50%, 100% and 150%) showed removal concentration of organic matter in terms of COD<sub>(raw samples)</sub> greater than 97%, for nitrogen concentrations, the removal of N-TKN was greater than 95%; it was concluded that the higher the recirculation rate is nitrogen removal efficiency and lower the nitrite values and nitrate, however it is worth noting that increasing the recirculation rate causes an increase of OD concentration in the anaerobic reactor which may cause the imbalance of the process. To observe the influence of variation in the flow aeration with constant recirculation rate of 100%, the removal of organic matter showed a COD<sub>(raw samples)</sub> removal higher than 98% while the nitrogen removal fell as the reduction of aeration flow (Qa) with N-TKN removal efficiencies exceeding 96% (Qa = 10 L.min<sup>-1</sup>), 90% (Qa = 5 L.min<sup>-1</sup>) and 45% (Qa = 2.5 L.min<sup>-1</sup>). And regarding the variation of TDH, in the removal of organic matter, obtained higher removal values DQO<sub>(raw samples)</sub> 98% (HDT of 8 hours in each reactor) and 99% (HDT of 6 hours in each reactor) while for nitrogen removal efficiencies were higher than 96% for both tested HDT which shows that the combined system showed a good ability to cushion the variation of hydraulic and organic fillers.

**Keywords:** Nutrient Removal; synthetic sewage; hydrodynamic reactors; eosin y; pilot scale.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Fracionamento da matéria orgânica do material orgânico no esgoto sanitário em termos de DQO.....	19
Figura 2	Etapas de transformações do nitrogênio.....	22
Figura 3	Desenho em escala dos reatores anaeróbio e aeróbio.....	33
Figura 4	Desenho esquemático do sistema combinado.....	34
Figura 5	a) Separador trifásico para coleta do biogás produzido, b) Sistema de medição do volume de gás por deslocamento líquido.....	38
Figura 6	Gráficos dos resultados de Temperatura do líquido (a), Oxigênio dissolvido (b), pH (c), Alcalinidade a bicarbonato (d), Alcalinidade total (e) e Ácidos voláteis (f) das etapas 1, 2 e 3.....	52
Figura 7	Gráficos dos resultados de DQO <sub>amostras brutas e filtradas</sub> (a e b), N-NTK (c), N-amoniacoal (d), Nitrito (e), Nitrato (f) e Fósforo (g).....	57
Figura 8	Varição da concentração de eosina y ao longo do tempo nas etapas 1 (a), 2 (b) e 3 (c).....	61
Figura 9	Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 1 (a e b), 2 (c e d) e 3 (f e g).....	62
Figura 10	Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 1 (a), 2 (b) e 3 (c).....	63
Figura 11	Gráficos dos resultados de TL (a), OD (b), pH (c), AB (d), AT (e) e AV (f) das etapas 4, 5 e 6.....	67
Figura 12	Gráficos dos resultados de DQO <sub>amostras brutas e filtradas</sub> (a e b), N-NTK (c), N-amoniacoal (d), N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (e), N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (f) e P (g).....	71
Figura 13	Varição da concentração de eosina y ao longo do tempo das etapas 4 (a), 5 (b) e 6 (c).....	74
Figura 14	Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 4 (a e b), 5 (c e d) e 6 (e e f).....	75
Figura 15	Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 4 (a), 5 (b) e 6 (c).....	76
Figura 16	Gráficos dos resultados de TL (a), OD (b), pH (c), AB (d), AT (e) e AV (f) das etapas 2 e 4.....	80
Figura 17	Gráficos dos resultados de DQO <sub>amostras brutas e filtradas</sub> (a e b), N-NTK (c), N-amoniacoal (d), N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (e), N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (f) e P (g).....	84
Figura 18	Varição da concentração de eosina y ao longo do tempo das etapas 2 (a) e 4 (b).....	89
Figura 19	Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 2 (a, c e e) e 4 (b, d e f).....	90

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Composição típica do esgoto sanitário.....	18
Tabela 2	Principais ingredientes do esgoto sintético.....	20
Tabela 3	Características físico-químicas do esgoto sintético e do esgoto sanitário.....	21
Tabela 4	Relação de trabalhos sobre sistemas de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio.....	28
Tabela 5	Relação de trabalhos referentes a estudos hidrodinâmicos.....	31
Tabela 6	Características físicas dos reatores anaeróbio e aeróbio	35
Tabela 7	Características físicas dos lodos de inóculo anaeróbio e aeróbio utilizados...	36
Tabela 8	Composição do esgoto sanitário sintético.....	37
Tabela 9	Parâmetros físico-químicos utilizados na avaliação do sistema combinado...	39
Tabela 10	Resumo das condições operacionais.....	40
Tabela 11	Características dos ensaios de estímulo-resposta realizados nos reatores anaeróbio aeróbio.....	43
Tabela 12	Termos e definições das variáveis utilizadas.....	45
Tabela 13	Modelos uniparamétricos de dispersão segundo Levenspiel (2000).....	45
Tabela 14	Determinação de anomalias e eficiência hidráulica do sistema combinado....	46
Tabela 15	Caracterização físico-química do esgoto sintético.....	48
Tabela 16	Características de operação do sistema combinado nas etapas 1, 2 e 3.....	50
Tabela 17	Resumo estatístico dos perfis de amostragem temporal dos parâmetros de controle operacional da etapa 1 (R 50%), etapa 2 (R 100%) e etapa 3 (R 150%).....	51
Tabela 18	Resumo estatístico dos perfis de amostragem temporal dos parâmetros de controle operacional das etapa 1 (R 50%), etapa 2 (R 100%) e etapa 3 (R 150%).....	56
Tabela 19	Relação AB/N-amoniacal e eficiências obtidas da série nitrogenada.....	60
Tabela 20	Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais das etapas 1, 2 e 3.....	63
Tabela 21	Resultados obtidos das determinações de volume de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica das etapas 1, 2 e 3.....	64
Tabela 22	Características de operação do sistema combinado nas etapas 4, 5 e 6.....	65
Tabela 23	Resumo estatístico dos perfis temporais dos parâmetros de controle operacional das etapa 4 ( $Q_a$ 10 L.min <sup>-1</sup> ), etapa 5 ( $Q_a$ 5 L.min <sup>-1</sup> ) e etapa 6 ( $Q_a$ 2,5 L.min <sup>-1</sup> ).....	66
Tabela 24	Resumo estatístico dos perfis de amostragem temporal dos parâmetros de controle operacional das etapa 4 ( $Q_a$ 10 L.min <sup>-1</sup> ), 5 ( $Q_a$ 5 L.min <sup>-1</sup> ) e 6 ( $Q_a$ 2,5 L.min <sup>-1</sup> ).....	70
Tabela 25	Relação AB/N-amoniacal e eficiências obtidas da série nitrogenada.....	73
Tabela 26	Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais das etapas 4, 5 e 6.....	76
Tabela 27	Volume de zonas mortas, curtos circuitos e eficiência hidráulica das etapas 4, 5 e 6.....	77
Tabela 28	Características do sistema combinado nas etapas 2 e 4.....	78
Tabela 29	Resumo estatístico dos perfis temporais dos parâmetros de controle operacional das etapa 2 (TDH 8 h) e etapa 4 (TDH 6 h).....	79
Tabela 30	Resumo estatístico dos perfis temporais dos parâmetros de controle operacional das etapa 2 (TDH 8 h) etapa 4 (TDH 6 h).....	83
Tabela 31	Relação AB/N -amoniacal e eficiências obtidas da série nitrogenada.....	87

Tabela 32	Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais das etapas 2 e 4.....	90
Tabela 33	Volume de zonas mortas, curtos circuitos e eficiência hidráulica das etapas 2 e 4.....	90

## LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

AB	Alcalinidade a Bicarbonato - $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$
ABR	Reator Anaeróbio Compartimentado
AT	Alcalinidade Total
AV	Ácidos Voláteis
BAS	Biofiltro Aerado Submerso
BFAS	Biofiltro Aerado Submerso
C	Carbono
CSTR	<i>Continuous Stirred-Tank Reactor</i>
CV	Coefficiente de Variação
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio - $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
DQO	Demanda Química de Oxigênio - $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
DTR	Distribuição do Tempo de Residência
DVP	Desvio Padrão
EEDA	Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente
FA	Filtro Anaeróbio
GD	Grande Dispersão
$\text{HNO}_2$	Ácido Nitroso não ionizado
$\text{HNO}_2^-$	Ácido Nitroso ionizado
LSCFB	<i>Liquid-Solid Circulating Fluidized Bed Bioreactor</i>
Máx	Valor Máximo
Méd	Média Aritmética
Mín	Valor Mínimo
N	Nitrogênio
NO	Óxido Nítrico
NT	Nitrogênio Total
N-amoniacal	Nitrogênio Amoniacal
N-CSTR	Número de Tanques em Série de Mistura Completa
N-NH <sub>3</sub>	Íon Amônia
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Nitrogênio Amoniacal - $\text{mg NH}_4^+\cdot\text{L}^{-1}$
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrito - $\text{mg NO}_2^-\cdot\text{L}^{-1}$
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrato - $\text{mg NO}_3^-\cdot\text{L}^{-1}$
N-NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl - $\text{mgNTK}\cdot\text{L}^{-1}$
N <sub>2</sub>	Nitrogênio Gasoso
N <sub>2</sub> O	Oxido Nitroso
OD	Oxigênio Dissolvido - $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$
O <sub>2</sub>	Oxigênio Molecular
P	Fósforo total
PD	Pequena Dispersão
PET	Politereftalato de Etila
PVC	Policloreto de Polivinila
Q	Vazão
R	Taxa de Recirculação
RALF	Reator Anaeróbio de Leito Fixo
SND	<i>Simultaneous nitrification/denitrification</i>
SNIS	Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento
ST	Sólidos Totais $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$
SST	Sólidos Suspensos Totais $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$

STF	Sólidos Totais Fixos - mg.L <sup>-1</sup>
STV	Sólidos Totais Voláteis - mg.L <sup>-1</sup>
T	Temperatura - °C
TL	Temperatura do Líquido - °C
TDH	Tempo de Detenção Hidráulico - h
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO.....</b>	<b>15</b>
<b>2</b>	<b>OBJETIVO.....</b>	<b>17</b>
2.1	OBJETIVO GERAL.....	17
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	17
<b>3</b>	<b>FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....</b>	<b>18</b>
3.1	ESGOTO SANITÁRIO.....	18
3.1.1	Esgoto Sintético.....	20
3.2	REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO.....	23
3.2.1	Nitrificação.....	23
3.2.2	Desnitrificação.....	25
3.3	SISTEMAS COMBINADOS ANAERÓBIO-AERÓBIO.....	26
3.4	HIDRODINÂMICA DE REATORES.....	29
<b>4</b>	<b>MATERIAL E MÉTODOS.....</b>	<b>33</b>
4.1	APARATO EXPERIMENTAL.....	33
4.1.1	Inóculo.....	36
4.1.2	Substrato.....	37
4.1.3	Meio Suporte.....	37
4.1.4	Sistema de Coleta de Biogás.....	38
4.2	OPERAÇÃO E MONITORAMENTO DO SISTEMA COMBINADO.....	39
4.2.1	Monitoramento do Sistema Combinado.....	39
4.2.2	Procedimento Experimental.....	40
4.2.3	Cálculos de Eficiência do Sistema Combinado.....	41
4.3	ENSAIOS HIDRODINÂMICOS.....	43
4.4	ANÁLISE ESTATÍSTICA.....	46
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>48</b>
5.1	CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO.....	48
5.2	INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA, NITROGENADA E FOSFORADA.....	50
5.2.1	Ensaio Hidrodinâmicos.....	61
5.3	INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DA VAZÃO DE AERAÇÃO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA, NITROGENADA E FOSFORADA.....	65
5.3.1	Ensaio Hidrodinâmicos.....	74
5.4	INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DO TDH NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA, NITROGENADA E FOSFORADA.....	78
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>93</b>
	<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>95</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Com o aumento da população em áreas urbanas de maneira concentrada os despejos de esgotos sanitários, com elevadas cargas orgânicas e de forma pontual, agravam a qualidade dos corpos receptores ali existentes. O saneamento básico no Brasil está muito aquém do ideal, o que pode ser visto no estudo realizado em 2013 pelo SNIS (Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento), sendo que 69,4% dos esgotos gerados são coletados, e destes apenas 39% são tratados (BRASIL, 2013).

Para tratamento dos esgotos sanitários existem inúmeras alternativas fundamentadas em processos biológicos, físico-químicos e em operações físicas; porém, a aplicação dos processos biológicos, quase sempre é a alternativa mais econômica.

Os sistemas anaeróbios apresentam algumas vantagens quando comparados aos sistemas aeróbios convencionais, tais como: baixo consumo de energia, menor taxa de produção de lodo, alto grau de estabilização do lodo e produção de biogás potencialmente utilizável para geração de energia.

Entretanto, tais sistemas apresentam eficiência limitada na remoção de macronutrientes, o que implica na necessidade de etapa de pós-tratamento, uma vez que os altos níveis de nutrientes presentes nos despejos de efluentes favorecem o crescimento excessivo de algas e plantas aquáticas, gerando um desequilíbrio ecológico nos corpos d'água, fenômeno conhecido como eutrofização (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Em sistemas de tratamento em que se deseja alcançar a remoção biológica de nitrogênio, os processos de nitrificação e desnitrificação são comumente utilizados. Durante a nitrificação, as bactérias autotróficas realizam a oxidação da amônia a nitrato, via nitrito, mediante utilização de oxigênio dissolvido presente no meio.

Na desnitrificação faz-se necessária a ausência de oxigênio para que as bactérias heterotróficas possam reduzir o nitrato e/ou nitrito a nitrogênio molecular, utilizando carbono como fonte de energia. A degradação biológica estritamente aeróbia da matéria orgânica implica em limitação da transferência de oxigenação, elevados custos de aeração e gerenciamento do excesso de lodo produzido.

Para que o tratamento dos esgotos sanitários seja eficiente, uma das alternativas é o emprego de técnicas que combinam sistemas anaeróbio e aeróbio. Segundo Domingues (2005), a grande vantagem desta combinação reside na obtenção de melhores resultados na remoção de matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada ao mesmo tempo em que também se minimizam



deficiências individuais, convertendo-se em maior facilidade operacional com menor necessidade de manutenção a custos mais baixos.

Em trabalho realizado por Moura, Damianovic e Foresti (2012), foi utilizado um reator de leito fixo estruturado, operado com aeração intermitente e recirculação do efluente, priorizando a remoção de matéria carbonácea e nitrogenada no tratamento de esgoto sintético. Os autores obtiveram eficiência de remoção de 89% para  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  e 82% para nitrogênio total, e reportam sobre a importância na continuação dos estudos com este modelo de reator em maior escala e utilizando-se o esgoto sanitário ao invés do sintético.

Um dos problemas encontrados no sistema combinado anaeróbio-aeróbio é encontrar a condição ótima de funcionamento para cada sistema de forma integrada (BODIK et al., 2003). Desta forma, um estudo aprofundado sobre este mecanismo torna-se fundamental, a fim de compreender as reações químicas existentes, dentre elas, a velocidade de degradação, como ocorrem as reações, e o tempo necessário para sua ocorrência, bem como melhor entendimento dos aspectos hidrodinâmicos do sistema combinado.

Logo, o objetivo deste trabalho foi aprimorar um sistema combinado de tratamento, composto por um reator anaeróbio seguido de um reator aeróbio, submetidos a variações do tempo de detenção hidráulica (TDH), taxa de recirculação (R) da fase líquida da saída do reator aeróbio para a entrada do reator anaeróbio e vazão de aeração.

## 2 OBJETIVO

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Este trabalho tem por objetivo otimizar a remoção da matéria carbonácea e nitrogenada de esgotos sanitários através de sistema combinado composto de um reator anaeróbio seguido de um reator aeróbio ambos de leito fixo.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para alcance do objetivo geral, foram propostos os seguintes objetivos específicos:

- Avaliar o desempenho do sistema combinado anaeróbio-aeróbio na degradação da matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada;
- Avaliar a influência da taxa de recirculação na remoção da matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada;
- Avaliar o efeito da diminuição da vazão de aeração no reator aeróbio na remoção da matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada;
- Avaliar a influência da variação do TDH na remoção da matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada;
- Caracterizar o comportamento hidrodinâmico do sistema combinado nas diferentes condições operacionais através de ensaios de estímulo-resposta, utilizando eosina Y como traçador e;
- Calcular a eficiência hidráulica e verificar presença de anomalias do sistema combinado nas diferentes condições operacionais;

### 3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

#### 3.1 ESGOTO SANITÁRIO

O termo esgotos é utilizado no saneamento para caracterizar os despejos provenientes das variadas formas de uso das águas, tais como uso doméstico, agrícola, comercial, industrial e outros efluentes (JORDÃO e PESSOA, 2011).

Os esgotos sanitários é o despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas, composto basicamente por água de banho, detergentes, sabão, águas de lavagens, fezes e urina. Os esgotos sanitários podem ser classificados em fraco, médio e forte conforme sua composição de acordo com Metcalf e Eddy (2005).

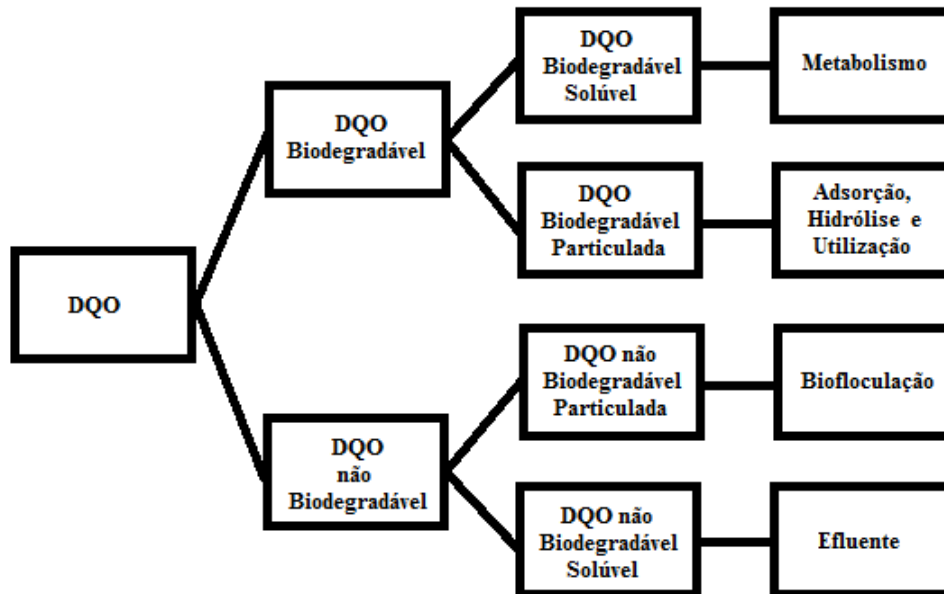
Na Tabela 1 são apresentados os valores médios e a classificação da composição típica dos esgotos sanitários.

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

Parâmetros	Fraco	Médio	Forte
<b>Demanda Química de Oxigênio (DQO) (amostras brutas) (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	250	430	800
<b>Nitrogênio Total Kjeldahl (N-NTK) (mgNTK.L<sup>-1</sup>)</b>	20	40	70
<b>Nitrogênio Amoniacal (N-amoniacal) (mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	12	25	45
<b>Nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>) (mgNO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	0	0	0
<b>Nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) (mgNO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	0	0	0
<b>Fósforo Total (P) (mgPO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	4	7	12
<b>Sólidos Suspensos Totais (SST) (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	120	210	400

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

Como pode ser observado na Tabela 1 a composição e as características físico-químicas dos esgotos sanitários podem variar, sendo que, cerca de 70% dos sólidos nos esgotos são de origem orgânica. Van Haandal e Marais (1999) utilizaram a DQO como parâmetro de divisão do material orgânico em frações biodegradáveis e não biodegradáveis (Figura 1).



**Figura 1:** Fracionamento da matéria orgânica do material orgânico no esgoto sanitário em termos de DQO.  
**Fonte:** Adaptado de Van Haandel e Marais (1999).

A matéria orgânica é um importante parâmetro para dimensionamento de um sistema de tratamento, que pode ser mensurada indiretamente pela Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), pela Demanda Química de Oxigênio (DQO) e por Carbono Orgânico Total (COT).

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. Segundo Metcalf e Eddy (2005) se esta razão for de 0,5 ou mais, o efluente pode ser considerado como facilmente biodegradável por sistemas biológicos de tratamento.

Além da matéria orgânica outros parâmetros como pH e temperatura são importantes na avaliação e caracterização do esgoto sanitário. O pH é utilizado como parâmetro de controle de sistemas de tratamento uma vez que valores distantes da neutralidade ( $\text{pH} = 7,0$ ) afetam o crescimento dos microrganismos, causando sua inativação ou mortandade. A faixa ideal do pH é de 6,5 a 7,5 mas, o processo pode-se manter estável na faixa limite de 6,0 a 8,0 (METCALF e EDDY, 2005).

Um dos principais efeitos da temperatura é a alteração na velocidade do metabolismo dos microrganismos no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos (RITTMANN E McCARTY, 2001). Os três grupos de classificação da temperatura são: psicrófilos ( $0\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), mesófilico ( $15\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $45\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) e termofílicos ( $50\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $65\text{ }^{\circ}\text{C}$ )

A temperatura interfere na biodegradação biológica do sistema de tratamento, sendo que a atividade biológica aumenta com aumento da temperatura e atinge faixa ótima de  $25\text{ }^{\circ}\text{C}$

a 35 °C. Esta faixa compreende o grupo das bactérias mesofílicas (ótimo entre 25 °C e 40 °C) (JORDÃO e PESSÔA, 2011).

Apesar do nitrogênio e fósforo serem nutrientes essenciais para a atividade biológica, em excesso podem causar eutrofização dos corpos hídricos receptores. O fósforo pode ser encontrado na forma orgânica e inorgânica (ortofosfatos e polifosfatos), provenientes principalmente dos detergentes e da mineralização do fosfato orgânico (SPERLING, 1996).

Nos esgotos sanitários o nitrogênio é encontrado na forma de amônia ( $\text{N-NH}_3$  e  $\text{N-NH}_4^+$ ), nitrito ( $\text{N-NO}_2^-$ ) e nitrato ( $\text{N-NO}_3^-$ ), provenientes da uréia presente na urina e do nitrogênio orgânico nas fezes. Segundo Metcalf e Eddy (2005) a relação C/N ( $\text{DQO}_{\text{bruta}}/\text{N-NTK}$ ) deve ser superior a 5 quando se deseja oxidar a matéria orgânica e alcançar a nitrificação.

### 3.1.1 Esgoto Sintético

Em alguns casos conforme a dificuldade em conseguir esgoto sanitário para alimentação de sistemas de tratamento em escala de bancada ou piloto, muitos autores utilizam esgoto sintético simulando esgotos sanitários. As vantagens obtidas são facilidade em obtenção, praticidade de operação, controle das características do afluente e possibilidade de variação de outros parâmetros operacionais.

O esgoto sintético é basicamente composto por uma mistura de vários ingredientes que tem por finalidade garantir as características como matéria orgânica, sólidos e nutrientes semelhantes ao do esgoto sanitário. Na Tabela 2 são apresentados alguns dos ingredientes utilizados para preparação do esgoto sanitário sintético.

**Tabela 2** - Principais ingredientes do esgoto sintético.

<b>Compostos Orgânicos</b>	<b>Micronutrientes</b>	<b>Macronutrientes</b>
Extrato de Carne	Cloreto de Sódio	Carbonato de Sódio
Amido	Molibdato de Sódio	
Trigo	Cloreto de Cálcio	
Sacarose	Cloreto de Magnésio	
Celulose	Cloreto de Cobalto Hexa-hidratado	
Azeite	Ácido Bórico	
Óleo vegetal	Cloreto de Níquel	
	Bicarbonato de Potássio	
	Fosfato de Potássio Monobásico	

Na Tabela 3 são apresentados um comparativo dos valores médios obtidos da caracterização do esgoto sintético de diferentes trabalhos realizados junto com um comparativo a faixa de valores encontrados para o esgoto sanitário.

**Tabela 3** - Características físico-químicas do esgoto sintético e do esgoto sanitário.

Parâmetros	Esgoto sintético Barbosa (2006)	Esgoto Sintético Chowdhury, Nakhla e Zhu (2008)	Esgoto Sintético Martín et al. (2010)	Esgoto Sintético Moura, Damianovic e Foresti (2012)	Esgoto Sanitário Sperling (1996)
pH	7,0	6,9	6,8	7,7	6,7 a 7,5
Alcalinidade Total	21	229	315	606	110 a 170
DQO <sub>amostras brutas</sub>	500	225	705	364	450 a 800
N-NTK	31,7	23,8	-	25	35 a 70
N-amoniaco	11,8	22,9	-	2,6	20 a 40
Nitrito	0,1	-	-	-	0
Nitrato	0,1	<0,2	-	4,4	0 a 2

**Observação:** Todos os valores são referentes à média em mg.L<sup>-1</sup>, com exceção do pH.

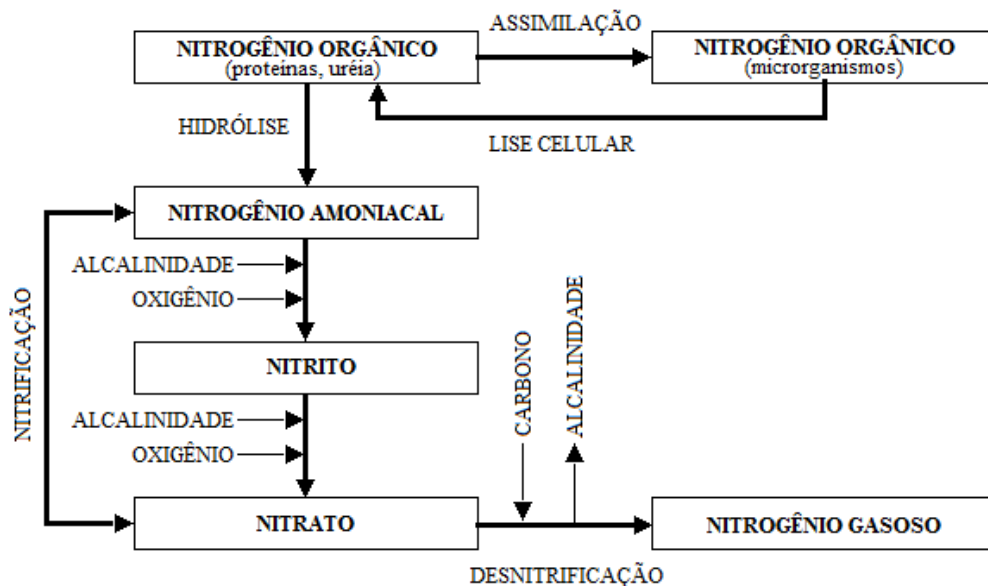
De forma geral os valores obtidos das características do esgoto sintético variam conforme o foco do trabalho e o tipo de receita utilizada. Martín et al., (2010) priorizava a remoção de matéria orgânica uma vez que seu trabalho foi sobre cinética da digestão anaeróbia com temperatura controlada na faixa ótima de temperatura psicofílicas, não sendo realizado análises de determinação de nitrogênio e fósforo.

Barbosa (2006) e Moura, Damianovic e Foresti (2012) trabalhavam com sistemas que priorizavam tanto a remoção de matéria carbonácea quanto nitrogenada, em ambos usavam extrato de carne para garantir que os valores da séria nitrogenada ficassem próximos aos reportados para esgoto sanitário. Com exceção do extrato de carne, Barbosa (2006) também adicionava cloreto de amônio, observa-se que o autor obteve os resultados da série nitrogenada mais próxima do ideal.

Chowdhury, Nakhla e Zhu (2008) tiveram como base as características típicas de uma estação de tratamento municipal da região em termos de matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada além de outros nutrientes. Os autores utilizaram o esgoto sintético para tratamento de um nova configuração de sistema anaeróbio aeróbio que eles denominaram de ‘liquid–solid circulating fluidized bed bioreactor (LSCFB)’.

### 3.2 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

Existem várias formas do nitrogênio estar presente em águas residuárias e em meios aquáticos sendo: nitrogênio orgânico, nitrogênio amoniacal ( $\text{N-NH}_3$ ,  $\text{N-NH}_4^+$ ), nitrito ( $\text{N-NO}_2^-$ ) e nitrato ( $\text{N-NO}_3^-$ ). Na Figura 2 pode-se observar um fluxograma do processo de remoção/conversão biológica do nitrogênio em quatro etapas: amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação.



**Figura 2** - Etapas de transformações do nitrogênio.

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

Como pode ser observado na Figura 2 o processo de amonificação consiste na conversão biológica do nitrogênio orgânico, presente na matéria orgânica de águas residuárias, como proteínas, aminoácidos e uréia em nitrogênio amoniacal. A concentração da amônia ( $\text{NH}_3$ ), bem como o íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ), variam de acordo com os valores de pH e temperatura do líquido.

Se a biomassa bacteriana for representada pela fórmula empírica  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ , estima-se que para cada 1 g de células formadas cerca de 0,12 g de  $\text{N-NH}_4^+$  ( $14 \text{ gN}/113 \text{ gC}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ ) é assimilado. Embora uma parcela do nitrogênio amoniacal possa ser assimilada na síntese celular, sua importância é pequena sendo as etapas de nitrificação e desnitrificação consideradas preponderantes (METCALF; EDDY, 2005)

### 3.2.1 Nitrificação

A nitrificação é um processo microbiológico de oxidação do nitrogênio amoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ ) a nitrato ( $\text{N-NO}_3^-$ ), via nitrito ( $\text{N-NO}_2^-$ ), utilizando o oxigênio molecular ( $\text{O}_2$ ) como aceptor final de elétrons. Por sua toxicidade e requerimento de oxigênio do meio, o nitrogênio amoniacal deve ser obrigatoriamente removido de águas residuárias (RITTMANN e McCARTY, 2001).

A primeira etapa da nitrificação, a oxidação de  $\text{N-NH}_4^+$  a  $\text{N-NO}_2^-$ , é chamada de nitrificação e ocorre em duas fases. Primeiramente, a amônia é oxidada a hidroxilamina ( $\text{NH}_2\text{OH}$ ), por meio da ação da enzima amônia mono-oxigenase, na presença de oxigênio molecular e energia para promover a reação. A seguir, a hidroxilamina é convertida a nitrito, por meio da ação da enzima hidroxilamina oxidoreductase. A segunda etapa da nitrificação, a oxidação de  $\text{N-NO}_2^-$  a  $\text{N-NO}_3^-$ , é definida como nitratação e é realizada pela enzima nitrito oxidoreductase.

Segundo Metcalf e Eddy (2005), a reação total de oxidação para converter 1 mg de nitrogênio amoniacal a nitrato via nitrito são utilizados 4,57 mg $\text{O}_2$  oxigênio dissolvido (OD) e 7,14 mg. $\text{CaCO}_3$  de alcalinidade a bicarbonato (AB) são consumidos. Ao considerar a síntese de biomassa os valores abaxam: 4,25 mg $\text{O}_2$  OD são utilizadas, 0,16 mg de novas células são formadas, 7,07 mg $\text{CaCO}_3$  AB são consumidas, e 0,08 mg de carbono inorgânico são utilizados para formação de novas células.

No processo de nitrificação existem duas reações responsáveis pelo consumo de alcalinidade, como fonte de carbono para síntese celular e a produção de ácido nitroso ( $\text{HNO}_2$ ) (GERARDI, 2006).

Em sistemas convencionais de tratamento, bactérias aeróbias quimioautotróficas são responsáveis pelo processo de nitrificação utilizando, quase que exclusivamente, o gás carbônico como fonte de carbono. Bactérias do gênero *Nitrossomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosorobio* participam da etapa de nitrificação (oxidação de  $\text{N-NH}_4^+$  a  $\text{N-NO}_2^-$ ). A etapa de nitratação (oxidação de  $\text{N-NO}_2^-$  a  $\text{N-NO}_3^-$ ) envolve os gêneros *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrospina* e *Nitroeystis* (METCALF e EDDY, 2005).

O processo de nitrificação pode ser afetado por uma série de fatores ambientais como pH, temperatura, OD, toxicidade e amônia não ionizada. Segundo Gerardi (2006), a temperatura pode ser um fator limitante no processo de nitrificação sendo ideal manter na faixa de 25 a



35°C, em que a temperatura ótima para o pleno desempenho das bactérias anaeróbias e aeróbias é entorno de 30 °C e crítico para temperaturas inferiores a 20 °C.

A nitrificação também pode ser inibida pela presença da amônia não ionizada ( $\text{NH}_3$ ) e do ácido nitroso não ionizado ( $\text{HNO}_2$ ); os efeitos inibidores são dependentes da temperatura, pH e concentrações totais dos tipos de nitrogênio presentes no esgoto sanitário. A 20 °C, pH 7,0 e concentração de Nitrogênio Amoniacal entre 100  $\text{mg.L}^{-1}$  e 20  $\text{mg.L}^{-1}$  pode iniciar inibição da oxidação de nitrogênio amoniacal a nitrito (METCALF e EDDY, 2005).

Segundo Biesterfeld et al., (2003), a taxa de nitrificação é dependente da concentração de carbono inorgânico, o que sugere que um mínimo de AB seja requerida em função da necessidade de carbono inorgânico para síntese celular. Os autores também relatam que embora baixo valores de AB são sugeridos como uma variável que limita o processo, é mais comum relacionar os valores de pH como limitante uma vez que para valores de pH acima de 7 consequentemente AB também será.

