



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO ACADÊMICO DO AGRESTE
NÚCLEO DE TECNOLOGIA
CURSO DE ENGENHARIA CIVIL

NATANNA TAYNÁ DE MELO SILVA

**PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE BIODIGESTOR
DE RESÍDUOS SÓLIDOS ORGÂNICOS EM REATOR
COMPARTIMENTADO ANAERÓBIO-AERÓBIO**

Caruaru, 2015.

NATANNA TAYNÁ DE MELO SILVA

PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE BIODIGESTOR ANAERÓBIO DE RESÍDUOS SÓLIDOS ORGÂNICOS EM REATOR COMPARTIMENTADO ANAERÓBIO-AERÓBIO

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado ao Curso de Engenharia
Civil do Centro Acadêmico do
Agreste - CAA, da Universidade
Federal de Pernambuco - UFPE,
como requisito para obtenção do
título de Bacharel em Engenharia
Civil.

Área de concentração: Engenharia
Civil/Saneamento Ambiental.

Caruaru, 2015.

Catálogo na fonte:
Bibliotecária - Simone Xavier CRB/4-124

S586p Silva, Natanna Tayná de Melo.
Pós-tratamento de efluente de biodigestor anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos em reator compartimentado anaeróbio-aeróbio. / Natanna Tayná de Melo Silva. - Caruaru: O Autor, 2015.
63f. ; 30 cm.

Orientadora: Simone Machado Santos
Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso) – Universidade Federal de Pernambuco, CAA, Engenharia civil, 2015.
Inclui referências bibliográficas

1. Digestão anaeróbia. 2. Resíduos sólidos. 3. Tratamento de efluentes. I. Santos, Simone Machado. (Orientadora). II. Título

620 CDD (23. ed.)

UFPE (CAA 2015-106)



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
NÚCLEO DE TECNOLOGIA
CURSO DE BACHARELADO EM ENGENHARIA CIVIL

Comissão examinadora da Defesa do Trabalho de Conclusão de Curso

**PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE BIODIGESTOR
ANAERÓBIO DE RESÍDUOS SÓLIDOS ORGÂNICOS EM
REATOR COMPARTIMENTADO ANAERÓBIO-AERÓBIO**

Defendida por

NATANNA TAYNÁ DE MELO SILVA

Considera o candidato APROVADO

Caruaru, 13 de maio de 2015

SIMONE MACHADO SANTOS – Núcleo de Tecnologia/CAA/UFPE
(Orientadora)

KENIA KELLY BARROS DA SILVA– Núcleo de Tecnologia/CAA/UFPE
(Avaliador 1)

LUIZA FEITOSA CORDEIRO DE SOUZA– Faculdade Asces
(Avaliador 2)

SYLVANA MELO DOS SANTOS – Núcleo de Tecnologia/CAA/UFPE
(Coordenadora da disciplina)

À minha vó Maria, pelo amor e carinho incondicionais. Não está mais de corpo presente entre nós, mas, certamente, está sempre comigo.

AGRADECIMENTOS

À Deus, a quem devo toda honra e glória, que com sua infinita bondade, me concedeu a graça da vida. Meu guia e minha fortaleza, que nunca me desampara e é fiel para todo sempre.

Aos meus pais, Val e Elizeu, que são e sempre serão presenças constantes em minha vida, sem os quais jamais teria completado esta jornada. Obrigada pelo apoio e amor incondicionais, por sempre me acalmarem e me incentivarem, pelas palavras de sabedoria nos momentos de indecisão, e por me proporcionarem a alegria de viver. Deus não poderia ter me dado pais melhores, tenho muito orgulho em ser filha de vocês!

Aos meus irmãos, Larissa e Igor, que apesar de sermos bem diferentes, nos completamos em todos os sentidos. Unidos, vencemos todas as barreiras. Ainda temos muitos momentos para compartilhar e muitas realizações para conquistarmos juntos.

À Prof^a. Simone Machado, que aceitou me orientar quando a Prof^a. Sália precisou se ausentar do LEA para fazer pós-doutorado. Obrigada pela prestatividade, pelas inúmeras e valiosas contribuições durante o desenvolvimento da pesquisa, seja no laboratório, na correção dos relatórios, em cada apresentação que fizemos. Agradeço a confiança depositada e sinto-me privilegiada por poder ter sua amizade!

À Prof^a. Sália Gavazza, primeiramente, por ter me acolhido no LEA! Obrigada por me orientar com grande sabedoria, serenidade e humildade, por compartilhar seu admirável conhecimento e por depositar sua confiança em meu trabalho, proporcionando segurança e o mais importante dos incentivos para minha formação acadêmica. Uma pessoa que sempre me espelharei e levarei pra sempre no coração.

À Ester Oliveira, que tem contribuição direta neste trabalho. Que não hesitou em me passar sua experiência no laboratório, tampouco experiências de vida! Mulher guerreira, exemplo de superação, de um coração sem tamanho!

Aos professores da graduação, que contribuíram de forma direta para minha formação acadêmica: Kênia Barros, Anderson Paiva, Saulo de Tarso, Isabela, Bello, Paulo Frassinete, Marília Marinho, Michele Lima, José Moura, Licia Mouta,

Érica Marinho, Flávio Diniz, Odete Marinho, Ana Cecília, Antônio Acácio, Raimundo Menezes, Juliana Torres, Giuliana Bono, Humberto Correia, Roberto Evaristo, Washington de Lima, Analice Amorim, Larissa Santana, Douglas de Lima, Shirley Minnell.

Aos amigos que fiz no LEA: Ramona Azevedo, Denise Santana, Gleydson Teixeira, Jadson Verçosa, Luiz Lucena, Rachel Barros, Evanilly Chagas, Fernanda Magalhães, Luiza Souza, José Roberto (Bagera), Ivanildo Sales, Fabiana Marques, Manuella Figueiras, Devson Paulo, Alanna Nascimento, Alessandra Silva, Joelithon Costa, Martina Lins, Thais Santos, Cristiano Romero.

Aos amigos que sempre me acompanham e estão sempre torcendo por mim: Edla Morgana, Marcela Amaral, Mariana Mendes, Luttemberg Ferreira, Adiclênio Domingos, Dayana Tavares, Alex Anselmo, Leila Tavares, Cordeiro Neto, Maisa Melo, Isadora Ferraz, Laura Rabelo, Amanda Amaral, Venâncio Queiroz, Bruna Tavares, Irene Torres, Manoel Neto, Matheus Freitas, Thaís Mendes, Ney Siqueira, Ytta Bezerra, Rosália Estanislau, Cláudia Daniela, Millena Revorêdo, Hilda Rocha, Taysa Timóteo.

“Leva tempo para alguém ser bem sucedido porque o êxito não é mais do que a recompensa natural pelo tempo gasto em fazer algo direito.” (Joseph Ross)

RESUMO

No presente trabalho, o efluente produzido por um biodigestor anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos, foi tratado em reator compartimentado anaeróbio/aeróbio. O reator possuía três compartimentos sequenciais, alimentados em fluxo ascendente: anaeróbio - preenchido com argila expandida; anóxico - preenchido com espuma de poliuretano; e aeróbio - também preenchido com espuma de poliuretano. O efluente do compartimento aeróbio, era recirculado para o anóxico. Foram aplicadas cargas orgânicas afluentes ao reator (em kg DQO/m³.dia): de 1,33±0,3 (Fase I), de 2,36±0,22 (Fase II) e de 4,82±0,73 (Fase III), para isso, o efluente do biodigestor foi diluído com esgoto sintético. O melhor desempenho operacional, em termos de remoção de matéria orgânica, foi obtido na Fase II, com eficiência média em remoção de DQO de 68±11%. Já em termos de remoção de nitrogênio, o melhor resultado obtido foi na Fase I, com eficiência de remoção de N-NTK e N-NH₄⁺ de 69±16% e 72±25%, respectivamente. O teor de ácidos voláteis não foi significativo durante o processo de operação, sendo assim, os teores de fonte de carbono de fácil assimilação para a desnitrificação eram baixos. O aumento de carga orgânica, realizado nas Fases II e III, acarretou principalmente na perda de eficiência de nitrificação, que pode ser decorrente da limitação de oxigênio ou inibição pelos elevados teores de amônia (de 488±102 mg N.L⁻¹ na Fase II e 695±109 mg N.L⁻¹ na fase III). Apesar disso, obteve-se uma boa eficiência em remoção de fósforo, chegando a valor médio de 43±15%, na Fase III. Essa configuração de reator se mostrou promissora, requerendo ajustes para promover a adequada remoção de carbono e nitrogênio de efluente anaeróbio de biodigestor de resíduos sólidos orgânicos.

Palavras-chave: digestão anaeróbia; reator anaeróbio/aeróbio; remoção de carbono e nitrogênio

ABSTRACT

In the present work, the effluent produced by an anaerobic biodigester of organic solid wastes was treated in a compartmented anaerobic/aerobic reactor. The reactor had three sequencing compartments, fed in ascending flux: one anaerobic – filled with expanded clay; one anoxic – filled with polyurethane foam; and one aerobic – also filled with polyurethane foam. The effluent from the aerobic compartment would be recycled to feed the anoxic one. Organic loads of 1.33 ± 0.3 (Phase I), 2.36 ± 0.22 (Phase II) and 4.82 ± 0.73 (Phase III) were applied, obtained through the dilution of the biodigester effluent with synthetic wastewater. The best operational performance in terms of organic matter removal was obtained in Phase II, with $68 \pm 11\%$ as average efficiency of COD removal. In terms of nitrogen removal, the best results were observed in Phase I, with average efficiencies for TKN-N and $\text{NH}_4^+\text{-N}$ of $69 \pm 16\%$ and $72 \pm 25\%$, respectively. The volatile fatty acids concentration was not significant during the operational period; therefore, the content of available easily assimilating carbon source for denitrification was low. The increase in the organic load, carried out in Phases II and III, resulted primarily in efficiency loss for nitrification, which might be a reflex of the limiting oxygen concentration, or the inhibition caused by the high ammonia contents ($488 \pm 102 \text{ mg N.L}^{-1}$ in Phase II and $695 \pm 109 \text{ mg N.L}^{-1}$ in Phase III). In other hand, a good phosphorus removal efficiency was observed, reaching $43 \pm 15\%$ as an average in Phase III. This reactor configuration has shown to be very promising, requiring adjustments to promote the adequate carbon and nitrogen removals for effluents from anaerobic biodigester of organic solid wastes.

Key words: anaerobic digestion; anaerobic/aerobic reactor; carbon and nitrogen removal

LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Biodigestor de resíduos sólidos, instalado no Laboratório de Engenharia Ambiental (LEA), UFPE-Campos do Agreste, Caruaru.	23
Figura 2 - Biodigestor de grande porte	23
Figura 3- Processo convencional para remoção biológica de nitrogênio presente nas águas residuárias.	25
Figura 4 - Desenho esquemático do reator.	31
Figura 5 - Esquema do experimento.....	34
Figura 6 - Material suporte.....	36
Figura 7 - Pontos de coleta monitorados.	37
Figura 8 – Resultados do monitoramento do pH em função do tempo.	40
Figura 9 Resultados Alcalinidade Total em função do tempo.....	40
Figura 10 – Resultados Ácidos Graxos Voláteis em função do tempo.....	42
Figura 11 – Variação da concentração de DQO nas amostras afluente, efluente e a eficiência de remoção de DQO ao longo de todo período experimental.....	44
Figura 12 – Variação da concentração de NTK nas amostras afluente, efluente e eficiência em remoção de NTK ao longo de todo o período experimental.....	46
Figura 13 – Variação da concentração de N-nitrito nas amostras P2 e P3 ao longo de todo o período experimental.	47
Figura 14 – Variação da concentração de N-nitrato nas amostras P2 e P3 ao longo de todo o período experimental.	48
Figura 15 – Variação da concentração de N-amoniaco nas amostras afluente e efluente ao longo de todo o período experimental.	49
Figura 16 – Concentrações de $P-PO_4^-$ afluentes, efluentes e eficiência em remoção.	50
Figura 17 – Gráfico Box-plot da distribuição da eficiência de remoção de NTK das três Fases operacionais testadas.	52
Figura 18 – Gráfico Box-plot da distribuição da eficiência de remoção de $N-NH_4^+$ das três Fases operacionais testadas.....	53

Figura 19 – Gráfico Box-plot da distribuição da eficiência de remoção de DQO das Fases operacionais testadas.	54
--	----

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição típica de efluente proveniente de biodigestor de resíduo sólido orgânico.	24
Tabela 2 - Padrões de lançamento de efluente (Resolução CONAMA nº 430, 13 de maio de 2011.....	24
Tabela 3 - Caracterização do efluente do biodigestor utilizado para a mistura com esgoto sintético na realização do experimento.....	33
Tabela 4 - Composição do esgoto sintético (500 mg DQO/L).	35
Tabela 5 - Parâmetros monitorados, metodologia e frequência de análise....	38
Tabela 6 - Fases do experimento.....	38
Tabela 7 – Concentrações de alcalinidade afluente e efluente.	41
Tabela 8 – Concentrações de Ácidos Graxos Voláteis afluente e efluente.	43
Tabela 9 – Concentrações de DQO afluente e efluente e eficiência de remoção para as Fases I, II e III.....	44
Tabela 10 –Concentrações médias de N-NO_3^- para P2 e P3.....	47
Tabela 11 –Concentrações médias de N-amoniaco afluente, efluente e eficiência em remoção.	48
Tabela 12 –Diferença estatística entre as eficiências de remoção de N-NTK, N-NH_4^+ e DQO de cada Fase experimental.	55