Taxas de nitrificação ótimas ocorrem com valores de pH entre 7,5 e 8,0; com pH entre 7,0 e 7,2 taxas razoáveis de nitrificação são alcançadas e conforme os valores de AB no esgoto sanitário, pode ocorrer a necessidade de dosar algum tipo de fonte externa de carbono; para valores de pH abaixo de 6,8 as taxas de nitrificação diminuem significativamente e podem ser 10 a 20 % menores com valores de pH entre 5,8 e 6,0, quando comparados ao pH 7,0 (METCALF e EDDY, 2005).

A demanda necessária para oxidação da amônia é de 4,6  $\text{mgO}_2$  para cada  $\text{mgN-NH}_4^+$ , afim de que não ocorra inibição do processo é preciso manter os valores de OD acima de 2,0  $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$  (GERARDI, 2006). Para concentrações de OD entre 3 a 4  $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$  ocorre um aumento da taxa de nitrificação (METCALF e EDDY, 2005).

Sperling (2002) afirma que valores muito baixos de temperatura e OD podem afetar a nitrificação, enquanto que, para concentrações mais altas de OD e Temperatura pode ocorrer a introdução de oxigênio na zona anóxica, diminuindo a eficiência de desnitrificação e, ocorrendo à introdução de nitrato na zona anaeróbia, prejudicando o desempenho dos sistemas com remoção biológica de fósforo.

A competição entre as bactérias autótrofas e heterótrofas tem relação direta com a relação  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}/\text{N-NTK}$  e pode ser considerado um dos parâmetros mais críticos do processo de nitrificação.

Polanco et al., (2000), operaram biofiltro aerado submerso para tratamento de efluente industrial na investigação da influência dessa relação na competição entre bactérias autotróficas e heterótrofas. Os autores relataram que para relação  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}/\text{N-}$

amoniaco superiores a 4 a nitrificação foi inibida em virtude da competição, por espaço no biofilme, entre as bactérias autótrofas e heterótrofas.

### 3.2.2 Desnitrificação

A conversão biológica de compostos oxidados de nitrogênio como nitrito e nitrato em compostos mais reduzidos como óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) e nitrogênio gasoso (N<sub>2</sub>) é denominada desnitrificação. Existe variedade de microrganismos capazes de realizar o processo de desnitrificação destacando-se em sua maioria bactérias.

Em processos convencionais de tratamento de águas residuárias, a desnitrificação é processada por bactérias heterotróficas aeróbias facultativas, incluindo os gêneros *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum*, *Vibrio*, *Halobacterium* e *Methanomonas* (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 à bicarbonato por mg de nitrato reduzido (METCALF e EDDY, 2005). Como discutido anteriormente para cada mg de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> oxidada no processo de nitrificação 7,14 mgCaCO<sub>3</sub> de AB são consumidos com o processo de desnitrificação, sendo que grande parte dessa perda pode ser recuperada em até 50 %.

A velocidade de desnitrificação é dependente da natureza e concentração da fonte de carbono, sendo que os doadores de elétrons típicos são: 1) matéria orgânica solúvel presente na água residuária; 2) matéria orgânica solúvel produzida durante o decaimento endógeno celular; e 3) fonte externa de carbono, tal como metanol, etanol ou ácido acético.

Entretanto existe possibilidade de se utilizar doadores de elétrons alternativos, como os próprios produzidos durante a operação de reatores anaeróbios, tais como ácidos orgânicos, alcoóis, metano, compostos reduzidos de enxofre, dentre outros (FORESTI; ZAIAT; VALLERO, 2006).

Os microrganismos desnitrificantes também são capazes de respirar utilizando oxigênio como acceptor final de elétrons, salvo algumas exceções. Para que estes

microrganismos utilizem nitrito e/ou nitrato como aceptor final de elétrons é necessário ausência ou menor concentração de oxigênio dissolvido (OD) no meio.

Metcalf e Eddy (2005) recomendam concentrações de OD inferiores a  $1 \text{ mg.L}^{-1}$  no qual, concentrações superiores podem inibir o processo. Para Ruiz et al. (2006) um dos parâmetros que mais interfere no processo de desnitrificação e acarreta no acúmulo de nitrito é a concentração de OD no meio. Os autores relatam que tal acúmulo ocorreu mesmo para valores menores que  $1 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Em sistemas em que se deseja alcançar desnitrificação simultânea à nitrificação (SND) também em nível de biofilme, Third et al. (2005) relatam que tal processo é dependente essencialmente de fonte de carbono com biodisponibilidade, concentração de OD no substrato menor que  $2 \text{ mg.L}^{-1}$  e camadas mais espessas do biofilme.

Na desnitrificação a influência da temperatura e do pH é menos significativa que na nitrificação, de forma que, a taxa de desnitrificação aumenta com a temperatura até o valor ótimo de  $40^\circ\text{C}$  e pH na faixa de 7 a 8,5 de forma geral uma vez que sejam favoráveis ao processo de nitrificação a desnitrificação também será possível (VAN HAANDEL; KATO; SPERLING, 2009).

Outro fator a ser considerado é a quantidade de carbono presente para que ocorra a desnitrificação e os tipos de bactérias envolvidas. A falta de ou limitação de carbono pode ocasionar acúmulo de subprodutos ( $\text{N} - \text{NO}_2^-$  e  $\text{N}_2\text{O}$ ), enquanto que o excesso pode promover redução desassimilatória de nitrato para amônia. A relação C/N em termos de  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}$  e  $\text{N-NO}_3^-$  de 2 a 5 permite redução completa (HAMLIN, 2008).

### 3.3 SISTEMAS COMBINADOS ANAERÓBIO-AERÓBIO

Pesquisas que focam otimização de tecnologias para garantir tratamento eficiente das águas residuárias sejam elas de origem doméstica ou industrial são fundamentais para a melhoria do saneamento. Para que o tratamento de esgoto sanitário seja eficiente, uma das alternativas é o emprego de técnicas que combinam sistemas anaeróbio e aeróbio que visam à redução dos custos, promovem oxidação da matéria carbonácea, nitrificação e desnitrificação.

A primeira configuração que objetivou a remoção de nitrogênio de esgotos sanitários foi o processo proposto por Ludzak e Ettinger (Ludzack e Ettinger, 1962). O processo consistiu de um tanque anóxico anterior ao tanque aeróbio no qual ocorre nitrificação. O nitrato

produzido no tanque aeróbio é retornado ao tanque anóxico. Isso porque é no tanque anóxico que estão os compostos carbonáceos presentes no efluente que servirão de doadores de elétrons na redução do nitrato.

Tal combinação pode proporcionar a melhora do efluente gerado em termos de remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo, menor geração de lodo de descarte, além do baixo custo com aeração, uma vez que, grande parte da matéria orgânica será oxidada no reator anaeróbio, evitando-se assim consumo de parte do oxigênio para esse fim no reator aeróbio (GONÇALVES et al., 2001).

Martins, Castilhos Júnior e Costa (2010) estudaram o desempenho de um sistema de tratamento de lixiviado de aterro sanitário, em escala piloto, formado por três lagoas em série (L1, L2 e L3) seguidas por um filtro de pedras (FP), com taxa de recirculação de 0, 50 e 100% da vazão da L3 para a L1. O sistema foi capaz de suportar flutuações de cargas impostas, apresentando remoções superiores a 70% para  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  e 98% para nitrogênio amoniacal. Os autores concluíram que a melhor eficiência de remoção para as três condições operacionais estudadas foi obtida com 100% de recirculação.

Spagni e Marsili-Libelli (2009) estudaram a remoção de nitrogênio e matéria orgânica de lixiviados de aterro por meio de tratamento biológico composto por reator em batelada sequencial com volume total de 24 L, com valores iniciais de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  e N-amoniacal de  $2600 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $1200 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Os autores obtiveram eficiência de nitrificação e de remoção de N-amoniacal oxidado foram de 98% e 95%, respectivamente, enquanto que a eficiência de remoção de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  permaneceram na faixa de 20 e 30%, em virtude da baixa biodegradabilidade do lixiviado.

GÁLVEZ et al. (2003) propuseram biofiltro aeróbio submerso constituído de 2 tubos interligados na base por válvula e argila expandida como meio suporte para tratamento de esgoto sanitário. A entrada do efluente utilizado no sistema foi feita na parte superior da zona aeróbia e seguia em fluxo descendente até a base da zona anóxica.

Os autores utilizaram metanol como fonte externa de carbono para a desnitrificação e relataram que a oxidação de N-amoniacal à nitrato foi de 100% para carga hidráulica de  $0,354 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$  (TDH = 1,6 h) e vazão de ar de  $7,8 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ , na razão  $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NO}_3^-$  de 2,37 com eficiência de desnitrificação a 95%.

Uma das dificuldades operacionais encontrada no sistema combinado anaeróbio-aeróbio é encontrar a condição ótima de funcionamento para cada sistema de forma integrada (BODIK et al., 2003). Na Tabela 4 são apresentados alguns trabalhos sobre sistemas de tratamento combinados anaeróbio-aeróbio e suas diferentes configurações.

**Tabela 4** - Relação de trabalhos sobre sistemas de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio.

Tipo do sistema	Efluente	Volume (L)	TDH (h)	T (°C)	Eficiências de Remoção %		Referências
					DQO Amostras brutas	N-NTK	
Tipo UASB + BFAS	Esgoto Sanitário	52,3	6	-	92	36	Gonçalves, Araújo e Chernicharo (1998)
Reator de leito fixo anaeróbio + Lodos ativados	Sintético	4,8	16	35/19	98	-	Kocadagistan et al. (2005)
Reator de leito Fixo Anaeróbio – Aeróbio	Esgoto Sanitário	6,4	12	20	64	57	Abreu e Zaiat (2008)
Reator de biofilme em batelada sequencial	Sintético	1,8	8	30	89	80	Canto et al. (2008)
Bioreator de membranas operado em bateladas	Esgoto Sanitário	630	3	19	96	49	Hocaoglu et al. (2011)
Reator Híbrido em Batelada Sequenciais	Água Negra	1430	8 <sup>1</sup>	22	84	78	Lamego Neto e Costa (2011)
			8 <sup>2</sup>	25	80	74	
			8 <sup>3</sup>	25	80	85	
Reator de leito estruturado Aeração intermitente	Sintético	11,6	12	30	89	88	Moura, Damianovic e Foresti (2012)
			10		88	42	
			8		85	54	
Reator de leito fixo R = 1,5	Esgoto Sanitário	6,8	11,4	-	95	75	Netto e Zaiat (2012)
Reator de leito fixo R = 3,0			2750	12			
Tipo UASB + BFAS	Sintético	14	6,4	26	77	25	Araújo e Freitas (2014)
Reator de leito fixo Anaeróbio Aeróbio	Sintético	7,6	7,3	25	97	63,8	Kordkandi e Khoshfetrat (2015)
Reator de leito estruturado Aeração intermitente	Indústria Ração Animal	9	24	30	80	88	Wosiack et al (2015)

Silva e Nour (2005) trabalharam com reator compartimentado anaeróbio-aeróbio no tratamento de esgoto sanitário, obtiveram a eficiência de remoção de DQO<sub>amostras brutas</sub> e SST de 73,7 % e 78,8%, respectivamente para TDH<sub>total</sub> de 8 h (4 h na fase anaeróbia + 4 h na fase aeróbia). Ainda segundo estes autores o sistema estudado poderia ser usado por 40 pessoas com consumo em média 150 L.hab<sup>-1</sup> dia<sup>-1</sup>, para TDH<sub>total</sub> de 10 h.

Chowdhury et al., (2009) trabalharam com sistema combinado anaeróbio-aeróbio 'LSCFB' para tratamento de esgoto sanitário proveniente de uma ETE municipal; eles operaram tal sistema em duas escalas: bancada (Q = 48 L.d<sup>-1</sup>) e piloto (Q = 5000 L.d<sup>-1</sup>). 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.

Barana et al. (2013) trabalharam com 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 trabalharam com um TDH fixo de 24 h, temperatura controlada de 30 °C e variação do intervalo de tempo de aeração em 5 fases de operação, o melhor resultado obtido foi na fase 5 com eficiência de remoção de DQO e N-NTK de 95 e 62 % respectivamente.

Foco, Lopes e Nour (2015) trabalharam com um sistema combinado na remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário, por meio da recirculação interna do efluente.

Os autores utilizaram reatores em escala de bancada compostos por: filtro anóxico (32,6 L), biofiltro aerado submerso (17,6 L) e decantador secundário (7,2 L). Com razão de recirculação de 400% e taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio de  $0,7 \pm 0,3$  kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e  $0,08 \pm 0,02$  kg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, atingiram remoções de DQO<sub>amostras brutas</sub> e nitrogênio total de  $92 \pm 4\%$  e  $83 \pm 8\%$ , respectivamente.

De forma geral existem várias configurações de sistemas combinados anaeróbio-aeróbio para tratamento de esgoto sanitário e águas residuárias industriais cada qual com suas particularidades e diferentes formas de operação. Vale destacar que apesar dos inúmeros trabalhos reportados na literatura poucos resultados conseguiram combinação próxima em termos de eficiência de remoção da matéria carbonácea e nitrogenada acima de 85%, fica assim clara a necessidade de novos trabalhos nesta área.

### 3.4 HIDRODINÂMICA DE REATORES

Um aspecto a ser considerado na busca pela otimização de reatores é seu comportamento hidrodinâmico, por estar diretamente ligado à velocidade das reações biológicas, alterações na taxa de transferência de massa e à distribuição das reações ao longo do reator. Além disso, a avaliação hidrodinâmica de reatores permite obter curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) que consiste na identificação da fração líquida que permanece no reator por unidade de tempo.

Danckwerts (1953) foi quem realizou as primeiras pesquisas para obtenção das funções DTR para sistemas alimentados com vazão constante, e desde então, as metodologias para obtenção destas curvas têm sido aprimoradas e modificadas. Bernardez, Andrade Lima e Almeida (2008) apontaram que a hidrodinâmica dos reatores de leito fixo caracteriza-se pela

permanência do líquido e pela sua dispersão axial, que são os principais parâmetros para o projeto destes reatores.

Levenspiel (2000) destacou que em muitos casos não existe a necessidade de se ter um mapa completo da distribuição da velocidade para o fluido, basta saber qual é o tempo em que as moléculas permanecem no recipiente, ou seja, a distribuição dos tempos de residência (DTR) do fluido de escoamento. As curvas DTR podem ser obtidas com a injeção de um traçador (composto inerte) na corrente de entrada do reator em determinado instante de tempo ( $t=0$ ) e pela medida de sua concentração na corrente de saída em função do tempo.

De forma geral existem dois modelos ideais de escoamento: o escoamento de mistura perfeita e o escoamento pistonado, entretanto em sistemas reais dificilmente tem seu escoamento similar aos modelos idealizados, sendo denominados de não ideais. O escoamento ideal em reatores de mistura perfeita é aquele em que a concentração está uniformemente distribuída, enquanto que o escoamento pistonado todos os elementos do fluido têm o mesmo TDH e não existe deslocamento radial no reator (LEVENSPIEL, 2000).

Usualmente os modelos de dispersão longitudinal (pequena dispersão e grande intensidade) e o de tanque de mistura completa em série (CSTR – *Continuous Stirred-Tank Reactor*) são empregados para representar desvios de idealidade em reatores. Estes são modelos simples e uniparamétricos que podem ser aplicados para escoamento turbulento em tubos, escoamento laminar e escoamento em leitos compactados (LEVENSPIEL, 2000).

O comportamento não-ideal do fluido pode ser causado pela criação de zonas mortas, caminhos preferenciais ou ainda pela combinação destes dois fatores. As principais causas para ocorrência dos desvios dos modelos idealizados de escoamento são (SPERLING, 1996; LEVENSPIEL, 2000):

- Caminhos preferenciais: uma parte do fluido escoa em tempo menor que outros;
- Curtos circuitos: parte do fluido escoa sem percorrer todo o seu interior, pode ocorrer pela diferença de densidade, por exemplo, regiões que não se misturam completamente, e
- Zonas Mortas: são as regiões isoladas ou inacessíveis, como cantos de tanques, abaixo de vertedores e no lado interno de curvas. O efeito é similar ao dos curtos-circuitos, mas a causa está relacionada às características físicas do sistema.

Os métodos de injeção de traçador mais empregados são: injeção tipo pulso e tipo degrau. A injeção tipo degrau consiste na injeção constante de traçador na corrente de entrada do reator. Como consequência deste tipo de injeção, há a formação de uma curva resposta crescente até atingir um platô, indicando o fim do experimento (LEVENSPIEL, 2000).

Segundo Levenspiel (2000) a injeção tipo pulso consiste na injeção de todo traçador de uma única vez no menor tempo possível na corrente de entrada do reator. Como resultado, há formação de uma curva resposta crescente até atingir um pico, que decresce gradualmente até o fim do experimento.

Na Tabela 5 são apresentados alguns trabalhos referentes a estudos hidrodinâmicos.

**Tabela 5** - Relação de trabalhos referentes a estudos hidrodinâmicos.

Tipo do sistema	Volume (L)	Traçador	TDH Teórico (h)	TDH Experimental (h)	N - CSTR	Referências
Reator Anaeróbio horizontal de lodo imobilizado	1,9	Azul de Bromofenol Eosina y Rodamina WT	2	2,8	6	De Nardi, Zaiat e Foresti (1999)
				3,5	3	
				3,2	10	
FA + BAS	18	Cloreto de Sódio	10 ascendente	12,3	10	Domingues e Nour (2005)
			8 descendente	12,0	8	
UASB	160	Eosina y	10	15	4,5	Carvalho et al. (2008)
			10 com 40% de variação	15	7,5	
			10 com 60% de variação	15	9,0	
Reator Anaeróbio de tanque agitado	5.500.000	Cloreto de Lítio	111,3	86,6	3,9	Capela et al. (2009)
Reator Aeróbio-Anóxico de Leito Fixo	7,1	Dextrana Azul	1	-	9	Pantoja Filho (2011)
			3	-	12	
			5	-	13	
Reator de Leito Estruturado intercalado (Polietileno)				2,1	46	
Reator de Leito Estruturado intercalado (Espuma)	3,8	Cloreto de Sódio	2	2,0	18	Peixoto 2011
Reator de Leito Estruturado intercalado (Sílica)				2,2	20	
UASB	5,6	Sulfato de Lítio	28		2,4	Chen et al. (2015)

A interpretação dos dados obtidos através do comportamento hidrodinâmico torna-se mais visível através de sua análise em modelos matemáticos uniparamétricos, nos quais são projetadas curvas DTR. A principal aplicação refere-se ao uso dessas curvas no aperfeiçoamento do projeto de unidades de tratamento, reduzindo o volume de zonas mortas,



curtos circuitos e caminhos preferenciais, obtendo-se um maior aproveitamento do volume útil do reator (CASTRO, 2010).

Passig e Blundi (1996) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB, obtendo variação na concentração de Rodamina WT, traçador utilizado em seu experimento, e atribuem este fenômeno à existência de recirculação interna do reator.

A aplicação de traçadores, pelo método de estímulo-resposta, em reatores com recheio filtrante merece atenção especial, uma vez que a natureza dos traçadores pode exercer influência na forma das curvas de distribuição dos Tempos de Detenção Hidráulica (DE NARDI; ZAIAT; FORESTI, 1999).

A espuma de poliuretano tem apresentado desvantagem quanto ao aspecto hidrodinâmico, em função de sua capacidade de compressibilidade e de retenção de sólidos no leito, contribuindo para a origem dos problemas operacionais em reatores de leito fixo conforme reportado por (LIMA et al., 2005; RIBEIRO et al., 2005).

Passig (2005) trabalhou com reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário, com configuração baseada no reator UASB e inclusão de anéis corrugados de PVC como meio suporte sobre as calhas de coleta de gás (denominado reator anaeróbio híbrido – UAHB). O autor constatou que os reatores UASB e UAHB apresentaram comportamento próximo ao de mistura completa, comparado à aproximadamente 4 N-CSTR em série, para velocidade de  $0,78 \text{ m.h}^{-1}$ . Com o aumento da velocidade ascensional, os reatores apresentaram comportamento comparado à aproximadamente 2 N-CSTR em série.

Sarathai, Koottatep e Morel (2010) trabalharam com um reator anaeróbio compartimentado (ABR) no tratamento de esgoto sanitário, o reator era constituído de uma câmara de sedimentação e três câmaras de fluxo ascendente. Para o teste hidrodinâmico os autores optaram por lítio como traçador e obtiveram os melhores resultados com TDH de 48 h por apresentar melhor eficiência hidráulica e padrão de mistura completa sob diferentes padrões de fluxo com 4 tanques em série.

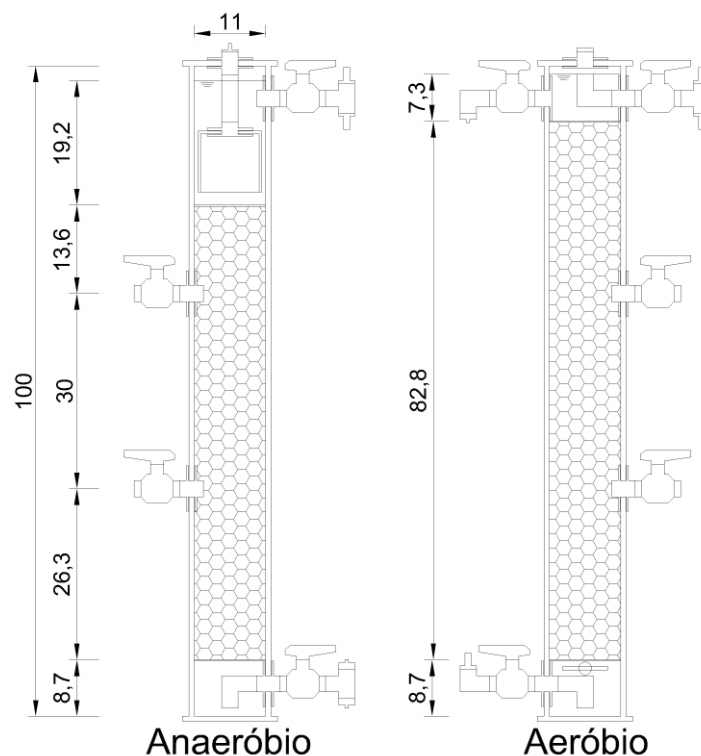
Méndez-Romero et al. (2011) trabalharam com reator anaeróbio de leito fixo para o tratamento de água residuária proveniente de um abatedouro. Os autores utilizaram rodamina B como traçador e verificaram que o reator apresentou maior tendência ao fluxo de mistura completa para baixas taxas volumétricas, ao passo que para altas taxas volumétricas verificaram tendência ao modelo de fluxo pistonado.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

Neste item é descrita o procedimento metodológico adotado para desenvolvimento desta pesquisa com vistas ao atendimento dos objetivos, incluídas a apresentação do sistema experimental, planejamento das ações investigativas e dos métodos utilizados.

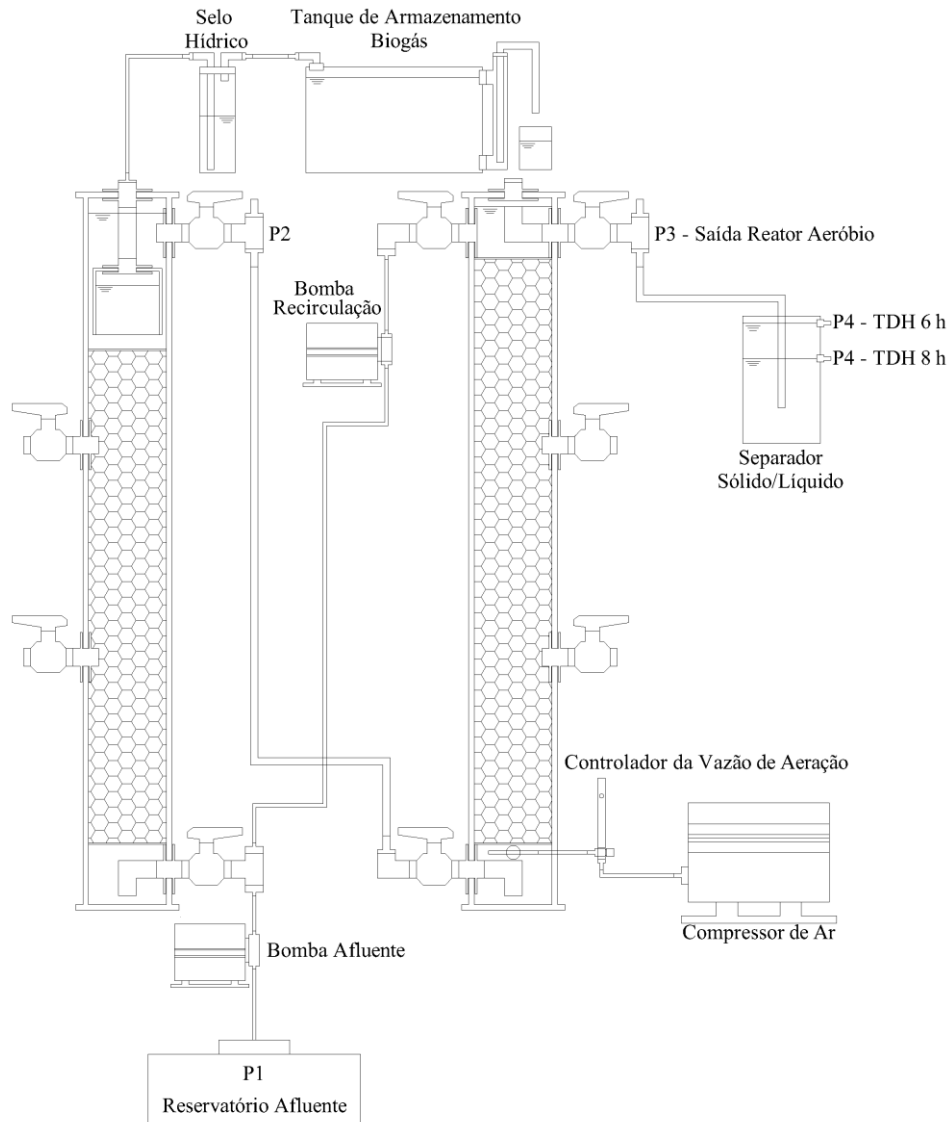
### 4.1 APARATO EXPERIMENTAL

O aparato experimental foi montado e instalado no anexo do Laboratório de Saneamento do Departamento Acadêmico de Construção Civil da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Curitiba, Sede Ecoville e é composto de: um reservatório de alimentação, um reator anaeróbico de leito fixo seguido de um reator aeróbico de leito fixo e um sistema de separação sólido/líquido. Na Figura 3 é apresentado um desenho em escala dos reatores anaeróbico e aeróbico.



**Figura 3** - Desenho em escala dos reatores anaeróbico e aeróbico.

Na Figura 4 é apresentado desenho esquemático do sistema combinado de tratamento anaeróbio e aeróbio.



**Figura 4:** Desenho esquemático do sistema combinado.

Para armazenamento temporário do efluente a ser tratado foi utilizado um reservatório com volume de 250 L. Para alimentação do reator anaeróbio de leito fixo foi utilizada uma bomba dosadora de diafragma a solenóide marca Prominent, modelo Concept plus, com vazão nominal de  $8 \text{ L.h}^{-1}$ .

O reator anaeróbio de leito fixo, com escoamento ascendente e fluxo contínuo, foi construído em vidro temperado de 8 mm de espessura com base retangular de dimensões

internas de 11,0 cm x 20,4 cm e com 100 cm de altura e volume útil de 19,8 L. O meio suporte para imobilização da biomassa era constituído de anéis corrugados de Policloreto de Polivinila (PVC). Na parte superior do reator anaeróbio foi instalado um sistema de coleta e separação de gás, acoplado a um sistema de medição de vazão por deslocamento líquido.

O reator aeróbio de leito fixo, com escoamento ascendente e fluxo contínuo, foi construído em vidro temperado de 8 mm de espessura com base retangular e dimensões internas de 11,0 cm x 20,4 cm e 100 cm de altura, com volume útil de 19,37 L. O seu interior foi preenchido com anéis corrugados de PVC como meio suporte para imobilização da biomassa.

A aeração do reator aeróbio de leito fixo foi realizada por um compressor de ar de uso profissional de 2 estágios da marca MOTOMIL, modelo MAV 15/200, com um controlador que limita a pressão a 1 atm seguido de um fluxômetro para controle da vazão de aeração. Para promover melhor difusão do ar neste reator aeróbio foi construído um sistema de difusão com seis pedras porosas posicionadas na parte inferior do reator.

Para recirculação do efluente do reator aeróbio para o reator anaeróbio foi utilizada uma bomba dosadora de diafragma a solenóide marca Prominent, modelo Concept plus, com vazão nominal de 8 L.h<sup>-1</sup>. As principais características físicas dos reatores anaeróbio e aeróbio são apresentadas na Tabela 6.

**Tabela 6 - Características físicas dos reatores anaeróbio e aeróbio.**

	<b>Reator Anaeróbio</b>	<b>Reator Aeróbio</b>
Base do Reator (cm <sup>2</sup> )	224,4	224,4
Altura útil do reator (cm)	95	95
Volume total (L)	21,32	21,32
Volume útil (L)	19,79	19,37
Volume do meio suporte (cm <sup>3</sup> )	1528	1948
Porcentagem do Meio suporte (%)	7,7	10,1

Após o reator aeróbio, foi construído um sistema de separação sólido/líquido, em Politereftalato de Etila (PET) com diâmetro de 23 cm e altura de 31 cm, com volume útil de 7,3 L (TDH de 8 h em cada reator) e 9,8 L (TDH de 6 h em cada reator, com intuito de auxiliar na retenção da biomassa aeróbia residual.

Após o término da montagem do aparato experimental, os reatores foram submetidos a testes de estanqueidade com água, bem como foi realizada a calibração das bombas de alimentação e recirculação.

#### 4.1.1 Inóculo

Após a montagem e instalação do aparato experimental, foi feita a inoculação do reator anaeróbio com aproximadamente 8 L de lodo anaeróbio flocculento (40% do volume) proveniente de um Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado (RALF) e a inoculação do reator aeróbio foi feita com aproximadamente 8 L de lodo aeróbio (40% do volume) proveniente de um tanque de aeração, ambos os lodos coletados eram de uma Estação de Tratamento de Esgotos, da região metropolitana de Curitiba/PR.

Com o intuito de conhecer as características dos lodos de inóculo foram realizadas as análises para determinações das concentrações de sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos totais fixos (STF), em triplicata antes da inoculação dos reatores. Na Tabela 7 são apresentadas as concentrações em termos de ST, STV e STF dos lodos anaeróbio e aeróbio utilizados como inóculos nos reatores.

**Tabela 7** - Características físicas dos lodos de inóculo anaeróbio e aeróbio utilizados.

<b>Lodo anaeróbio</b>					
	<b>N</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio Padrão</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>
<b>ST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		89456	1377	87962	91682
<b>SFT (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	3	29319	434	28766	29980
<b>SVT (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		60137	961	59066	61702
<b>Lodo aeróbio</b>					
	<b>N</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio Padrão</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>
<b>ST (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		5432	82	5384	5528
<b>SFT (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	3	974	209	740	1144
<b>SVT (mg.L<sup>-1</sup>)</b>		4458	204	4240	4646

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

Como pode-se observar na Tabela 7 o lodo anaeróbio possuía concentração de Sólidos Totais Voláteis de 60.137 mg.L<sup>-1</sup>, o que determinou a carga orgânica biológica inicial de 0,04 kgDQO.kgSTV.d<sup>-1</sup> no reator anaeróbio enquanto o lodo aeróbio possuía concentração de STV de 4.458 mg.L<sup>-1</sup>. A vazão utilizada na partida foi de 1,63 L.h<sup>-1</sup>, o que resultou em 24 horas de tempo de detenção hidráulica.

Na literatura encontra-se valores de cargas biológicas iniciais, para partida de um reator anaeróbio, na ordem de 0,05 a 0,15 kgDQO.kgSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, variando conforme o tipo de efluente que será tratado. Segundo Chernicharo, Van Haandel e Calvalcanti (1999), a carga

biológica a ser empregada até o atingimento do Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente (EEDA), pode chegar, de acordo com o tipo de afluentes tratado, valores em torno de 2,0 kgDQO.kgSTV<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>.

#### 4.1.2 Substrato

Devido à dificuldade de obter esgoto sanitário em função da distância entre a rede coletora de esgotos e o Laboratório de Saneamento, optou-se por utilizar substrato sintético, que reproduz as principais características dos esgotos sanitários.

O substrato sintético utilizado neste experimento é uma adaptação do substrato definido por Torres (1992) (Tabela 8).

**Tabela 8** - Composição do esgoto sanitário sintético.

Descrição	Quantidade para 1 L
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 Mono. 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

**Fonte:** Adaptado de Torres (1992).

#### 4.1.3 Meio Suporte

Para composição do leito fixo e imobilização da biomassa foram utilizados anéis corrugados de PVC de diâmetro de 1,0 cm por 2,5 cm de comprimento e área superficial de 12 cm<sup>2</sup> cada um.

No reator anaeróbio, o material suporte foi colocado entre a câmara de alimentação do afluentes até a calha de separação do coletor de gases com volume de 1528 cm<sup>3</sup>, representando 7,7% do volume útil do reator. Para o reator aeróbio, o material suporte foi colocado entre a

câmara de alimentação do efluente anaeróbico até a saída de recirculação, com volume de 1948 cm<sup>3</sup>, representando 10,1% do volume útil do reator.

#### 4.1.4 Sistema de Coleta de Biogás

O sistema de coleta do biogás gerado no reator anaeróbico é composto por um separador trifásico confeccionado em vidro com 18 cm de largura, 9,8 cm de comprimento e 9,0 cm de altura, sendo posicionado a altura de 81 cm da base do reator anaeróbico (Figura 5a).



**Figura 5** - a) Separador trifásico para coleta do biogás produzido, b) Sistema de medição do volume de gás por deslocamento líquido.