LISTA DE SIGLAS E ABREVIACÕES

AGV	Ácidos graxos voláteis
ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation
COV	Carga orgânica volumétrica
DA	Digestão anaeróbia
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO _{AF}	DQO afluente
DQO _{EB}	DQO efluente
DQO _{ES}	DQO esgoto sintético
LEA	Laboratório de Engenharia Ambiental
NDS	Nitrificação e Desnitrificação Simultânea
OD	Oxigênio dissolvido
pH	Potencial hidrogeniônico
SBR	Sequencing batch reactor
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UFPE	Universidade Federal de Pernambuco
V _{EB}	Volume efluente bruto
V _{ES}	Volume esgoto sintético

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	17
1.1 Relevância do tema	19
1.2 Objetivos	21
1.2.1 Objetivo geral	21
1.2.2 Objetivos específicos	21
2 REFERENCIAL TEÓRICO	22
2.1 Digestão anaeróbia de resíduos sólidos	22
2.2 Efluente da digestão anaeróbia de resíduos sólidos	23
2.3 Tratamento de efluentes com elevada concentração de nitrogênio	25
2.3.1 Processo convencional para remoção biológica de nitrogênio	25
2.3.1.1 Processo de amonificação	26
2.3.1.2 Processo de Nitrificação	26
2.3.1.3 Processo de Desnitrificação	27
2.3.2 Sistemas anaeróbio-aeróbios para o tratamento de efluentes	29
3 METODOLOGIA DO TRABALHO	31
3.1 Reator anaeróbio-aeróbio	31
3.2 Efluente a ser tratado	32
3.3 Esgoto sintético	35
3.4 Material suporte e inóculo	36
3.5 Monitoramento do experimento	37
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES	39
4.1 pH	39
4.2 Alcalinidade	40
4.3 Ácidos graxos voláteis	41
4.4 Demanda Química de Oxigênio	43

4.5 Nitrogênio	45
4.6 Fósforo	50
4.7 Análise estatística entre as eficiências em remoção de NTK, N- NH₄⁺ e DQO.....	51
5 CONCLUSÕES.....	56
6 REFERÊNCIAS	58

1 INTRODUÇÃO

A digestão anaeróbia (DA), também conhecida como biometanização ou biogaseificação, é um processo de transformação da matéria orgânica que resulta na produção de um gás rico em energia, o biogás, e um efluente rico em nutrientes.

A DA de resíduos sólidos tem se estabelecido como uma tecnologia de comprovada eficiência no tratamento dos resíduos sólidos orgânicos de diversas origens. Entretanto, o pós-tratamento de efluentes de digestores anaeróbios (biodigestores) é necessário, uma vez que a digestão anaeróbia sozinha não produz efluente que atenda aos padrões de lançamento, particularmente em termos de teor de sólidos, Demanda Química de Oxigênio (DQO), nitrogênio, fósforo e sulfetos (Tilche *et al.*, 1996).

Efluentes de digestores de resíduos sólidos também não atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental brasileira. Portanto, é necessário o pós-tratamento desses efluentes para que os requisitos legais de lançamento de efluentes sejam atendidos e os padrões de qualidade dos corpos d'água receptores sejam mantidos, de acordo com as Resoluções CONAMA nº 430/2011 (BRASIL, 2011) e nº 357/2005 (BRASIL, 2005), respectivamente.

Segundo Braber (1995), a necessidade de pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios de resíduos sólidos é uma das poucas desvantagens apresentadas pela tecnologia. Este pós-tratamento tem por objetivo a remoção de constituintes pouco afetados nos processos anaeróbios, tais como nutrientes e patogênicos. No entanto, no caso de um biodigestor alimentado por resíduos sólidos orgânicos, separados na fonte, o pós-tratamento tem como objetivo adicional, a remoção da carga orgânica remanescente e que não foi degradada na etapa anterior de digestão.

A quantidade de efluente produzida na digestão anaeróbia de resíduos sólidos depende de vários parâmetros tais como o teor de umidade do substrato, a perda de água durante pré-tratamento, a quantidade produzida durante a digestão, o desempenho da separação sólido-líquido no biodigestor durante a

extravazão, etc. De acordo com Kübler (1996), estima-se que para cada 1 tonelada de resíduos digeridos, são produzidos 500 L de efluentes (GRAJA e WILDERER, 2001).

Diversos sistemas de tratamento para efluentes, anaeróbios ou aeróbios, poderiam ser utilizados para a adequação desse efluente. Graja e Wilderer (2001) utilizaram um reator sequencial em batelada, em escala piloto, para o tratamento do efluente de uma planta de digestão anaeróbia, localizada na Bavária, e obtiveram redução de carga orgânica de 40 a 60% para DQO solúvel e 96% para amônia.

Shin *et al.* (2001) utilizaram um reator UASB (upflow anaerobic sludge blanket) para tratar o efluente de um digestor anaeróbio (de duas fases) de resíduos de alimentos, obtendo eficiências de remoção para DQO superiores a 96%.

Pontes (2009) mostrou que o sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo constitui uma forma de tratamento viável para águas residuárias de alta carga poluente (no caso, provenientes de abatedouros de aves, efluente de certa forma de característica similar ao efluente de um biodigestor de resíduos sólidos). As vantagens dos processos combinados são a baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico e baixo custo de implantação e operação (CHERNICHARO, 2006).

Para esta pesquisa, propôs-se a utilização de um sistema anaeróbio-aeróbio de leito fixo com recirculação da fase líquida, por se tratar de um tratamento compacto e que, ao mesmo tempo, suporta alta carga. Os sistemas combinados anaeróbio-aeróbios têm se mostrado adequados, principalmente quando, além da redução da matéria orgânica, deseja-se a remoção de nutrientes, em particular o nitrogênio orgânico e amoniacal.

1.1 Relevância do tema

Em 2010, cerca de 4%, do resíduo sólido orgânico urbano gerado no Brasil foi tratado por compostagem (CEMPRE, 2012). O restante do material, quantidade próxima ou superior a 50% em média da massa total de resíduos produzidos, teve como destino a disposição final em solo, por meio de aterro sanitário ou lixão a céu aberto, aumentando a carga orgânica do chorume produzido e a geração de metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2).

No contexto brasileiro, a escassez de áreas para instalação de grandes aterros sanitários e o passivo ambiental que estes sistemas de tratamento deixam, após o encerramento da sua vida útil, fazem com que seja necessária a busca por alternativas de tratamento diferenciadas para os itens reaproveitáveis no lixo. A matéria orgânica pode ser tratada por compostagem ou por digestão anaeróbia, sendo que a primeira alternativa, assim como os aterros sanitários, também demanda grandes extensões de área para as instalações. No caso da digestão anaeróbia dos resíduos sólidos, os sistemas de tratamento são mais compactos e tem-se como subprodutos o biogás que pode ser convertido em energia, inclusive elétrica, um efluente que, após tratamento, pode ser utilizado como biofertilizante e um composto orgânico, proveniente do lodo formado no processo.

Em alguns países europeus, o aterramento de matéria orgânica in natura já é uma prática proibida por lei (BERGLUNG, 2006), devido aos problemas de poluição relacionados a ela, visto que boa parte do chorume produzido em um aterro sanitário é decorrente da decomposição da matéria orgânica aterrada, sem mencionar a emissão de gases de efeito estufa (CH_4 e CO_2), quando não há sistema de tratamento de gases, caso bastante frequente no Brasil.

A digestão anaeróbia de resíduos orgânicos com geração e aproveitamento de biogás é mais ambientalmente sustentável do que a compostagem, uma vez que os combustíveis fósseis podem ser substituídos pelo biogás, reduzindo assim as emissões de CO_2 . O apelo mundial pela redução de emissões de gases de efeito estufa como CO_2 e CH_4 tem levado a um maior apoio ao

desenvolvimento da tecnologia da digestão anaeróbia, nos países europeus (GALLERT *et al.*, 2003).

Nesse sentido, o tratamento da matéria orgânica contida nos resíduos sólidos por digestão anaeróbia, tem grande importância, pois além das vantagens de aproveitamento dos subprodutos originados do tratamento, há a redução da quantidade desse material que iria direto para o aterro sanitário, reduzindo sua vida útil e aumentando a produção de efluentes e de gases de efeito estufa.

No entanto, o efluente gerado na digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos é caracterizado por compostos de características específicas, que são diferenciadas daquelas já bem conhecidas do efluente sanitário. Segundo Graja e Wilderer (2003), há uma lacuna de experiência prática e know-how no tratamento desse tipo de efluente, sendo necessário se dar ao tratamento de efluente gerado no processo a mesma prioridade dado a etapa da digestão anaeróbia.

Portanto, em qualquer cenário, o predomínio na massa de resíduos sólidos da matéria orgânica, nos municípios brasileiros, justifica a implementação de tratamentos que visem o reaproveitamento da parcela orgânica dos resíduos sólidos. Neste sentido, a digestão anaeróbia é uma opção de tratamento promissora para os resíduos sólidos urbanos, devendo ser realizadas pesquisas para o desenvolvimento da tecnologia, em todo seu ciclo de vida, desde o pré-tratamento dos resíduos na entrada, até o tratamento dos subprodutos gerados no processo: o biogás e o efluente.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo geral

O principal objetivo desse trabalho é avaliar a eficiência de remoção de matéria orgânica do efluente de um biodigestor de resíduos sólidos, quando submetido à pós-tratamento em reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo.

1.2.2 Objetivos específicos

- i. Avaliar a eficiência de remoção de matéria orgânica do efluente, em termos de demanda química de oxigênio (DQO);
- ii. Avaliar a eficiência de remoção de nitrogênio;
- iii. Avaliar a eficiência de remoção de fósforo.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 Digestão anaeróbia de resíduos sólidos

A digestão anaeróbia (DA) pode ser definida como um processo bioquímico que ocorre na ausência de oxigênio molecular livre, no qual diversos grupos de microrganismos envolvidos no processo anaeróbio possuem alto grau de especificidade e cada grupo atua na conversão da matéria orgânica complexa (carboidratos, proteínas e lipídeos) em metano, compostos inorgânicos como dióxido de carbono, nitrogênio, amônia livre, gás sulfídrico e traços de outros gases e ácidos orgânicos de baixo peso molecular. Os microrganismos envolvidos no processo anaeróbio possuem alto grau de especificidade e cada grupo atua em reações específicas (FORESTI et al., 1999).

No Brasil, onde as temperaturas são superiores a 20°C, a aplicação de tecnologia anaeróbia é bastante favorável, pois a atividade energética das bactérias depende estritamente da temperatura, visto que a alteração brusca desse parâmetro pode ocasionar desequilíbrio nas culturas envolvidas, principalmente nas bactérias formadoras de metano. Segundo Metcalf & Eddy (1991) e Mata-Alvarez (2003), temperaturas ótimas para o não comprometimento da eficiência da DA seria entre 30 a 35 °C e também entre 50 a 55 °C.

A digestão anaeróbia de resíduos sólidos é realizada em unidades chamadas de biodigestores, que são câmaras fechadas, nas quais é colocado o substrato orgânico para ser decomposto na ausência de oxigênio molecular, tendo como subprodutos o biogás e um efluente com características fertilizantes. Os biodigestores podem ser de pequeno (Figura 1) e grande portes (Figura 2).

Para Marouani et al (2001), um biodigestor é definido como sendo o meio onde ocorre o processo de degradação, transformação ou decomposição de matéria orgânica em gases (biogás), sendo essas atividades realizadas pela digestão anaeróbica.

Figura 1- Biodigestor de resíduos sólidos, instalado no Laboratório de Engenharia Ambiental (LEA), UFPE-Campos do Agreste, Caruaru.



Fonte: Reis, 2012.

Figura 2 - Biodigestor de grande porte



Fonte: Embrapa Instrumentação Agropecuária, 2009.

2.2 Efluente da digestão anaeróbia de resíduos sólidos

Apesar das inúmeras vantagens da digestão anaeróbia para o tratamento dos resíduos sólidos orgânicos, o efluente gerado no processo não atende os

padrões de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental brasileira. A Tabela 1 mostra a composição típica de efluente proveniente de biodigestor de resíduo sólido orgânico.

Tabela 1 - Composição típica de efluente proveniente de biodigestor de resíduo sólido orgânico.

Parâmetro (mg/L)	Mínimo	Máximo	Média
DQO Total	42.872,92	111.182,50	61.610,43
DQO Solúvel	20.981,46	46.116,88	30.389,81
Nitrogênio Total	563,08	2.775,93	1.410,77
Nitrogênio Amoniacal	9,69	523,08	179,31

Fonte: Arsova (2010)

A Resolução CONAMA nº 430/2011 dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes (Tabela 2).

Tabela 2 - Padrões de lançamento de efluente (Resolução CONAMA nº 430, 13 de maio de 2011).

Parâmetro	Valor máximo permitido
pH	Entre 5 e 9
Materiais sedimentáveis	≤ 1 mL/L
Óleos e graxas	
• Óleos minerais	20 mg/L
• Óleos vegetais e gorduras animais	50 mg/L
Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO 5 dias, 20°C)	Remoção mínima de 60%
Materiais Flutuantes	Ausentes
Nitrogênio Amoniacal	20 mg N/L

Fonte: Resolução CONAMA nº 430 (BRASIL, 2011).

Graja e Wilderer (2001) afirmam que a mesma atenção que é dada ao processo de fermentação da matéria orgânica, também seja dada ao tratamento do efluente gerado.