Foi utilizado um frasco lavador de gases de 250 mL como selo hídrico para conectar a saída do biogás do reator ao tanque de armazenamento a fim de manter a pressão interna no separador trifásico.

Para medir a vazão de biogás produzida no reator foi utilizado um sistema de quantificação do biogás por deslocamento líquido, constituído de tanque de 25 L para armazenamento de água (Figura 5b).

## 4.2 OPERAÇÃO E MONITORAMENTO DO SISTEMA COMBINADO

### 4.2.1 Monitoramento do Sistema Combinado

As análises físico-químicas foram feitas no Laboratório de Saneamento do Departamento Acadêmico de Construção Civil da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Curitiba, Sede Ecoville. Na Tabela 9 são apresentados os métodos e metodologias utilizados na avaliação do sistema combinado.

**Tabela 9 - Parâmetros físico-químicos utilizados na avaliação do sistema combinado.**

Parâmetros	Método de Análise	Nº do Método	Referência
TL (°C)	Potenciométrico	-	-
pH	Potenciométrico	4500_H <sup>+</sup>	Eaton et al. (2005)
AT (mgCaCO <sub>3</sub> ·L <sup>-1</sup> )	-	-	Ripley et al. (1986)
AB (mgCaCO <sub>3</sub> ·L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Ripley et al. (1986)
AV (mgHAc·L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	-	Dillalo e Albertson (1961)
OD (mg·L <sup>-1</sup> )	Polarográfico	4500_O	Eaton et al. (2005)
DQO (Amostras bruta e filtrada) (mg·L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	5220_D	Eaton et al. (2005)
N-NTK (mgNTK·L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	4500_NTK	Eaton et al. (2005)
N-amoniacoal (mgN-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	4500_NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Eaton et al. (2005)
Nitrito (mgN-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>2</sub>	Eaton et al. (2005)
Nitrato (mgN-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_NO <sub>3</sub>	Eaton et al. (2005)
Fósforo Total (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ·L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	4500_P	Eaton et al. (2005)
ST (mg·L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_B	Eaton et al. (2005)
STF (mg·L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2005)
STV (mg·L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2005)
SST (mg·L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	2540_G	Eaton et al. (2005)

O comportamento do sistema combinado foi avaliado por determinações dos parâmetros de controle em amostras do afluente (P1), efluente do reator anaeróbico (P2), efluente do reator aeróbico (P3) e efluente do sistema de separação sólido/líquido (P4).

Os parâmetros de controle foram: temperatura do líquido (TL), pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis (AV), oxigênio dissolvido (OD), DQO (amostras brutas e amostras filtradas), nitrogênio total kjeldahl (N-NTK), nitrogênio amoniacoal (N-amoniacoal), nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>), fósforo total (P), sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos suspensos totais (SST).



Em cada etapa de operação, após os reatores terem alcançado o Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente (EEDA) foram realizados 3 perfis de amostragem temporal, com amostras coletadas em intervalos de 3 horas durante 24 h. O estabelecimento do EEDA foi verificado por meio do monitoramento realizado duas vezes na semana, em unicata, dos seguintes parâmetros: pH, alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato, ácidos voláteis, oxigênio dissolvido, DQO de amostras brutas e nitrogênio amoniacal.

#### 4.2.2 Procedimento Experimental

Para cumprimento dos objetivos desta pesquisa optou-se em dividir a operação do sistema combinado em seis etapas para facilitar a apresentação e compreensão dos resultados.

Na Tabela 10 é apresentado um resumo das etapas de operação do sistema combinado.

**Tabela 10** - Resumo das condições operacionais.

Etapas	Período de Operação (d)	TDH* (h)	Vazão Afluente (L.h <sup>-1</sup> )	Velocidade Ascensional (m.h <sup>-1</sup> )	Taxa de Recirculação (%)	Vazão de Aeração (L.min <sup>-1</sup> )	Número de Perfis de Amostragem
<b>Início da Operação</b>	0 a 32°	12	1,63	0,14	100	10	-
<b>1</b>	33 a 93°			0,16	50		
<b>2</b>	94 a 124°	8	2,45	0,21	100	10	3
<b>3</b>	125 a 160°			0,27	150		
<b>4</b>	161 a 184°			0,29		10	
<b>5</b>	185 a 208°	6	3,26	0,29	100	5	3
<b>6</b>	209 a 235°			0,29		2,5	

\*TDH de cada reator.

O início da operação foi feito de forma simultânea nos dois reatores após a inoculação; sendo que os reatores foram alimentados com esgoto sanitário diluído para aumentar o número de microrganismos presentes no sistema, durante 7 dias, após este período, utilizou-se o esgoto sintético de forma contínua e de fluxo ascendente com TDH de 12 h (em cada reator), taxa de recirculação de 100% e aeração do reator aeróbio com vazão de 10 L.min<sup>-1</sup> até atingir o Estado de Equilíbrio Dinâmico Aparente (EEDA).

Em todas as etapas após os reatores atingirem o EEDA foram realizados 3 perfis de amostragem temporal e 3 ensaios hidrodinâmicos. A etapa 1 ficou compreendida do 33° ao 93° dia de operação. Com operação do sistema combinado com TDH de 8 h (em cada reator), taxa de recirculação de 50% e vazão de aeração de 10 L.min<sup>-1</sup>.

Entre o 94° ao 124° dia de operação foi realizada a etapa 2, TDH de 8 h (em cada reator), taxa de recirculação de 100% e vazão de aeração de 10 L.min<sup>-1</sup>. A etapa 3 ficou compreendida do 125° ao 160° dia de operação. Com operação do sistema combinado TDH de 8 h (para cada reator), taxa de recirculação de 150% e vazão de aeração de 10 L.min<sup>-1</sup>. Logo após o término dos perfis temporais e os ensaios hidrodinâmicos foi feito o descarte do lodo excedente do reator anaeróbio.

Do 161° ao 184° dia de operação foi realizada a etapa 4. Com operação do sistema combinado TDH de 6 h (em cada reator), taxa de recirculação de 100% e vazão de aeração de 10 L.min<sup>-1</sup>. A etapa 5 foi compreendida do 185° ao 208° dia de operação. Com operação do sistema combinado TDH de 6 h (em cada reator), taxa de recirculação de 100% e vazão de aeração de 5 L.min<sup>-1</sup>.

E por fim a etapa 6 ficou compreendida do 209° ao 235° dia de operação. Com operação do sistema combinado foi operado com TDH de 6 h (para cada reator), taxa de recirculação de 100% e vazão de aeração de 2,5 L.min<sup>-1</sup>.

#### 4.2.3 Cálculos de eficiência do sistema combinado

A relação AB/N-Amoniacal e as eficiências do sistema combinado na remoção de DQO<sub>(amostras brutas e filtradas)</sub>, N-NTK, N-amoniacal, NT, nitrificação e desnitrificação foram calculadas pelas Equações 1, 2, 3, 4, 5, 6 e 7, respectivamente.

$$\frac{AB}{N\text{-amoniacal}} = \frac{AB_{P2} - AB_{P3}}{((N-NH_4^+ P2) - (N-NH_4^+ P3))} \quad (1)$$

Em que:

AB<sub>P2</sub> - Valores de alcalinidade a bicarbonato no ponto 2 em mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>;

AB<sub>P3</sub> - Valores de alcalinidade a bicarbonato no ponto 3 em mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>;

N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>P2 - Valores nitrogênio amoniacal no ponto 2 em mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>;

N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>P3 - Valores de nitrogênio amoniacal no ponto 3 em mg NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>.

$$\% DQO = \frac{(DQO_{P1} - DQO_{Pn})}{DQO_{P1}} \times 100 \quad (2)$$

Em que:

DQO<sub>P1</sub> - valores de DQO<sub>(amostras brutas)</sub> no ponto 1 em mg.L<sup>-1</sup>;

DQO<sub>Pn</sub> - valores de DQO<sub>(amostras brutas)</sub> no ponto n em mg.L<sup>-1</sup>.

$$\% N - NTK = \frac{(NTK_{P1} - NTK_{Pn})}{NTK_{P1}} \times 100 \quad (3)$$

Em que:

NTK<sub>P1</sub> - Valores de NTK no ponto 1 em mgNTK.L<sup>-1</sup>;

NTK<sub>Pn</sub> - Valores de NTK no ponto n em mgNTK.L<sup>-1</sup>.

$$\% N - NH_4^+ = \frac{((N-NH_4^+ P1) - (N-NH_4^+ Pn))}{N-NH_4^+ P1} \times 100 \quad (4)$$

Em que:

N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>P1 - Valores nitrogênio amoniacal no ponto 1 em mg NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>;

N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>Pn - Valores nitrogênio amoniacal no ponto n em mg NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>.

$$\% NT = \frac{(NTK_{P1} - NTK_{P3} - (N-NO_2^-) - (N-NO_3^-))}{NTK_{P1}} \times 100 \quad (5)$$

Em que:

NTK<sub>P1</sub> - Valores de NTK no ponto 1 em mgNTK.L<sup>-1</sup>;

NTK<sub>P3</sub> - Valores de NTK no ponto 3 em mgNTK.L<sup>-1</sup>;

N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> - Valores de nitrito no ponto 3 em mgNO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>;

N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> - Valores de nitrato no ponto 3 em mgNO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>.

$$\% \text{ Nitrificação} = \frac{(NTK_{P1} - NTK_{P3})}{NTK_{P1}} \times 100 \quad (6)$$

Em que:

$NTK_{P1}$  - Valores de NTK no ponto 1 em  $\text{mgNTK.L}^{-1}$ ;

$NTK_{P3}$  - Valores de NTK no ponto 3 em  $\text{mgNTK.L}^{-1}$ .

$$\% \text{ Desnitrificação} = \frac{(NTK_{P1} - NTK_{P3} - (N-NO_2^-) - (N-NO_3^-))}{(NTK_{P1} - NTK_{P3})} \times 100 \quad (7)$$

Em que:

$NTK_{P1}$  - Valores de NTK no ponto 1 em  $\text{mgNTK.L}^{-1}$ ;

$NTK_{P3}$  - Valores de NTK no ponto 3 em  $\text{mgNTK.L}^{-1}$ ;

$N-NO_2^-$  - Valores de nitrito no ponto 3 em  $\text{mgNO}_2^- .\text{L}^{-1}$ ;

$N-NO_3^-$  - Valores de nitrato no ponto 3 em  $\text{mgNO}_3^- .\text{L}^{-1}$ .

### 4.3 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

Na Tabela 11 são apresentadas as condições operacionais das etapas avaliadas durante os ensaios hidrodinâmicos de estímulo-resposta.

**Tabela 11** - Características dos ensaios de estímulo-resposta realizados nos reatores anaeróbio aeróbio.

Etapa	TDH Teórico (h)*	Taxa de Recirculação (%)	Vazão de aeração ( $\text{L.min}^{-1}$ )	Número de Ensaios	Massa de Eosina y aplicada (mg)	Concentração do Traçador ( $\text{g.10mL}^{-1}$ )
1		50				
2	16	100	10			
3		150				
4			10	3	400	40
5	12	100	5			
6			2,5			

\* O TDH foi considerado utilizando a soma dos tempos nos dois reatores

Além dos perfis de amostragem temporal também foram realizados ensaios hidrodinâmicos em cada etapa de operação. Para avaliação do comportamento hidrodinâmico dos reatores foram realizados 3 ensaios hidrodinâmicos de estímulo-resposta tipo pulso, com corante eosina Y ( $C_{20}H_{11}Br_4Na_2O_5$ ) como traçador em cada etapa de operação, com solubilidade em água de  $0,1 \text{ g.mL}^{-1}$  e peso molecular de 691,88 g.

A escolha da eosina Y como traçador é justificada pela estabilidade e segurança no manuseio, boa recuperação da massa injetada e fácil detecção (DE NARDI, ZAIAT e FORESTI, 1999 e Carvalho et al., 2008).

Foi utilizado volume de injeção de 10 mL com concentração de  $40 \text{ g.L}^{-1}$  e tempo de injeção de 5 s para cada ensaio. Para determinação da concentração do traçador nas amostras do efluente do reator, foi utilizado o método colorimétrico de leitura de absorbância em espectrofotômetro Hach uv-vis, modelo DR/5000, com comprimento de onda de 516 nm.

O tempo total de duração dos ensaios foi de três vezes o tempo de detenção hidráulico teórico da soma de cada reator, com intervalos para coletas do efluente de 30 min. As amostras coletadas foram centrifugadas em centrífuga da marca CentriBio, modelo 80-2B-15ML, durante 2 min a 3500 rpm para evitar a interferência de sólidos na leitura das absorbâncias pelo método colorimétrico.

O percentual de recuperação de massa do traçador foi calculado de acordo com Kellner, Moreira e Pires (2009) (Equação 8).

$$\% \text{ de Recuperação de Massa do Traçador} = \frac{\sum_{i=2}^n \left( \frac{C_i - C_{i-1}}{2} \right) \times (t_i - t_{i-1}) \times Q_e}{M_0 \times 0,01} \quad (8)$$

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.

Na Tabela 12 são apresentadas as definições dos termos utilizados para os dados de acordo com Levenspiel (2000).

**Tabela 12** - 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 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

As curvas experimentais da variação de concentração do traçador ao longo do tempo ( $C(t)$ ), foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000), o que resulta 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), grande intensidade (GD) e de tanques em série de mistura completa (N-CSTR), como pode ser visualizado na Tabela 13.

**Tabela 13** - Modelos uniparamétricos de dispersão segundo Levenspiel (2000).

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

Fonte: Adaptado de Levenspiel (2000).

Para verificação das anomalias no comportamento hidrodinâmico foram investigadas a existência de zonas mortas (tendo como base os valores de TDH teórico e real, sendo que o TDH real foi obtido a partir dos ensaios hidrodinâmicos e volume útil dos reatores) e a presença de curtos-circuitos (em relação ao tempo do aparecimento do traçador no efluente do reator). A eficiência hidráulica considera a relação entre o volume efetivo e o número de reatores de mistura completa em série.

Na Tabela 14 são apresentadas as equações utilizadas para o cálculo do volume de zonas mortas, presença de curtos-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica.

**Tabela 14** - Determinação de anomalias e eficiência hidráulica do sistema combinado.

Anomalias	Equação	Significado	Metodologia
Volume de Zonas mortas	$\beta = \frac{TDH_r}{TDH_t}$ $V_a = V_t \times \beta$ $V_d = V_t - V_a$	$\beta =$ relação entre o TDH real (h) e o TDH teórico (h); $V_a =$ volume ativo do reator ( $m^3$ ); $V_t =$ volume total do reator ( $m^3$ ); $V_d =$ volume de zonas mortas ( $m^3$ ).	Peña, Mara e Avella (2006).
Presença de Curtos-circuitos hidráulicos	$\Psi = \frac{\tau_k}{\tau_r}$	$\Psi =$ presença de curto – circuitos; $\tau_k =$ tempo do pico de concentração (h); $\tau_r =$ TDH real (h).	Thackston, Shields Junior e Schroder (1987) e Sarathai, Koottatep e Morel (2010).
Eficiência hidráulica	$\lambda = V_e \left(1 - \frac{1}{N}\right)$	$\lambda =$ eficiência hidráulica; $V_e =$ volume efetivo ( $m^3$ ); $N =$ número de tanques CSTR em série.	Persson, Somes e Wong (1999) Sarathai, Koottatep e Morel (2010).

#### 4.4 ANÁLISE ESTATÍSTICA

Após realizar os testes de normalidade pelos testes de Kolmogorov-Smirnov, Liliefors e Shapiro-Wilk para o conjunto de dados de cada etapa em termos de DQO<sub>amostras brutas</sub>, N-NTK, N-amoniacoal, NT, nitrificação e desnitrificação, foi adotado como hipótese nula  $H_0$  (não seguem distribuição normal) para  $p$ -valor  $< 0,05$  e como a hipótese  $H_1$  (seguem distribuição normal).

Desta forma foi escolhido o teste U de Mann-Whitney para comparar se há diferença entre as etapas. As hipóteses foram:

$H_0$  = Não há diferença entre as etapas de operação em termos de  $DQO_{amostras\ brutas}$ , N-NTK, N-amoniacal, NT, nitrificação e desnitrificação.

$H_1$  = Há diferença entre as etapas de operação em termos de  $DQO_{amostras\ brutas}$ , N-NTK, N-amoniacal, NT, nitrificação e desnitrificação.

Para todos testes estatísticos aplicados, nos casos em que o valor de p-valor foi  $p < 0,05$ , rejeitou-se  $H_0$  e aceitou-se  $H_1$ . Os testes de normalidade, e os testes de U de Mann-Whitney foram aplicados com auxílio do *software* livre Biostat<sup>®</sup>, versão 5.0.



## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados e discussões das etapas mencionadas no capítulo 4, cujo delineamento foi dividido nos seguintes itens: Caracterização do Esgoto Sintético; Influência da Variação da Taxa de Recirculação na Remoção de Matéria Carbonácea, Nitrogenada e Fosforada; Influência da Variação da Vazão de Aeração na Remoção de Matéria Carbonácea, Nitrogenada e Fosforada e Influência da Variação do TDH na Remoção de Matéria Carbonácea, Nitrogenada e Fosforada.

### 5.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO

Os resultados da caracterização do esgoto sintético foram obtidos em 18 perfis de amostragem temporal realizados durante a operação do sistema combinado, correspondente ao período de 07/10/2014 a 15/05/2015.

Na Tabela 15 são detalhados os valores médios (Méd), desvio padrão (DVP), mínimo (Mín), máximo (Máx), número de amostras (X) e coeficientes de variação em porcentagem (CV) dos resultados dos parâmetros físico-químicos da caracterização do esgoto sintético.

**Tabela 15** - Caracterização físico-química do esgoto sintético.

Parâmetros	X	Méd	DVP	Mín	Máx	CV
TL (°C)	108	22	1,46	19	24	6,5
pH	108	6,58	0,29	5,98	7,41	4,0
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	108	0,67	0,24	0,08	1,10	36,0
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	108	100	34,9	29	230	34,8
AT (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	108	173	48,2	96	324	27,8
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	108	103	54,5	46	376	52,8
DQO amostras brutas (mg.L <sup>-1</sup> )	108	697	130	464	1.016	18,6
DQO amostras filtradas (mg.L <sup>-1</sup> )	108	272	43	160	411	15,9
DBO <sub>5,20</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	20	436	143	204	821	32,8
N-NTK (mgNTK.L <sup>-1</sup> )	108	45	9,27	21	71	20,6
N-amoniacal (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> .L <sup>-1</sup> )	108	27	5,83	13	40	21,4
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mgNO <sub>2</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup> )	108	0,018	0,016	-	0,053	87,8
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup> )	108	0,12	0,21	-	0,82	167,7
P (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> .L <sup>-1</sup> )	108	12	3,36	7	25	25,8

A temperatura média do esgoto sintético durante o experimento foi de 22 °C e máxima de 24 °C. Gerardi (2006) relata que a temperatura ótima para o pleno desempenho dos microrganismos anaeróbios e aeróbios é em torno de 30 °C, sendo crítico para temperaturas próximas ou inferiores a 20 °C.

O pH do esgoto sintético variou de 5,9 a 7,4, com média de 6,6, enquanto que as médias de Alcalinidade a bicarbonato (AB) foram de 100 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 103 mgHAc.L<sup>-1</sup> para Ácidos voláteis (AV). Segundo LETTINGA (1996), o crescimento ótimo dos microrganismos produtores 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.

Pode ser observada na Tabela 15, com relação ao coeficiente de variação houve variabilidade dos dados com exceção do pH e TL que resultaram inferior a 10%. Esta variação pode ser justificada pela sedimentação de alguns reagentes como o amido, celulose e trigo, de difícil solubilidade em água.

Com relação à concentração de matéria orgânica no esgoto sintético as médias obtidas para DQO<sub>(amostras brutas)</sub> foram de 697 mg.L<sup>-1</sup> e para DBO de 436 mg.L<sup>-1</sup>; a relação DBO/DQO<sub>(amostras brutas)</sub> teve média igual a 0,63. Segundo Metcalf e Eddy (2005), esgotos sanitários com relação DBO/DQO<sub>(amostras brutas)</sub> ≤ 0,3 desfavorecem o processo de biodegradação, enquanto que se esta relação for ≥ 0,5 são consideradas de fácil biodegradação.

A concentração média de N-NTK no esgoto sintético foi de 45 mgNTK.L<sup>-1</sup> e N-amoniacal foi de 27 mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>, ou seja, corresponde a 60% a fração orgânica do nitrogênio presente no esgoto sintético. Os parâmetros nitrito e nitrato obtiveram coeficientes superiores a 85%, entretanto tal variação não influenciou no processo de tratamento, uma vez que as concentrações mantiveram-se baixas dentro da faixa reportada por Sperling (1996).

Calijuri et al. (2009) caracterizaram os esgotos sanitários oriundos de uma estação de tratamento da cidade Viçosa, MG. Durante 19 meses e obtiveram as seguintes características médias: DQO<sub>amostras brutas</sub> de 746 mg.L<sup>-1</sup>; DBO 308 mg.L<sup>-1</sup>; N-NTK de 55 mgNTK.L<sup>-1</sup>, N-amoniacal de 33 mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup> e P de 19,5 mgPO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.L<sup>-1</sup>. Ao comparar estes resultados com aqueles apresentados na Tabela 16 nota-se similaridade entre o esgoto real e o sintético.

Sperling (2015) durante a realização de seus experimentos trabalhou com esgoto sanitário oriundo da cidade de Belo Horizonte e obteve as seguintes características médias: DQO<sub>amostras brutas</sub> de 373 mg.L<sup>-1</sup>; DBO de 235 mg.L<sup>-1</sup>; N-amoniacal de 23 mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup> e P de 1,7 mgPO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.L<sup>-1</sup>. Ao comparar com o esgoto sintético utilizado neste projeto nota-se similaridade apenas com as concentrações médias obtidas para N-amoniacal.

Ao fazer uma comparação entre as médias dos resultados obtidos do esgoto sintético com os do esgoto sanitário, nota-se que todos os parâmetros estão dentro das faixas reportadas por Sperling (1996).

## 5.2 INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA, NITROGENADA E FOSFORADA

Neste tópico serão discutidos os resultados obtidos com a comparação entre os valores obtidos durante a operação do sistema combinado nas etapas 1, 2 e 3. Nestas etapas foram mantidos constantes o TDH de 8 h em cada reator e a  $Q_a$  de  $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  no reator aeróbio, e variada a taxa de recirculação em 50%, 100% e 150% respectivamente.

Na Tabela 16 é apresentado um resumo das principais características do sistema combinado operado nas condições de TDH constante de 8 h em cada reator e vazão de recirculação de 50% (etapa 1), 100% (etapa 2) e 150% (etapa 3).

**Tabela 16** - Características de operação do sistema combinado nas etapas 1, 2 e 3.

Características	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Vazão Afluente ( $\text{L}\cdot\text{h}^{-1}$ )	2,45	2,45	2,45
Vazão de Recirculação ( $\text{L}\cdot\text{h}^{-1}$ )	1,22	2,45	3,67
Tempo de Detenção Hidráulico (TDH) (h)*	8	8	8
Taxa de recirculação (%)	50	100	150
Vazão de Aeração ( $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ )	10	10	10
Oxigênio ( $\text{kgO}_2\cdot\text{d}^{-1}$ )	3,23	3,20	3,21
Velocidade ascensional ( $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$ )	0,16	0,21	0,27
Carga Hidráulica Volumétrica ( $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ )	2,25	2,25	2,25
Carga Orgânica Volumétrica ( $\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ )	1,11	0,92	0,97
Carga Nitrogenada aplicada ( $\text{kgNTK}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ )	0,08	0,06	0,06

\*Em cada reator

Na Tabela 17 são apresentados os resultados dos parâmetros de controle operacional obtidos durante a operação do sistema combinado com amostragem temporal nos pontos P1 (afluente do Reator), P2 (efluente do Reator Anaeróbio), P3 (efluente do reator Aeróbio) e P4 (efluente do Sistema) referentes às condições de operação com TDH de 8 h em cada reator, vazão de aeração de  $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  e taxa de recirculação de 50% (etapa 1), 100% (etapa 2) e 150% (etapa 3).

**Tabela 17** - Resumo estatístico dos perfis de amostragem temporal dos parâmetros de controle operacional da etapa 1 (R 50%), etapa 2 (R 100%) e etapa 3 (R 150%).

Parâmetros	X	Etapa 1				Etapa 2				Etapa 3			
		P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4
TL (°C)	Méd	22,5	23,1	22,7	22,4	24,0	24,2	23,7	23,5	23,6	23,8	23,4	23,3
	DVP	0,8	1,0	0,9	0,7	0,5	0,6	0,5	0,5	0,9	0,9	0,8	0,7
	Mín	20,3	21,0	20,3	20,4	23,2	23,3	22,8	22,8	22,1	22,3	22,0	21,9
	Máx	24,0	24,8	24,2	23,7	24,9	25,3	24,7	24,5	24,9	25,0	24,6	24,4
	CV	3,6	4,1	4,1	3,2	2,0	2,4	2,3	2,3	3,9	3,7	3,5	3,0
pH	Méd	6,8	7,4	7,9	7,8	6,6	7,1	7,8	7,7	6,5	7,1	7,9	7,6
	DVP	0,3	0,4	0,6	0,5	0,3	0,3	0,2	0,2	0,3	0,4	0,4	0,4
	Mín	6,1	6,8	7,2	7,1	6,0	6,5	7,3	7,1	6,0	6,4	7,2	6,9
	Máx	7,4	8,2	9,0	8,9	7,4	7,6	8,3	8,2	6,8	7,5	8,5	8,6
	CV	4,6	5,3	7,2	6,3	4,7	4,3	3,1	3,5	4,1	5,1	5,5	5,4
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Méd	100,0	198,2	50,7	53,8	131,6	196,8	79,1	80,2	91,6	148,7	79,0	81,8
	DVP	38,4	42,6	23,6	16,5	49,7	37,0	21,7	19,0	21,0	21,2	10,6	10,4
	Mín	29,3	99,6	12,0	28,3	77,2	135,6	36,6	55,9	58,9	112,3	59,5	59,4
	Máx	159,2	253,2	80,7	91,9	230,0	274,7	110,2	114,4	135,0	183,1	93,6	105,2
	CV	38,4	21,5	46,5	30,6	37,7	18,8	27,5	23,7	22,9	14,2	13,4	12,7
AT (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Méd	230,1	248,3	80,3	76,9	214,6	233,5	98,9	98,2	152,9	163,5	90,1	93,3
	DVP	45,9	19,2	9,5	10,8	51,5	37,6	19,7	19,6	23,3	19,8	10,4	10,6
	Mín	173,7	202,1	57,6	61,1	137,6	192,6	60,2	77,4	111,8	124,9	66,6	71,4
	Máx	324,2	279,5	92,9	99,8	295,3	319,1	140,6	130,9	202,5	194,3	106,6	114,0
	CV	20,0	7,7	11,9	14,1	24,0	16,1	19,9	19,9	15,2	12,1	11,6	11,3
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	Méd	183,3	70,6	41,7	32,5	116,8	51,7	27,9	25,4	86,3	20,8	15,6	16,3
	DVP	84,0	60,6	25,7	18,7	33,1	19,8	13,7	10,7	13,5	6,6	4,9	4,3
	Mín	88,2	18,3	15,3	9,9	64,6	11,6	6,8	7,4	67,8	11,5	8,2	12,0
	Máx	376,6	253,3	99,3	90,0	176,4	86,4	64,6	44,9	110,0	35,4	30,9	28,5
	CV	45,8	85,9	61,7	57,6	28,3	38,4	49,0	42,4	15,6	31,5	31,4	26,2
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	Méd	0,9	1,1	4,9	3,5	0,6	1,5	6,9	6,2	0,8	1,7	7,4	6,7
	DVP	0,1	0,3	0,6	1,3	0,1	0,4	0,3	0,6	0,1	0,3	0,4	0,4
	Mín	0,8	0,9	3,9	0,8	0,4	0,9	6,5	4,3	0,5	1,4	6,6	5,7
	Máx	1,1	1,6	6,2	5,0	0,9	2,8	7,8	7,6	1,0	2,4	8,1	7,6
	CV	9,3	23,5	12,7	37,1	22,1	26,8	4,9	10,2	17,7	15,3	4,8	6,3

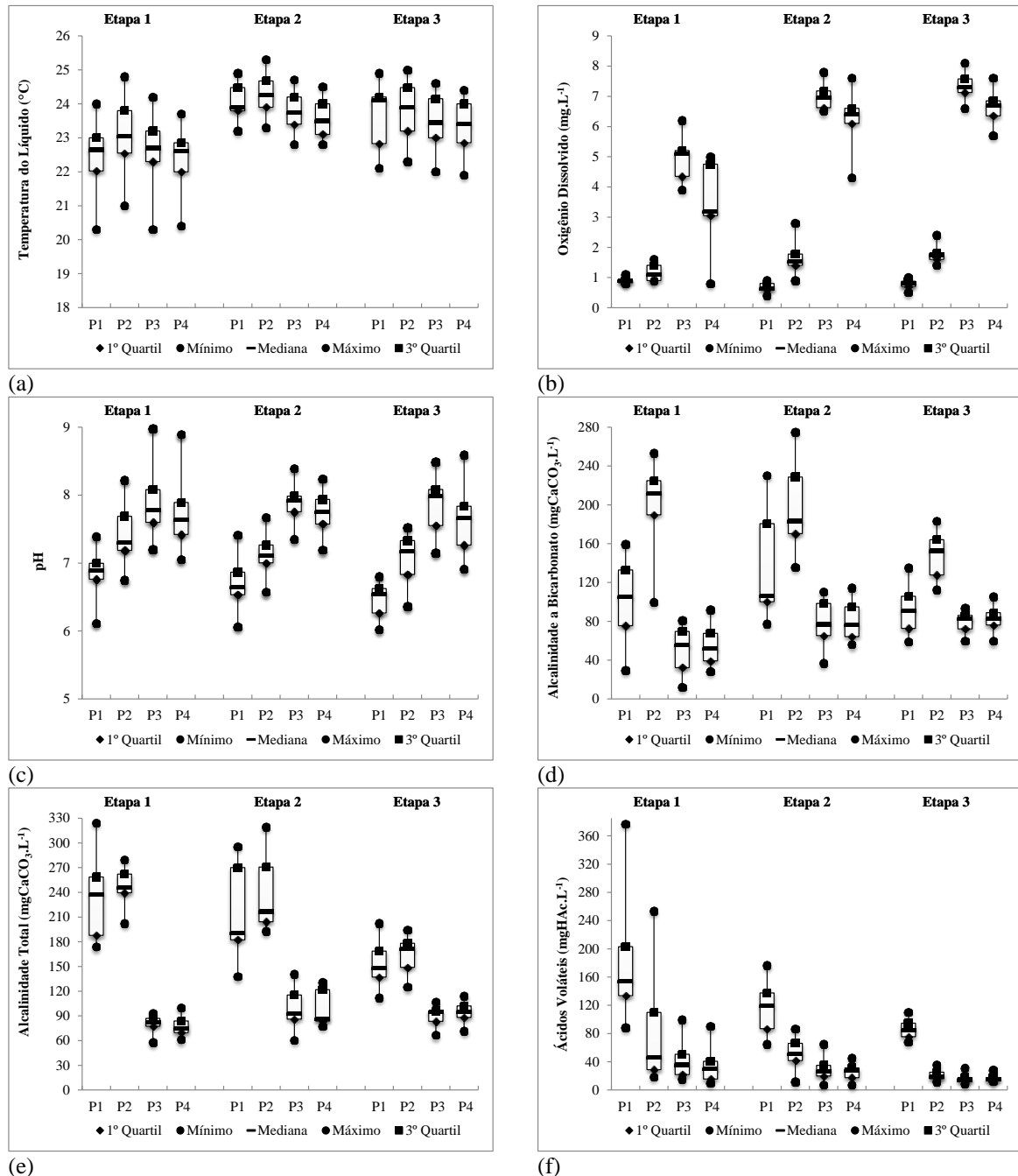
**Legenda:** X = Número de amostras; Méd = Média; DVP = Desvio Padrão; Mín = Valor Mínimo; Máx = Valor Máximo; CV = Coeficiente de Variação.

Como pode ser observado na Tabela 17 os valores médios da temperatura do líquido das amostras coletadas na etapa 1 variaram de 22,4 a 23,1 °C, na etapa 2 de 23,5 a 24,2 °C e para a etapa 3 de 23,3 a 23,8 °C. Nota-se que na etapa 3 a variação foi de 0,5 °C nos pontos com valor mínimo de 21,9 °C e máximo de 25,0 °C.

A baixa variação da temperatura pode facilitar a adaptação dos microrganismos e consequentemente do sistema de tratamento. De acordo com Seghezze et al. (1998), a eficiência do processo anaeróbio é dependente da temperatura do líquido no reator e consideram que a faixa ótima de 30 °C a 40 °C.

Na Figura 6 são apresentados os gráficos boxplot referentes à variação da temperatura do líquido, oxigênio dissolvido, pH, alcalinidade a bicarbonato, alcalinidade total e ácidos

voláteis das etapas 1, 2 e 3, os valores de mínimo e máximo, quartil inferior e superior e a mediana dos pontos P1, P2, P3 e P4.



**Figura 6** - Gráficos dos resultados de Temperatura do líquido (a), Oxigênio dissolvido (b), pH (c), Alcalinidade a bicarbonato (d), Alcalinidade total (e) e Ácidos voláteis (f) das etapas 1, 2 e 3.

Para sistemas aeróbios nos quais deseja alcançar a nitrificação a faixa de temperatura é de 5 a 50 °C, com faixa ótima de 28 a 36 °C, enquanto que para desnitrificação a faixa é de 5

a 35 °C, com faixa ótima de 25 a 35 °C (HENZE et al., 2001). Embora as temperaturas obtidas estivessem abaixo da faixa ótima para que ambos os processos ocorressem, a temperatura não foi considerada como fator limitante, uma vez que as eficiências de conversão de N-NTK mantiveram-se acima de 95%.