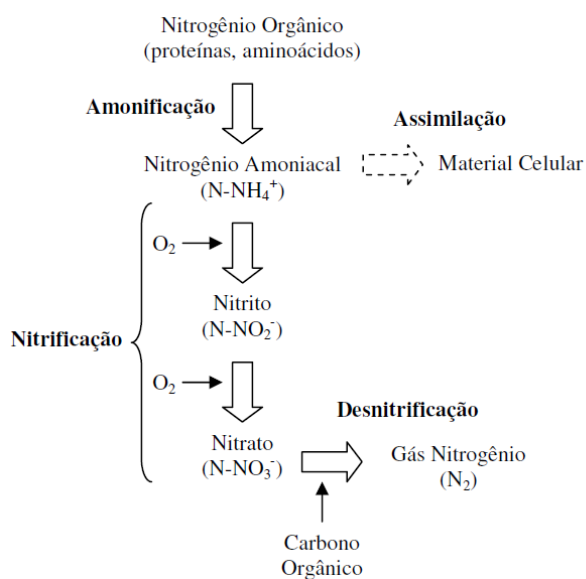
No intuito de adequar o efluente aos padrões de lançamento, alguns autores têm conduzido experimentos de pós-tratamento deste tipo de efluente usando reatores sequenciais em batelada (SBR) (Graja e Wilderer, 2001), reatores de manta de lodo (UASB) (Shin et al. 2001), filtros anaeróbios (Henry et al. 1987).

2.3 Tratamento de efluentes com elevada concentração de nitrogênio

2.3.1 Processo convencional para remoção biológica de nitrogênio

Os sistemas de tratamento convencionais promovem a remoção biológica de nitrogênio das águas residuárias em três etapas: amonificação, nitrificação e desnitrificação, de acordo com a sequência apresentada na Figura 3.

Figura 3- Processo convencional para remoção biológica de nitrogênio presente nas águas residuárias.



Fonte: Araújo Jr (2006).

2.3.1.1 Processo de amonificação

A conversão biológica do nitrogênio orgânico, constituinte da matéria orgânica encontrado sob a forma de proteínas, aminoácidos e ureia, em nitrogênio amoniacal é denominada amonificação.

A amônia (NH_3), bem como o íon amônio, são comumente encontrados em águas residuárias. No entanto, a concentração de cada composto varia de acordo com o pH. Van Haandel e Lettinga, et al. (1994), Von Sperlinh (1997) e Metcalf e Eddy (2003), apontam que, em grande parte dos reatores anaeróbios, com pH em torno de 7 e temperatura próxima de 25°C , o íon amônio é predominante.

Embora as bactérias utilizem o nitrogênio amoniacal para a síntese celular, sua importância na remoção de nitrogênio em águas residuárias é relativamente pequena, face às contribuições proporcionadas pelos processos biológicos de nitrificação e desnitrificação.

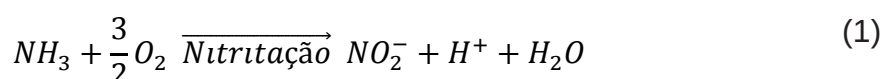
2.3.1.2 Processo de Nitrificação

A nitrificação é o processo microbiológico de oxidação do nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+) a nitrato (N-NO_3^-), via nitrito (N-NO_2^-), utilizando o oxigênio molecular (O_2) comoceptor de elétrons. Devido a sua demanda de oxigênio e sua toxicidade, o nitrogênio amoniacal deve ser obrigatoriamente removido das águas residuárias (Rittmann & McCarty, 2001).

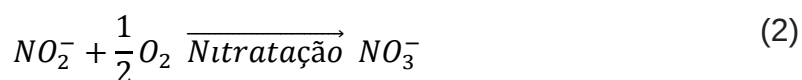
A nitrificação é um processo estritamente aeróbio, realizado por organismos quimioautótrofos que utilizam o oxigênio como receptor final de elétrons e o dióxido de carbono como fonte de carbono. Esses organismos têm seu metabolismo limitado pela concentração de oxigênio dissolvido, uma vez que o utilizam para a respiração e para a oxidação da amônia a hidroxilamina (NH_2OH) (Rittmann & McCarty, 2001).

Segundo Metcalf e Eddy (2003), as bactérias dos gêneros *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosovibrio* participam da primeira

etapa da nitrificação, a oxidação de $N-NH_4^+$ a $N-NO_2^-$, é chamada de nitritação e ocorre em duas etapas. Primeiramente, a amônia é oxidada a hidroxilamina (NH_2OH), 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 reação de nitritação é apresentada pela Equação 1 (Colliver & Stephenson, 2000; Hagopian & Hiley, 1998).



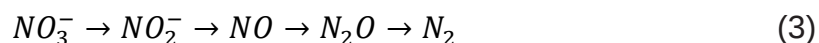
A segunda etapa da nitrificação, a oxidação de $N-NO_2^-$ a $N-NO_3^-$, é definida como nitratação e é realizada pela enzima oxidoreductase. A reação de nitratação é apresentada pela Equação 2 (Colliver & Stephenson, 2000; Hagopian & Hiley, 1998).



O gênero *Nitrobacter* é o mais conhecido entre os responsáveis pela oxidação do nitrito, que também é observada nos gêneros *Nitrospira*, *Nitrospina* e *Nitrocystis* (MetCalf e Eddy, 2003).

2.3.1.3 Processo de Desnitrificação

Esta é a última etapa da remoção biológica de nitrogênio e apresenta redução do nitrato ($N-NO_3^-$) e do nitrito ($N-NO_2^-$) a óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N_2O) e gás nitrogênio (N_2), que atuam conforme a rota, mostrada na Equação 3 (Schmidt et al., 2003).



A conversão biológica de nitrato a nitrogênio gasoso é realizada por bactérias heterotróficas e em condições anóxicas, ou seja, sem a presença ou em concentração muito baixa de oxigênio dissolvido (Haandel e Marais, 1999; Fernández et al., 2005 e Gerardi, 2006).

A remoção total do nitrogênio das águas residuárias, por meio da desnitrificação, é fundamental para a proteção dos corpos d'água receptores, contra a eutrofização. Também conhecida como redução dissimilativa do nitrato, a desnitrificação está relacionada com a geração de energia para o metabolismo celular, utilizando o nitrato ou o nitrito como aceptores finais de elétrons nas reações de oxidação. Como doadores de elétrons, podem ser utilizados os compostos orgânicos no caso das bactérias desnitrificantes heterotróficas, ou compostos inorgânicos, como o hidrogênio e o sulfeto, no caso das autotróficas.

Os organismos heterotróficos capazes de promover a desnitrificação incluem os gêneros *Agrobacterium*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Flavobacterium*, *Moraxella*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* e *Vibrio* (MetCalf & Eddy, 2003).

Os fatores mais envolvidos no processo de desnitrificação são a temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido (OD), natureza da fonte de carbono, concentração de nitrato, tempo de retenção celular e a presença de substâncias tóxicas (MetCalf e Eddy, 2003).

Teoricamente, recomenda-se um nível máximo de 0,2 a 0,3 mg OD/L. Acima deste valor a desnitrificação é reduzida significativamente (Van Haandel e Marais, 1999). Na prática, é usual e aceitável se trabalhar com 0,5 mg OD/L, com máximo de 1,0 mg OD/L, onde começa a inibição mais intensa da desnitrificação (Ferreira, 2000). Em condições com baixas concentrações de oxigênio dissolvido, a biomassa utiliza o oxigênio dos nitratos para respirar, ocorrendo então a desnitrificação. Altas concentrações de OD não são tóxicas às bactérias desnitrificantes. Entretanto, não haverá utilização dos íons NO_2^- e NO_3^- , pelo fato de o oxigênio ser oceptor preferencial de elétrons, porque a reação com o oxigênio é energeticamente mais favorável. Assim, é necessário

manter-se baixa a concentração de oxigênio no reator, preferencialmente próximo a zero, para ocorrer a desnitrificação.

Altas concentrações de substâncias tóxicas podem causar inibição do processo. No entanto, como as bactérias nitrificantes são mais sensíveis a substâncias tóxicas que as desnitrificantes, se ocorrer a nitrificação, provavelmente não haverá problema com a desnitrificação (Netto, 2007).

2.3.2 Sistemas anaeróbio-aeróbios para o tratamento de efluentes

Os sistemas combinados anaeróbios-aeróbios têm se mostrado adequados, principalmente quando, além da redução da matéria orgânica, deseja-se a remoção de nutrientes, em particular o nitrogênio orgânico e amoniacal. As vantagens dos processos combinados são a baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico e baixo custo de implantação e operação (Chernicharo, 2006).

Pontes (2009), Abreu e Zaiat (2008), Netto (2007) e Araújo Jr. (2006) asseguram que os sistemas combinados têm eficiência satisfatória na remoção da matéria orgânica, em termos de DQO, com faixas de 80 a 90%.

Pontes (2009), operou um reator combinado anaeróbio-aeróbio de modo contínuo, de fluxo ascendente, com recirculação da fase aeróbia para tratar efluente de abatedouro de aves com DQO média de 3102 ± 688 mg/L, obteve valores de remoção de DQO e nitrogênio total (NTK) de $90 \pm 4\%$ e $44 \pm 10\%$, respectivamente para TDH de 6,7 h, com razão de recirculação de 1,5.

Operando um reator combinado anaeróbio-aeróbio de modo contínuo, com recirculação da fase líquida para o tratamento de esgoto doméstico, Netto (2007) obteve remoção de DQO e NTK de 95 e 75%, respectivamente, para TDH de 11 h, com razão de recirculação da fase líquida de 1,5.

Araújo jr. (2006) trabalhando com reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo para o tratamento de efluentes industriais contendo matéria orgânica (1400 mg DQO/L) e nitrogênio (160 mg N/L), obteve remoção de DQO e NTK de 97% e 94% respectivamente para TDH de 35 h e razão de

recirculação de 3,5, além de concentrações de efluentes médias de 36 ± 10 mg DQO/L, 2 ± 1 mg N-NH₄⁺/L, 8 ± 3 mg N-org/L, 1 ± 1 mg N-NO₂⁻/L e 26 ± 23 mg N-NO₃⁻/L.

O sistema anaeróbio-aeróbio composto por reatores sequenciais em batelada (SBR) em série para tratamento de esgoto sanitário, operado por Callado & Foresti (2001), alcançou altas eficiências de remoção de DQO (94%), nitrogênio (96%) e fósforo (90%). Os processos de nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo ocorriam no segundo reator SBR, operado sob ciclos aeróbio e anóxico, tratando efluente do reator anaeróbio. Entretanto, foi necessária a adição de uma fonte externa de carbono, o acetato, para efetiva desnitrificação e remoção de fósforo.

De fato, os efluentes dos reatores anaeróbios podem ter relação N/DQO e P/DQO muito alta, devido à significativa remoção de matéria orgânica, dificultando uma posterior remoção de nutrientes sem que sejam adicionados compostos orgânicos na etapa de desnitrificação e remoção de fósforo. Neste caso, podem ser utilizados doadores de elétrons alternativos, produzidos pelos próprios reatores anaeróbios, tais como ácidos orgânicos, álcoois, metano, compostos reduzidos de enxofre, como sugere Foresti *et al.* (1999).

O emprego de doadores de elétrons produzidos pelos próprios reatores anaeróbios foi estudado por Araújo Jr (2006) e Oliveira Netto (2007), em reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida da zona aeróbia para a zona anaeróbia, tratando água residuária industrial (gerada na produção de L-lisina) e esgoto sanitário, respectivamente. A recirculação imposta aos reatores injetava o efluente nitrificado no início da zona anaeróbia, com o intuito de aproveitar os ácidos produzidos nessa região como fonte de carbono para a desnitrificação. Dessa forma, os pesquisadores eliminaram a necessidade de adição de compostos orgânicos e obtiveram eficiências de desnitrificação de 78% e 83% e eficiências de remoção de nitrogênio total de 77% e 75%, respectivamente.

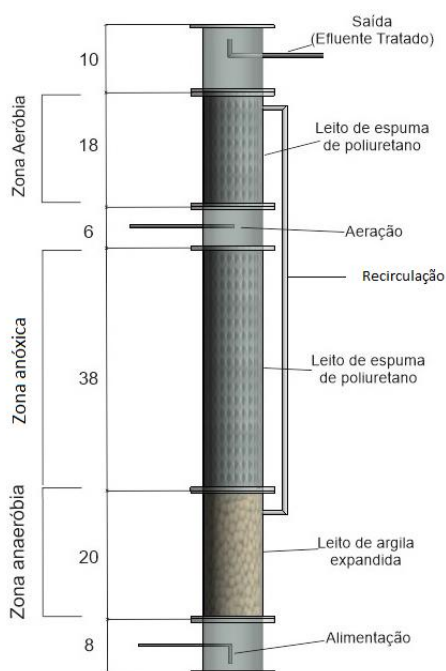
Segundo Netto (2007), cada vez mais pesquisam-se alternativas viáveis para adequar o tratamento de efluentes com menores custos de implantação, operação e manutenção.

3 METODOLOGIA DO TRABALHO

3.1 Reator anaeróbio-aeróbio

Neste experimento, foi utilizado um reator de leito fixo e fluxo ascendente, constituído por um tubo de acrílico de diâmetro interno de 9,3 cm e comprimento de 100 cm, conforme proposto por Pontes (2009). O reator é composto por: câmara de alimentação, leito reacional, câmara de aeração e câmara de saída (Figura 4). O volume de cada compartimento, sem o material suporte é: câmara de alimentação - 543 cm³; zona anaeróbia - 3938 cm³ (1º compartimento - 1358 cm³ + 2º compartimento - 2580 cm³); câmara de aeração - 407 cm³; zona aeróbia - 1222 cm³; câmara de saída - 679 cm³. A alimentação é realizada por bomba peristáltica. A recirculação do efluente aeróbio para a parte anóxica é realizada também por bomba peristáltica. A aeração é realizada por insuflador que injeta o ar na câmara de aeração. O reator foi mantido a temperatura interna média de 30±1°C.

Figura 4 - Desenho esquemático do reator.



A grande vantagem dessa configuração de reator é permitir que a matéria orgânica, afluyente ao primeiro compartimento, seja acidificada e utilizada como doadora de elétrons para a desnitrificação do efluente recirculado, além de equilibrar o balanço entre a geração e consumo de alcalinidade resultantes dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação. Assim, elimina-se a necessidade de fontes externas de matéria orgânica e alcalinidade (Pontes, 2009).

Na primeira câmara (anaeróbia) o efluente entra com elevado teor de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal, onde será promovida a acidificação da matéria orgânica. Na câmara anóxica, o efluente será desnitrificado, gerando alcalinidade que é consumida pela nitrificação na fase seguinte, aeróbia. Na câmara aerada, o nitrogênio amoniacal é convertido em nitrato e quando o efluente desta câmara é recirculado, ocorre a desnitrificação. Assim, o nitrato formado na zona aeróbia, vai atuar como receptor de elétrons e os doadores de elétrons para o nitrato são, teoricamente, os ácidos formados na câmara anaeróbia.

3.2 Efluente a ser tratado

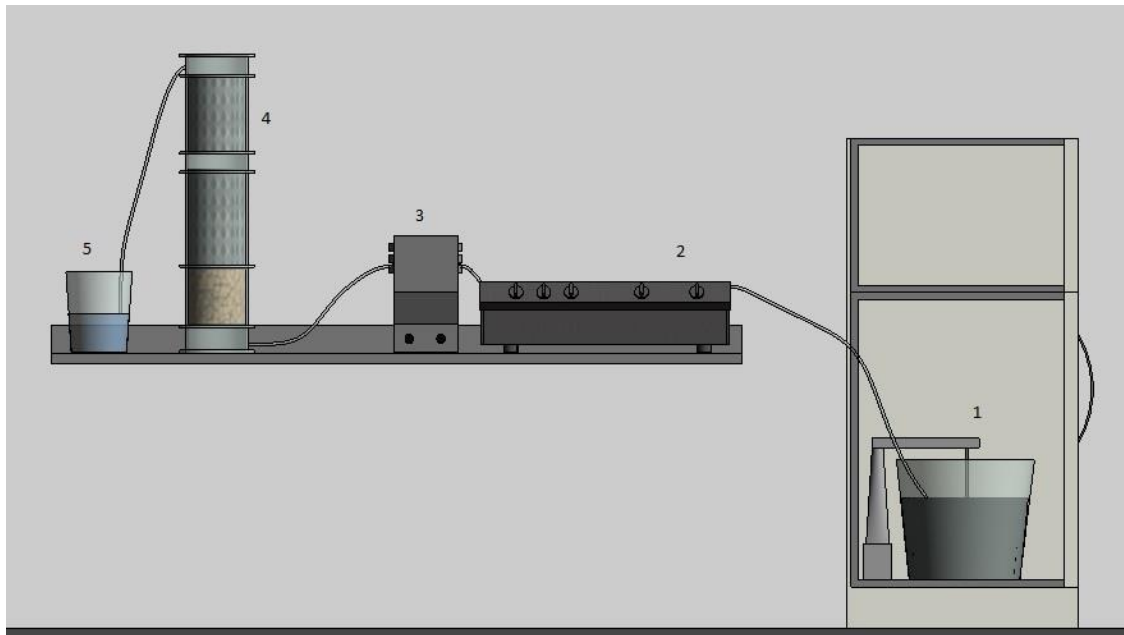
O efluente que foi tratado no sistema combinado foi gerado por um biodigestor de resíduos sólidos orgânicos. As características deste efluente estão apresentadas na Tabela 3.

Tabela 3 - Caracterização do efluente do biodigestor utilizado para a mistura com esgoto sintético na realização do experimento.

Parâmetros	Mínimo	Médio	Máximo
pH	4,4	7,2	8,68
DQO (mg/L)	2.756	11.394	25.417
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	4.978	5.120	7.407
AGV (mg HAC/L)	2.818	2.661	6.480
N- NH ₄ ⁺ (mg N/L)	144	470	932
N-NTK (mg/L)	185	657	1.693
Sólidos Totais (mg/L)	4.978	10.471	35.644
Sólidos totais voláteis (mg/L)	2.818	6.907	21.622

O efluente do biodigestor, afluyente do sistema, foi preparado semanalmente em um balde de 100 L e diluído com esgoto sintético, conforme metodologia de Souza e Foresti (1996), para manter a carga orgânica volumétrica aplicada (COV) média em $1,33 \pm 0,30$, $2,36 \pm 0,22$ e $4,82 \pm 0,73$ kg DQO/m³.dia, (Fases I, II e III, respectivamente) aplicada ao reator, durante o experimento, e colocado sob refrigeração (Figura 5) em geladeira a 4 °C, sob agitação, através de um agitador modelo IKA RW 20 digital, na velocidade mínima de 60 rpm. A mangueira que alimentava o reator passava por um banho-maria, com temperatura de 45°C, ideal para a manutenção do processo.

Figura 5 - Esquema do experimento.



- (1) Efluente biodigestor + esgoto sintético (afluente), acondicionado em geladeira sob agitação, (2) Banho-maria para manter a temperatura constante, (3) Bomba peristáltica para alimentação do reator e recirculação, (4) Reator anaeróbio-aeróbio e (5) Efluente tratado.

Para diluição do efluente do biodigestor, fazia-se a análise da DQO e depois calculava-se o volume do efluente e do esgoto sintético para atingir o valor das cargas orgânicas volumétricas (COV) utilizadas, nas três fases do experimento. Após a mistura, retirava-se uma amostra para análise (afluente).

A determinação da quantidade de efluente do biodigestor e esgoto sintético para composição do afluente (alimentação do reator) foi calculada de acordo com a Equação 4.

$$DQO_{AF} = \frac{V_{EB} * DQO_{EB} + V_{ES} * DQO_{ES}}{V_{EB} + V_{ES}} \quad (4)$$

onde:

DQO_{AF} = DQO afluente

DQO_{EB} = DQO efluente do biodigestor

DQO_{ES} = DQO esgoto sintético

V_{EB} = Volume do Efluente do biodigestor

V_{ES} = Volume Esgoto sintético

3.3 Esgoto sintético

O esgoto sintético preparado era composto por proteínas (na forma de extrato de carne), carboidratos de fácil e difícil degradação (nas formas de sacarose, amido e celulose) e lipídeos (na forma de óleo de soja). Além disso, continha traços de metais e bicarbonato de sódio para tamponamento e foi preparado de acordo com Souza e Foresti (1996). A composição do esgoto sintético encontra-se detalhada na Tabela 4.

Tabela 4 - Composição do esgoto sintético (500 mg DQO/L).

Composto	Concentração (mg/L)
Carboidratos	
Sacarose	35
Amido	11
Celulose	34
Proteínas	
Extrato de carne	208
Lipídios	
Óleo de soja (*)	51
Sais	
NaCl	250
MgCl ₂ .6H ₂ O	7
CaCl ₂ .2H ₂ O	4,5
KH ₂ PO ₄	26,4
Tampão	
NaHCO ₃	20

(*) Foram adicionados 3 gotas de detergente comercial por litro de solução para emulsionar o óleo.

3.4 Material suporte e inóculo

Foram utilizados como suportes, para imobilização da biomassa, argila expandida com granulometria média entre 5 a 15 mm e densidade aparente de $0,3418 \text{ g/cm}^3$ e espuma de poliuretano, cortada em cubos de aproximadamente 1,0 cm de aresta e densidade aparente de $0,01258 \text{ g/cm}^3$, determinadas em laboratório (Figura 6). A argila expandida foi utilizada como material suporte no primeiro compartimento porque, segundo Pontes (2009), trata-se de um material menos poroso e menos compressível do que a espuma de poliuretano, proporcionando menor retenção de sólidos e minimizando a colmatação do leito. Além de promover aderência preferencial de organismos acidogênicos, geradores de ácidos orgânicos, que podem ser utilizados como fonte de carbono e energia por organismos desnitrificantes no leito subsequente, preenchido com espuma de poliuretano (Ortega. et al. 2001). No segundo compartimento e na unidade aeróbia, foi utilizada espuma de poliuretano como meio suporte.

Os módulos anaeróbio e anóxico, preenchidos com argila expandida e espuma de poliuretano, respectivamente, foram inoculados com biomassa proveniente de reator UASB utilizado para o tratamento de efluente de uma cervejaria. O lodo foi imobilizado, utilizando a metodologia descrita por Zaiat. et al. (1994), sendo macerado, peneirado e misturado com o material suporte (argila expandida e espuma de poliuretano) e armazenado em um recipiente fechado durante 24 horas. Após esse período, o material foi retirado do recipiente e inserido no reator nas câmaras anaeróbia e anóxica. Na Figura 6 são apresentados os materiais suportes usados no experimento.

Figura 6 - Material suporte



3.5 Monitoramento do experimento

O sistema de tratamento foi monitorado e avaliado em relação aos aspectos: afluente a ser tratado (P1), efluente após câmara anóxica (P2) e efluente tratado (P3) (Figura 7).

Os parâmetros podem ser observados na Tabela 5. Todas as análises físico-químicas foram realizadas segundo métodos descritos pela APHA (2005).

Figura 7 - Pontos de coleta monitorados.

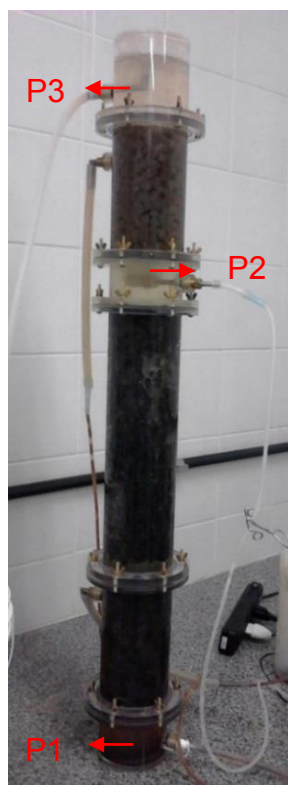


Tabela 5 - Parâmetros monitorados, metodologia e frequência de análise

Parâmetro	Pontos de Amostragem	Metodologia	Frequência
pH	P1, P2 e P3	Potenciométrico	5 vezes/sem
Temperatura	P1 e P3	Termométrico	5 vezes/sem
Demanda Química de Oxigênio (DQO) Bruta (mg/L)	P1 e P3	Titulométrico	3 vezes/sem
Nitrogênio total Kjeldahl (N-NTK) (mg/L)	P1 e P3	Titulométrico	3 vezes/sem
Nitrogênio Amoniacal (N- NH ³⁺) (mg/L)	P1 e P3	Titulométrico	3 vezes/sem
Nitrito (N-NO ₂) (mg/L)	P2 e P3	Fotométrico	3 vezes/sem
Nitrato (N-NO ₃) (mg/L)	P2 e P3	Fotométrico DNP	3 vezes/sem
Fósforo total (P _{tot}) (mg/L)	P1 e P3	Potenciométrico	1 vez a cada 15 dias
Ácidos Graxos Voláteis (AGV) (mg/L)	P1 e P3	Titulométrico	1 vez/sem
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ /L)	P1 e P3	Titulométrico	1 vez/sem

O experimento foi dividido em 3 Fases (Tabela 6), variando a carga orgânica. Todas as Fase operaram com tempo de detenção hidráulica (TDH) 24 horas.

Tabela 6 - Fases do experimento.

Fases do experimento	Carga orgânica (Kg DQO/m ³ .Dia)	Duração (dias)
Fase I	1,33±0,30	108
Fase II	2,36±0,22	112
Fase III	4,82±0,73	80

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

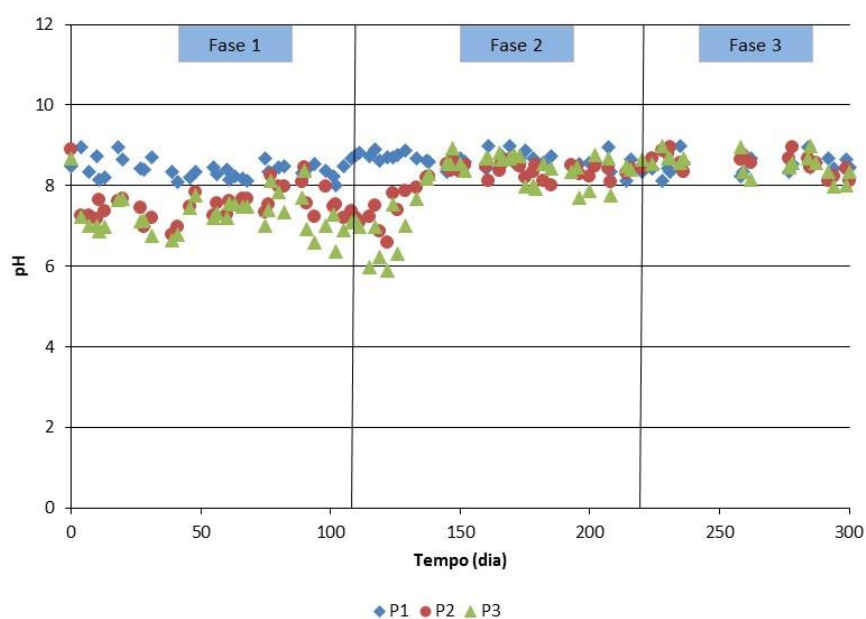
Neste capítulo, são apresentados os resultados obtidos ao longo de todo o período experimental do sistema em questão. Inicialmente, são abordados parâmetros para observar a estabilidade do reator: pH, alcalinidade a bicarbonato e os ácidos graxos voláteis. Em seguida, parâmetros de remoção de nutrientes: DQO, nitrogênio e fósforo. Por fim, análise estatística dos resultados obtidos.