Segundo Chernicharo (2007), a velocidade de degradação do afluente está diretamente relacionada à quantidade de microrganismos existentes, se essas concentrações mantiveram-se elevadas a velocidade de degradação pode ser atingida em diferentes temperaturas.

Como pode ser observado na Figura 6 os parâmetros temperatura do líquido e pH foram o que menos variaram em ambas as etapas e pontos com coeficientes de variação abaixo de 16%. Os valores médios de pH no ponto P2 (efluente do Reator anaeróbico) para pH foram de 7,4 (etapa 1), 7,1 (etapa 2) e 7,1 (etapa 3). Tais resultados estão de acordo com a faixa ótima de crescimento das arqueias metanogênicas. Segundo Metcalf e Eddy (2005) em sistemas de tratamento anaeróbico em que se deseja produção de biogás, em especial metano, a faixa do pH ótimo é de 6,6 a 7,4.

Para Surampalli et al. (1997), a faixa ótima do pH para o processo de nitrificação é de 7,5 a 8,0; 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 àquela verificada no pH 7,0. Outro fator que deve ser considerado é que em reatores de leito fixo, o pH do biofilme pode ser diferente do líquido pela diferença entre as camadas formadas no meio suporte.

Os valores médios de pH do ponto P3 da etapa 1 e 3 foram de 7,9, enquanto que para a etapa 2 foram de 7,8, ou seja, na faixa ótima para ocorrência do processo de nitrificação. Além da temperatura e do pH outro fator que pode ser limitante no processo de nitrificação é a concentração de oxigênio dissolvido presente no meio.

As concentrações de oxigênio dissolvido no ponto P2 de ambas as etapas obtiveram coeficientes de variação acima de 15%. Esta maior variação do ponto P2 pode ter sido ocasionada pela recirculação da fase líquida do reator aeróbico para o anaeróbico.

As médias de concentração de oxigênio dissolvido na saída do reator aeróbico foram de 4,9 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 1), 6,9 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 2) e 7,4 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 3). Segundo Gerardi (2006), a demanda necessária para oxidação da amônia é de 4,6 gO<sub>2</sub> para cada gN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, afim de que não ocorra inibição do processo é preciso manter os valores de OD acima de 2,0 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.

Para Metcalf e Eddy (2005) para que o processo de desnitrificação ocorra de forma a utilizar o nitrito e/ou nitrato como acceptor final de elétrons é necessário que as concentrações de oxigênio dissolvido sejam inferiores a 1 mg.L<sup>-1</sup>. Nota-se que as concentrações médias de oxigênio dissolvido no ponto P2 ficaram acima deste valor, sendo de 1,1 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 1), 1,5

mg.L<sup>-1</sup> (etapa 2) e 1,7 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 3), o que pode ter contribuído para o não favorecimento deste processo.

Os coeficientes de variação para os parâmetros Alcalinidade a bicarbonato, alcalinidade total e ácidos voláteis da Tabela 17 em todas as etapas variaram de 7,7 a 85,9%. Esta amplitude na variação pode ser justificada pela ocorrência dos processos de nitrificação e desnitrificação nos quais ocorrem consumo e aumento da alcalinidade, respectivamente.

A produção de alcalinidade foi observada no ponto P2 em todas as etapas, com valores superiores aos observados para o afluente com médias de alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total em 198 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 248 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 1), 196 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 233 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 2) e 148 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 163 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 3).

Este aumento da alcalinidade a bicarbonato e total do Ponto P1 para o P2 pode indicar possível equilíbrio bioquímico entre as arqueias metanogênicas e as bactérias acidogênicas/acetogênicas do processo anaeróbio.

Apesar da redução da alcalinidade no afluente (P1) da etapa 1 para a 3 e conseqüentemente na saída do ponto P2, como pode ser observado na Figura 6, o processo de nitrificação não foi afetado uma vez que o aumento da recirculação propiciou melhora no processo de desnitrificação e a estabilidade das concentrações de saída.

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

Para o ponto P3 ocorreu diminuição da alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total em todas as etapas, com valores médios de 50,7 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 80,3 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 1), 79,1 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 98,9 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 2) e 79,0 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 90,1 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 3), respectivamente. Segundo Metcalf e Eddy (2005), essa diminuição pode ser justificada pela ocorrência do processo de nitrificação em que para cada mg de nitrogênio amoniacal convertido em nitrato via nitrito 7,14 mgCaCO<sub>3</sub> são consumidos.

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

Apesar da diminuição da alcalinidade a bicarbonato e total do Ponto 2 para o Ponto 3, o sistema não foi afetado uma vez que os valores de ácidos voláteis diminuíram do ponto P2 para o ponto P4. Os valores médios do ponto P2, P3 e P4 foram de 70,6, 41,7 e 32,5

mgHAc.L<sup>-1</sup> (etapa 1), 51,7, 27,9 e 25,4 mgHAc.L<sup>-1</sup> (etapa 2) e 20,8, 15,6 e 16,3 mgHAc.L<sup>-1</sup> (etapa 3), respectivamente.

A relação média de AV/AB para o ponto P2 das etapas 1, 2 e 3 foi de 0,28, 0,22 e 0,13, respectivamente. Cabe ressaltar que com o aumento da recirculação e conseqüentemente da eficiência de desnitrificação maior foi a reposição de alcalinidade à bicarbonato pelo processo, o que pode ter causado a diminuição dos valores da relação AV/AB da etapa 1 para 3.

Ripley, O'Shea e Stephens (2003) destacam que para o processo anaeróbio alcance o tamponamento do meio a relação AV/AB não deve ultrapassar 0,3, visto que quanto menor for esta relação maior será a produção de metano; enquanto que valores próximos a 0,3 ou superiores indicam sobrecarga do sistema e acidificação do mesmo.

Com relação à remoção de fósforo as eficiências médias obtidas do sistema combinado foram de 1,3% (etapa 1), 3,7% (etapa 2) e 27,6% (etapa 3). Nota-se o aumento da eficiência de remoção de fósforo conforme o aumento da recirculação interna, o que pode indicar menor competição entre os microorganismos responsáveis pela nitrificação/desnitrificação com os de remoção de fósforo.

De-Bashan e Bashan (2004) reportam que menores tempos de TDH e vazão de aeração podem gerar condições de estresse celular e conseqüentemente favorecer a assimilação do fósforo pelos microrganismos do sistema.

Na Tabela 18 são apresentados os resultados dos parâmetros de controle operacional: DQO<sub>amostras brutas e filtradas</sub>, nitrogênio total Kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito<sup>-</sup>, nitrato e fósforo.

**Tabela 18** - Resumo estatístico dos perfis de amostragem temporal dos parâmetros de controle operacional das etapa 1 (R 50%), etapa 2 (R 100%) e etapa 3 (R 150%).

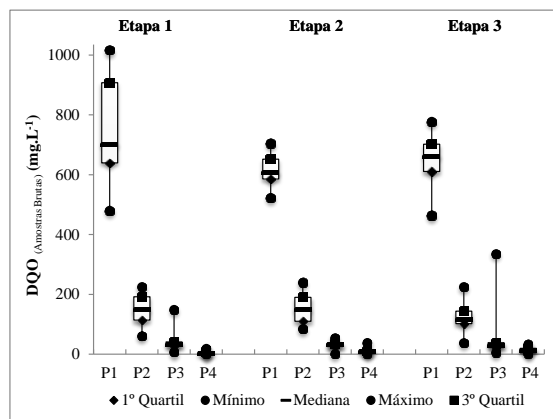
Parâmetros		Etapa 1				Etapa 2				Etapa 3			
		P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4
	X	18	18	18	27	18	18	18	27	18	18	18	27
DQO amostras brutas (mg.L <sup>-1</sup> )	Méd	739	148	41	5	615	153	31	10	649	127	45	13
	DVP	172	53	31	5	55,3	49,4	11,4	9,8	87	53	74	10
	Mín	480	60	6	1	523	84	1	1	464	38	5	1
	Máx	1.016	225	148	18	704	239	54	38	777	224	335	32
	CV	23,3	35,5	76,3	93,7	9,0	32,3	36,4	94,5	13,5	41,5	165,0	75,7
	%		79,3	94,4	99,4		75,1	94,9	98,7		79,6	92,8	97,8
DQO amostras filtradas (mg.L <sup>-1</sup> )	Méd	271	63	12	1	254	44	7	2	272	35	7	3
	DVP	73	18	11	-	34	12	5	2	23	18	6	4
	Mín	160	33	1	1	218	28	1	1,00	216	7	1	1
	Máx	411	96	42	1	344	68	16	8	316	81	21	17
	CV	26,9	28,5	92,7	0,0	13,6	27,8	69,2	89,3	8,5	51,2	94,1	126,9
	%		74,5	94,9	99,6		82,1	97,2	99,2		87,0	97,6	98,6
N-NTK	Méd	56,0	35,0	3,3	2,5	42,7	28,7	1,6	1,2	38,9	19,7	0,8	1,1



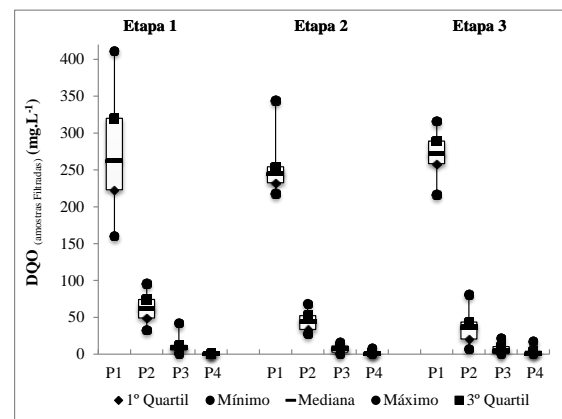
(mgNTK.L <sup>-1</sup> )	DVP	6,2	3,4	1,5	1,4	5,7	7,8	0,7	0,9	8,8	5,6	0,6	0,9
	Mín	48,2	30,1	1,1	0,1	34,9	20,4	0,01	0,01	21,0	11,1	0,01	0,01
	Máx	71,0	40,5	6,2	4,4	60,7	45,1	2,6	3,7	51,0	27,8	2,3	3,8
	CV	11,1	9,6	47,2	55,9	13,4	27,3	41,0	76,3	22,5	28,3	68,1	84,5
	%		36,8	94,0	95,3		31,9	95,9	97,3		47,4	97,6	96,7
N-amoniacal (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> .L <sup>-1</sup> )	Méd	29,7	24,6	0,01	0,01	25,2	18,2	0,01	0,01	25,0	10,7	0,01	0,01
	DVP	5,3	4,9	0,0	0,0	5,7	4,6	0,0	0,0	7,2	5,1	0,0	0,0
	Mín	22,2	14,9	0,01	0,01	13,2	8,6	0,01	0,01	14,0	4,9	0,01	0,01
	Máx	38,5	33,6	0,04	0,01	37,2	30,6	0,01	0,01	38,1	19,1	0,01	0,01
	CV	17,8	20,0	57,1	0,0	22,7	25,1	7,0	0,0	28,9	47,1	0,0	0,0
%		16,9	99,9	99,9		26,2	99,9	99,9		57,7	99,9	99,9	
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mgNO <sub>2</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup> )	Méd	0,032	0,024	0,355	0,320	0,038	0,023	0,820	0,819	0,014	0,050	0,323	0,361
	DVP	0,0	0,0	0,1	0,1	0,0	0,0	0,1	0,1	0,01	0,05	0,03	0,04
	Mín	0,008	0,008	0,295	0,246	0,028	0,004	0,670	0,681	0,004	0,003	0,232	0,293
	Máx	0,053	0,047	0,551	0,538	0,052	0,041	1,168	1,068	0,028	0,166	0,365	0,424
	CV	52,7	45,0	18,2	21,4	19,7	48,7	16,3	12,3	56,5	101,0	8,2	11,4
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup> )	Méd	0,4	0,6	21,0	15,5	0,3	0,3	14,5	11,1	-	-	7,6	7,6
	DVP	0,2	0,3	2,2	1,5	0,1	0,2	0,7	1,9	-	-	1,1	0,9
	Mín	0,0	0,3	17,9	11,9	0,1	0,0	13,5	6,0	-	-	5,8	6,4
	Máx	0,8	1,7	25,7	18,0	0,5	0,7	15,8	13,8	-	-	9,9	10,1
	CV	48,8	53,3	10,6	10,0	45,8	75,9	4,8	17,3	-	-	14,2	12,3
P (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> .L <sup>-1</sup> )	Méd	17,0	16,0	16,2	16,1	16,0	16,2	16,1	15,2	12,0	10,3	8,9	8,7
	DVP	3,2	2,1	2,0	2,3	3,0	3,7	1,1	1,8	1,8	3,1	2,2	1,7
	Mín	13,5	11,5	12,9	10,5	9,2	8,1	14,3	7,6	9,2	6,8	5,8	5,4
	Máx	25,9	20,6	21,1	20,5	20,5	23,6	18,5	17,5	16,1	19,8	12,6	12,4
	CV	18,6	13,2	12,2	14,5	18,7	23,3	7,0	11,8	15,2	29,6	24,7	19,8
%		3,84	2,37	1,31		-4,0	-4,2	3,7		14,2	26,4	27,6	

**Legenda:** X = Número de amostras; Méd = Média; DVP = Desvio Padrão; Mín = Valor Mínimo; Máx = Valor Máximo; CV = Coeficiente de Variação; % = Eficiência remoção.

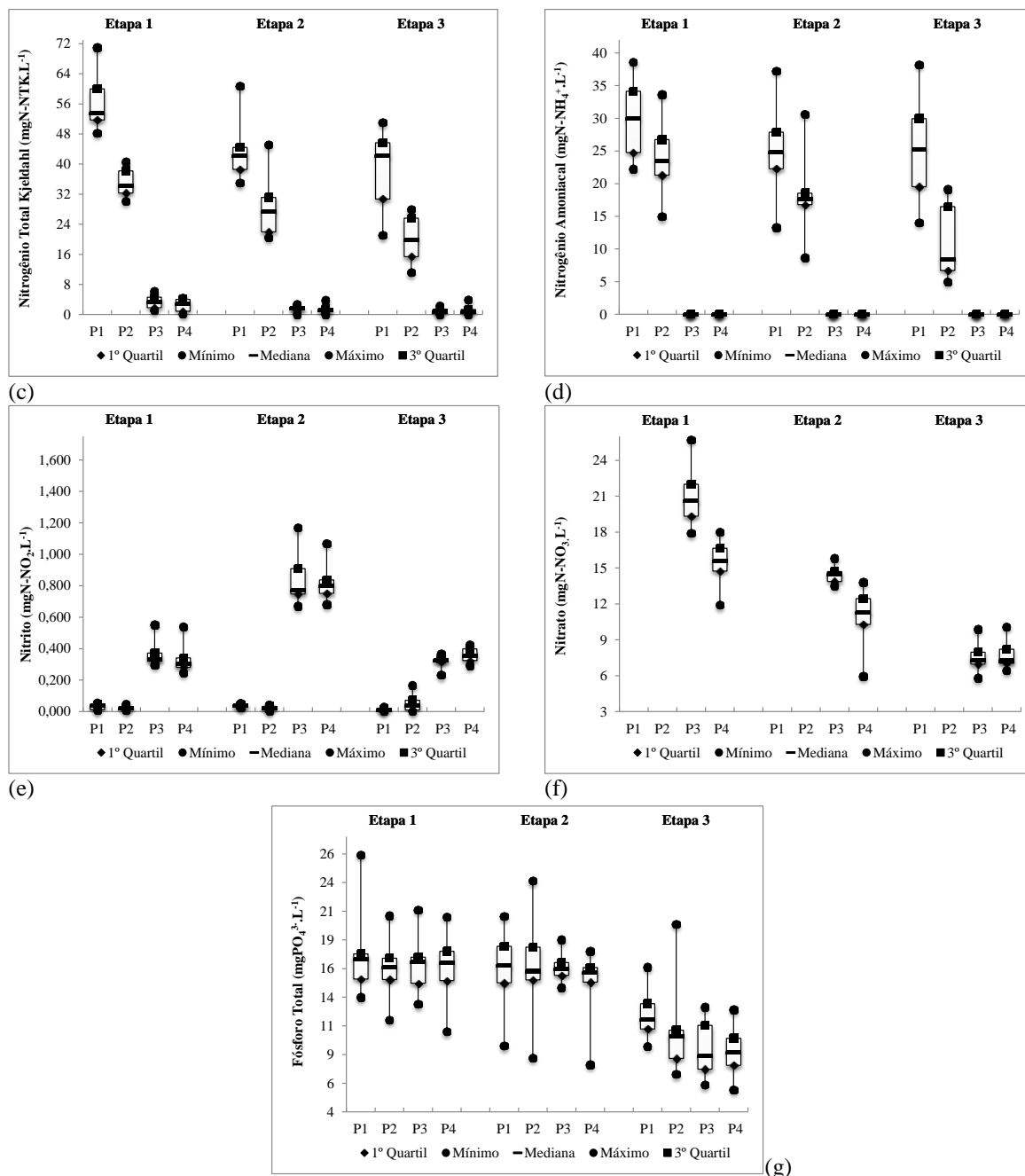
Na Figura 7 são apresentados os gráficos boxplot referentes a variação de DQO<sub>amostras</sub> brutas e filtradas, nitrogênio total Kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato e fósforo das etapas 1, 2 e 3, os valores de mínimo e máximo, quartil inferior e superior e a mediana dos pontos P1, P2, P3 e P4.



(a)



(b)



**Figura 7** - Gráficos dos resultados de DQO<sub>amostras brutas e filtradas</sub> (a e b), N-NTK (c), N-amoniacoal (d), Nitrito<sup>-</sup> (e), Nitrito (f) e Fósforo (g).

Conforme apresentado na Tabela 18, os dados referentes às etapas 1, 2 e 3 revelaram que as eficiências médias de remoção da matéria orgânica em termos de DQO<sub>amostras brutas</sub> e DQO<sub>amostras filtradas</sub> do sistema foram de 99,4 e 99,6% (etapa 1), foram de 98,7 e 99,2% (etapa 2) e 97,8 e 98,6% (etapa 3).

Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 1-2, 1-3 e 2-3 em termos de DQO<sub>amostras brutas</sub>, obteve-se diferença significativa entre as etapas 1-2 (p-valor 0,0162) e 1-3 (p-valor 0,0155), enquanto que na comparação das etapas 2-3 não houve diferença significativa (p-valor 0,4668).

As eficiências médias do ponto P2 para  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  e  $DQO_{\text{amostras filtradas}}$  foram de 79,3 e 74,5% (etapa 1), 75,1 e 82,1% (etapa 2) e 79,6 e 87,0% (etapa 3). Apesar da variação da taxa de recirculação o reator anaeróbio manteve-se estável e com eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  e filtradas com valores próximos.

Del Pozo e Diez (2003) operaram em um sistema combinado de reatores anaeróbio-aeróbio em série para o tratamento de efluente de abatedouro de aves com variação da taxa de recirculação. Os autores relataram que com variação da taxa de recirculação de 100% para 800% foi verificado decaimento significativo da remoção de matéria orgânica em termos de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$ , com redução da eficiência de remoção de 65 para 20%.

Estes autores afirmaram que isso é devido ao fato de que a redução da concentração de matéria orgânica no reator ter diminuído tanto que acarretou em cinética dos processos anóxicos e metanogênicos lentas. Além disso, a fração de  $DQO_{\text{recalcitrante}}$  no sistema eleva o que torna impossível obter efluentes com  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  abaixo de  $100 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Tawfik et al. (2012) trabalharam na comparação de dois reatores no tratamento de esgoto sanitário, sendo um reator UASB e outro reator UASB modificado tendo meio suporte composto por espuma de poliuretano envolta em polipropileno vazado ao qual chamaram de UASR. Ambos os reatores foram operados com TDH de 6,0 h e COV de  $2,3 \text{ kgDQO.m}^{-3}\text{d}^{-1}$ . Os resultados obtidos revelaram que o reator UASR obteve melhor desempenho com eficiência média de 72% na remoção de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$ , enquanto que no UASB foi de 50,7%.

A relação média  $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NTK}$  para o processo de nitrificação foi de 4,2 (etapa 1), 5,4 (etapa 2) e 1,8 (etapa 3), enquanto que para o processo de desnitrificação ( $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NO}_3^-$ ) foram de 7,2 (etapa 1), 10,5 (etapa 2) e 4,7 (etapa 3). Metcalf e Eddy (2005) relatam que para promover o bom desempenho do processo de nitrificação a relação  $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NTK}$  deve ser menor que 3 enquanto que a relação  $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NO}_3^-$  para o processo de desnitrificação deve ser maior que 5.

Com base nesta relação observa-se que nas etapas 1 e 2 foram obtidas valores superiores a 3 durante o processo de nitrificação, o que poderia ser um fator limitante. Entretanto, apenas na etapa 2 foi verificado acúmulo de nitrito, o que indica baixa conversão do nitrito formado a nitrato.

Na Tabela 18 é possível observar redução de nitrato na etapa 2, o que não pode ser atribuído a recirculação interna, uma vez que ocorreu acúmulo de nitrito e relação  $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NO}_3^-$  foi superior a 10, o que prioriza o processo de remoção da matéria orgânica.

Para Del Pozo e Diez (2003), a razão  $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NO}_3^-$  no reator anaeróbio pode determinar a competição entre os microrganismos que realizam a metanogênese e a

desnitrificação, sendo esta última a via preferencial do processo de remoção de matéria orgânica quando os valores desta razão são inferiores a 10.

Na Tabela 18 também é possível notar que a concentração média das amostras de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  do ponto P2 da etapa 2 é de  $153 \text{ mg.L}^{-1}$  e foi superior a etapa 1 com  $148 \text{ mg.L}^{-1}$  e na etapa 3 com  $127 \text{ mg.L}^{-1}$ . Se comparado com a relação  $DQO_{\text{amostras brutas}}/N\text{-NO}_3^-$  pode indicar que quando esta relação favorece a ocorrência do processo de desnitrificação aliado ao de metanogênese maior será a remoção da matéria orgânica.

Com o aumento da recirculação foi verificado aumento dos valores CV de N-NTK da etapa 1 para 3, com valores médios de CV para o ponto P4 de 55,9% (etapa 1), 76,3% (etapa 2) e 84,5% (etapa 3). Entretanto o mesmo não ocorreu para os parâmetros  $N\text{-NO}_2^-$  e  $N\text{-NO}_3^-$  o que indica melhora do processo de nitrificação e desnitrificação com o aumento da recirculação.

Da etapa 3 em diante as determinações de nitrato não foram mais realizadas para os pontos P1 e P2, visto que os valores obtidos nas etapas 1 e 2 foram similares e de baixa concentração o que não interfere no cálculo da remoção de N-NTK e N-amoniacal. As eficiências médias obtidas pela remoção de nitrogênios na forma de N-NTK e N-amoniacal do sistema combinado foram de 95,3 e 99,9% (etapa 1), 97,3 e 99,9 % (etapa 2) e 96,7 e 99,9% (etapa 3).

Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 1-2, 1-3 e 2-3 em termos de N-NTK, obteve-se diferença significativa entre as etapas 1-2 (p-valor 0,0368), enquanto que na comparação das etapas 1-3 (p-valor 0,1946) e 2-3 (p-valor 0,6351) não houve diferença significativa. O mesmo ocorreu para N-amoniacal em que a comparação das etapas 1-2 (p-valor 0,0086) teve diferença significativa, enquanto que nas etapas 1-3 (p-valor 0,1839) e 2-3 (p-valor 0,4964) não houve diferença significativa.

Na Tabela 19 são apresentados os resultados médios obtidos da relação AB/N-amoniacal; eficiências médias de remoção de N-NTK, N-amoniacal, NT e eficiência média do processo de nitrificação e desnitrificação.

**Tabela 19** - Relação AB/N-amoniacal e eficiências obtidas da série nitrogenada.

Parâmetros	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Relação AB/N-amoniacal	4,1	6,8	7,5
% de Remoção de N-NTK	95,3	97,3	96,7
% de Remoção de N-amoniacal	99,9	99,9	99,9
% de Remoção de NT	67,3	69,0	74,8
% de Nitrificação	90,9	95,8	95,1
% de Desnitrificação	70,3	70,6	77,3

Como pode ser observado na Tabela 19 a relação média de AB/N-amoniaco obtida para as etapas 1, 2 e 3 foram de 4,1, 6,8 e 7,5, respectivamente. As eficiências médias de nitrificação e desnitrificação do sistema combinado foram de 90,9 e 70,3% (etapa 1) 95,8 e 70,6% (etapa 2) e 95,1 e 77,3% (etapa 3).

O valor teórico de gasto da alcalinidade a bicarbonato para oxidar 1 mg de  $N-NH_4^+$  é de 7,14 segundo Metcalf e Eddy (2005). Pelos valores reais obtidos é possível notar que as etapas 2 (6,8) e 3 (7,5) ficaram próximas a esse valor e obtiveram as maiores eficiências de nitrificação enquanto que na etapa 1 houve redução da quantidade utilizada. Entretanto em ambas as etapas o processo de nitrificação atingiu eficiências médias superiores a 90%.

As eficiências médias obtida pela nitrificação e desnitrificação do sistema combinado foram de 90,9 e 70,3% (etapa 1), 95,8 e 70,6% (etapa 2) e 95,1 e 77,3% (etapa 3). Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 1-2, 1-3 e 2-3 em termos de nitrificação, obteve-se diferença significativa entre as etapas 1-2 (p-valor 0,0002) e 1-3 (p-valor 0,0021), enquanto que na comparação das etapas 2-3 (p-valor 0,7758) não houve diferença significativa.

Enquanto que para a desnitrificação a comparação das etapas 1-2 (p-valor 0,7758) não houve diferença significativa, e nas etapas 1-3 (p-valor 0,0017) e 2-3 (p-valor 0,0036) houve diferença significativa.

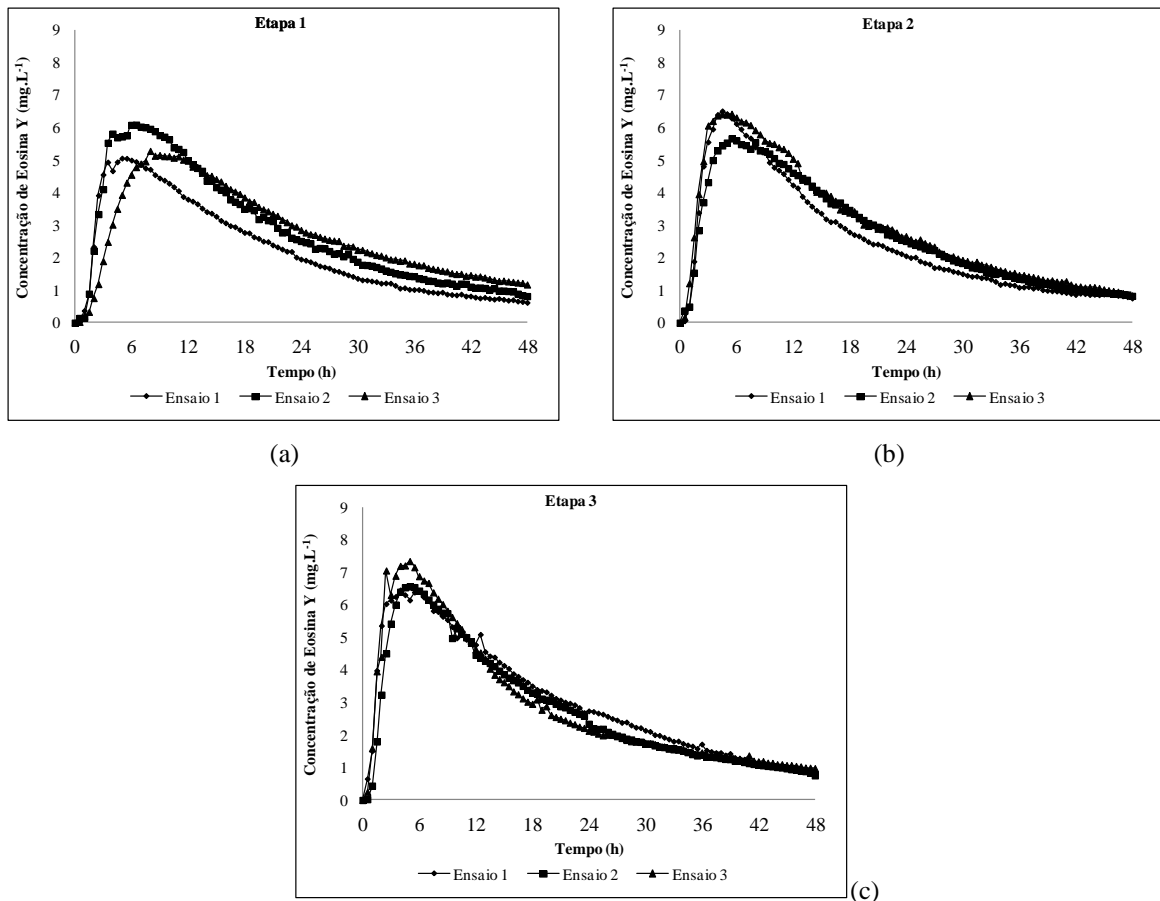
Como pode ser observado na Tabela 19 a eficiência média de remoção de Nitrogênio Total (NT) para o sistema combinado foi de 67,3% (etapa 1), 69% (etapa 2) e 74,8% (etapa 3). Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 1-2, 1-3 e 2-3 em termos de NT, não obteve-se diferença significativa entre as etapas 1-2 (p-valor 0,3113), enquanto que na comparação das etapas 1-3 (p-valor 0,0033) e 2-3 (p-valor 0,0192) houve diferença significativa.

Na etapa 3 foi verificado o melhor resultado para remoção de NT ao comparar com os resultados obtidos nas etapas 1 e 2. É nítido que o aumento da taxa de recirculação promovida entre os reatores as eficiências de remoção de matéria carbonácea, nitrogenada e fosforada contribuiu para obtenção dos melhores resultados perante as outras etapas.

Com relação aos padrões estabelecidos nas Resoluções 357 e 430 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (Conama) as etapas 1 e 2 não atenderam os padrões de lançamento para nitrato e fósforo e fósforo total enquanto a etapa 3 apenas para o parâmetro fósforo total (BRASIL, 2005; BRASIL, 2011).

### 5.2.1 Ensaios Hidrodinâmicos

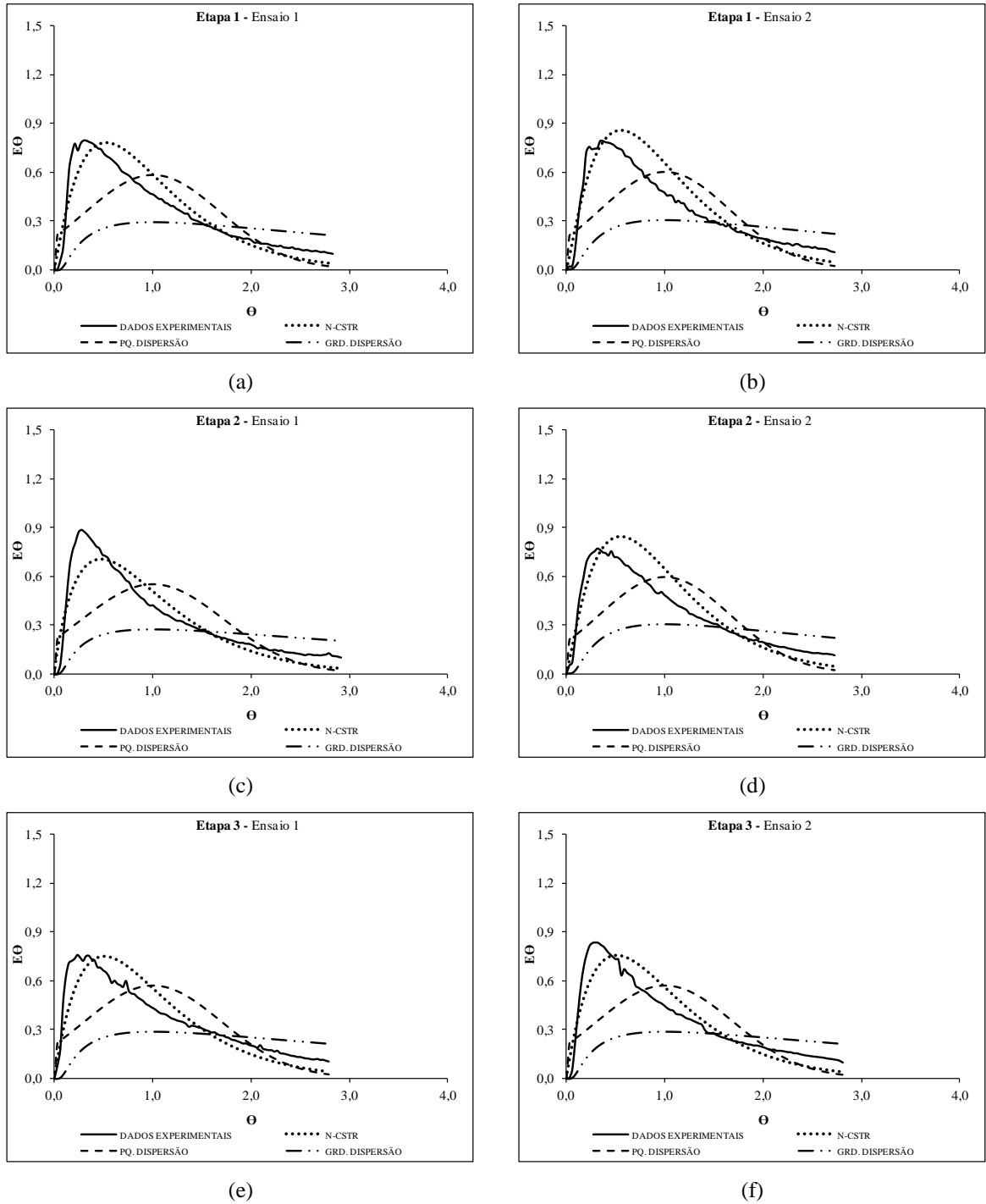
Neste item serão apresentados os resultados e discussões dos ensaios hidrodinâmicos realizados nas etapas 1, 2 e 3. A variação da concentração de eosina y ao longo do tempo para cada ensaio realizado nas etapas 1, 2 e 3 são representados graficamente na Figura 8.