4.1 pH

O pH foi mensurado diariamente e os resultados são apresentados na Figura 8. Os valores afluente e efluente mantiveram-se constantes, praticamente durante toda a operação, entre 7 e 9, estando dentro da faixa ideal para o estabelecimento de microrganismos responsáveis pela remoção concomitante de matéria orgânica e nitrogênio (Metcalf; Eddy, 2003; Surampalli et al., 1997; Villaverde; Grancía-Encina; FDZ-Polanco, 1997). Exceto entre a transição da primeira para segunda fase, onde caiu até 5,9. Nesse período, entre os dias 102 a 126, as bactérias começaram a degradar a matéria orgânica e a produzir ácidos, resultando no aumento da acidez e redução do pH.

Com o aumento da carga orgânica aplicada, na Fase II, houve uma maior conversão de nitrogênio orgânico a nitrogênio amoniacal. No processo de amonificação, a amônia forma o hidróxido de amônio que ionizando forma NH_4^+ (íon amônio) e OH^- (hidroxila), que eleva os valores de pH do meio. Associa-se, também, a elevação do pH ao aumento da alcalinidade a bicarbonato, não consumida nas últimas fases.

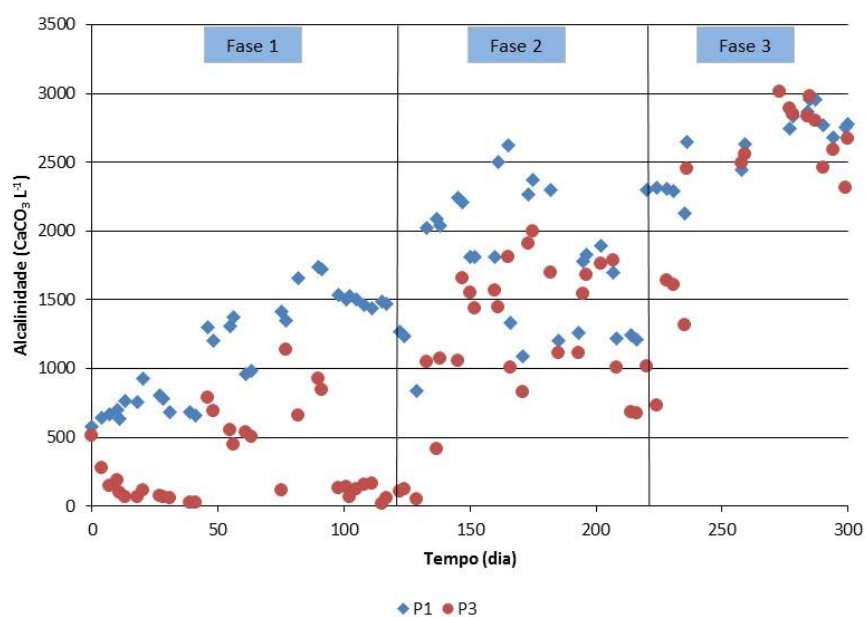
Figura 8 – Resultados do monitoramento do pH em função do tempo.



4.2 Alcalinidade

A Figura 9 apresenta o comportamento da alcalinidade nas amostras afluente e efluente durante a operação do reator.

Figura 9 – Resultados Alcalinidade Total em função do tempo.



Durante a Fase I, observou-se o consumo da alcalinidade disponível e, conseqüentemente, o decréscimo do pH efluente, indicando desenvolvimento das bactérias nitrificantes. De acordo com Metcalf e Eddy (2003), o processo de nitrificação consome teoricamente 7,14 mg de alcalinidade em função de CaCO_3 por mg de amônia oxidada; ocasionando queda na alcalinidade efluente. Nas Fases II e III, o aumento nos níveis de amônio inibiu as bactérias nitrificantes, logo foi consumida pouca alcalinidade.

As concentrações afluentes e efluentes médias de alcalinidade em cada Fase operacional são mostradas na Tabela 7.

Tabela 7 – Concentrações de alcalinidade afluente e efluente.

	Fase I	Fase II	Fase III
Alcalinidade Afluente (mg $\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$)	1133±383	1757±490	2726±298
Alcalinidade Efluente (mg $\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$)	325±329	1146±589	2522±481

A queda na alcalinidade do efluente da Fase I é consequência da alta eficiência de nitrificação e das reduzidas concentrações efluente de N-amoniaco. O processo de desnitrificação é capaz de repor 3,57 mg de alcalinidade (na forma de CaCO_3) por mg de nitrato reduzido. Assim, essa alcalinidade efluente é resultado do consumo durante a nitrificação e da produção na desnitrificação.

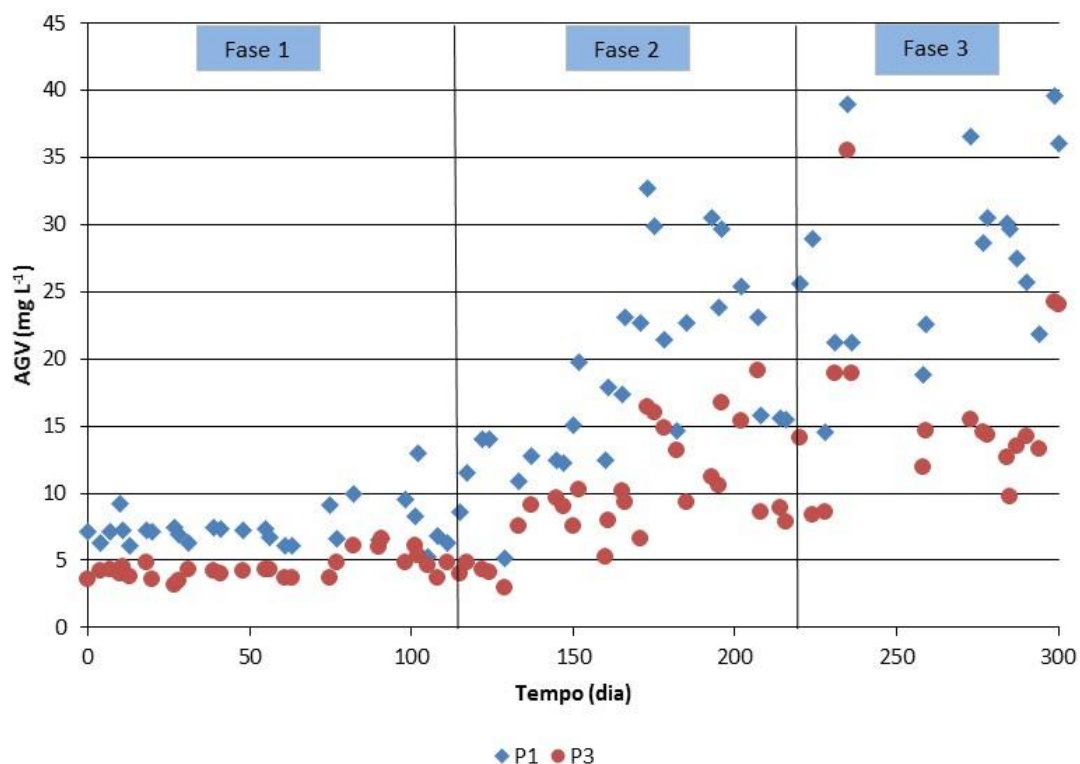
As altas concentrações de nitrogênio amoniacal, nas Fases II e III, inibiram o desenvolvimento das bactérias nitrificantes. Por esta razão, pouca alcalinidade foi consumida.

4.3 Ácidos graxos voláteis

Apesar do afluente utilizado na alimentação do reator ser proveniente de uma etapa anaeróbia de digestão de resíduos sólidos, sua diluição com esgoto

sintético fez com que os teores de ácidos graxos voláteis (AGV) fossem muito baixos (Figura 10).

Figura 10 – Resultados Ácidos Graxos Voláteis em função do tempo.



O equilíbrio dos ácidos graxos voláteis é um bom indicador de um adequado funcionamento do reator. Esse comportamento foi observado no reator, pois não apresentou variações significativas, tendo valores no afluente e efluente mostrados na Tabela 8.

Abreu & Zaiat (2008), avaliaram a estabilidade de um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo tratando esgoto sanitário, por meio do monitoramento da concentração de ácidos graxos voláteis e observaram que, desde o primeiro dia, o valor da concentração de AGV foi menor no efluente do que no afluente, indicando equilíbrio do processo de conversão anaeróbia da matéria orgânica. O valor médio para o afluente foi de 49 ± 15 mg HAC/L, enquanto que o valor médio para o efluente foi de 29 ± 11 mg HAC/L.

Tabela 8 – Concentrações de Ácidos Graxos Voláteis afluente e efluente.

	Fase I	Fase II	Fase III
AGV Afluente (mg.L ⁻¹)	7,43±1,55	18,14±7,26	27,78±7,23
AGV Efluente (mg.L ⁻¹)	4,42±0,90	9,67±4,29	16,05±6,77

Na Fase I, onde foi aplicada uma carga orgânica volumétrica de 1,33±0,3 kg.m³.dia, obteve-se valores de ácidos graxos voláteis afluente e efluente de 7,43±1,55 mg/L e 4,42±0,90 mg/L, respectivamente. Já Oliveira Netto, 2006, operando reator combinado anaeróbio-aeróbio tratando esgoto sanitário com carga orgânica volumétrica variando de 0,77 a 0,87 kg m³.dia, obteve valores superiores de ácidos graxos voláteis afluente de 76±10 mg HAc/L e efluente de 20±5 mg HAc/L.

Para desnitrificação, precisa-se de um doador de elétrons, nesse caso, os ácidos produzidos na primeira câmara anaeróbia. Como as concentrações de AGV foram muito baixas, o processo de desnitrificação pode ter sido comprometido.

4.4 Demanda Química de Oxigênio

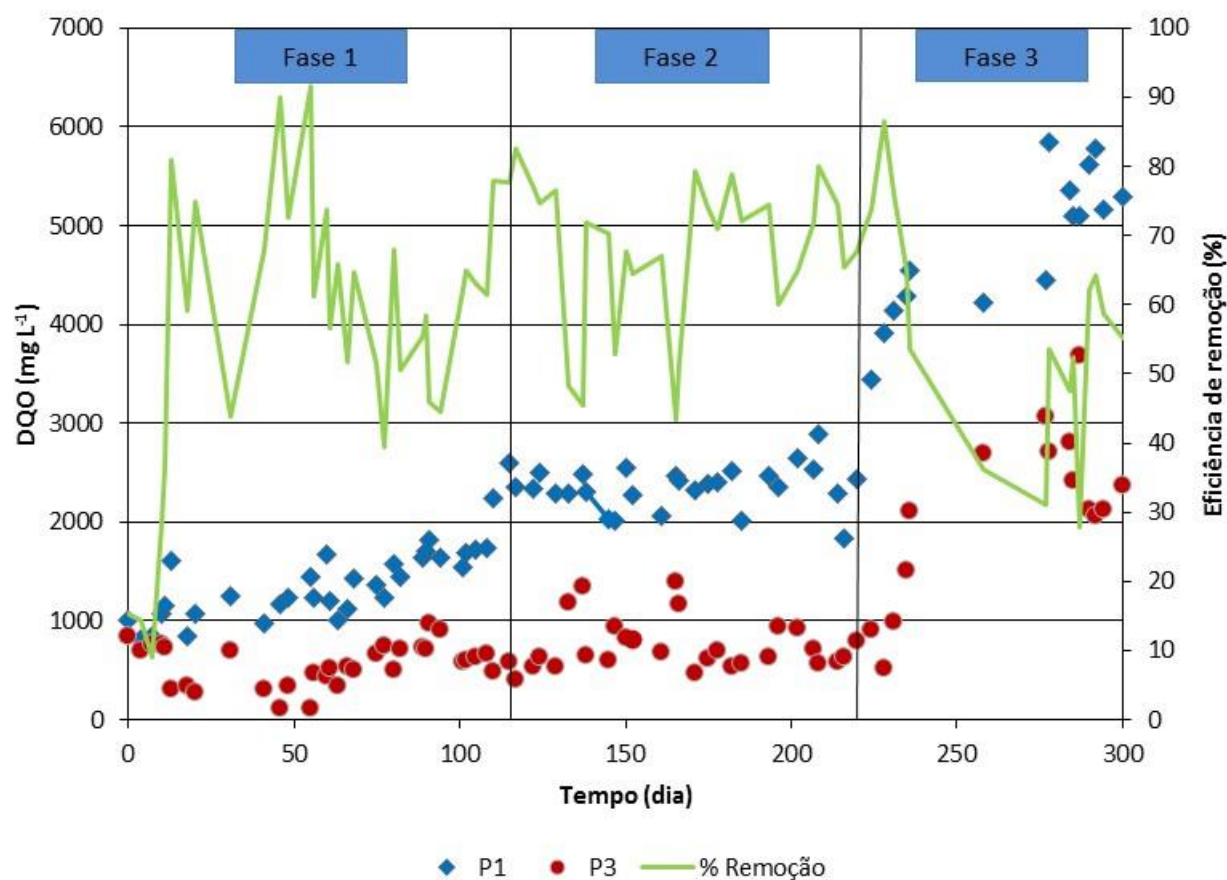
A remoção de DQO ao longo do período experimental foi satisfatória, atingindo valores médios de remoção de 56±20% (Fase I), 68±11% (Fase II) e 56,28±16,35 (Fase III). A Tabela 9 apresenta os valores médios de DQO afluente e efluente do sistema de tratamento, assim como a eficiência de remoção em cada fase experimental.

Tabela 9 – Concentrações de DQO afluente e efluente e eficiência de remoção para as Fases I, II e III.

Fase experimental	DQO Afluente (mg.L-1)	DQO Efluente (mg.L-1)	Eficiência de remoção (%)
I	1333±302	568±219	57±20
II	2357±218	742±259	68±11
III	4818±731	2141±859	56±16

A Figura 11 mostra a variação da concentração de DQO afluente e efluente e a eficiência de remoção de DQO em todas as fases testadas.

Figura 11 – Variação da concentração de DQO nas amostras afluente, efluente e a eficiência de remoção de DQO ao longo de todo período experimental.



Apesar do aumento da carga orgânica volumétrica (COV), a eficiência média em remoção de DQO na Fase II aumentou. Já na Fase III, quando a COV foi aumentada quase que duas vezes, a eficiência caiu um pouco.

Zanella (1999), utilizando um reator compartimentado anaeróbio/aeróbio, obteve valor de remoção média total de DQO de $72 \pm 10\%$.

Silva & Nour (2003), utilizaram reator compartimentado anaeróbio/aeróbio para tratar esgoto em pequenas comunidades, e obtiveram valores médios de eficiência em remoção de DQO de até 74%.

Segundo Parsekian. (2003), com o intuito de promover equilíbrio entre as vantagens e desvantagens dos sistemas anaeróbios e aeróbios, diversas pesquisas caminham no sentido de se combinar estes processos. Quando se quer obter um efluente com alta qualidade, os processos aeróbios podem ser combinados a um pré-tratamento anaeróbio. Neste caso a maior parcela de remoção caberia ao reator anaeróbio, ficando o remanescente para o reator aeróbio. Assim diminui-se consideravelmente o gasto de energia e a geração de lodo.

4.5 Nitrogênio

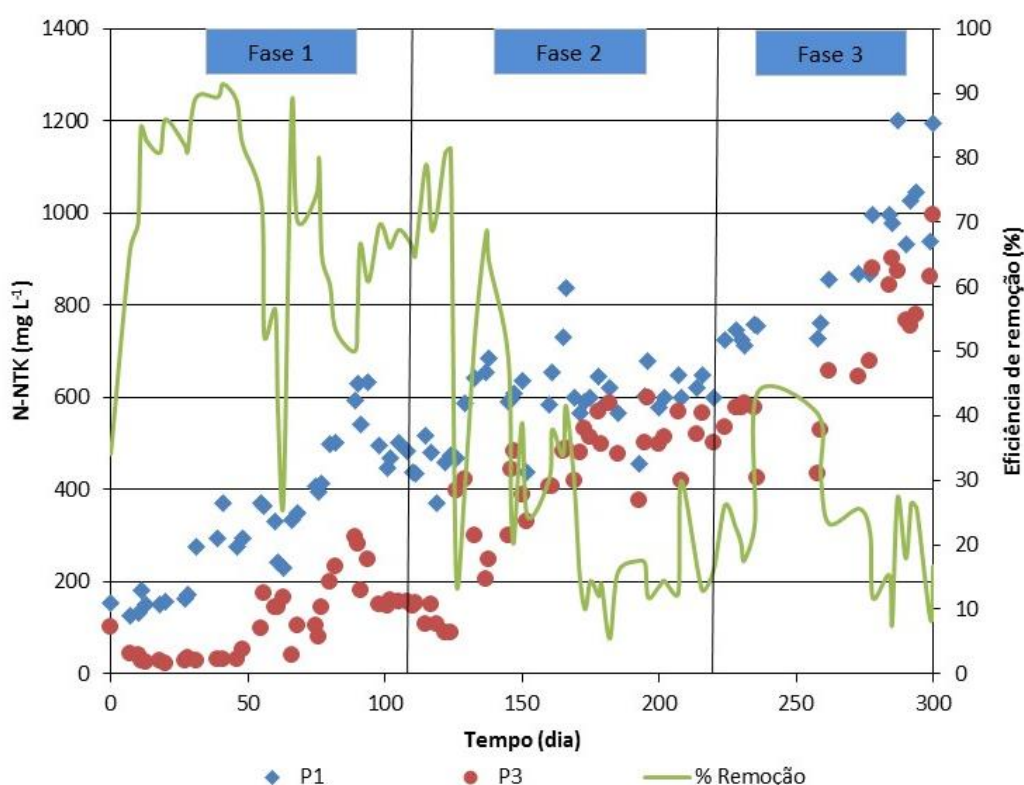
Na Fase I, obteve-se uma boa eficiência em remoção de NTK, atingindo valor médio de 69%, onde era aplicada uma carga nitrogenada de $0,35 \text{ kg N.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$. No ponto de eficiência máxima (91%), a concentração efluente chegou a $31,75 \text{ mg.L}^{-1}$.

Já nas Fases II e III, onde houve aumento da carga nitrogenada para $0,58$ e $0,89 \text{ kg N.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$, respectivamente, foi constatada queda na remoção de NTK, passando para 34% na Fase II e 23% na Fase III. Essa queda pode ter sido devida também à quantidade insuficiente de ar no interior do reator, requerida para nitrificação, já que a aeração não foi aumentada nas mudanças de Fase.

A Figura 12 retrata a variação da concentração de NTK nas amostras afluente, efluente e a eficiência em remoção de NTK, ao longo de todo período experimental.

Araújo Jr. (2006), operando reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, tratando água residuária de indústria produtora de lisina, obteve remoção de NTK de 70 e 86%, respectivamente com TDH de 21h no reator anaeróbio e 14h no reator aeróbio.

Figura 12 – Variação da concentração de NTK nas amostras afluente, efluente e eficiência em remoção de NTK ao longo de todo o período experimental.



A parcela de nitrogênio na forma de N-nitrito (N-NO_2^-) não apresentou variação, sendo a concentração média efluente de $0,12 \pm 0,13 \text{ mg.L}^{-1}$ na Fase I, $0,85 \pm 2,10 \text{ mg.L}^{-1}$ na Fase II e $0,12 \pm 0,13 \text{ mg.L}^{-1}$ na Fase III.

A concentração efluente de N-nitrato (N-NO_3^-) foi bem significativa na Fase I, chegando a atingir valor de 806 mg.L^{-1} em P3. Os valores médios de concentração de N-nitrato em P2 e P3 encontram-se na Tabela 10.

Tabela 10 – Concentrações médias de N-NO_3^- para P2 e P3.

	Fase I	Fase II	Fase III
P2 (mg.L^{-1})	335 ± 220	146 ± 142	25 ± 33
P3 (mg.L^{-1})	330 ± 204	175 ± 158	67 ± 100

As Figuras 13 e 14 retratam o comportamento das concentrações P2 e P3 de N-nitrito e N-nitrato, respectivamente, nas Fases operacionais estudadas neste trabalho. Retratam que a desnitrificação não se estabeleceu em nenhuma Fase operacional, já a nitrificação ocorreu apenas na Fase I.

Figura 13 – Variação da concentração de N-nitrito nas amostras P2 e P3 ao longo de todo o período experimental.

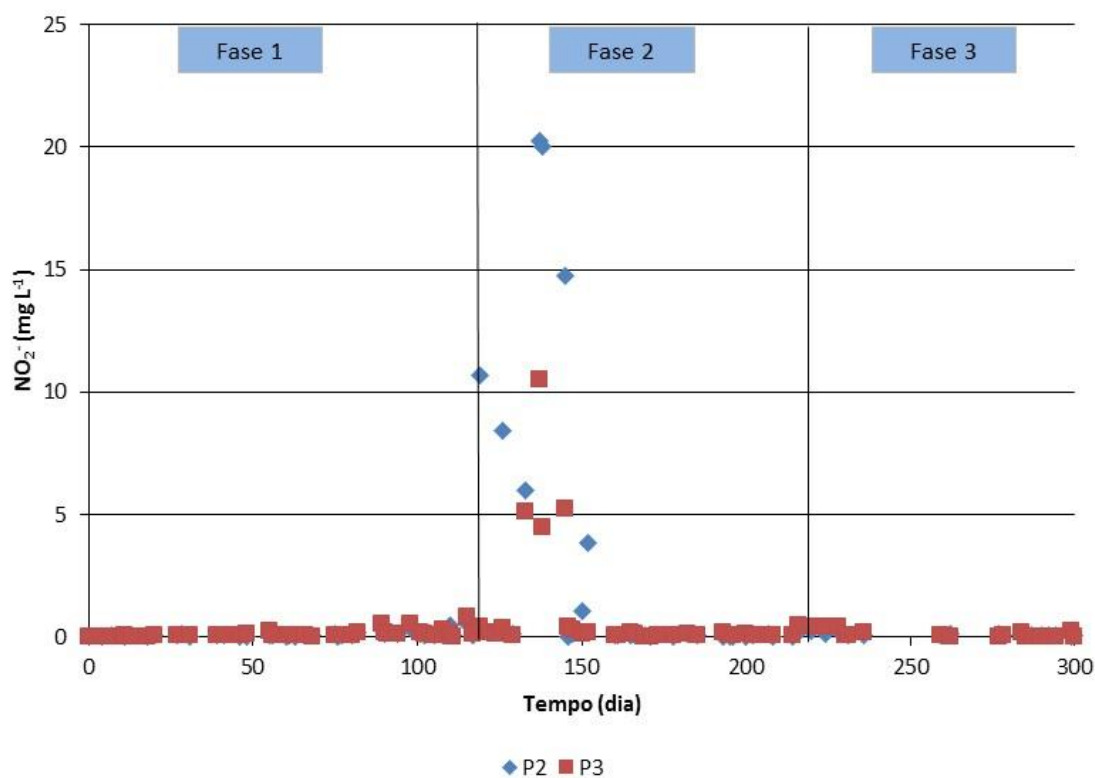
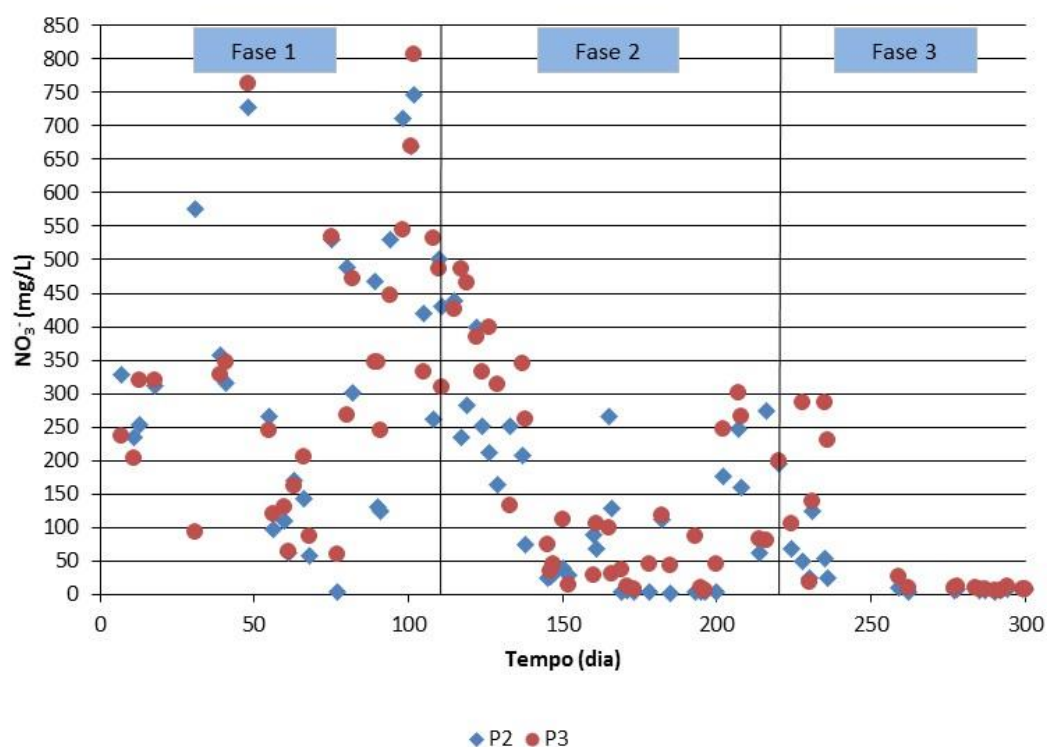


Figura 14 – Variação da concentração de N-nitrato nas amostras P2 e P3 ao longo de todo o período experimental.



A remoção de N-NH_4^+ foi satisfatória na Fase I, chegando a valor máximo de 99,67%. Os valores médios de concentrações de N-NH_4^+ afluente, efluente e eficiência em remoção encontram-se na Tabela 11.

Tabela 11 – Concentrações médias de N-NH_4^+ afluente, efluente e eficiência em remoção.

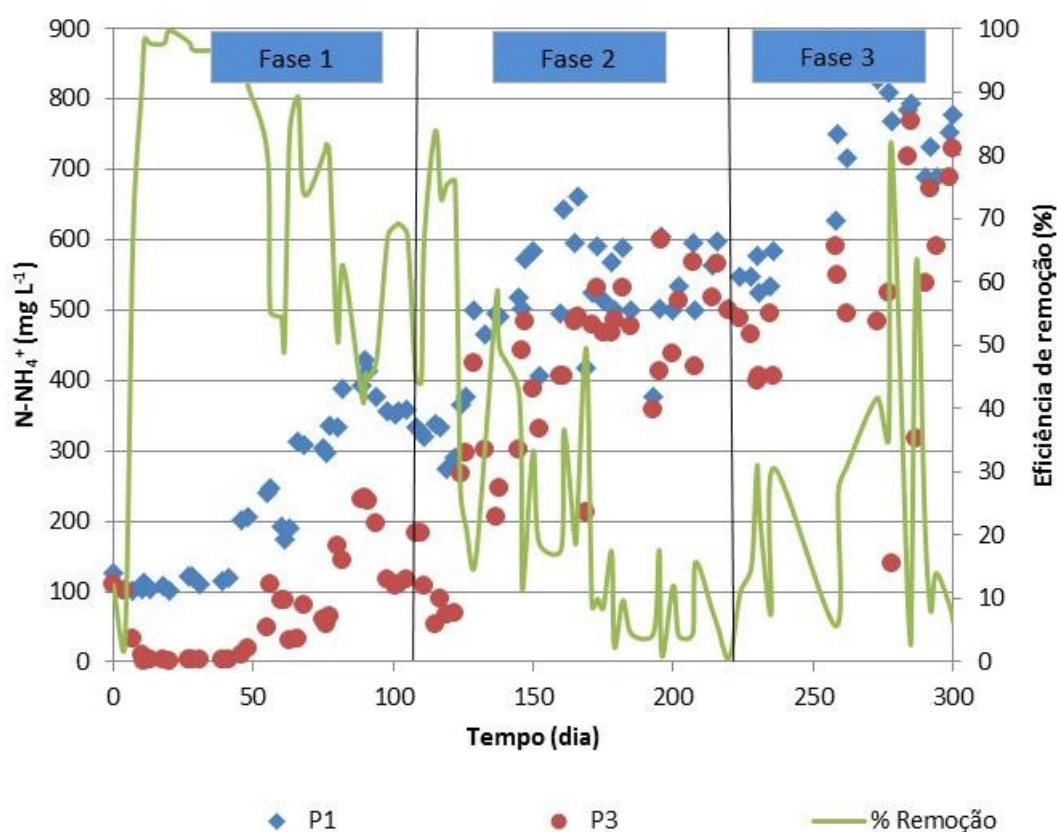
	Fase I	Fase II	Fase III
Afluente (mg.L^{-1})	237±114	488±102	695±109
Efluente (mg.L^{-1})	78±73	347±155	523±152
Eficiência em remoção (%)	72±25	26±24	24±20

Assim como o N-NTK, o N-NH_4^+ também apresentou aumento na concentração, aumentando a toxicidade e limitando o crescimento dos microrganismos.