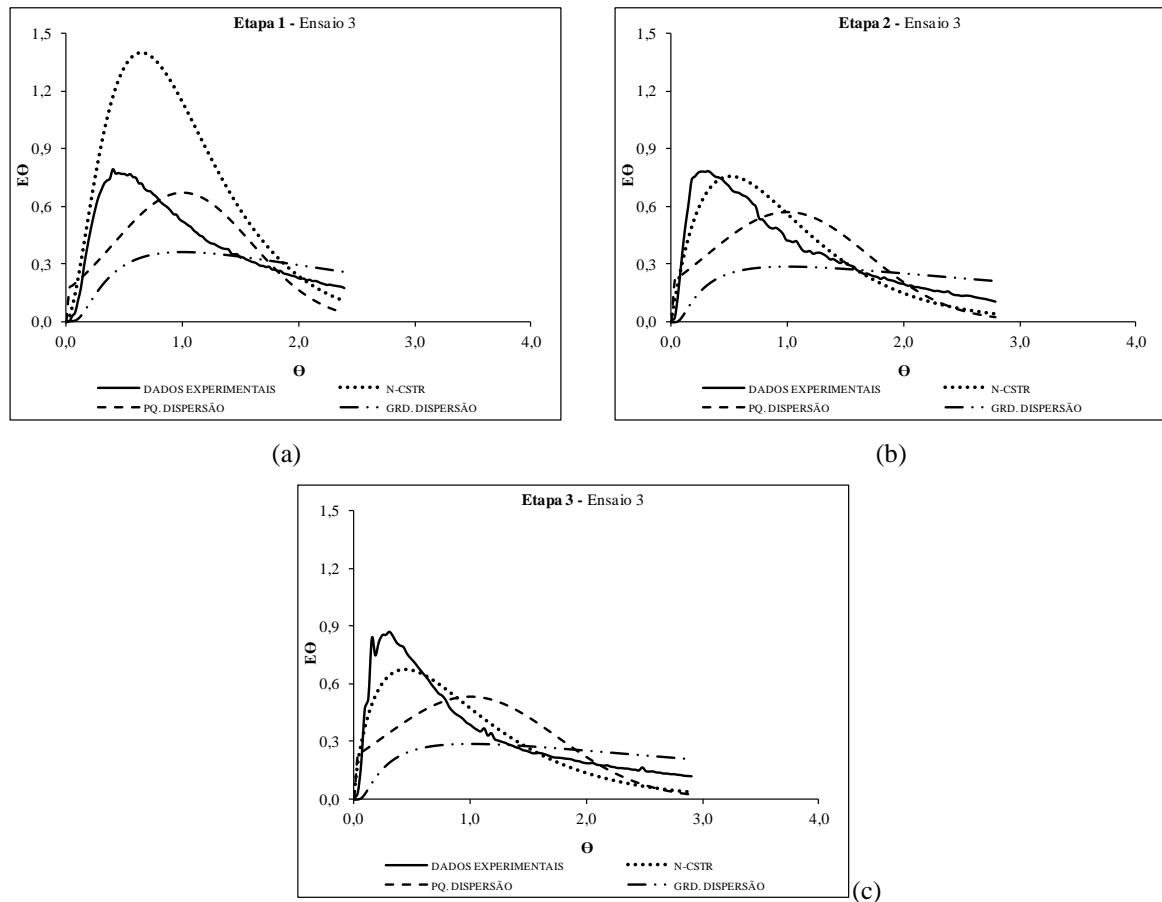
**Figura 8** - Variação da concentração de eosina y ao longo do tempo nas etapas 1 (a), 2 (b) e 3 (c).

Como pode ser observado na Figura 8 em todos os ensaios das etapas 1, 2 e 3 o efeito de cauda longa é perceptível, o que reflete no lento decaimento das concentrações do traçador principalmente após metade do experimento ter decorrido.

As curvas de concentração do traçador ao longo do tempo obtidas experimentalmente nas etapas 1, 2 e 3 foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000) e transformadas em curvas DTRs segundo os modelos de N-CSTR, PD e GD. Estas curvas são apresentadas nas Figuras 9 e 10.



**Figura 9** - Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 1 (a e b), 2 (c e d) e 3 (f e g).



**Figura 10** - Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 1 (a), 2 (b) e 3 (c).

Na Tabela 20 são apresentados os resultados obtidos com os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência pelos modelos matemáticos teóricos propostos por Levenspiel (2000) das etapas 1, 2 e 3.

**Tabela 20** - Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais das etapas 1, 2 e 3.

Etapa	Ensaio	TDH <sub>teórico</sub> (h)	TDH <sub>real</sub> (h)	Recuperação de Massa (%)	N-CSTR	Dμ.L <sup>-1</sup>		Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> )		
						PD	GD	N- CSTR	PD	PG
1	1		17,0	65,9	2,11	0,23	0,91	0,94	0,66	0,12
	2		17,6	83,1	2,25	0,22	0,83	0,94	0,65	0,17
	3		20,1	82,0	2,85	0,17	0,59	0,93	0,66	0,33
2	1	16 h (8 h em cada reator)	16,5	74,2	1,91	0,26	1,06	0,93	0,60	0,06
	2		17,6	79,4	2,23	0,22	0,84	0,95	0,67	0,13
	3		17,2	86,7	2,06	0,24	0,95	0,93	0,62	0,04
3	1		17,2	89,5	2,04	0,24	0,97	0,92	0,62	0,11
	2		17,1	82,2	2,05	0,24	0,95	0,93	0,61	0,08
	3		16,5	85,4	1,79	0,27	1,17	0,92	0,54	0,04



Na Tabela 20 são apresentados os resultados das eficiências médias das massas de traçador recuperadas que foram de 77,0 % (etapa 1), 80,1 % (etapa 2) e 85,7 % (etapa 3), em todas as etapas ocorreu o atraso do  $TDH_{real}$  obtido em comparação ao  $TDH_{teórico}$  e quanto maior a taxa de recirculação menor foi esta diferença.

O  $TDH_{real}$  médio obtido para etapa 1 foi de 18,2 h com diferença de 13,9% maior que o  $TDH_{teórico}$ , para a etapa 2 de 17,1 h com diferença de 6,9% maior que o  $TDH_{teórico}$  e para a etapa 3 foi de 16,9 h com diferença de 5,8% maior que o  $TDH_{teórico}$ . Após ter decorrido o tempo de três vezes o  $TDH_{teórico}$  os ensaios hidrodinâmicos eram encerrados mesmo que a recuperação de traçador não atingisse 85%.

Com os resultados da correlação dos modelos uniparamétricos testados é possível afirmar que em todas as etapas o tipo de fluxo dos reatores são de mistura completa com  $R^2$  médio de 0,94 (etapa 1), 0,94 (etapa 2) e 0,92 (etapa 3); com valor médio do número de dispersão  $D\mu.L^{-1}$  de 0,21 (etapa 1), 0,24 (etapa 2) e 0,26 (etapa 3).

Na Tabela 21 são apresentados os resultados obtidos com o cálculo do volume de zonas mortas, eficiência hidráulica e presença de curtos-circuitos hidráulicos nos ensaios das etapas 1, 2 e 3.

**Tabela 21** - Resultados obtidos das determinações de volume de zonas mortas, curtos-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica das etapas 1, 2 e 3.

Etapa	Ensaio	$TDH_{teórico}$ (h)	$TDH_{real}$ (h)	Pico (h)	Volume de zonas mortas ( $m^3$ )	Eficiência Hidráulica (%)	Curto- Circuito
1	1		17,0	5,0	- 0,002	52,9	0,29
	2		17,6	4,0	- 0,004	56,0	0,23
	3		20,1	8,0	- 0,010	65,6	0,40
2	1	16 h (8 h em cada reator)	16,5	4,5	- 0,001	47,9	0,27
	2		17,6	5,5	- 0,004	55,5	0,31
	3		17,2	4,5	- 0,003	51,6	0,26
3	1		17,2	4,0	- 0,003	51,2	0,23
	2		17,1	5,0	- 0,003	51,6	0,29
	3		16,5	2,5	- 0,001	44,4	0,15

Segundo Persson et al. (1999) conforme o valor obtido no cálculo da eficiência hidráulica pode-se classifica-la em três categorias: valores superiores a 75% como eficiência hidráulica boa; valores entre 75% e 50% como eficiência hidráulica satisfatória e valores abaixo de 50% como eficiência hidráulica pobre.

Na Tabela 21 pode-se observar as eficiências hidráulicas obtidas em que as etapas 1 e 2 apresentaram-se satisfatórias com médias de 58,2 e 51,6% respectivamente, enquanto a etapa

3 apresentou eficiência hidráulica pobre com média de 49,1%; a presença de curtos-circuitos foi detectada em todas as etapas.

Em todas as etapas o cálculo de volume de zonas mortas apresentou valores negativos, vale destacar que a própria taxa de recirculação do fluxo existente entre os reatores e vazão de aeração podem ocasionar estas anomalias. Segundo Peña (2006), a ocorrência de valores negativos no cálculo de zonas mortas indica a existência de caminhos preferenciais nos reatores

Calheiros, Perico e Nunes (2009) estudaram os aspectos hidrodinâmicos de um reator anaeróbio sequencial para o tratamento de esgoto sanitário. Os autores utilizaram cloreto de sódio (NaCl) como traçador e relataram atraso de aproximadamente 4% ao compararem o  $TDH_{teórico}$  com o  $TDH_{real}$ , e atribuíram tal atraso a ocorrência de curtos-circuitos hidráulicos, que causaram o fenômeno de cauda longa observado em seus experimentos.

### 5.3 INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DA VAZÃO DE AERAÇÃO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA, NITROGENADA E FOSFORADA

Neste tópico serão discutidos os resultados da comparação entre os valores obtidos durante a operação do sistema combinado nas etapas 4, 5 e 6. Nestas etapas foram mantidos constantes o TDH de 6 h em cada reator e a taxa de recirculação de 100%, e foi variada a vazão de aeração em  $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ,  $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  e  $2,5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ , respectivamente. Na Tabela 22 é apresentado um resumo das principais características operacionais do sistema combinado.

**Tabela 22** - Características de operação do sistema combinado nas etapas 4, 5 e 6.

Características	Etapa 4	Etapa 5	Etapa6
Vazão Afluente ( $\text{L}\cdot\text{h}^{-1}$ )	3,26	3,26	3,26
Vazão de Recirculação ( $\text{L}\cdot\text{h}^{-1}$ )	3,26	3,26	3,26
Tempo de Detenção Hidráulico (TDH)(h)*	6	6	6
Taxa de recirculação (%)	100	100	100
Vazão de Aeração ( $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ )	10	5	2,5
Oxigênio ( $\text{kgO}_2\cdot\text{d}^{-1}$ )	3,22	1,61	0,81
Velocidade ascensional ( $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$ )	0,29	0,29	0,29
Carga Hidráulica Volumétrica ( $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ )	4	4	4
Carga Orgânica Volumétrica ( $\text{KgDQOm}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ )	1,75	1,30	1,31
Carga Nitrogenada aplicada ( $\text{kgNTKm}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ )	0,10	0,08	0,08

\*Em cada reator.

Na Tabela 23 é apresentado um resumo dos resultados dos parâmetros de controle operacional, obtidos durante a operação do sistema combinado com amostragem temporal nos pontos P1 (afluente do Reator), P2 (efluente do Reator Anaeróbio), P3 (efluente do reator Aeróbio) e P4 (efluente do Sistema) referente às condições de operação com TDH de 6 h em cada reator, taxa de recirculação de 100% e vazão de aeração de 10 L.min<sup>-1</sup> (etapa 4), 5 L.min<sup>-1</sup> (etapa 5) e 2,5 L.min<sup>-1</sup> (etapa 6).

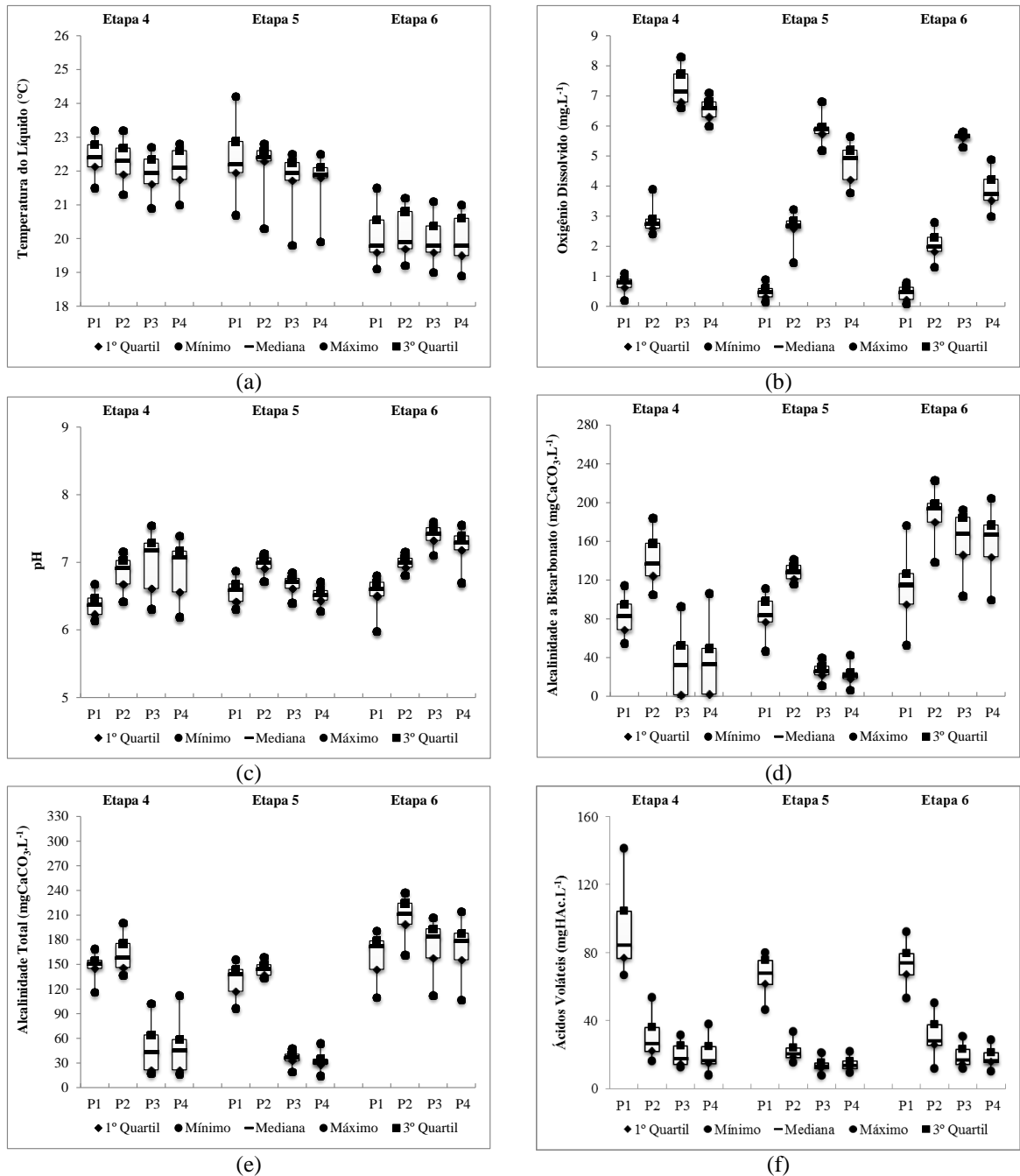
**Tabela 23** - Resumo estatístico dos perfis temporais dos parâmetros de controle operacional das etapa 4 (Q<sub>a</sub> 10 L.min<sup>-1</sup>), etapa 5 (Q<sub>a</sub> 5 L.min<sup>-1</sup>) e etapa 6 (Q<sub>a</sub> 2,5 L.min<sup>-1</sup>).

Parâmetros	X	Etapa 4				Etapa 5				Etapa 6			
		P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4
	X	18	18	18	27	18	18	18	27	18	18	18	27
TL (°C)	Méd	22,4	22,3	21,9	22,1	22,4	22,3	21,9	21,8	20,1	20,2	20,0	19,9
	DVP	0,4	0,5	0,5	0,4	0,9	0,5	0,6	0,6	0,7	0,7	0,6	0,6
	Mín	21,5	21,3	20,9	21,0	20,7	20,3	19,8	19,9	19,1	19,2	19,0	18,9
	Máx	23,2	23,2	22,7	22,8	24,2	22,8	22,5	22,5	21,5	21,2	21,1	21,0
	CV	2,0	2,5	2,4	2,1	3,9	2,5	2,8	2,8	3,6	3,3	3,0	3,1
pH	Méd	6,3	6,8	7,0	6,9	6,6	7,0	6,7	6,5	6,6	7,0	7,4	7,3
	DVP	0,1	0,2	0,4	0,3	0,2	0,1	0,1	0,1	0,2	0,1	0,1	0,2
	Mín	6,1	6,4	6,3	6,1	6,3	6,7	6,4	6,3	6,0	6,8	7,1	6,7
	Máx	6,6	7,1	7,5	7,3	6,9	7,1	6,9	6,7	6,8	7,2	7,6	7,6
	CV	4,7	4,3	3,1	3,5	2,4	1,6	1,7	1,7	3,4	1,5	1,9	2,7
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Méd	82	140	32	31	84	128	26	22	112	187	163	161
	DVP	17,2	23,7	30,7	28,9	17,5	7,8	6,9	7,4	28,8	20,8	26,1	25,1
	Mín	54	104	-3,7	-10,6	46	115	11	6,3	52	138	103	99
	Máx	114	183	92	106	111	141	39	42	176	222	192	204
	CV	20,8	16,9	95,2	92,2	20,8	6,1	26,0	33,1	25,6	11,1	16,0	15,5
AT (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Méd	148	161	46	45	131	143	36	32	161	207	175	173
	DVP	12,8	17,8	26,8	24,1	17,9	8,1	6,8	7,2	23,9	21,6	27,4	25,8
	Mín	115	136	17	16	96	133	19	14	109	161	112	106
	Máx	168	200	102	112	156	158	47	53	190	237	207	214
	CV	8,7	11,0	58,0	53,5	13,6	5,6	18,8	22,2	14,8	10,4	15,6	14,9
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	Méd	92	30	19	19	67	21	13	14	73	30	18	17
	DVP	21,5	11,5	6,7	8,0	9,7	4,3	3,2	3,0	9,8	9,4	5,6	4,2
	Mín	66	16	12	8,4	46	15	7,7	9,6	53	11	11	10
	Máx	141	53	31	38	80	33	21	22	92	50	30	28
	CV	23,3	38,2	34,2	41,3	14,5	20,2	23,4	21,1	13,3	30,5	30,1	23,6
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	Méd	0,7	2,7	7,2	6,5	0,5	2,7	5,9	4,8	0,4	2,1	5,6	3,9
	DVP	0,2	0,3	0,5	0,3	0,2	0,4	0,3	0,6	0,2	0,4	0,1	0,5
	Mín	0,2	2,4	6,6	6,0	0,2	1,5	5,2	3,8	0,1	1,3	5,3	3,0
	Máx	1,1	3,9	8,3	7,1	0,9	3,2	6,8	5,7	0,8	2,8	5,8	4,9
	CV	33,7	12,5	7,6	4,5	45,3	13,7	5,8	11,6	50,8	20,7	2,1	11,6

**Legenda:** X = Número de amostras; Méd = Média; DVP = Desvio Padrão; Mín = Valor Mínimo; Máx = Valor Máximo; CV = Coeficiente de Variação.

Na Figura 11 são apresentados os gráficos boxplot referentes a variação da temperatura do líquido, oxigênio dissolvido, pH, alcalinidade a bicarbonato, alcalinidade total e ácidos

voláteis das etapas 4, 5 e 6, os valores de mínimo e máximo, quartil inferior e superior e a mediana dos pontos P1, P2, P3 e P4.



**Figura 11** - Gráficos dos resultados de TL (a), OD (b), pH (c), AB (d), AT (e) e AV (f) das etapas 4, 5 e 6.

Como pode ser observado na Tabela 23 as médias das amostras para temperatura do líquido variaram de 22,7 a 23,2 °C na etapa 4, 21,8 a 22,4 °C na etapa 5, 19,9 a 20,2 °C na etapa

6. De acordo com Seghezze et al. (1998), a eficiência do processo anaeróbio é dependente da temperatura no reator e consideram que a faixa ótima para que ocorra é de 30 °C a 40 °C.

Segundo Henze et al. (2001) em sistemas aeróbios em que se deseja alcançar a nitrificação a faixa de temperatura deve ser de 5 a 50 °C, com faixa ótima de 28 a 36 °C e para desnitrificação a faixa deve ser de 5 a 35 °C, com faixa ótima de 25 a 35 °C.

Para Chernicharo (2007) a velocidade de degradação do afluente está diretamente relacionada á quantidade de microrganismos existentes, se elas mantiveram-se elevadas a velocidade de degradação pode ser atingida em diferentes temperaturas.

A demanda necessária para oxidação da amônia é de 4,6 mgO<sub>2</sub> para cada mgN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, afim de que não ocorra inibição do processo é preciso manter os valores de OD acima de 2,0 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> (GERARDI, 2006). A variação da concentração de OD no ponto P3 em todas as etapas manteve-se acima dessa faixa com médias de 7,2 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 4), 5,9 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 5) e 5,6 mg.L<sup>-1</sup>

Uma das intenções na redução da aeração era obter concentrações de OD no ponto P2 de no máximo 1,5 mg.L<sup>-1</sup> afim de promover condições favoráveis para que o processo de desnitrificação ocorresse, entretanto apesar da redução da concentração de OD no ponto P3, no ponto P2 foram obtidas concentrações superiores a 2,0 mg.L<sup>-1</sup>.

Na Tabela 23 podem ser observados que os valores das médias de pH do ponto P2 de 6,8 (etapa 4) e 7,0 (etapas 5 e 6), estão na faixa ótima de crescimento das arqueias metanogênicas. Os valores médios de pH obtidos nas amostras coletadas no ponto P3 foram de 7,0 (etapa 4), 6,7 (etapa 5) e 7,4 (etapa 3), os quais não estão na faixa ótima para ocorrência do processo de nitrificação.

Nota-se redução dos valores de pH nas amostras coletadas no Ponto P2 das etapas 4, 5 e 6 ao comparar com aqueles obtidos nas 3 primeiras etapas. As temperaturas mais baixas e concentrações de OD superiores a 2 mg.L<sup>-1</sup> podem ter afetado o equilíbrio dos microrganismos que realizam as etapas da acidogênese, acetogênese e metanogênese no reator anaeróbio.

As amostras coletadas nos pontos P3 e P4 da etapa 4 apresentaram as porcentagens mais altas de CV dos parâmetros AB e AT com variações acima de 85%, enquanto que para as etapas 5 e 6 os valores não ultrapassaram 26%.

A produção de alcalinidade foi observada no ponto P2 em todas as etapas, com valores superiores no efluente e valores médios das amostras coletadas de alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total de 140 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 161 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 4), e 128 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 143 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 5) e 187 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 207 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (etapa 6), respectivamente.

Para o ponto P3, foi observado redução dos valores de alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total, com valores médios de  $32 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e  $39 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  (etapa 4),  $26 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e  $36 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  (etapa 5) e  $163 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e  $175 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  (etapa 6), respectivamente. Nota-se que com a diminuição da vazão de aeração ocorre o aumento dos valores de alcalinidade nos pontos P3 e P4 principalmente na etapa 6 onde ocorreram as menores eficiências de remoção de nitrogênio total, N-NTK e N-amoniacal.

A menor vazão de aeração aplicada na etapa 6 de  $2,5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  assim como a temperatura média de  $19,9 \text{ }^\circ\text{C}$  desfavoreceram a nitrificação, o que conseqüentemente ocasionou menor utilização da alcalinidade e obtenção dos maiores valores médios no P3 e P4 em todas as etapas.

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

Garbossa et al. (2005) operaram um reator em radial anaeróbio/aeróbio de biomassa imobilizada em escala piloto para tratamento de esgoto sanitário. Para manter a alcalinidade necessária para que a nitrificação ocorresse os autores utilizaram solução alcalina com concentração média de  $1400 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ .

Os valores médios nas amostras coletadas de ácidos voláteis verificados pontos P2, P3 e P4 foram de  $30, 19$  e  $19 \text{ mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$  (etapa 4),  $21, 13$  e  $14 \text{ mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$  (etapa 5) e  $30, 18$  e  $17 \text{ mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$  (etapa 6), respectivamente. A relação média de AV/AB para o ponto P2 foi de  $0,19$  (etapa 4),  $0,15$  (etapa 5) e  $0,14$  (etapa 6). Segundo Ripley, O'Shea e Stephens (2003), para que a relação AV/AB não deve ultrapassar  $0,3$  para que haja tamponamento do meio anaeróbio.

Nota-se que a variação da vazão de aeração não afetou os resultados de ácidos voláteis assim como observado na variação da recirculação e do TDH, o que evidencia que uma vez que o reator anaeróbio atinja o tamponamento conseqüentemente as concentrações de ácidos voláteis vão manter-se constantes com leve decaimento no restante do processo.

Na Tabela 24 são apresentados os resultados dos parâmetros:  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas e filtradas}}$ , nitrogênio total Kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato e fósforo.

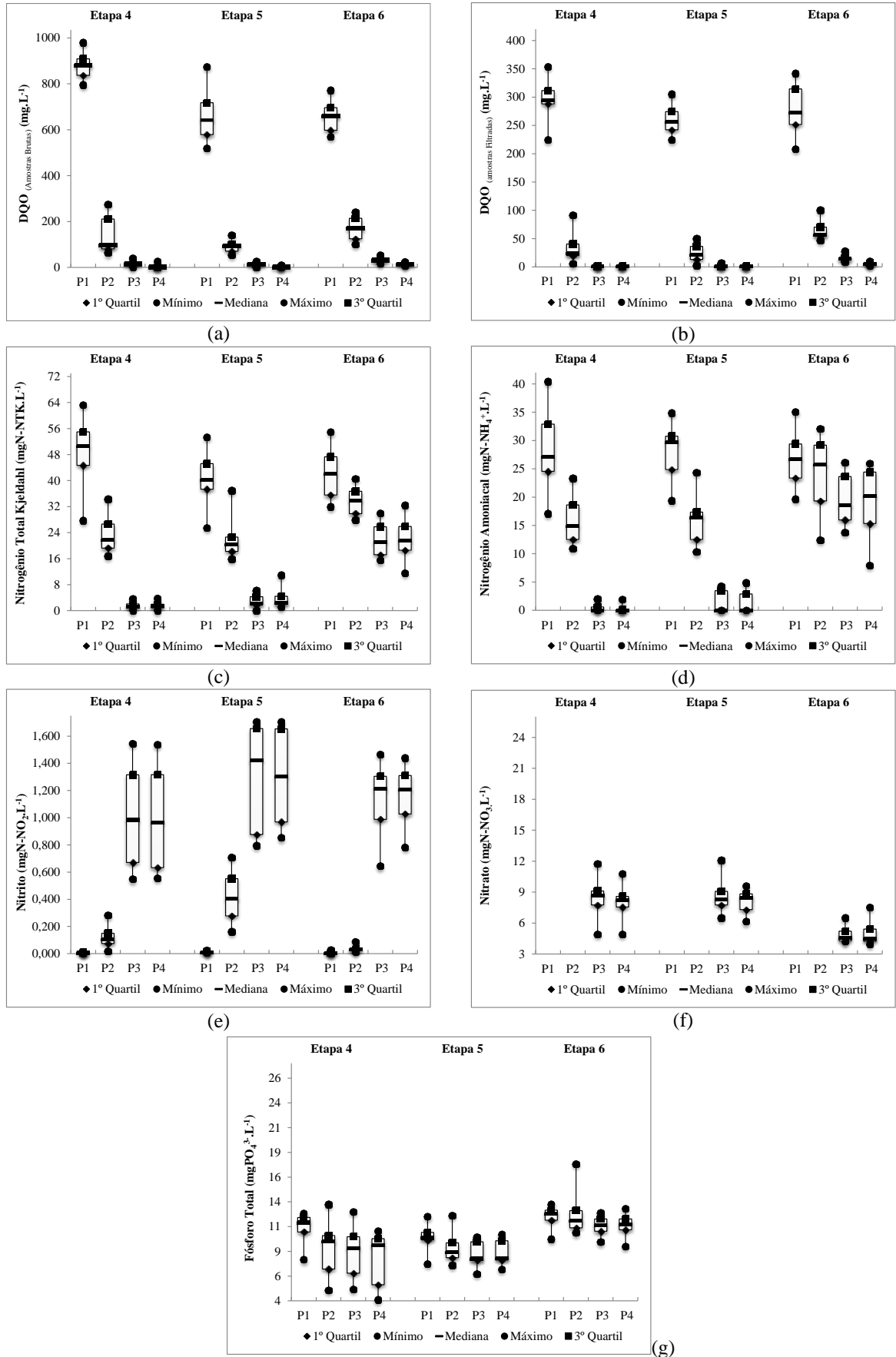
**Tabela 24** - Resumo estatístico dos perfis de amostragem temporal dos parâmetros de controle operacional das etapa 4 ( $Q_a 10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ), 5 ( $Q_a 5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ) e 6 ( $Q_a 2,5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ).

Parâmetros	Etapa 4				Etapa 5				Etapa 6				
	P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4	
X	18	18	18	27	18	18	18	27	18	18	18	27	
<b>DQO</b>	Méd	876	136	14	3	652	89	11	2	653	169	31	14

<b>amostras brutas (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	DVP	54	70	10	5	95	22	6	2	653	169	31	14
	Mín	796	63	1	1	519	54	1	1	569	100	17	7
	Máx	980	274	39	26	874	140	26	9	771	240	53	24
	CV	6,2	51,6	72,7	187,4	14,6	24,5	48,9	100,5	65	50	9	5
	%		84,6	98,4	99,6		86,3	98,2	99,7		74,0	95,2	98,2
<b>DQO amostras filtradas (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	Méd	299	32	1	1	258	25	1	1	278	63	15	6
	DVP	32,4	23,6	0,1	-	23,5	14,1	1,3	-	42,9	15,5	4,5	2,3
	Mín	224	5	1	1	224	3	1	1	208	47	8	2
	Máx	353	91	1	1	305	50	7	1	342	100	28	10
	CV	10,8	72,7	7,3	-	9,1	57,6	102,0	0,0	15,4	24,5	31,0	41,7
%		89,2	99,7	99,7		90,8	99,5	99,6		77,1	94,8	98,2	
<b>P (mgPO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	Méd	10,9	8,6	8,3	7,8	9,7	8,7	8,3	8,3	12,1	12,3	11,1	11,1
	DVP	1,4	2,3	2,1	2,4	1,2	1,2	1,1	1,1	0,9	2,0	0,8	1,0
	Mín	7,6	4,5	4,6	3,6	7,2	7,1	6,2	6,7	9,7	10,4	9,4	9,0
	Máx	12,3	13,2	12,4	10,5	12,0	12,1	9,9	10,2	13,2	17,3	12,4	12,8
	CV	12,9	27,5	26,0	31,4	12,4	13,8	13,2	13,0	7,4	16,6	7,4	9,0
%		21,3	24,4	28,6		8,9	13,9	13,3	8,9	- 2,3	7,2	4,8	- 2,3
<b>N-NTK (mgNTK.L<sup>-1</sup>)</b>	Méd	49,2	23,5	1,4	1,5	40,7	21,1	2,8	3,3	42,1	33,6	22,0	21,9
	DVP	8,6	5,5	1,0	1,0	6,9	4,7	1,8	2,1	7,0	4,1	4,7	5,3
	Mín	27,7	16,7	0,01	0,01	25,4	15,8	0,01	1,1	31,9	27,9	15,5	11,5
	Máx	63,1	34,2	3,5	3,7	53,3	36,9	6,1	10,9	54,9	40,5	29,9	32,4
	CV	17,5	23,2	71,4	62,3	17,0	22,2	62,9	63,4	16,7	12,2	21,5	24,4
		49,8	97,2	96,7		47,5	93,0	91,5		19,1	47,2	46,1	
<b>N-amoniacal (mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	Méd	28,7	15,6	0,3	0,2	27,8	16,1	1,3	1,1	26,8	24,2	19,3	19,4
	DVP	6,6	3,8	0,6	0,6	4,6	3,9	1,8	1,6	4,2	5,9	4,3	5,1
	Mín	17,0	10,9	0,01	0,01	19,3	10,3	0,01	0,01	19,6	12,4	13,8	7,9
	Máx	40,4	23,3	1,9	1,8	34,8	24,3	4,2	4,8	35,0	32,1	26,1	25,9
	CV	22,8	24,1	162,6	202,0	16,6	24,4	145,6	145,2	15,5	24,5	22,3	26,3
		44,8	98,9	98,7		40,9	94,7	95,0		10,1	28,1	25,8	
<b>N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> (mgNO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	Méd	0,006	0,122	1,002	0,984	0,012	0,429	1,303	1,296	0,004	0,033	1,150	1,164
	DVP	0,0	0,1	0,3	0,3	0,0	0,2	0,4	0,3	0,0	0,0	0,2	0,2
	Mín	0,001	0,017	0,547	0,554	0,004	0,161	0,794	0,852	0,000	0,012	0,643	0,782
	Máx	0,013	0,281	1,544	1,536	0,024	0,707	1,703	1,703	0,025	0,087	1,464	1,439
	CV	57,3	59,8	33,9	33,8	48,1	39,2	27,8	24,7	127,0	55,2	18,8	16,4
<b>N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> (mgNO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>)</b>	Méd	-	-	8,3	8,1	-	-	8,6	8,2	-	-	4,9	4,9
	DVP	-	-	1,5	1,2	-	-	1,5	1,0	-	-	0,7	0,9
	Mín	-	-	4,9	4,9	-	-	6,5	6,1	-	-	4,2	3,9
	Máx	-	-	11,7	10,7	-	-	12,1	9,6	-	-	6,5	7,5
	CV	-	-	17,9	14,3	-	-	17,0	12,1	-	-	15,1	18,9

**Legenda:** X = Número de amostras; Méd = Média; DVP = Desvio Padrão; Mín = Valor Mínimo; Máx = Valor Máximo; CV = Coeficiente de Variação; % = Eficiência remoção.

Na Figura 12 são apresentados os gráficos boxplot referentes á variação de DQO<sub>amostras</sub> brutas e filtradas, nitrogênio total Kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito<sup>-</sup>, nitrato e fósforo., das etapas 4, 5 e 6, os valores de mínimo e máximo, quartil inferior e superior e a mediana dos pontos P1, P2, P3 e P4.



**Figura 12** - Gráficos dos resultados de DQO<sub>amostras brutas e filtradas</sub> (a e b), N-NTK (c), N-amoniaco (d), N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> (e), N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> (f) e P (g).



Como pode ser observado na Tabela 24 as eficiências médias obtidas na remoção de fósforo foram de 28,6 % (etapa 4), 8,9% (etapa 5) e -2,3% (etapa 6). Com a redução de aeração foi verificada diminuição no efluente das eficiências de remoção de fósforo ao ponto que a concentração de fósforo no efluente foi superior ao do afluente na etapa 6. As concentrações médias de fósforo total foram de 7,8 (etapa 4), 8,3 (etapa 5) e 11,1 (etapa 6).

Os dados referentes as eficiências médias de remoção da matéria orgânica em termos de  $DQO_{amostras\ brutas}$  e  $DQO_{amostras\ filtradas}$  do sistema foram de 99,6 e 99,7% (etapa 4), 99,7 e 99,6% (etapa 5) e 98,2 e 98,2% (etapa 6), indicando que a redução da vazão de aeração não influenciou significativamente na eficiência do sistema.

Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 4-5, 4-6 e 5-6 em termos de  $DQO_{amostras\ brutas}$ , obteve-se diferença significativa entre as etapas 4-6 e 5-6 (p-valor  $< 0,0001$ ), enquanto que na comparação das etapas 4-5 não houve diferença significativa (p-valor 0,0764).

As eficiências médias de remoção do ponto P2 para  $DQO_{amostras\ brutas}$  e  $DQO_{amostras\ filtradas}$  foram de 84,6 e 89,2% (etapa 4), 86,3 e 90,8% (etapa 5) e 74,0 e 77,1% (etapa 6). A relação média  $DQO_{amostras\ brutas}/N\text{-NTK}$  para o processo de nitrificação foi de 5,5 (etapa 4), 4,4 (etapa 5) e 5,1 (etapa 6). Metcalf e Eddy (2005) relatam que para promover o bom desempenho do processo de nitrificação tal relação deve ser menor que 3.

Enquanto que para o processo de desnitrificação ( $DQO_{amostras\ brutas}/N\text{-NO}_3^-$ ) foi de 17,6 (etapa 4), 10,6 (etapa 5) e 34,4 (etapa 6). Para Pozo e Diez (2003), razão  $DQO_{amostras\ brutas}/NO_3^-$  no reator anaeróbio pode determinar a competição entre os microrganismos que realizam a metanogênese e desnitrificação, sendo esta última a via preferencial do processo de remoção da matéria orgânica quando esta razão for superior a 5 e inferior a 10.

A eficiência média obtida pela remoção de N-NTK e N-amoniaco do sistema foi de 96,7 e 98,7% (etapa 4), 91,5 e 95,0% (etapa 5) e 46,1 e 25,8% (etapa 6). Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 4-5, 4-6 e 5-6 em termos de N-NTK, obteve-se diferença significativa entre todas as três combinações com p-valor  $< 0,0001$ . O mesmo não ocorreu para N-amoniaco em que na comparação das etapas 4-5 (p-valor 0,8494) não houve diferença significativa, enquanto que nas etapas 4-6 e 5-6 (p-valor  $< 0,0001$ ) houve diferença significativa.

Como pode ser observado na Figura 12 é nítido que a redução de 75% da vazão de aeração na etapa 6 ocasionou instabilidade dos processos de nitrificação e desnitrificação, acúmulo de nitrito no sistema combinado e menor eficiência de remoção do N-NTK, N-amoniaco e NT.

Na Tabela 25 são apresentados os resultados médios obtidos da relação AB/N-amoniaca; as eficiências médias de remoção de N-NTK, N - amoniaca, NT e a eficiência do processo de nitrificação e desnitrificação.

**Tabela 25 - Relação AB/N -amoniaca e eficiências obtidas da série nitrogenada.**

<b>Parâmetros</b>	<b>Etapa 4</b>	<b>Etapa 5</b>	<b>Etapa 6</b>
Relação AB/N-amoniaca	7,1	6,7	1,2
% de Remoção de N-NTK	96,7	91,5	46,1
% de Remoção de N-amoniaca	98,7	95,0	25,8
% de Remoção de NT	77,4	67,4	31,2
% de Nitrificação	92,5	86,5	34,4
% de Desnitrificação	80,1	73,6	32,1

Como pode ser observado na Tabela 25 os valores médios da AB/N-amoniaca foram de 7,1 (etapa 4), 6,7 (etapa 5) e 1,2 (etapa 6). As eficiências médias de nitrificação e desnitrificação do sistema combinado foram de 92,5 e 80,1% (etapa 4) 86,5 e 73,6% (etapa 5) e 34,4 e 32,1% (etapa 6).

Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 4-5, 4-6 e 5-6 em termos de nitrificação, obteve-se diferença significativa entre as etapas 4-6 e 5-6 (p-valor < 0,0001), enquanto que na comparação das etapas 4-5 (p-valor 0,0314) houve diferença significativa. Enquanto que para a desnitrificação obteve-se diferença muito significativa entre todas as três combinações com p-valor < 0,0001.

Tal fato pode ser justificado pela menor quantidade de O<sub>2</sub> empregada no reator aeróbio para as etapas 4, 5 e 6 foram de 3,22, 1,61 e 0,81 kgO<sub>2</sub>.d<sup>-1</sup>. Essa redução somadas as baixas temperaturas obtidas durante a operação do sistema combinado na etapa 6 com relação as demais etapas ocasionou o desequilíbrio dos microrganismos responsáveis pelo processo de nitrificação e desnitrificação

A eficiência média de remoção de Nitrogênio Total (NT) para o sistema foi de 77,4% (etapa 4), 67,4% (etapa 5) e 31,2% (etapa 6). Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 4-5, 4-6 e 5-6 em termos de NT, obteve-se diferença significativa entre todas as três combinações com p-valor < 0,0001.

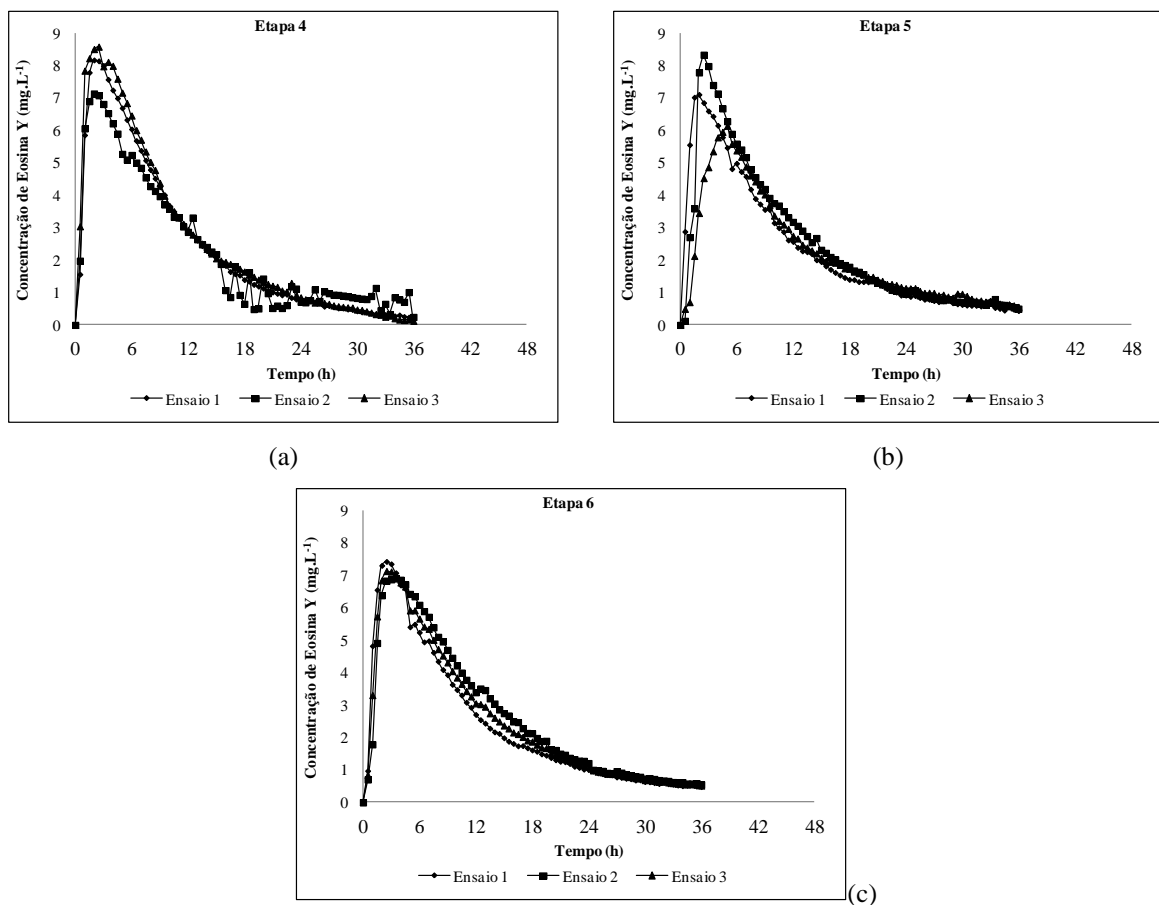
Como pode ser observado na Tabela 24 as eficiências de remoção obtidas do sistema combinado apenas para os parâmetros DQO<sub>amostras brutas e filtradas</sub> das etapas 4, 5 e 6, não apresentaram diferenças significativas com a redução da vazão de aeração. O que demonstra

estabilidade biológica dos microrganismos responsáveis pela degradação da matéria carbonácea mesmo em temperaturas não favoráveis.

A menor diferença obtida entre as etapas 4 e 5 para as eficiências médias de remoção da  $DQO_{\text{amostras brutas e filtradas}}$  e  $N\text{-amoniaco}$  demonstra que a etapa 5 é melhor com relação a custo benefício, uma vez que, mesmo com a redução de 50% da vazão de aeração é possível obter resultados que atendam à legislação (Conama 357/05 e 430/11).

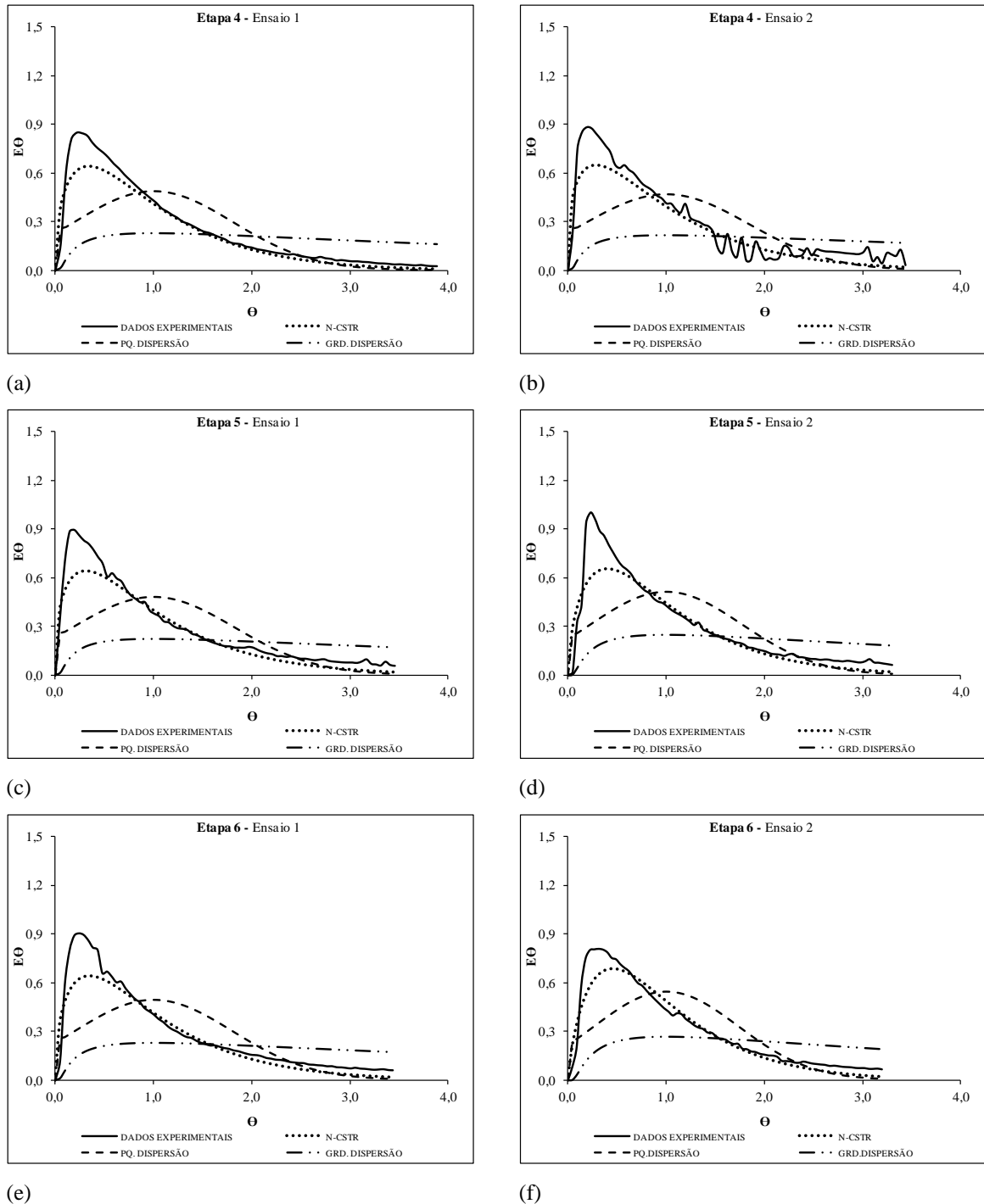
### 5.3.1 Ensaios Hidrodinâmico

Neste item serão apresentados os resultados e discussões dos ensaios hidrodinâmicos realizados nas etapas 4, 5 e 6. A variação da concentração de eosina y ao longo do tempo para cada ensaio realizado nas etapas 4, 5 e 6 estão representados graficamente na Figura 13.

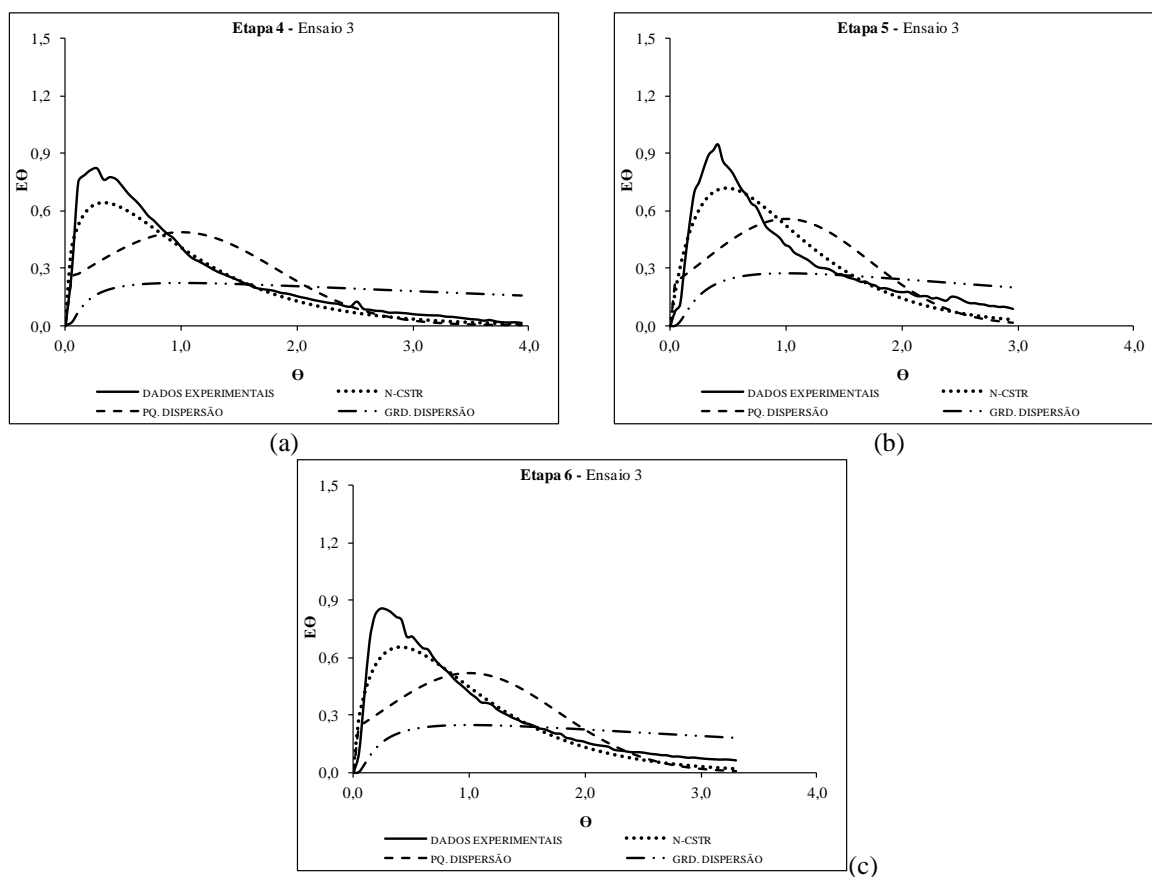


**Figura 13** - Variação da concentração de eosina y ao longo do tempo das etapas 4 (a), 5 (b) e 6 (c).

As curvas de concentração do traçador ao longo do tempo obtidas experimentalmente nas etapas 4, 5 e 6 foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000) e transformadas em curvas DTRs segundo os modelos de N-NCSTR, PD e GD. Estas curvas estão apresentadas nas Figuras 14 e 15.



**Figura 14** - Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 4 (a e b), 5 (c e d) e 6 (e e f).



**Figura 15** - Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 4 (a), 5 (b) e 6 (c).

Na Tabela 26 estão apresentados os resultados obtidos com os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência pelos modelos matemáticos teóricos propostos por Levenspiel (2000) das etapas 4, 5 e 6.

**Tabela 26** - Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais das etapas 4, 5 e 6.

Etapa	Ensaio	TDH <sub>teórico</sub> (h)	TDH <sub>real</sub> (h)	Recuperação de Massa (%)	N-CSTR	D $\mu$ .L <sup>-1</sup>		Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> )		
						PD	GD	N- CSTR	PD	PG
4	1		9,3	72,4	1,52	0,32	1,52	0,98	0,73	0,12
	2		10,5	68,7	1,40	0,35	1,72	0,96	0,61	-0,06
	3		9,1	77,4	1,49	0,33	1,55	0,98	0,72	0,08
5	1	12 h (6 h em cada reator)	10,4	66,9	1,45	0,34	1,63	0,96	0,63	-0,08
	2		10,9	73,9	1,67	0,29	1,30	0,94	0,64	0,09
	3		12,2	64,7	1,95	0,25	1,03	0,94	0,62	0,14
6	1		10,5	70,2	1,53	0,32	1,49	0,95	0,64	0,01
	2		11,3	78,2	1,85	0,27	1,12	0,96	0,70	0,12
	3		10,9	74,2	1,69	0,29	1,28	0,96	0,67	0,06

Na Tabela 27 estão apresentados os resultados obtidos com o cálculo do volume de zonas mortas, eficiência hidráulica e presença de curtos-circuitos nos ensaios das etapas 4, 5 e 6.

**Tabela 27** - Volume de zonas mortas, curtos circuitos e eficiência hidráulica das etapas 4, 5 e 6.

Etapa	Ensaio	TDH <sub>teórico</sub> (h)	TDH <sub>real</sub> (h)	Pico (h)	Volume de zonas mortas (m <sup>3</sup> )	Eficiência Hidráulica (%)	Curto- Circuito
4	1	12 h (6 h em cada reator)	9,3	2,0	0,009	34,4	0,22
	2		10,5	2,0	0,005	28,7	0,19
	3		9,1	2,5	0,009	32,9	0,27
5	1		10,4	2,0	0,005	31,1	0,19
	2		10,9	2,5	0,004	40,2	0,23
	3		12,2	5,0	0,001	48,8	0,41
6	1		10,5	2,5	0,005	34,7	0,24
	2		11,3	3,5	0,002	45,9	0,31
	3		10,9	2,5	0,004	40,8	0,23

Como pode ser observado na Figura 13 em todos os ensaios das etapas 1, 2 e 3 o efeito cauda longa é perceptível, o que reflete o lento decaimento das concentrações do traçador principalmente após metade do experimento ter decorrido.

O TDH<sub>real</sub> médio obtido para etapa 4 foi de 9,6 h com diferença de 19,7% menor que o TDH<sub>teórico</sub>, para a etapa 5 foi de 11,2 h com diferença de 6,9% menor que o TDH<sub>teórico</sub> e para a etapa 6 foi de 10,9 h com diferença de 9,2% menor que o TDH<sub>teórico</sub>.

Após ter decorrido o tempo de três vezes o TDH<sub>teórico</sub> os ensaios hidrodinâmicos eram encerrados mesmo que a recuperação de traçador não atingisse 85%. Na Tabela 26 são apresentados as eficiências médias da massa de traçador recuperada, que foram de 72,8% (etapa 4), 68,5% (etapa 5) e 74,2% (etapa 6). Em todas as etapas ocorreu o adiantamento do TDH<sub>real</sub> obtido em comparação ao TDH<sub>teórico</sub>.

Com os resultados da correlação dos modelos uniparamétricos testados é possível afirmar que em todas as etapas o tipo de fluxo dos reatores são de mistura completa com R<sup>2</sup> médio de 0,97(etapa 4), 0,95 (etapa 5) e 0,96 (etapa 6); com valor médio do número de dispersão  $Du.L^{-1}$  de 0,34 (etapa 4), 0,30 (etapa 5) e 0,30 (etapa 6).

Todas as etapas apresentaram eficiências hidráulicas pobre com média de 32,0 (etapa 4), 40,0 (etapa 5) e 40,5% (etapa 6). A etapa quatro apresentou volume médio de 7,7 L de zonas mortas o que corresponde a 19,6% do volume total dos reatores, a etapa cinco 2,7 L de zonas

mortas, o que corresponde a 6,8% do volume total dos reatores e a etapa 6 3,7 L de zonas mortas, o que corresponde a 9,4% do volume total dos reatores

#### 5.4 INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DO TDH NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA, NITROGENADA E FOSFORADA

Neste tópico serão discutidos os resultados da comparação das etapas de operação 2 e 4. Nestas etapas foram mantidos constantes a taxa de recirculação e vazão de aeração, e variado o TDH de 8 h em cada reator (etapa 2) e 6 h em cada reator (etapa 4). Na estão Tabela 28 apresentados um resumo das principais características do sistema combinado operado nas condições determinadas nas etapas 2 e 4.

**Tabela 28** - Características do sistema combinado nas etapas 2 e 4.

<b>Características</b>	<b>Etapa 2</b>	<b>Etapa 4</b>
Vazão Afluente (L.h <sup>-1</sup> )	2,45	3,26
Vazão de Recirculação (L.h <sup>-1</sup> )	2,45	3,26
Tempo de Detenção Hidráulico (TDH) (h)*	8	6
Taxa de recirculação (%)	100	100
Vazão de Aeração (L.min <sup>-1</sup> )	10	10
Oxigênio (kgO <sub>2</sub> .d <sup>-1</sup> )	3,20	3,22
Velocidade ascensional (m.h <sup>-1</sup> )	0,21	0,29
Carga Hidráulica Volumétrica (m <sup>3</sup> .m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	3,00	4
Carga Orgânica Volumétrica (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	0,92	1,75
Carga Nitrogenada aplicada (kgNTK.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	0,06	0,10

\*Em cada reator

Na Tabela 29 é apresentado um resumo dos resultados dos parâmetros de controle operacional obtidos durante a operação do sistema combinado, com amostragem temporal nos pontos P1 (afluente do Reator), P2 (efluente do Reator Anaeróbio), P3 (efluente do reator Aeróbio) e P4 (Efluente do Sistema) referente às condições de operação com TDH de 8 h em cada reator (etapa 2) e 6 h (etapa 4), taxa de recirculação de 100% e vazão de aeração de 10 L.min<sup>-1</sup>.

**Tabela 29** - Resumo estatístico dos perfis temporais dos parâmetros de controle operacional das etapas 2 (TDH 8 h) e etapa 4 (TDH 6 h).

Parâmetros		Etapa 2				Etapa 4			
		P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4
	X	18	18	18	27	18	18	18	27
TL (°C)	Méd	24,0	24,2	23,7	23,5	22,4	22,3	21,9	22,1
	DVP	0,5	0,6	0,5	0,5	0,4	0,5	0,5	0,4
	Mín	23,2	23,3	22,8	22,8	21,5	21,3	20,9	21,0
	Máx	24,9	25,3	24,7	24,5	23,2	23,2	22,7	22,8
	CV	2,0	2,4	2,3	2,3	2,0	2,5	2,4	2,1
pH	Méd	6,6	7,1	7,8	7,7	6,3	6,8	7,0	6,9
	DVP	0,3	0,3	0,2	0,2	0,1	0,2	0,4	0,3
	Mín	6,0	6,5	7,3	7,1	6,1	6,4	6,3	6,1
	Máx	7,4	7,6	8,3	8,2	6,6	7,1	7,5	7,3
	CV	4,7	4,3	3,1	3,5	4,7	4,3	3,1	3,5
AB (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Méd	131,6	196,8	79,1	80,2	82,9	140,1	32,2	31,4
	DVP	49,7	37,0	21,7	19,0	17,2	23,7	30,7	28,9
	Mín	77,2	135,6	36,6	55,9	54,7	104,9	- 3,7	- 10,6
	Máx	230,0	274,7	110,2	114,4	114,3	183,9	92,9	106,1
	CV	37,7	18,8	27,5	23,7	20,8	16,9	95,2	92,2
AT (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Méd	214,6	233,5	98,9	98,2	148,3	161,6	46,3	45,2
	DVP	51,5	37,6	19,7	19,6	12,85	17,80	26,87	24,19
	Mín	137,6	192,6	60,2	77,4	115,8	136,8	17,3	16,4
	Máx	295,3	319,1	140,6	130,9	168,7	200,6	102,1	112,2
	CV	24,0	16,1	19,9	19,9	8,7	11,0	58,0	53,5
AV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	Méd	116,8	51,7	27,9	25,4	92,0	30,1	19,8	19,4
	DVP	33,1	19,8	13,7	10,7	21,5	11,5	6,7	8,0
	Mín	64,6	11,6	6,8	7,4	66,7	16,1	12,5	8,4
	Máx	176,4	86,4	64,6	44,9	141,3	53,8	31,8	38,1
	CV	28,3	38,4	49,0	42,4	23,3	38,2	34,2	41,3
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	Méd	0,6	1,5	6,9	6,2	0,7	2,7	7,2	6,5
	DVP	0,1	0,4	0,3	0,6	0,2	0,3	0,5	0,3
	Mín	0,4	0,9	6,5	4,3	0,2	2,4	6,6	6,0
	Máx	0,9	2,8	7,8	7,6	1,1	3,9	8,3	7,1
	CV	22,1	26,8	4,9	10,2	33,7	12,5	7,6	4,5

**Legenda:** X = Número de amostras; Méd = Média; DVP = Desvio Padrão; Mín = Valor Mínimo; Máx = Valor Máximo; CV = Coeficiente de Variação.

Para o P1 tal variação pode ser justificada pela forma de coleta da amostra uma vez que era promovida agitação do afluente com auxílio de uma haste para promover a homogeneização da amostra. No caso do P2 esta maior variação pode ter sido ocasionada pela recirculação da fase líquida do reator aeróbio para o anaeróbio, uma vez que, as concentrações médias de OD no efluente do reator aeróbio foram de 6,9 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 2) e 7,2 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 4).

Os coeficientes de variação mantiveram-se abaixo de 10% para os parâmetros TL e pH em ambas as etapas e seus respectivos pontos. A baixa variação da temperatura e pH pode facilitar a adaptação dos microrganismos e consequentemente do sistema de tratamento.



Entretanto para os valores de OD nos pontos P1 e P2 os coeficientes de variação resultaram superiores a 10%.

Na Figura 16 são apresentados os gráficos boxplot referentes á variação de temperatura do líquido, oxigênio dissolvido, pH, alcalinidade a bicarbonato, alcalinidade total e ácidos voláteis das etapas 2 e 4, os valores de mínimo e máximo, quartil inferior e superior e a mediana dos pontos P1, P2, P3 e P4.

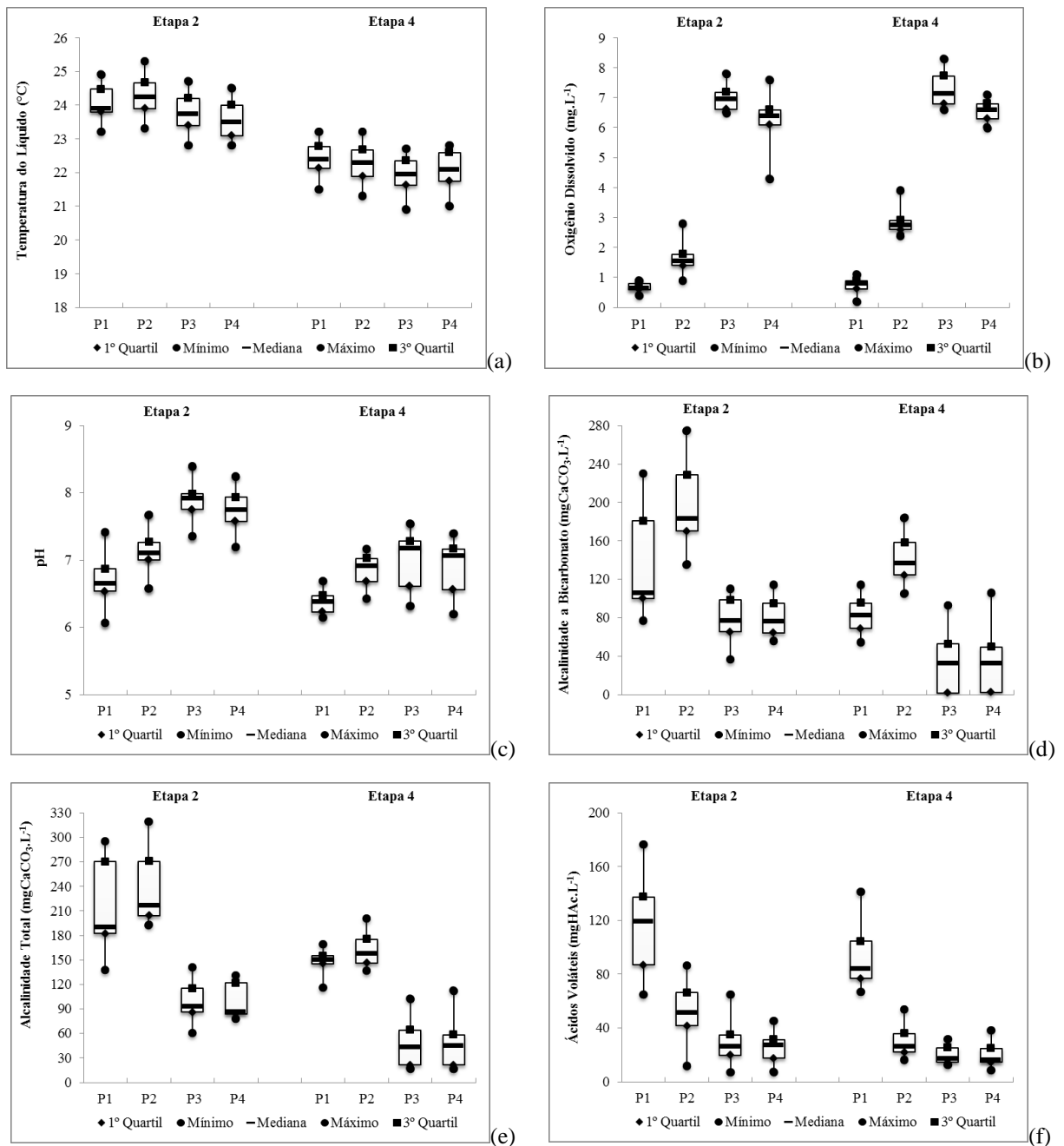


Figura 16 - Gráficos dos resultados de TL (a), OD (b), pH (c), AB (d), AT (e) e AV (f) das etapas 2 e 4.