Com elevação do pH, o equilíbrio da reação se desloca para a esquerda, ($\text{NH}_3 + \text{H}^+ \leftrightarrow \text{NH}_4^+$), favorecendo a maior presença de NH_3 . No pH em torno de 7,0 (neutro), praticamente toda amônia está na forma de NH_4^+ e no pH próximo a 9,5, aproximadamente 50% da amônia encontra-se na forma de NH_3 e 50% na forma de NH_4^+ (Naval, 2013).

A Figura 15 apresenta os valores de concentração de N-NH_4^+ afluyente, efluente e eficiência em remoção.

Figura 15 – Variação da concentração de N-NH_4^+ nas amostras afluyente e efluente ao longo de todo o período experimental.



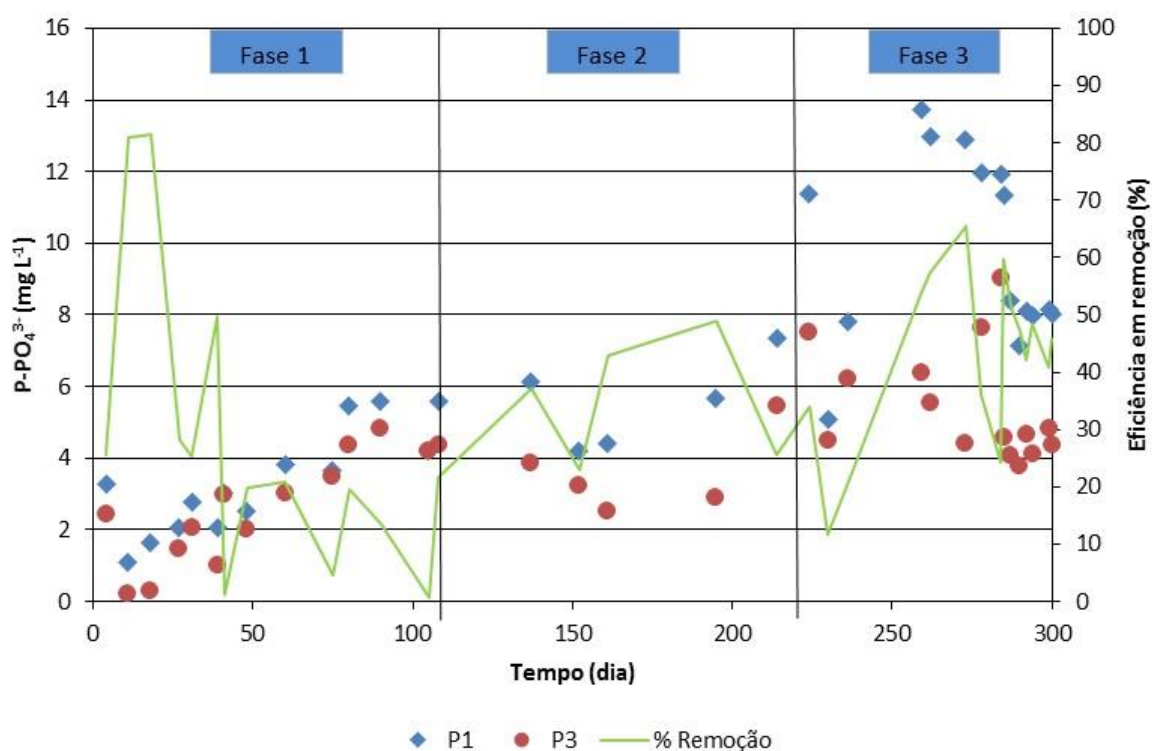
Lopes (2000) estudou um sistema de reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série e obteve eficiência média de remoção de N-NH_4^+ de 60%.

Araújo Jr. (2006), operando reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, obteve remoção de N-NH_4^+ de 70,3 e 93,6%, respectivamente com TDH de 21h no reator anaeróbio e 14h no reator aeróbio.

4.6 Fósforo

A remoção de fósforo ao longo do período experimental foi bastante satisfatória, atingindo valores médios para eficiência em remoção de $28 \pm 26\%$ na Fase I, $35 \pm 11\%$ na Fase II e $43 \pm 15\%$ na Fase III. Na Figura 16 está apresentado os valores de P-PO_4^{3-} afluentes, efluentes e eficiência em remoção.

Figura 16 – Concentrações de P-PO_4^{3-} afluentes, efluentes e eficiência em remoção.



Apesar de altos níveis de N-NH_4^+ , as bactérias consumidoras de fósforo não foram inibidas. Para este tipo de processo é esperada uma remoção de fósforo de até 36%. Neste trabalho, obteve-se valor máximo de 82% em eficiência de remoção de fósforo. Isto foi devido a recirculação do efluente da câmara aeróbia para a anóxica, pois essa recirculação pode ter carreado microrganismos capazes de acumular fósforo em condições desnitrificantes.

Rahimi et al. (2011) operando um sistema com dois reatores, obtiveram a remoção biológica de fósforo total em reator em bateladas sequenciais de leito fixo, contendo meio suporte de polipropileno para a formação de biofilme, com melhor eficiência (76 a 90%), enquanto que o reator em bateladas sequenciais em sistema convencional obteve uma remoção de fósforo de 20 a 22%.

A remoção biológica de fósforo baseia-se no fato de que as bactérias, ao passarem de um meio anaeróbio para um meio aeróbio, absorvem mais fósforo do que os 2,5% normalmente encontrados em lodos de sistemas convencionais (PARSEKIAN, 2003).

4.7 Análise estatística entre as eficiências em remoção de NTK, N-NH_4^+ e DQO

Nos itens 4.4 e 4.5, foi realizada uma discussão mais individualizada dos resultados obtidos com relação à remoção de DQO e nitrogênio, respectivamente, em cada uma das Fases experimentais propostas. Nessa etapa, será apresentada uma análise comparativa destes resultados, a fim de proporcionar uma maior compreensão de todo o processo de remoção de matéria carbonácea e nitrogenada estabelecido no sistema.

A seguir, são apresentados gráficos *Box-plot*, retratando a distribuição das eficiências de remoção de compostos nitrogenados, para cada condição operacional testada (Figuras 17 e 18). Para obtenção de tais gráficos utilizou-se o programa Microsoft Excel (2013).

A ferramenta estatística *Box-plot* permite a visualização da distribuição dos pontos amostrados, apresentando no box a mediana (50%), o primeiro

quartil (25%) e o terceiro quartil (75%). Na zona externa ao box, são discriminados os valores máximos e mínimos da distribuição. Portanto, nesse tipo de representação, quanto maior a altura do box interior, maior é a heterogeneidade da amostra; acarretando diretamente em maior desvio padrão.

Figura 17 – Gráfico *Box-plot* da distribuição da eficiência de remoção de N-NTK das três Fases operacionais testadas.

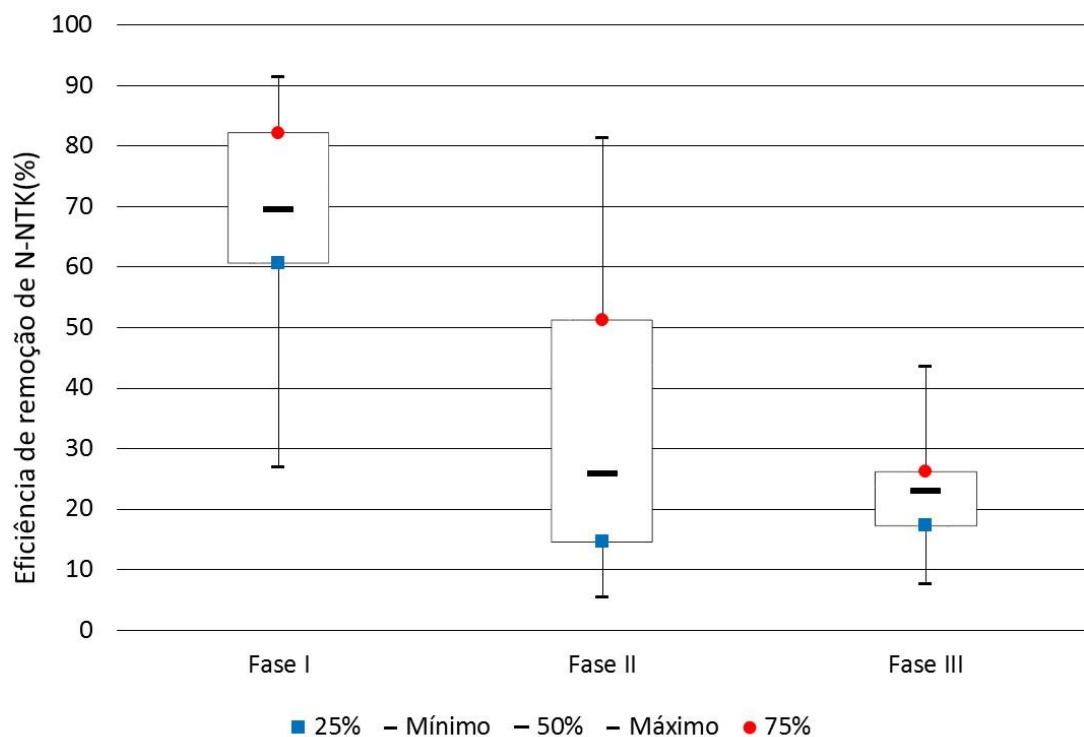
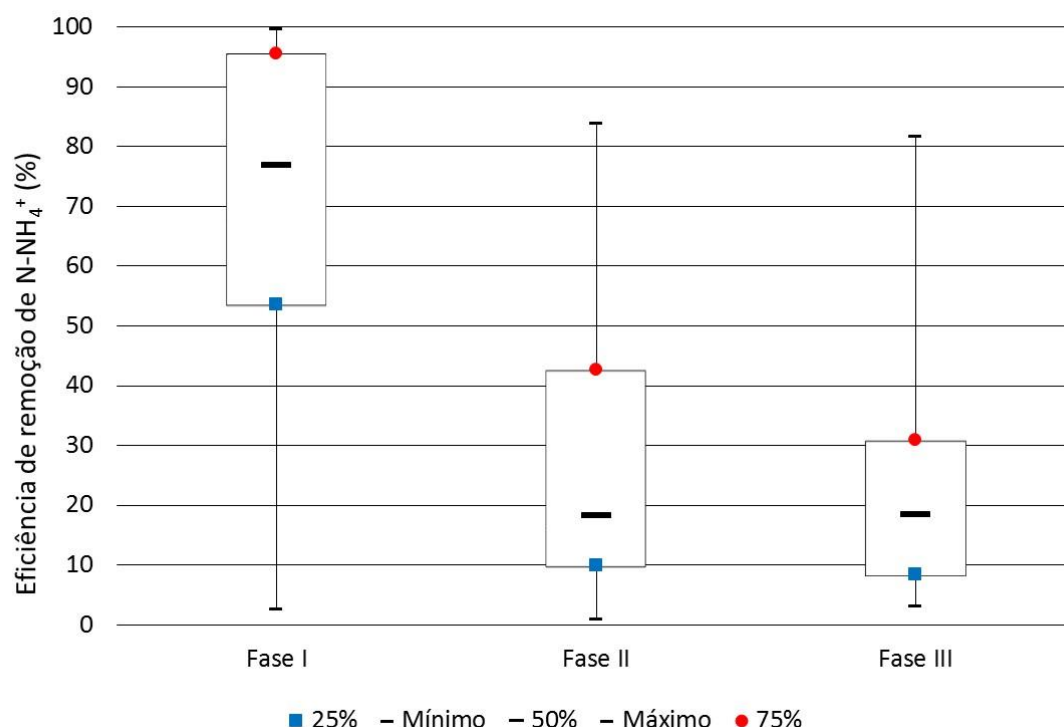


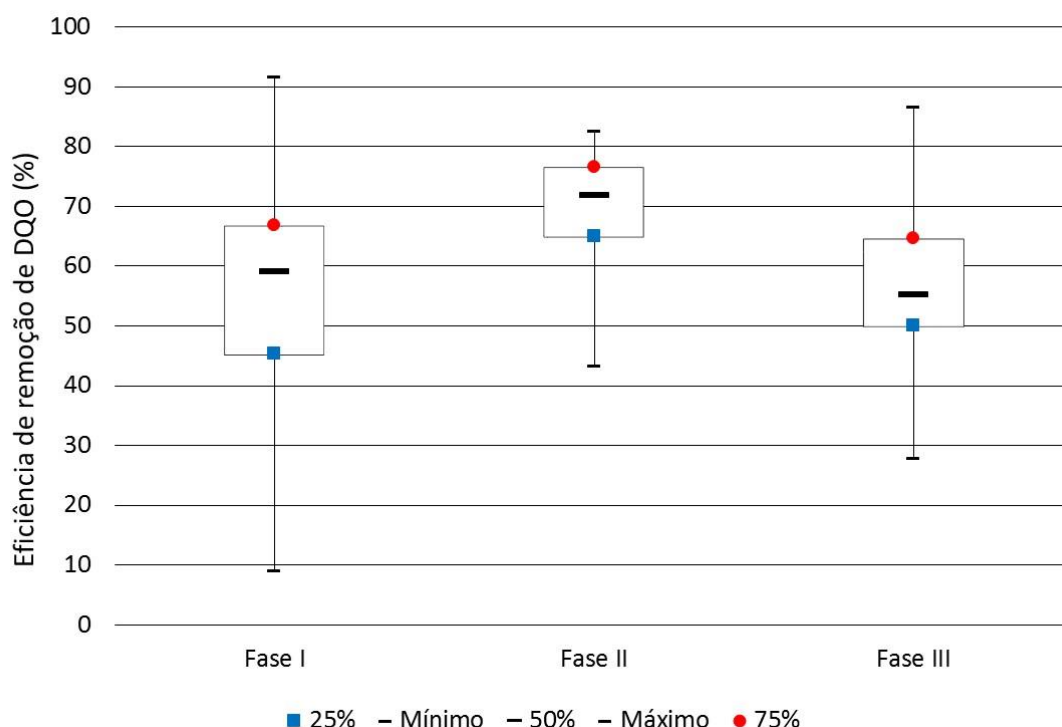
Figura 18 – Gráfico *Box-plot* da distribuição da eficiência de remoção de N-NH₄⁺ das três Fases operacionais testadas.



Nas Figuras 17 e 18 a altura do box na Fase III foi inferior à altura das Fases I e II, indicando maior homogeneidade dos dados. Mesmo assim, as máximas remoções de NTK ocorreram na Fase I, indicando que a carga nitrogenada aplicada influencia na eficiência de remoção de nitrogênio.

O *Box-plot* representado na Figura 19 mostra a eficiência de remoção de DQO para todas as condições operacionais testadas no experimento.

Figura 19 – Gráfico *Box-plot* da distribuição da eficiência de remoção de DQO das Fases operacionais testadas.



O sistema se manteve eficiente na remoção de DQO ao longo de todo período experimental, com valores superiores a 70%. Tais resultados indicam a estabilidade do sistema para remoção de matéria orgânica. A altura do box da Fase II é relativamente pequeno, sinalizando a homogeneidade dos dados, além das maiores eficiências.

Além da representação em *Box-plot*, foi utilizado o software *Past* e o programa Microsoft EXCEL (2013) para avaliação da existência de diferença estatística entre as eficiências de remoção de N-NTK, N-NH₄⁺ e DQO nas Fases I, II e III. Primeiramente foi verificado se os dados obtidos são paramétricos (distribuição normal) ou não paramétricos por meio do *Teste de Shapiro-Wilk W*. Em seguida foi aplicada a ferramenta *ANOVA: um critério* e *Teste Tukey* ($p=0,05$), a fim de verificar a existência de diferença estatística entre as eficiências de remoção das Fases testadas. A Tabela 12 ilustra a diferença estatística entre as eficiências de remoção de N-NTK, N-NH₄⁺ e DQO para cada

Fase. As Fases sinalizadas com o mesmo símbolo não apresentam diferença estatística entre si.

Tabela 12 – Diferença estatística entre as eficiências de remoção de N-NTK, N-NH₄⁺ e DQO de cada Fase experimental.

	Fase I	Fase II	Fase III
Remoção de DQO	a	b	a
Remoção de N-NTK	a	b	b
Remoção de N-NH ₄ ⁺	a	b	b

Com relação a eficiência de remoção de nitrogênio, constata-se que o aumento da carga nitrogenada afetou significativamente a eficiência em remoção, uma vez que as Fases II e III não apresentam diferença estatística entre si, mas diferem estatisticamente da Fase I.

A análise estatística comparativa das eficiências de remoção de DQO não mostrou diferença estatística entre as Fases I e III, mas existe diferença na Fase II. Apesar do aumento da carga orgânica volumétrica aplicada, a eficiência em remoção de DQO na Fase II foi superior à da Fase I. Embora na Fase III a COV aplicada seja quatro vezes maior que a da Fase I, obteve-se eficiência em remoção de DQO sem diferenças estatísticas, confirmando que o reator responde bem a variações de COV.

5 CONCLUSÕES

A remoção de matéria orgânica pode ser considerada satisfatória em todas as fases operacionais do tratamento proposto. No entanto, o melhor resultado foi obtido na Fase II, com eficiência média de remoção de DQO de $68 \pm 110\%$. Já a melhor eficiência de remoção de NTK e N-NH_4^+ foi obtida na primeira fase, os valores de eficiências médias foram de $69 \pm 16\%$ e $72 \pm 25\%$, respectivamente.

O processo de nitrificação se estabeleceu de forma satisfatória no compartimento aeróbio do reator na primeira fase de operação (N-nitrato médio de $330 \pm 204 \text{ mg N- NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$). No entanto, o aumento de carga orgânica e de carga nitrogenada nas Fases II e III, levou ao declínio da produção de nitrato (valor médio de nitrato efluente nas fases II e III foram de 175 ± 158 e $66 \pm 100 \text{ mg N- NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$), que foi possivelmente causado por deficiência da aeração e/ou por inibição pelo próprio teor de N-amoniaco presente no reator.

A desnitrificação não se estabeleceu em nenhuma das fases operacionais. Isso pode ter sido decorrente da ausência de fonte de carbono de fácil assimilação, já que não se detectou acúmulo de ácidos em nenhuma das fases, inclusive nas de menor eficiência de remoção de DQO.

Apesar dos bons resultados de eficiência, nas Fases I e II, o efluente final não atende aos padrões de lançamento e reúso, estabelecidos em legislação vigente, necessitando ainda de tratamento adicional.

Apesar disso, a eficiência em remoção de fósforo aumentou de $28 \pm 26\%$ na Fase I, para $43 \pm 15\%$ na Fase III. Com o aumento da carga orgânica e nitrogenada as bactérias consumidoras de fósforo encontravam-se em um ambiente inóspito, fazendo com que elas consumissem mais fósforo para uma reserva de alimento.

De forma geral, os resultados deste trabalho mostram que é viável o tratamento de efluente com alta concentração de matéria orgânica e nitrogênio, utilizando reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo como única unidade de tratamento.

Como recomendações para trabalhos futuros, sugere-se ajustar o teor de OD para que não haja deficiência no processo de nitrificação. Verificar se existe doador de elétrons em quantidade suficiente para que ocorra o processo de desnitrificação. Controlar a carga orgânica e nitrogenada do efluente, para se obter um menor desvio padrão. Avaliar o desempenho do reator aplicando outras rotas de remoção de nitrogênio (ANAMMOX, nitrificação e desnitrificação simultânea – NDN).

6 REFERÊNCIAS

ABREU, S.B.; ZAIAT, M. (2008). **Desempenho de reator anaeróbio aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário**. Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental, vol 13. Nº2- abr/jun. p.181-188, 2008.

ARAÚJO, JR, M.M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de águas residuárias de indústria produtora de lisina**. 2006. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, São Paulo, 2006.

ARSOVA, L., 2010. **Denitrification in the WWTP, Volatile Fatty Acids Vs. Methanol**.

BRASIL. **Resolução CONAMA nº 357**, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes e dá outras providências. Disponível em <[HTTP://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf](http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf)> Acesso em 14 de maio de 2014.

BRASIL. **Resolução CONAMA nº 430**, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Disponível em <<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646>> Acesso em 14 de maio de 2014.

BRABER, K. 1995. **Anaerobic digestion of municipal solid waste: a modern waste disposal option on the verge of breakthrough.** *Biomass and Bioenergy*, vol. 9, 1-5, 365-376.

BERGLUNG, Maria. **Biogas Production from a Systems Analytical Perspective.** 2006. 79 f. Tese (Doutorado) - Lund University, Lund Sweden.

CALLADO, N. H. & FORESTI, E. (2001) “**Removal of Organic Carbon, Nitrogen and Phosphorous in Sequential Batch Reactors Integrating the Anaerobic/Aerobic Processes**”. *Water Science Technology*, Vol. 44, 263-270.

CEMPRE - COMPROMISSO EMPRESARIAL PARA A RECICLAGEM (São Paulo). Ficha técnica: Composto urbano. Disponível em: <http://www.cempre.org.br/ft_composto.php>. Acesso em: 22 abr. 2012

COLIVER, B. B. & STEPHENSON, T. (2000) “**Production of Nitrogen Oxide and Dinitrogen Oxide by Autotrophic Nitrifiers**”. *Biotechnology Advances*, Vol. 18, 219-232.

CHERNICHARO, C. A. L., 2006. **Post-Treatment Options for the Anaerobic Treatment of Domestic Wastewater.** *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, Vol. 5, 73-92.

FERNÁNDEZ, A.; SÁNCHEZ, A.; FONT, X. **Anaerobic co-digestion of a simulated organic fraction of municipal solid wastes and fats of animal and vegetable origin.** *Biochemical Engineering Journal*, v. 26, n. 1, p. 22-28, 2005.

FERREIRA, E. **Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica.** In: CONGRESSO

INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre – RS. Anais... Rio de Janeiro: ABES, 2000. CD-ROM.

FORESTI, E. et al. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: Campos, J. R. (Org). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: PROSAB, 1999. p. 29-52.

GALLERT, C., HENNING, A., WINTER, J., 2003. **Scale-up of anaerobic digestion of the biowaste fraction from domestic wastes**. Water Research 37, 1433–1441.

GERARDI, M.H. **Wastewater Bacteria**. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, 2006.

GRAJA, S., WILDERER, P., 2001. **Characterization and treatment of the liquid effluents from the anaerobic digestion of biogenic solid waste**. Water Science and Technology Vol 43, N° 3, pp 265–274.

HAGOPIAN, D. S. & RILEY, J. G. (1998) **“A Closer Look at the Bacteriology of Nitrification”**. Aquacultural Engineering, Vol 18, 223-244.

HENRY, J. G.; PRASAD, D.; YOUNG, H. **Removal of organics from leachates by anaerobic filter**. Water Research, v. 21, n. 11, p. 1395-1399, 1987.

KÜBLER, H., HOPPENHEIDT, K., HIRSCH, P., KOTTMAYER, A. NIMMRICHTER, R., NORDSIECK, H., MÜCKE, W., SWEREV, M., 2000. **Full scale co-digestion of organic waste**. Water Science and Technology, Vol 41, N° 3, pp 195–202.

MATA-ALVAREZ, J. **Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes**. London: IWA Publishing, 2003.

METCALF, L.; EDDY, H. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse**. 4. ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

MAROUANI, L. et al (2001). **Biomethanation of green wastes of wholesale market of Tunis**. [c].Proceeding of the international symposium on environmental pollution control. Waste Management. 318-323.

NAVAL, L. P; COUTO, T. C. **Remoção de nitrogênio amoniacal em efluentes de sistema anaeróbio**. In V Congreso Paraguayo de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Encarnacion, Paraguai p. 1-5, 2013.

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

PARSEKIAN, MARILÚ PEREIRA SERAFIM. **Aplicação de lise celular forçada em sistema de tratamento aeróbio precedido de reator UASB**. 2003. Tese de doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

PONTES, Ana Flávia Vieira. **Avaliação de desempenho de reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida no tratamento de água residuária proveniente de abatedouro de aves**. 2009. 161f. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

RAHIMI, Y.; TORABIAN, A. MEHRDADI, N.; SHAHMORADI, B. **Simultaneous nitrification-desnitrification and phosphorus removal in a fixed bed sequencing batch reactor (FBSBR)**. Journal of Hazardous Materials. V. 185. P 852 – 857. 2011.

REIS, A dos S. **Tratamento de Resíduos sólidos em biodigestor aeróbio**. 2012. Dissertação (Mestrado)-Universidade Federal de Pernambuco Campus Caruaru, Caruaru, Pernambuco, 2012

RITTMANN, B. E. & MCCARTY, P. L. (2001) **“Environmental Biotechnology: Principles and Applications”**. McGraw-Hill Book, New York.

SCHMIDT, I. et al. **New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater**. FEMS Microbiology Reviews, v. 27, n. 4, p. 481-92, oct. 2003.

SHIN, S., HAN, S., SONG, Y., LEE, C., 2001. **Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase anaerobic digestion of food waste**. Wat. Res. Vol. 35, N° 14, pp. 3441–3447.

SILVA, GUSTAVO & NOUR, EDSON, 2003. **Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: Sistemas de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidade**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v.9, n.2, p.268-275, 2005.

SPERLING, M. V. **Lodos Ativados**. Belo Horizonte, UFMG, p. 416, v. 4. 1997.

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

TILCHE, A., BORTONE, G., GRAUTI, G., MALASPINA, F., 1996. **Post-treatments of anaerobic effluents.** *Antoine van Leeuwenhoek* 69:47–59.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente.** Campina Grande: Epgraf, 1994. 239 p.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodos ativados: teoria e aplicação para projetos e operação.** Campina Grande: Epgraf, 1999. 472 p.

VILLAYERDE, S.; GARCÍA-ENCINA, P. A.; FDZ-POLANCO, F. **Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters.** *Water Research*, v. 31, n. 5, p. 1180-1186, 1997.

ZANELLA, L. **Partida de um reator compartimentado híbrido anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário.** Campinas: UNICAMP, 1999. 118p. Dissertação Mestrado.