Como pode ser observado na Tabela 29, as médias das amostras da temperatura do líquido da etapa 2 variaram entre os pontos de 23,5 a 24,2 °C e para etapa 4 a foi de 21,0 e 22,4 °C. Segundo Metcalf e Eddy (2005), as faixas de tolerância das bactérias anaeróbias são diferentes entre as diversas espécies existentes, as psicrófilicas de -10 e 30 °C com faixa ótima de 12 a 18 °C, para as mesofílicas de 20 a 50 °C com faixa ótima de 25 a 40 °C.

A temperatura das amostras coletadas no ponto P2 da etapa 2 foi que mais se aproximou da faixa ótima de temperatura mesofílica. De acordo com Seghezze et al. (1998), a eficiência do processo anaeróbio é dependente da temperatura do reator e considera que a faixa ótima para que ocorra é de 30 °C a 40 °C.

Embora as temperaturas obtidas estivessem abaixo da faixa ótima para que ambos os processos ocorressem esta não foi considerada como fator limitante uma vez que as eficiências de remoção de N-NTK mantiveram-se acima de 95%.

As médias do ponto P2 para pH foram de 7,1 (etapa 2) e 6,8 (etapa 4), tais resultados estão dentro da faixa ótima de crescimento das arqueias metanogênicas. Para Metcalf e Eddy (2005) em sistemas de tratamento anaeróbio em que se deseja uma boa produção de biogás, em especial metano, a faixa ótima do pH é de 6,6 a 7,4.

Segundo Surampalli et al. (1997), a faixa ótima do pH para nitrificação é de 7,5 a 8,0, sendo que 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 comparado a 7,0. Outro fator que deve ser considerado é que em reatores de leito fixo o pH do biofilme pode ser diferente do líquido.

Os valores médios de pH do ponto P3 da etapa 2 foram de 7,8 dentro da faixa ótima para ocorrência do processo de nitrificação. Entretanto para a etapa 4 o valor médio de pH nas amostras coletadas no P3 foi de 7,0, o que resultou no aumento da concentração de nitrito e conseqüentemente diminuição da eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal quando comparado aquele observado nas amostras da etapa 2.

Além da temperatura e do pH outro fator que pode ser limitante no processo de nitrificação é a concentração de oxigênio dissolvido presente no meio. A variação da concentração de OD no ponto P3 em ambas as etapas ficaram com médias de 6,9 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 2) e 7,2 mg.L<sup>-1</sup> (etapa 4).

Para que o processo de desnitrificação ocorra de forma a utilizar o nitrito e/ou nitrato como aceptor final de elétrons é necessário que as concentrações de oxigênio dissolvido estejam abaixo de 1 mg.L<sup>-1</sup>. Nota-se que as concentrações médias de oxigênio dissolvido nas amostras

coletadas no Ponto P2 resultaram superiores a este valor de  $1,5 \text{ mg.L}^{-1}$  (etapa 2) e  $2,7 \text{ mg.L}^{-1}$  (etapa 4), o que pode não favorecer tal processo.

Como pode ser observado na Tabela 29 os coeficientes de variação para os parâmetros alcalinidade a bicarbonato, alcalinidade total e ácidos voláteis em ambas as etapas ficaram acima de 15%, essa grande variação pode ser justificada pela ocorrência dos processos de nitrificação e desnitrificação em que ocasionam o consumo ou aumento da alcalinidade a bicarbonato respectivamente.

A produção de alcalinidade foi observada nas amostras coletadas no ponto P2 em ambas as etapas, com valores superiores ao afluente com valores médios de AB e AT em  $196,8 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e  $233,5 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  etapa 2 e  $140,1 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e  $161,6 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  etapa 4. Tal aumento pode indicar possível equilíbrio bioquímico entre os microrganismos metanogênicos e acidogênicos/acetogênicos do processo anaeróbio.

Para o ponto P3 ocorreu o contrário para ambas as etapas a diminuição da concentração de alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade total foi observada com valores médios em  $79,1 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e  $98,9 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  etapa 2 e  $32,2 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  e  $46,3 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  para a etapa 4, respectivamente.

O uso da recirculação da fase líquida aeróbia para a fase anaeróbia é utilizado com forma de evitar a necessidade de adição de algum alcalinizante para a promoção da nitrificação e conseqüentemente ocorra a desnitrificação. Gapes e Keller (2009) utilizaram solução de 1 M de bicarbonato de sódio para manter a alcalinidade em valores condizentes para a ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação, e operaram o reator com pH entre 7,8 e 8,2.

Apesar da diminuição da concentração de alcalinidade o sistema como um todo não foi afetado uma vez que os valores de ácidos voláteis diminuíram de forma decrescente do ponto P2 para o ponto P4. Os valores médios do ponto P2, P3 e P4 respectivamente são  $51,7$ ,  $27,9$  e  $25,4 \text{ mgHAc.L}^{-1}$  etapa 2 e  $30,1$ ,  $19,8$  e  $19,4 \text{ mgHAc.L}^{-1}$  etapa 4. A relação média de AV/AB foi para o ponto P2 de 0,22 (etapa 2) e 0,19 (etapa 4).

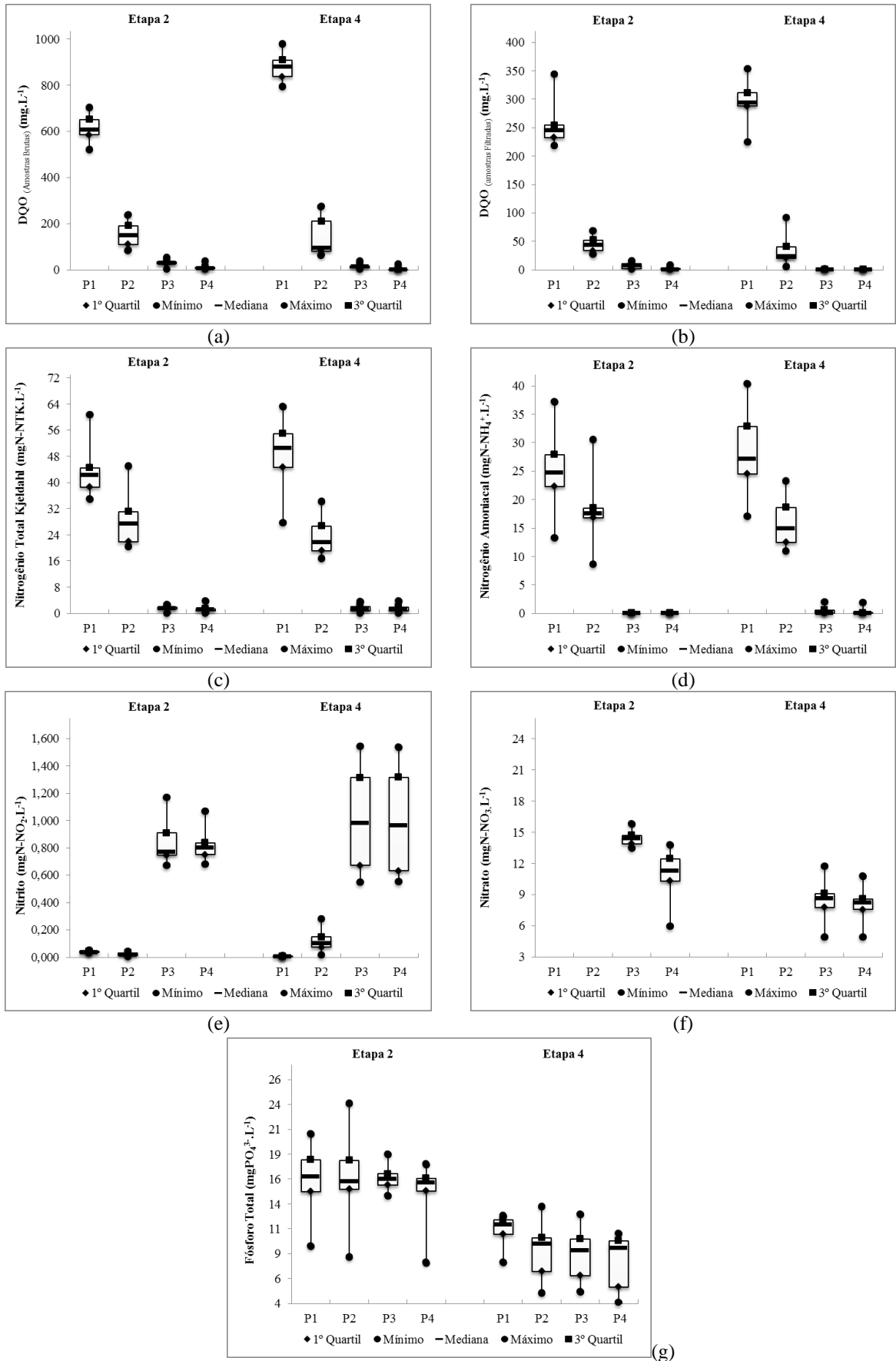
Na Tabela 30 são apresentados os resultados dos parâmetros de controle operacional:  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas e filtradas}}$ , nitrogênio total kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito<sup>-</sup>, nitrato e fósforo.

**Tabela 30** - Resumo estatístico dos perfis temporais dos parâmetros de controle operacional das etapas 2 (TDH 8h) e etapa 4 (TDH 6h).

Parâmetros	X	Etapa 2				Etapa 4			
		P1	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P4
DQO amostras brutas (mg.L <sup>-1</sup> )	Mín	523	84	1	1	796	63	1	1
	Máx	704	239	54	38	980	274	39	26
	Méd	615	153	31	10	876	136	14	3
	DVP	55,3	49,4	11,4	9,8	54,5	70,1	10,5	4,8
	CV	9,0	32,3	36,4	94,5	6,2	51,6	72,7	187,4
	%		75,1	94,9	98,7		84,6	98,4	99,6
DQO amostras filtradas (mg.L <sup>-1</sup> )	Mín	218	28	1	1,00	224	5	1	1
	Máx	344	68	16	8	353	91	1	1
	Méd	254	44	7	2	299	32	1	1
	DVP	34	12	5	2	32,4	23,6	0,1	-
	CV	13,6	27,8	69,2	89,3	10,8	72,7	7,3	-
	%		82,1	97,2	99,2		89,2	99,7	99,7
P (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> .L <sup>-1</sup> )	Mín	9,2	8,1	14,3	7,6	7,6	4,5	4,6	3,6
	Máx	20,5	23,6	18,5	17,5	12,3	13,2	12,4	10,5
	Méd	16,0	16,2	16,1	15,2	10,9	8,6	8,3	7,8
	DVP	3,0	3,7	1,1	1,8	1,4	2,3	2,1	2,4
	CV	18,7	23,3	7,0	11,8	12,9	27,5	26,0	31,4
	%		- 4,0	- 4,2	3,7		21,3	24,4	28,6
N-NTK (mgNTK.L <sup>-1</sup> )	Mín	34,9	20,4	0,01	0,01	27,7	16,7	0,01	0,01
	Máx	60,7	45,1	2,6	3,7	63,1	34,2	3,5	3,7
	Méd	42,7	28,7	1,6	1,2	49,2	23,5	1,4	1,5
	DVP	5,7	7,8	0,7	0,9	8,6	5,5	1,0	1,0
	CV	13,4	27,3	41,0	76,3	17,5	23,2	71,4	62,3
	% de remoção de N-NTK		31,9	95,9	97,3		49,8	97,2	96,7
N-amoniacal (mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> .L <sup>-1</sup> )	Mín	13,2	8,6	0,01	0,01	17,0	10,9	0,01	0,01
	Máx	37,2	30,6	0,01	0,01	40,4	23,3	1,9	1,8
	Méd	25,2	18,2	0,01	0,01	28,7	15,6	0,3	0,2
	DVP	5,7	4,6	0,0	0,0	6,6	3,8	0,6	0,6
	CV	22,7	25,1	7,0	0,0	22,8	24,1	162,6	202,0
	% de remoção de NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>		26,2	99,9	99,9		44,8	98,9	98,7
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mgNO <sub>2</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup> )	Mín	0,028	0,004	0,670	0,681	0,001	0,017	0,547	0,554
	Máx	0,052	0,041	1,168	1,068	0,013	0,281	1,544	1,536
	Méd	0,038	0,023	0,820	0,819	0,006	0,122	1,002	0,984
	DVP	0,0	0,0	0,1	0,1	0,0	0,1	0,3	0,3
	CV	19,7	48,7	16,3	12,3	57,3	59,8	33,9	33,8
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup> )	Mín	0,1	0,0	13,5	6,0	-	-	4,9
Máx		0,5	0,7	15,8	13,8	-	-	11,7	10,7
Méd		0,3	0,3	14,5	11,1	-	-	8,3	8,1
DVP		0,1	0,2	0,7	1,9	-	-	1,5	1,2
CV		45,8	75,9	4,8	17,3	-	-	17,9	14,3

**Legenda:** X = Número de amostras; Méd = Média; DVP = Desvio Padrão; Mín = Mínimo; Máx = Máximo; CV = Coeficiente de Variação; % = Eficiência remoção.

Na Figura 16 são apresentados os gráficos boxplot referentes à variação de DQO<sub>amostras</sub> brutas e filtradas, nitrogênio total kjeldahl, nitrogênio amoniacal, nitrito<sup>-</sup>, nitrato e fósforo, das etapas 2 e 4, os valores de mínimo e máximo, quartil inferior e superior e a mediana dos pontos P1, P2, P3 e P4.



**Figura 17** - Gráficos dos resultados de DQO<sub>amostras brutas e filtradas</sub> (a e b), N-NTK (c), N-amoniaco (d), N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> (e), N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> (f) e P (g).

Como pode ser observado na Tabela 30 quanto a remoção de fósforo as eficiências médias obtidas do sistema combinado para as etapas 2 e 4 foram de 3,7 e 28,6% respectivamente. Essa maior eficiência obtida na etapa 4 pode ser justificada pela redução do TDH.

Patel, Zhu e Nakhla (2006) trabalharam com reator de leito fluidificado composto por zona aeróbia seguida por zona anóxica com volume útil de 4,21 L e partículas de rocha vulcânica como meio suporte no tratamento de esgoto sanitário.

Os autores operaram em duas fases distintas a primeira sem recirculação da fase líquido do aeróbio para o anóxico e na outra com recirculação de 100 %, ambas as fases operaram com TDH de 2 h e obtiveram as seguintes eficiências médias na remoção de carbono, nitrogênio e fósforo de 94%, 80% e 65% respectivamente para fase 1 e 91%, 78% e 85% respectivamente para fase 2.

Os dados referentes as etapas 2 e 4 revelaram que as eficiências médias de remoção da matéria orgânica em termos de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  e  $DQO_{\text{amostras filtradas}}$  do sistema, foram de 98,7 e 99,2% (etapa 2) e 99,6 e 99,7% (etapa 4). Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 2-4 em termos de  $DQO_{\text{amostras brutas}}$ , obteve-se diferença significativa ( $p\text{-valor} < 0,0001$ ).

Apesar da etapa 4 obter as maiores eficiências médias em relação a DQO é, preciso considerar que para o parâmetro  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  os pontos P3 e P4 foram os que apresentaram os maiores valores de CV. Netto (2011) ao avaliar o comportamento de um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo e fluxo ascendente, com recirculação da fase líquida, para o tratamento de esgoto sanitário aponta que o provável arraste de biomassa no sistema pode ter sido ocasionado pela redução do TDH de 12 h para 10 h.

A etapa 4 apresentou os menores valores de CV para o parâmetro  $DQO_{\text{amostras filtradas}}$  para os pontos P3 e P4. Alexandre et al. (2011) afirmaram que a remoção de matéria orgânica em termos de  $DQO_{\text{amostras filtradas}}$  reflete o que realmente é metabolizado pelo consórcio microbiano.

As eficiências médias do ponto P2 para  $DQO_{\text{amostras brutas}}$  e  $DQO_{\text{amostras filtradas}}$  foram de 75,1 e 82,1% respectivamente para a etapa 2 e 84,6 e 89,2% respectivamente para etapa 4, apesar da redução do TDH e maior COV aplicada a etapa 4 apresentou melhores eficiências de remoção de matéria orgânica no reator anaeróbio do que a etapa 2. Netto e Zaiat (2012) ao trabalhar com o reator em escala de bancada estritamente anaeróbio e com TDH de 10 h obtiveram eficiência média de matéria orgânica de 77%.

Tawfik et al. (2012), trabalharam na comparação de dois reatores no tratamento de esgoto sanitário, um reator UASB clássico e um com meio suporte composto por espuma de poliuretano envolto em polipropileno vazado ao qual chamaram de UASR. Ambos os reatores foram operados com TDH de 6,0 h e COV de  $2,3 \text{ kgDQO.m}^{-3}\text{d}^{-1}$ , os resultados obtidos revelaram que o reator UASR obteve melhor desempenho com eficiência média de 72,0% na remoção de  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}$  enquanto que o UASB apresentou apenas 50,7%.

Chowdhury et al. (2009) trabalharam com sistema de tratamento combinado anaeróbio aeróbio LSCFB e obtiveram eficiência média de remoção de  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}$  de 94% para a escala de bancada com  $Q = 48 \text{ L.d}^{-1}$  e 92 % para a escala piloto com  $Q = 5000 \text{ L.d}^{-1}$ .

Sowmeyan e Swaminathan (2008) estudaram o desempenho de um reator anaeróbio de leito fluidificado, fluxo descendente e perlita como meio suporte para o tratamento de esgoto com alta concentração de matéria orgânica; os melhores resultados foram obtidos com TDH de 3,8 h e COV  $35\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  obtendo eficiências medias de  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}$  de 84%.

A relação média  $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}/\text{N-NTK}$  para o processo de nitrificação das etapas 2 e 4 foram de 5,4 e 5,5 respectivamente enquanto que para o processo de desnitrificação ( $\text{DQO}_{\text{amostras brutas}}/\text{N-NO}_3^-$ ) das etapas 2 e 4 foram de 10,5 e 17,6 respectivamente. Metcalf e Eddy (2005) relatam que para promover o bom desempenho do processo de nitrificação tal relação deve ser menor que 3 enquanto que para o processo de desnitrificação deve ser maior que 5.

Michaud et al. (2006) trabalharam no tratamento de esgoto sintético por meio de filtro biológico submerso (altura de 85 cm e diâmetro de 11 cm) operado em escala piloto na avaliação do efeito de bactérias autotróficas e na eficiência de nitrificação.

Os autores variaram as concentrações de matéria orgânica a fim de obter relações C/N iguais a 0; 0,5; 1,0 e 2,0 e mantiveram a concentração de nitrogênio afluente constante. Eles concluíram que a eficiência de nitrificação é fortemente afetada pela presença de matéria orgânica uma vez que as taxas de produção de nitrato diminuíram 24% para relação C/N = 0,5; 56% para relação C/N = 1 e 73% para relação C/N = 2.

De forma geral os CV dos parâmetros N-NTK, N-amoniacal,  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NO}_3^-$  para a etapa 4 obtiveram as maiores variações quando comparados aos da etapa 2. Como dito anteriormente tal variação pode ser justificada pela redução do TDH e conseqüentemente estresse dos microrganismos o que acarretou na oscilação dos resultados obtidos, entretanto mesmo com estas oscilações a etapa 4 apresentou boa eficiência de oxidação de N-NTK e N-amoniacal.

A eficiência média obtida pela remoção de N-NTK e N-amoniacal do sistema combinado foram de 97,3 e 99,9% respectivamente para etapa 2 e 96,7 e 98,7% respectivamente para a etapa 4. Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 2-4 em termos de N-NTK, não obteve-se diferença significativa entre as etapas com p-valor 0,3757. O mesmo ocorreu para N-amoniacal com p-valor 0,1329.

A taxa de crescimento das bactérias nitrificantes pode ser afetada pelo tempo de detenção, a taxa está relacionada com o consumo de substrato pela atividade microbiana sendo claro que com o aumento do tempo de retenção melhor será a eficiência do sistema.

Para Madigan, Martinko e Parker (2000) em condições ideais o tempo de conversão de nitrogênio amoniacal a nitrito é de 8 h por meio das bactérias do gênero *Nitrossomonas* e da conversão completa de nitrogênio amoniacal a nitrato via nitrito é de 10 h com auxílio das bactérias do gênero *Nitrobacter* é de 10 horas.

Na Tabela 31 são apresentados os resultados médios obtidos da relação AB/N-amoniacal; as eficiências médias de remoção de N-NTK, N-amoniacal, NT e a eficiência do processo de nitrificação e desnitrificação.

**Tabela 31** - Relação AB/N -amoniacal e eficiências obtidas da série nitrogenada.

Parâmetros	Etapa 2	Etapa 4
Relação AB/N-amoniacal	6,8	7,1
% de Remoção de N-NTK	97,3	96,7
% de Remoção de N-amoniacal	99,9	98,7
% de Remoção de NT	69,0	77,4
% de Nitrificação	95,8	92,5
% de Desnitrificação	70,6	80,1

A relação média de AB/N-amoniacal obtida para as etapas 2 e 4 foram de 6,8 e 7,1 respectivamente ficando próximas dos valores reportados por Metcalf e Eddy (2005). A eficiência de nitrificação e desnitrificação do sistema combinado forma de 95,8 e 70,6% respectivamente para a etapa 2 e 92,5 e 80,1% respectivamente para etapa 4.

Barana et al. (2013) trabalharam com 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 trabalharam com um 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%.

Como pode ser observado na Tabela 31 a eficiência média de remoção de Nitrogênio Total (NT) para o sistema combinado foi de 69% para etapa 2 e 77,4% para etapa 4. Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 2-4 em termos de NT, obteve-se diferença significativa entre as etapas com p-valor  $< 0,0001$ .

Apesar da etapa 4 apresentar melhor eficiência média para a remoção de NT deve-se observar que os resultados obtidos mostram menor oxidação e conseqüentemente transformação das formas nitrogenadas, com aumento da concentração de nitrito o que indica que o processo de nitrificação pode não ter ocorrido de forma completa e com isso ocorreu a diminuição da concentração de nitrato.

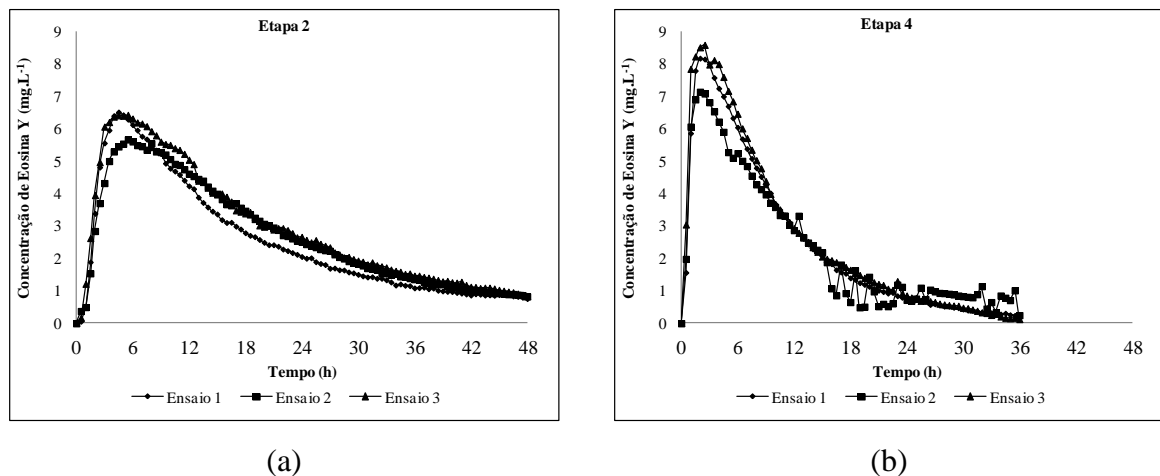
As eficiências médias de nitrificação e desnitrificação do sistema combinado foram de 95,8 e 70,6% (etapa 2) e 92,5 e 80,1% (etapa 4). Ao aplicar o Teste U de Mann-Whitney para comparar as etapas 2-4 em termos de nitrificação, não obteve-se diferença significativa entre as etapas com p-valor 0,0665, enquanto que para a desnitrificação obteve-se diferença muito significativa entre as etapas com p-valor  $< 0,0001$ .

Com a diminuição do TDH as eficiências de remoção de  $DQO_{\text{amostras brutas e filtradas}}$ , N-NTK e N-amoniacal mantiveram-se muito próximas entretanto, ocorreram algumas alterações nos resultados de alguns parâmetros observados, como elevação da concentração de OD no reator anaeróbio, acúmulo de nitrito no sistema combinado e melhor eficiência na remoção de fósforo na etapa 4 comparado a etapa 2.

Com a redução do TDH e conseqüentemente do tempo de residência celular, é provável que a etapa final do processo de nitrificação a nitratação (conversão do nitrito a nitrato) foi afetada, o que justifica o acúmulo de nitrito na etapa 4. O que resulta na redução da quantidade de oxigênio utilizado no processo e aumento da concentração de OD disponível na saída do reator aeróbio e do anaeróbio, devido à recirculação da fase líquida promovido entre os reatores.

#### 5.4.1 Ensaios Hidrodinâmicos

Neste item serão apresentados os resultados e discussões dos ensaios hidrodinâmicos realizados nas etapas 2 e 4. A concentração de eosina y para cada ensaio realizado nas etapas 2 e 4 estão representados graficamente na Figura 18.



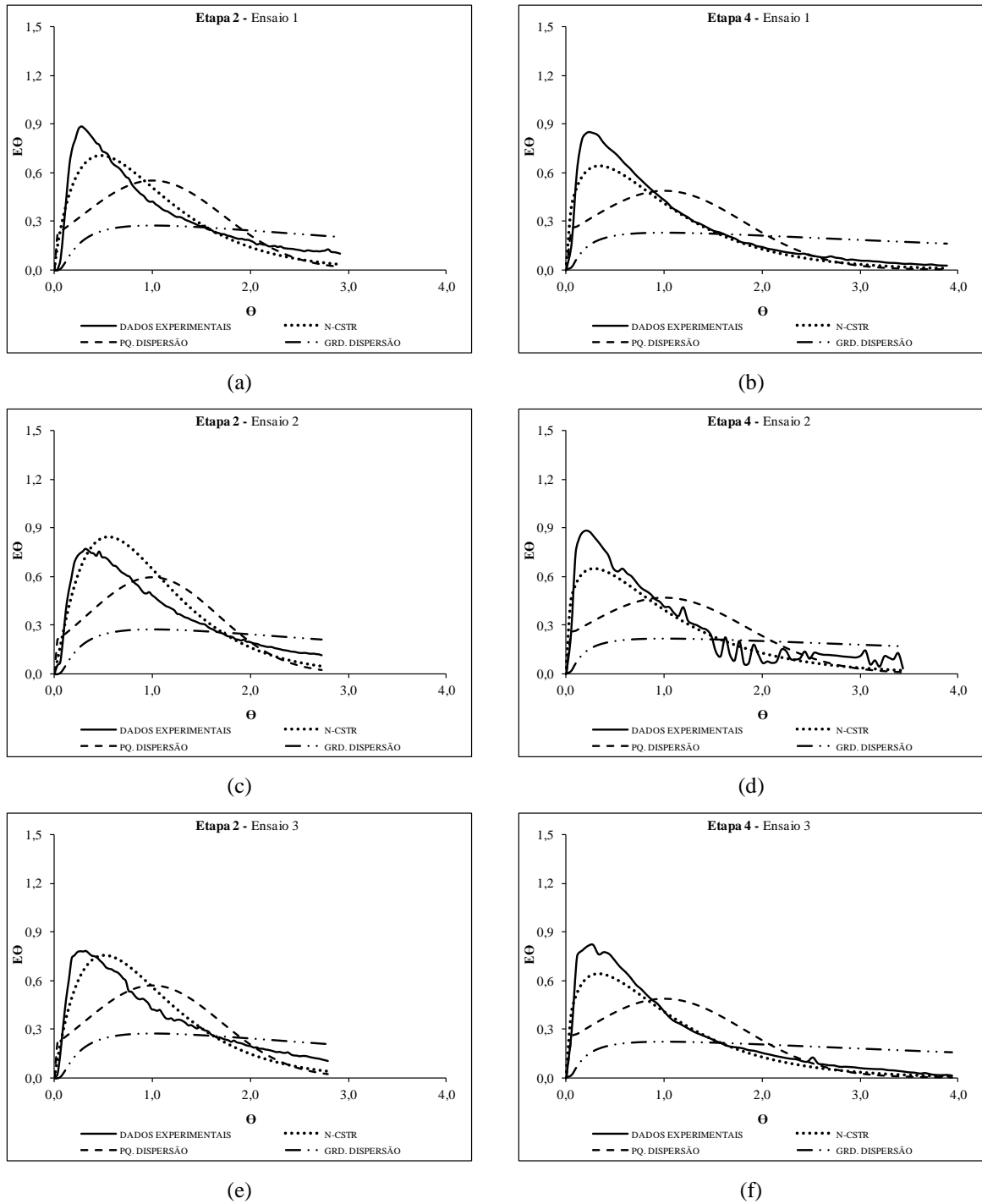
**Figura 18** - Variação da concentração de eosina y ao longo do tempo das etapas 2 (a) e 4 (b).

Como pode ser observado na Figura 18 em todos os ensaios das etapas 2 e 4 o efeito cauda longa é perceptível, o que reflete o lento decaimento das concentrações do traçador principalmente após metade do experimento ter decorrido.

Passig e Blundi (1996) trabalharam com reator anaeróbico de leito estruturado abiótico para a realização dos ensaios hidrodinâmicos do tipo pulso e rodamina WT como traçador. Os autores verificaram oscilações da concentração do traçador ao longo do tempo e atribuíram o fenômeno de cauda longa á provável existência de recirculação interna no reator, zonas mortas e/ou interações do traçador com o meio suporte.

Méndez-Romero et al. (2011) trabalharam com reator anaeróbico de leito fixo para o tratamento de água residuária proveniente de um abatedouro. Os autores utilizaram rodamina B como traçador nos ensaios hidrodinâmicos tipo pulso e apontam que o efeito cauda longa apresentada em seus resultados sugere que uma parte do fluido se move através de curtos-circuitos formados no interior do meio poroso e/ou pela presença de zonas mortas.

As curvas de concentração do traçador ao longo do tempo obtidas experimentalmente nas etapas 2 e 4 foram normalizadas de acordo com Levenspiel (2000) e transformadas em curvas DTRs segundo os modelos de N-NCSTR, PD e GD. Estas curvas estão apresentadas na Figura 19.



**Figura 19** - Curvas de distribuição do tempo de residência obtidas das etapas 2 (a, c e e) e 4 (b, d e f).

Na Tabela 32 estão apresentados os resultados obtidos com os ajustes das curvas de distribuição do tempo de residência pelos modelos matemáticos teóricos propostos por Levenspiel (2000) das etapas 2 e 4.

**Tabela 32** - Resultados obtidos com os ajustes dos dados experimentais das etapas 2 e 4.

Etapa	Ensaio	TDH <sub>teórico</sub> (h)	TDH <sub>real</sub> (h)	Recuperação de Massa (%)	N-CSTR	D $\mu$ .L <sup>-1</sup>		Coeficiente de correlação (r <sup>2</sup> )		
						PD	GD	N- CSTR	PD	PG
2	1	16 h (8 h	16,5	74,2	1,91	0,26	1,06	0,93	0,60	0,06
	2	em cada	17,6	79,4	2,23	0,22	0,84	0,95	0,67	0,13
	3	reator)	17,2	86,7	2,06	0,24	0,95	0,93	0,62	0,04
4	1	12 h (6 h	9,3	72,4	1,52	0,32	1,52	0,98	0,73	0,12
	2	em cada	10,5	68,7	1,40	0,35	1,72	0,96	0,61	-0,06
	3	reator)	9,1	77,4	1,49	0,33	1,55	0,98	0,72	0,08

Na Tabela 33 estão apresentados os resultados obtidos com o cálculo do volume de zonas mortas, eficiência hidráulica e presença de curtos circuitos nos ensaios das etapas 2 e 4.

**Tabela 33** - Volume de zonas mortas, curtos circuitos e eficiência hidráulica das etapas 2 e 4.

Etapa	Ensaio	TDH <sub>teórico</sub> (h)	TDH <sub>real</sub> (h)	Pico (h)	Volume de zonas mortas (m <sup>3</sup> )	Eficiência Hidráulica (%)	Curto- Circuito
2	1	16 h (8 h em cada reator)	16,5	4,5	- 0,001	47,9	0,27
	2		17,6	5,5	- 0,004	55,5	0,31
	3		17,2	4,5	- 0,003	51,6	0,26
4	1	12 h (6 h em cada reator)	9,3	2,0	0,009	34,4	0,22
	2		10,5	2,0	0,005	28,7	0,19
	3		9,1	2,5	0,009	32,9	0,27

O TDH<sub>real</sub> médio obtido para etapa 2 foi de 17,1 h com diferença de 6,9% maior que o TDH<sub>teórico</sub> enquanto que para a etapa 4 foi de 9,6 h com diferença de 19,7% menor. Após ter decorrido o tempo de três vezes o TDH<sub>teórico</sub> os ensaios hidrodinâmicos eram encerrados mesmo que a recuperação de traçador não atingisse 85%. A eficiência média de massa de traçador recuperada foi de 80,1 e 72,8% respectivamente para etapa 2 e 4.

Com os resultados da correlação dos modelos uniparamétricos testados é possível afirmar que em ambas as etapas o tipo de fluxo dos reatores são de mistura completa com R<sup>2</sup> médio de 0,94 para etapa 2 e 0,97 para etapa 2 e valor médio do número de dispersão D $\mu$ .L<sup>-1</sup> 0,24 e 0,34 respectivamente.

Segundo Levenspiel (2000) valores de  $D\mu.L^{-1}$  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  $D\mu.L^{-1}$  superiores a 0,200 o fluxo do sistema tende ao de mistura completa entretanto deve-se considerar que para valores de  $D\mu.L^{-1} > 1$  o modelo de dispersão axial de pequena ou grande intensidade torna-se questionável.

A etapa 2 apresentou eficiência hidráulica satisfatória com média de 51,6% enquanto a etapa 4 apresentou eficiência hidráulica pobre com média de 32,0%; a presença de curtos-circuitos foi detectada em ambas as etapas. A ocorrência de valores negativos no cálculo de zonas mortas em todos os ensaios da etapa 2 demonstra a existência de caminhos preferenciais nos reatores enquanto a etapa 4 apresentou média de 7,7 L de zonas mortas o que corresponde a 19,6% do volume total dos reatores.

Com a diminuição do TDH de 8 h em cada reator para 6 h, ocorreu o adiantamento do pico para as primeiras horas de experimento em todos os ensaios da etapa 4, tal fato pode ser justificado pelo aumento da velocidade ascensional do fluxo dentro dos reatores bem como, a existência de caminhos preferenciais.

Liu, Ren e Wan (2007) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio intermitente compartimentado e solução de cloreto de lítio como traçador. 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.

Calheiros, Perico e Nunes (2009) estudaram os aspectos hidrodinâmicos de um reator anaeróbio sequencial para o tratamento de esgoto sanitário. Os autores utilizaram cloreto de sódio (NaCl) como traçador e relataram um atraso de aproximadamente 4% ao comparar o  $TDH_{teórico}$  com o  $TDH_{real}$ , eles atribuíram tal atraso a ocorrência de curtos-circuitos hidráulicos o que causou o fenômeno de cauda longa observado em seus experimentos.

## 6 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos por ensaios, análises e determinações realizadas ao longo do período experimental deste trabalho pode ser concluído que:

- O sistema experimental, composto de um reator anaeróbio de leito fixo e um reator aeróbio de leito fixo com recirculação da fase líquida, foi operado por um período de 235 dias, tratando esgoto sintético, com eficiência acima de 90% de remoção de matéria carbonácea expressa em termos de DQO de amostras brutas nas etapas operacionais;
- Com variação da taxa de recirculação (50, 100 e 150%), as eficiências de remoção de matéria carbonácea em termos de DQO e nitrogenada em termos de nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal foram superiores a 94%. Na condição com TDH de 8 h e taxa de recirculação de 150% foram obtidas 98,6% de remoção de matéria orgânica, 96,7% remoção de nitrogênio e 27,6% de remoção de fósforo.
- Com a diminuição da vazão de aeração ( $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ,  $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  e  $2,5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ) foi avaliado o reator aeróbio operado com TDH de 6 h e taxa de recirculação de 100%. As eficiências de remoção de matéria carbonácea em termos de DQO mantiveram-se acima de 94%.
- A redução de 75% da vazão de aeração inicial contribuiu para diminuição da eficiência de remoção de 46,1% de nitrogênio total Kjeldahl e 25,8% de nitrogênio amoniacal. Nesta condição, notou-se que as eficiências de remoção de fósforo total foram praticamente nulas.
- Com relação à redução do TDH de 8 h (etapa 2) para 6 h (etapa 4), foram observadas eficiências de remoção de matéria carbonácea e nitrogenada superiores a 96% para o sistema operado com a taxa de recirculação de 100% e vazão de aeração de  $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ . Esta variação influenciou significativamente no comportamento do sistema quanto à eficiência de remoção de fósforo total que aumentou de 3,7% na etapa 2 para 28,6% na etapa 4, indicando o favorecimento da remoção deste poluente em função da diminuição do TDH.
- A etapa 5 pode ser considerada como a melhor condição de operação do sistema com eficiências de remoção da matéria carbonácea e nitrogenada superiores a 90% e eficiência no processo de desnitrificação de 73,6%, mesmo com diminuição do TDH (de 8 h para 6 h) e vazão de aeração (de  $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  para  $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ ).

- Na caracterização do comportamento hidrodinâmico do sistema foi verificado que o tipo regime de escoamento ao qual mais se aproxima em todas as etapas foi de mistura completa, com valores de  $N$  variando entre 0,92 e 0,98.

- Nos ensaios hidrodinâmicos foi possível notar o adiantamento dos picos de concentração do traçador em função do aumento da taxa de recirculação ou da vazão de aeração. O mesmo comportamento foi observado quanto à recuperação de massa do traçador injetado (etapa 3).

- Com a redução do TDH de 8 para 6 h ocorreu o adiantamento do pico, redução dos caminhos preferencias e diminuição da eficiência hidráulica de satisfatória para pobre do sistema combinado. Para a diminuição da vazão de aeração de  $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  para  $2.5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  ocorreu a diminuição do volume de zonas mortas e aumento da eficiência hidráulica de 32% para 40% do sistema.

- Com o aumento da taxa de recirculação de 50% para 150% os valores de zonas mortas obtidos mantiveram-se todos negativos sendo um indicativo de caminhos preferências existentes enquanto que a eficiência hidráulica do sistema reduziu de 58,6% para 49,1%.

Diante dos resultados e conclusões obtidos, sugere-se para trabalhos futuros:

- Alterar o posicionamento da entrada da recirculação no reator anaeróbio acima da entrada do afluente para manutenção de uma parte do reator estritamente anaeróbia sem interferência das concentrações de OD elevadas provenientes do efluente recirculado do reator aerado

- Diminuir a área preenchida com meio suporte dos reatores para facilitar a retirada do lodo e a dispersão do oxigênio inserido no reator aeróbio.

- Instalar um reator anóxico de leito fixo após o reator anaeróbio com meio suporte composto por material que auxilie na remoção do fósforo e do nitrato remanescente.

## REFERÊNCIAS

ABREU, Sérgio Brasil; ZAIAT, Marcelo. Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [s.l.], v. 13, n. 2, p.181-188, jun. 2008. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1413-41522008000200008. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v13n2/a08v13n2.pdf>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

ALEXANDRE, Verônica Marinho Fontes; VALENTE, Angélica Moreira; CAMMAROTA, Magali Christe; FREIRE, Denise Maria Guimarães. 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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.renene.2011.05.024. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960148111002527>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

ARAÚJO, Ana Paula Cosso Silva; FREITAS, Bruno de Oliveira. Remoção de Matéria Orgânica e Oxidação do Nitrogênio Amoniacal Presente em Esgoto Sanitário Por Sistema Combinado UASB e Biofiltro Aerado Submerso. **Enciclopédia Biosfera: Centro Científico Conhecer**, Goiânia, v. 10, n. 19, p.1642-1655, dez. 2014. Disponível em: <[http://conhecer.org.br/enciclop/2014b/AGRARIAS/remocao de materia.pdf](http://conhecer.org.br/enciclop/2014b/AGRARIAS/remocao%20de%20mat%C3%A9ria.pdf)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

ARAÚJO JUNIOR, Moacir Messias de. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. 2006. 136 f. Tese (Doutorado) - Curso de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-22092006-105702/pt-br.php>>. Acesso em: 12 jul. 2015.

BARANA, Ana Cláudia; LOPES, Deize Dias; MARTINS, Tiago Henrique; POZZI, Eloísa; DAMIANOVIC, Márcia Helena Rissato Zamariolli; 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, set. 2013. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.jece.2013.06.015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2213343713000778>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

BARBOSA, Samuel Alves. **Avaliação de Biofiltro Aerado Submerso no Pós-Tratamento de Efluente de Tanque Séptico**. 2006. 204 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Pós-graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2006. Disponível em:



<[http://www.ppgerha.ufpr.br/publicacoes/dissertacoes/files/118-Samuel\\_Alves\\_Barbosa.pdf](http://www.ppgerha.ufpr.br/publicacoes/dissertacoes/files/118-Samuel_Alves_Barbosa.pdf)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

BERNARDEZ, Leticia Alonso; ANDRADE LIMA, Luiz Rogerio Pinho; ALMEIDA, Paulo F.. The hydrodynamics of an upflow packed-bed bioreactor at low Reynolds number. **Brazilian Journal Of Petroleum And Gas**. [s.i], p. 114-121. jan. 2008. Disponível em: <<http://www.portalabpg.org.br/bjpg/index.php/bjpg/article/view/51/68>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

BIESTERFELD, Sidney; FARMER, Greg; RUSSEL, Phil; FIGUEROA, Linda. Effect of Alkalinity type and concentration on nitrifying biofilm activity. **Proceedings of the Water Environment Federation**, [s.I.], v. 2001, n. 16, p.277-291, 1 jan. 2001. Water Environment Federation. DOI: 10.2175/193864701790901951. Disponível em: <[http://www.jstor.org/stable/25045684?seq=1#page\\_scan\\_tab\\_contents](http://www.jstor.org/stable/25045684?seq=1#page_scan_tab_contents)>. Acesso em: 08 ago.2015

BODÍK, Igor; KRATOCHVÍL, Karol; GASPARIKOVA, Eva; MIROSLAV, Hutnan. Nitrogen removal in an anaerobic baffled filter reactor with aerobic post-treatment. **Bioresource Technology**, [s.l.], v. 86, n. 1, p.79-84, jan. 2003. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s0960-8524(02)00109-8. Disponível em: <[http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960-8524\(02\)00109-8?httpAccept=text/xml](http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960-8524(02)00109-8?httpAccept=text/xml)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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. Ministério das Cidades. Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental – SNSA. **Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos** – 2013. Brasília: SNSA/MCIDADES, 2014. 181 p. Disponível em: <<http://www.snis.gov.br/diagnostico-agua-e-esgotos/diagnostico-ae-2013>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

CALIJURI, Maria Lúcia; BASTOS, Rafael Kopschitz Xavier; MAGALHÃES, Tiago de Brito; CAPELETE, Bruna Cesca; DIAS, Edgard Henrique Oliveira. Tratamento de esgotos sanitários em sistemas reatores UASB/wetlands construídas de fluxo horizontal: eficiência e estabilidade de remoção de matéria orgânica, sólidos, nutrientes e coliformes. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, [s.l.], v. 14, n. 3, p.421-430, jul. 2009. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1413-41522009000300016. Disponível em: <[http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1413-41522009000300016](http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1413-41522009000300016)>. Acesso em: 15 out. 2015.

CALHEIROS, Herlane Costa; PERICO, Ana Carolina Silveiro; NUNES, Camila Fernandes. Estudo experimental de aspectos hidrodinâmicos e da partida de um reator anaeróbio sequencial tratando esgotos domésticos. **Ambi-agua**, [s.l.], v. 4, n. 3, p.144-156, 31 dez. 2009. Instituto de Pesquisas Ambientais em Bacias Hidrográficas (IPABHi). DOI: 10.4136/ambi-agua.108. Disponível em: <[www.ambi-agua.net/seer/index.php/ambi-agua/article/download/.../634](http://www.ambi-agua.net/seer/index.php/ambi-agua/article/download/.../634)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

CANTO, Catarina Simone Andrade do; RODRIGUES, José Alberto Domingues; RATUSZNEI, Suzana Maria; 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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.biortech.2006.12.040. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960852407000636?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 10 ago. 2015.

CAPELA, Isabel; BILÉ, Maria João; 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.**, [s.l.], v. 84, n. 5, p.716-724, maio 2009. Wiley-Blackwell. DOI: 10.1002/jctb.2104. Disponível em: <<http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/jctb.2104/abstract>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

CARVALHO, Karina Querne de; SALGADO, Monique Toledo; PASSIG, Fernando Hermes; PIRES, Eduardo Cleto. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [s.l.], v. 13, n. 2, p.226-235, jun. 2008. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1413-41522008000200013. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v13n2/a13v13n2.pdf>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

CASTRO, Fabio Moreira Spinola de. **Estudo do comportamento hidrodinâmico de uma nova proposta de configuração interna para reator UASB**. 2010. 102 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010. Disponível em: <<https://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/32393/000776553.pdf?sequence=1>>. Acesso em: 08 ago. 08.

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**, [s.l.], v. 137, p.677-684, dez. 2015. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.ces.2015.07.016. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0009250915005011?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

CHERNICHARO, Carlos Augusto Lemos; VAN HAANDEL, Adrianus C.; CAVALCANTI, Paula Frassinetti Feitosa. 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. Disponível em: <<http://www.finep.gov.br/images/apoio-e-financiamento/historico-de-programas/prosab/prosabcamposfinal.pdf>>. Acesso em: 15 out. 2015.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reatores Anaeróbios**. 2. ed. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2007. (5).

CHOWDHURY, Nabin; NAKHLA, George; ZHU, Jesse. Load maximization of a liquid–solid circulating fluidized bed bioreactor for nitrogen removal from synthetic municipal wastewater. **Chemosphere**, [s.l.], v. 71, n. 5, p.807-815, mar. 2008. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2007.11.070. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0045653507015329?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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. Wiley-Blackwell. DOI: 10.1002/ceat.200800564. Disponível em: <<http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/ceat.200800564/abstract>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

CYBIS, Luiz F.; PESCADOR, Fernanda S.. Tratamento de esgotos em reatores sequenciais em batelada anaeróbios. In: CHERNICHARO, Carlos Augusto Lemos (Org.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo - Coletânea de trabalhos técnicos**. São Carlos: Abes, 2000. p. 144-161. Disponível em: <<http://www.finep.gov.br/apoio-e-financiamento-externa/historico-de-programa/prosab/produtos>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

DANCKWERTS, P.v.. Continuous flow systems. **Chemical Engineering Science**, [s.l.], v. 2, n. 1, p.1-13, fev. 1953. Elsevier BV. DOI: 10.1016/0009-2509(53)80001-1. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:0009250953800011?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.watres.2004.07.014. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S004313540400377X?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

DE NARDI, Ivana Ribeiro; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugenio. Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors. **Bioprocess Engineering**, [s.l.], v. 21, n. 5, p.469-476, fev. 1999. Springer Science + Business Media. DOI: 10.1007/s004490050704. Disponível em: <<http://link.springer.com/article/10.1007/s004490050704>>. Acesso em: 08 ago. 08.

DILALLO, Rosemarie; ALBERTSON, Orris E.. Volatile Acids by Direct Titration. **Journal Water Pollution Control Federation**. [s.i.], p. 356-365. abr. 1961. Disponível em: <<http://www.jstor.org/stable/25034391>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

DOMINGUES, Lígia Maria. **Sistema combinado filtro anaerobio-biofiltro aerado submerso: avaliação da partida e da nitrificação de esgoto sanitário**. 2005. 155 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento e Ambiente) - Curso de Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil, Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2005. Disponível em: <<http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?code=vtls000394746&fd=y>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

DOMINGUES, Lígia Maria; NOUR, Edson Aparecido Abdul. 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. Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/abes23/II-381.pdf>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

EATON, Andrew D.; CLESCERI, Lenore S.; RICE, Eugene W.; GREENBERG, Arnold E.. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 21. ed. Washington: American Public Health Association, 2005. 1600 p.

FOCO, Mario Luiz Rodrigues; LOPES, Guilherme Pio dos Reis; NOUR, Edson Aparecido Abdul. Remoção de nitrogênio em sistema combinado anóxico-aeróbio com biomassa imobilizada. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [s.l.], v. 20, n. 1, p.55-64, 2015. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1413-41522015020000121276. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v20n1/1413-4152-esa-20-01-00055.pdf>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

FORESTI, Eugênio; ZAIAT, Marcelo; VALLERO, Marcus. Anaerobic Processes as the Core Technology for Sustainable Domestic Wastewater Treatment: Consolidated Applications, New Trends, Perspectives, and Challenges. **Reviews In Environmental Science And Bio/technology**. São Carlos, p. 3-19. fev. 2006. Disponível em: <<http://link.springer.com/article/10.1007/s11157-005-4630-9#>>. Acesso em: 12 jul. 2015.

GÁLVEZ, Juan Miguel; GÓMEZ, Miguel Angel; HONTORIA, Ernesto; GONZÁLES-LÓPEZ, Jesus. Influence of hydraulic loading and air flowrate on urban wastewater nitrogen

removal with a submerged fixed-film reactor. **Journal Of Hazardous Materials**, [s.l.], v. 101, n. 2, p.219-229, jul. 2003. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s0304-3894(03)00173-0. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0304389403001730?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

GAPES, Daniel James; KELLER, Jügr. Impact of oxygen mass transfer on nitrification reactions in suspended carrier reactor biofilms. **Process Biochemistry**, [s.l.], v. 44, n. 1, p.43-53, jan. 2009. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.procbio.2008.09.004. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S1359511308002845?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

GARBOSSA, Luis Hamilton Pospissil; LAPA, Katt Regina; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugênio. Development and evaluation of a radial anaerobic/aerobic reactor treating organic matter and nitrogen in sewage. **Brazilian Journal Of Chemical Engineering**, [s.l.], v. 22, n. 4, p.511-519, out. 2005. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s0104-66322005000400003. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/bjce/v22n4/26967.pdf>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

GERARDI, Michael H.. **Wastewater Bacteria**. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc, 2006. 272 p. (Série Wasterwater Microbiology). Disponível em: <[http://ssu.ac.ir/cms/fileadmin/user\\_upload/Daneshkadaha/dbehdasht/markaz\\_tahghighat\\_olom\\_va\\_fanavarihayezist\\_mohiti/e\\_book/Wastewater\\_Bacteria.pdf](http://ssu.ac.ir/cms/fileadmin/user_upload/Daneshkadaha/dbehdasht/markaz_tahghighat_olom_va_fanavarihayezist_mohiti/e_book/Wastewater_Bacteria.pdf)>. Acesso em: 12 jul. 1990.

GONÇALVES, Ricardo Franci; CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos; ANDRADE NETO, Cícero Onofre de; ALÉM SOBRINHO, Pedro; KATO, Mario Takayuki ; COSTA, Rejane Helena Ribeiro da; AISSE, Miguel Mansur; ZAIAT, Marcel. Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios por Reatores com Biofilme. In: CHERNICHARO, Carlos Augusto Lemos. **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Rio de Janeiro: Abes, 2001. Cap. 4. p. 1-82. Disponível em: <<http://www.finep.gov.br/apoio-e-financiamento-externa/historico-de-programa/prosab/produtos>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

GONÇALVES, Ricardo Franci; ARAÚJO, Vera Lúcia de; CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. Association of a uasb reactor and a submerged aerated biofilter for domestic sewage treatment. **Water Science And Technology**, [s.l.], v. 38, n. 8-9, p.189-195, 20 nov. 1998. IWA Publishing. DOI: 10.1016/s0273-1223(98)00693-3. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0273122398006933>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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 V. R.. **O Comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operações..** Campina Grande: Epgraf, 1999. 472 p.

HAANDEL, Adrianus C. Van; KATO, Mário; SPERLING, Marcos Von. Remoção Biológica de Nitrogênio: Aplicações para o Sistema de Lodo Ativado. In: MOTA, Francisco Suetônio Bastos; SPERLING, Marcos Von (Org.). **Nutrientes de esgoto sanitários: utilização e remoção.** Rio de Janeiro: Abes, 2009. Cap. 6. p. 174-226. Disponível em: <[http://www.finep.gov.br/images/apoio-e-financiamento/historico-de-programas/prosab/prosab5\\_tema\\_2.pdf](http://www.finep.gov.br/images/apoio-e-financiamento/historico-de-programas/prosab/prosab5_tema_2.pdf)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

HAMLIN, Heather J; MICHAELS, James T.; BEAULATON, Constance M.; GRAHAM, Wendy F.; DUTT, W.; STEINBACH, Peter; LOSORDO, Thomas M.; SCHRADER, Kevin K.; MAIN, Kevan L.. Comparing denitrification rates and carbon sources in commercial scale upflow denitrification biological filters in aquaculture. **Aquacultural Engineering**. Gainesville, p. 79-92. abr. 2008. Disponível em: <[http://www.researchgate.net/publication/222181352\\_Comparing\\_denitrification\\_rates\\_and\\_carbon\\_sources\\_in\\_commercial\\_scale\\_upflow\\_denitrification\\_biological\\_filters\\_in\\_aquaculture](http://www.researchgate.net/publication/222181352_Comparing_denitrification_rates_and_carbon_sources_in_commercial_scale_upflow_denitrification_biological_filters_in_aquaculture)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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

HOCAOGLU, Selda Murat; INSEL, Güçlü; COKGOR, Emine Ubay; ORHON, Derin. Effect of sludge age on simultaneous nitrification and denitrification in membrane bioreactor. **Bioresource Technology**, [s.l.], v. 102, n. 12, p.6665-6672, jun. 2011. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.03.096. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096085241100455X>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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

KELLNER, Erich; MOREIRA, João Fernandes Viana; PIRES, Eduardo Cleto. Influência da estratificação térmica no volume útil e no comportamento hidrodinâmico de lagoa de estabilização: determinação experimental e teórica. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, [s.l.], v. 14, n. 1, p.129-138, jan. 2009. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1413-41522009000100014. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v14n1/v14n1a14.pdf>>. Acesso em: 15 ago. 2015.

KOCADAGISTAN, Beyham; KOCADAGISTAN, Erdem; TOPCU, Nurcan; DEMIRCIOGLU, Nuhi. Wastewater treatment with combined upflow anaerobic fixed-bed and suspended aerobic reactor equipped with a membrane unit. **Process Biochemistry**, [s.l.],

v. 40, n. 1, p.177-182, jan. 2005. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.procbio.2003.11.055.

Disponível em:

<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0032959204000111?httpAccept=text/xml>>.

Acesso em: 10 ago. 2015.

KORDKANDI, Salman Alizadeh; KHOSHFETRAT, Ali Baradar. 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**, [s.l.], p.1-24, jul. 2015. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.jiec.2015.06.034.

Disponível em:

<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S1226086X15003135?httpAccept=text/xml>>.

Acesso em: 08 ago. 2015.

LAMEGO NETO, Luiz Gonzaga; COSTA, Rejane Helena Ribeira da. Tratamento de esgoto sanitário em reator híbrido em bateladas sequenciais: eficiência e estabilidade na remoção de matéria orgânica e nutrientes (N, P). **Engenharia Sanitária Ambiental**, Florianópolis, v. 16, n. 4, p.411-420, dez. 2011. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v16n4/a13v16n4>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

LETTINGA, Gatzke. Sustainable integrated biological wastewater treatment. **Water Science And Technology**, [s.l.], v. 33, n. 3, p.85-98, dez. 1996. IWA Publishing. DOI: 10.1016/0273-1223(96)00303-4. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0273122396003034>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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

LIMA, Cláudio Antonio Andrade; RIBEIRO, Rogers; FORESTI, Eugenio; ZAIAT, Marcelo. Morphological study of biomass during the start-up period of a fixed-bed anaerobic reactor treating domestic sewage. **Brazilian Archives Of Biology And Technology**, [s.l.], v. 48, n. 5, p.841-849, jul. 2005. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1516-89132005000600020. Disponível em: <[http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S1516-89132005000600020&script=sci\\_arttext](http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S1516-89132005000600020&script=sci_arttext)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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, jan. 2007. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s1001-0742(07)60189-2.

Disponível em:

<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S1001074207601892?httpAccept=text/xml>>.

Acesso em: 08 ago. 2015.

LUDZACK, Frankie J.; ETTINGER, Marcur B.. Controlling Operation to Minimize Activated Sludge Effluent Nitrogen. **Journal Water Pollution Control Federation**, Milwaukee, v. 34, n. 9, p.920-931, set. 1962. Disponível em: <<http://www.jstor.org/stable/25034693>>. Acesso em: 08 ago. 2015

MADIGAN, Michael T.; MARTINKO, John M.; PARKER, Jack. **Brock Biology of Microorganisms**. 9. ed. [s.i.]: Prentice Hall College Div, 2000. 991 p.

MARTÍN, Martín Antonio.; DE la RUBIA, María Angeles; MARTÍN, Angeles; BORJA, Rafael; MONTALVO, Silvio; SÁNCHEZ, Enrique. Kinetic evaluation of the psychrophilic anaerobic digestion of synthetic domestic sewage using an upflow filter. **Bioresource Technology**. Córdoba, p. 131-137. jan. 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852409010360?np=y>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

MARTINS, Cláudia Lavina; CASTILHOS JÚNIOR, Armando Borges de; COSTA, Rejane Helena Ribeiro da. Desempenho de sistema de tratamento de lixiviado de aterro sanitário com recirculação do efluente. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [s.l.], v. 15, n. 4, p.401-410, out. 2010. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1413-41522010000400013. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v15n4/a13v15n4.pdf>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

MÉNDEZ-ROMERO, Diego 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**, [s.l.], v. 50, n. 3, p.273-280, mar. 2011. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.cep.2011.02.002. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0255270111000286?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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

MICHAUD, Luigi; BLANCHETON, Jean Paul; BRUNI, Vivia; PIEDRAHITA, Raul. Effect of particulate organic carbon on heterotrophic bacterial populations and nitrification efficiency in biological filters. **Aquacultural Engineering**, [s.l.], v. 34, n. 3, p.224-233, maio 2006. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.aquaeng.2005.07.005. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0144860905000907?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

MOURA, Rafael B.; DAMIANOVIC, Márcia Helena Rissato Zamariolli; FORESTI, Eugenio. Nitrogen and carbon removal from synthetic wastewater in a vertical structured-bed reactor under intermittent aeration. **Journal Of Environmental Management**. São Carlos, p. 163-167. jan. 2012. Disponível em:



<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0301479712000102>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

NETTO, Antonio Pedro de Oliveira. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo em escala piloto, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário**. 2011. 169 f. Tese (Doutorado) - Curso de Escola de Engenharia de São Carlos, Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-05102011-101015/pt-br.php>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

NETTO, Antonio Pedro de Oliveira; ZAIAT, Marcelo. Treatment of Domestic Sewage in an Anaerobic-Aerobic Fixed-bed Reactor with Recirculation of the Liquid Phase. **Clean Soil Air Water**, [s.l.], v. 40, n. 9, p.965-971, 26 jul. 2012. Wiley-Blackwell. DOI: 10.1002/clen.201100672. Disponível em: <<http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/clen.201100672/pdf>>. Acesso em: 08 ago. 08.

PANTOJA FILHO, Jorge Luis Rodrigues. **Remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio em Reator Aeróbio-Anóxico de Leito Fixo (RAALF) aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio**. 2011. 147 f. Tese (Doutorado) - Curso de Escola de Engenharia de São Carlos, Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-08022012-105734/pt-br.php>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

PASSIG, Fernando Hermes. **Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário**. 2005. 155 f. Tese (Doutorado) - Curso de Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

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: 08 agosto. 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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2006.04.047. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S004565350600511X?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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, Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011. Disponível em:

<<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-18102012-164602/pt-br.php>>.  
Acesso em: 08 ago. 2015.

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**. Cali, p. 445-452. 6 jan. 2006. Disponível em:  
<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135405006378>>. Acesso em: 12 jul. 2015.

PERSSON, Jesper; SOMES, Nicholasl.g.; WONG, Tony H. F.. Hydraulics efficiency of constructed wetlands and ponds. **Water Science And Technology**, Great Britain, v. 40, n. 3, p.291-300, 1999. Disponível em:  
<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0273122399004485>>. Acesso em: 12 jul. 2015.

POLANCO, Fernando Fernandez; MÉNDEZ, Esther; URUEÑA, Miguel Alonso; VILLAVARDE, Santiago; GARCÍA, Pedro A. Spatial distribution of heterotrophs and nitrifiers in a submerged biofilter for nitrification. **Water Research**, [s.l.], v. 34, n. 16, p.4081-4089, nov. 2000. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s0043-1354(00)00159-7. Disponível em:  
<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0043135400001597?httpAccept=text/xml>>.  
Acesso em: 08 ago. 2015.

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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s0043-1354(03)00273-2. Disponível em:  
<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0043135403002732?httpAccept=text/xml>>.  
Acesso em: 08 set. 2015.

RIBEIRO, Rogers; VARESCHE, Maria Bernadete Amâncio; FORESTI, Eugênio; MARCELO, Zaiat. Influence of the carbon source on the anaerobic biomass adhesion on polyurethane foam matrices. **Journal Of Environmental Management**, [s.l.], v. 74, n. 2, p.187-194, jan. 2005. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.jenvman.2004.09.004. Disponível em:  
<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0301479704002002?httpAccept=text/xml>>.  
Acesso em: 08 ago. 2015.

RIPLEY, Leonard E.; BOUYLE, William C.; CONVERSE, James C.. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**. [s.i.], p. 406-411. maio 1986. Disponível em:  
<<http://www.jstor.org/stable/25042933>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

RIPLEY, Tamzin L.; O'SHEA, Michael; STEPHENS, David N.. Repeated withdrawal from ethanol impairs acquisition but not expression of conditioned fear. **European Journal Of**

**Neuroscience**, [s.l.], v. 18, n. 2, p.441-448, jul. 2003. Wiley-Blackwell. DOI: 10.1046/j.1460-9568.2003.02759.x.

RITTMANN, Bruce E.; MCCARTY, Perry L.. **Environmental Biotechnology: Principles and Applications**. New York: McGraw-hill, 2001. 768 p.

RUIZ, Gonzalo Filippi; JEISON, David; RUBILAR, Olga; CIUDAD, Gustavo.; CHAMY, Rolando. Nitrification–denitrification via nitrite accumulation for nitrogen removal from wastewaters. **Bioresource Technology**, [s.l.], v. 97, n. 2, p.330-335, jan. 2006. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.biortech.2005.02.018. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960852405001288?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

SARATHAI, Yuttachai; KOOTTATEP, Thammarat; MOREL, Antoine. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onside wastewater treatment system. **Journal of Environmental Sciences**. Pathumthani, p. 1319-1326. 18 jan. 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1001074209602576>>. Acesso em: 12 jul. 2015.

SEGHEZZO, Lucas; ZEEMAN, Grietje; VAN LIER, Jules B.; HAMELERS, Hubertus V. M.; LETTINGA, Gatzé. 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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s0960-8524(98)00046-7. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960852498000467?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

SILVA, Gustavo H. R. da; NOUR, Edson A. A.. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, [s.l.], v. 9, n. 2, p.268-275, 2005. FapUNIFESP (SciELO). DOI: 10.1590/s1415-43662005000200019. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/rbeaa/v9n2/v9n2a19.pdf>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

SOWMEYAN, R; SWAMINATHAN, Gowthaman. Performance of inverse anaerobic fluidized bed reactor for treating high strength organic wastewater during start-up phase. **Bioresource Technology**, [s.l.], v. 99, n. 14, p.6280-6284, set. 2008. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.12.001. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960852407010073?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.biortech.2008.06.064. Disponível em:

<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960852408005865?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

SPERLING, Marcos. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas**

**Residuárias:** Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 1996. 243 p.

SPERLING, Marcos V.. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas**

**Residuárias:** Lagoas de Estabilização. 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2002. 196 p.

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, fev. 2015. IWA Publishing. DOI: 10.2166/wst.2014.496. Disponível em: <<http://www.iwaponline.com/wst/07103/wst071030329.htm>>. Acesso em: 12 set. 2015.

SURAMPALLI, Rao Y.; TYAGI, d.; SCHEIBLE, O Karl; HEIDMAN, James A.

Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, [s.l.], v. 61, n. 2, p.151-157, ago. 1997. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s0960-8524(97)00034-5. Disponível em: <[http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960-8524\(97\)00034-5?httpAccept=text/xml](http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0960-8524(97)00034-5?httpAccept=text/xml)>. Acesso em: 08 ago. 2015.

TAWFIK, Ahmed; BADR, Nagwa; TALEB, Enasabu; EL-SENOUSY, Waleed. Sewage treatment in an up-flow anaerobic sponge reactor followed by moving bed biofilm reactor based on polyurethane carrier material. **Desalination And Water Treatment**, [s.l.], v. 37, n. 1-3, p.350-358, jan. 2012. Informa UK Limited. DOI: 10.1080/19443994.2012.661291.

Disponível em: <[http://www.academia.edu/6342147/Sewage\\_treatment\\_in\\_an\\_up-flow\\_anaerobic\\_sponge\\_reactor\\_followed\\_by\\_moving\\_bed\\_biofilm\\_reactor\\_based\\_on\\_polyurethane\\_carrier\\_material](http://www.academia.edu/6342147/Sewage_treatment_in_an_up-flow_anaerobic_sponge_reactor_followed_by_moving_bed_biofilm_reactor_based_on_polyurethane_carrier_material)>. Acesso em: 08 ago. 2015

THACKSTON, Edward L.; SHIELDS JUNIOR, F. Douglas; SCHROEDER, Paul R..

Residence Time Distributions of Shallow Basins. **Journal Of Environmental Engineering: American Society of Civil Engineers**. Nashville, p. 1319-1332. 6 dez. 1987. Disponível em: <[http://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(1987\)113:6\(1319\)?journalCode=joeedu](http://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/(ASCE)0733-9372(1987)113:6(1319)?journalCode=joeedu)>. Acesso em: 12 jul. 2015.

THIRD, Katie A.; GIBBS, Brenton; NEULAND, Mark; CORD-RUWISCH, Ralf. Long-term aeration management for improved N-removal via SND in a sequencing batch reactor. **Water Research**, [s.l.], v. 39, n. 15, p.3523-3530, set. 2005. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.watres.2005.06.014. Disponível em:

<<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0043135405003374?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 ago. 2015.

TORRES, P. **Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário sob diferentes condições de operação.** 1992. Dissertação (Mestrado) - Curso de Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1992.

WOSIACK, Priscila Arcoverde; LOPES, Deize Dias; DAMIANOVIC, Márcia Helena Rissato Zamariolli; FORESTI, Eugênio; GRANATO, Daniel; BARANA, Ana Cláudia. 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, maio 2015. Elsevier BV. DOI: 10.1016/j.jenvman.2015.02.026. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S0301479715000948?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 10 ago. 2015.

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. Elsevier BV. DOI: 10.1016/s1001-0742(07)60170-3. Disponível em: <<http://api.elsevier.com/content/article/PII:S1001074207601703?httpAccept=text/xml>>. Acesso em: 08 set. 2015.