



UNIVERSIDADE
ESTADUAL DE LONDRINA

CHARLES MORETTO

**REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGENADA DE
EFLUENTE DE INDÚSTRIA DE RAÇÃO ANIMAL EM
REATORES DE LEITO ESTRUTURADO E MÓVEL**

Londrina
2014

CHARLES MORETTO

**REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGENADA DE
EFLUENTE DE INDÚSTRIA DE RAÇÃO ANIMAL EM
REATORES DE LEITO ESTRUTURADO E MÓVEL**

Exame de Defesa apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento do Centro de Tecnologia e Urbanismo da Universidade Estadual de Londrina, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia de Edificações e Saneamento.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Deize Dias Lopes

Londrina
2014

**Catálogo elaborado pela Divisão de Processos Técnicos da Biblioteca Central da
Universidade Estadual de Londrina.**

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

M845r Moretto, Charles.

Remoção de matéria orgânica e nitrogenada de efluente de indústria de ração animal em reatores de leito estruturado e móvel / Charles Moretto. – Londrina, 2014.
86 f.: il.

Orientador: Deize Dias Lopes.

Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento, 2014.

Inclui bibliografia.

1. Reatores químicos – Teses. 2. Efluente – Qualidade – Teses. 3. Matéria orgânica – Teses. 4. Engenharia sanitária – Teses. I. Lopes, Deize Dias. II. Universidade Estadual de Londrina. Centro de Tecnologia e Urbanismo. Programa de Pós-graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento. III. Título.

CDU 628.4

CHARLES MORETTO

**REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGENADA DE
EFLUENTE DE INDÚSTRIA DE RAÇÃO ANIMAL EM REATORES DE
LEITO ESTRUTURADO E MÓVEL**

Exame de Defesa apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento do Centro de Tecnologia e Urbanismo da Universidade Estadual de Londrina, como requisito parcial à obtenção do título de mestre em Engenharia de Edificações e Saneamento.

BANCA EXAMINADORA

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Deize Dias Lopes
Universidade Estadual de Londrina – UEL

Prof. Dr. Ajadir Fazolo
Universidade Tecnológica Federal do Paraná –
UTFPR

Prof^a. Dr^a. Ana Cláudia Barana
Universidade Estadual de Ponta Grossa –
UEPG

Londrina, 19 de setembro de 2014.

Dedico este trabalho a Deus, pela dádiva da vida e oportunidade de aprendizado em todos os dias, minha família pela estrutura e todo suporte até aqui, e em especial minha namorada, pelo apoio incondicional e fazer acreditar no sentido e importância deste trabalho, diante dos momentos de desânimo e dificuldades.

AGRADECIMENTOS

À Deus, fonte de vida e amor.

Em especial à Professora Dr^a. Deize Dias Lopes, pela orientação deste trabalho, valiosas sugestões, amizade e incentivo em todos os momentos, principalmente nos difíceis.

À professora Ana Cláudia Barana, pelo desenvolvimento deste projeto de pesquisa e oportunidades oferecidas.

À minha Mãe, demais familiares e amigos, pelo incentivo e confiança.

À Cris, pelo apoio e compreensão à conclusão desta etapa.

Aos colegas do Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento: Alessandro, Lucas, Carol e Caio Zanna, pelos momentos e conhecimentos compartilhados, amizade e por todos os momentos que deixarão boas lembranças.

Aos professores do Programa de Pós- Graduação e à Coordenação do Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento da UEL, pelos ensinamentos e por todos os auxílios prestados.

Aos colegas do Laboratório de Hidráulica e Saneamento: Ivan, Bruno, Nevair, João, Gabrieli, Gabriel, Caio e Andreliza, pela amizade, auxílio na condução e análises dos experimentos.

Ao Carlos e Reginaldo, funcionários do setor de arquitetura, pela ajuda com ferramentas e confecção de materiais necessários ao suporte dos reatores.

À Indústria IPÊ FARINHAS DE VÍSCERAS LTDA pelo fornecimento do efluente industrial utilizado nesta pesquisa.

A CAPES pela bolsa de estudo e ao CNPq, Processo número 483860/2011-5: Remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada de águas residuárias de indústria de ração animal, pelo apoio financeiro.

Por fim, a todos que colaboraram de alguma maneira para o desenvolvimento do trabalho e aprendizado, o meu muito obrigado!

Epígrafe

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

(José de Alencar)

“É muito melhor lançar-se em buscas de conquistas grandiosas, mesmo expondo-se ao fracasso, do que alinhar-se com pobres de espírito, que nem gozam muito nem sofrem muito, porque vivem numa penumbra cinzenta, onde não conhecem nem vitória nem derrota.”

(Theodore Roosevelt)

MORETTO, Charles. **Remoção de matéria orgânica e nitrogenada de efluente de indústria de ração animal em reator de leito móvel e estruturado**, 2014. 86 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento)- Universidade Estadual de Londrina.

RESUMO

Essa pesquisa teve como objetivo principal avaliar uma nova configuração de reatores, composto por reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado e outro aeróbio de leito móvel com recirculação do efluente, para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de efluente da indústria de produção industrial de farinha de ração animal. O reator anaeróbio/anóxico vertical foi construído em acrílico, com volume total de 11,6 L e útil de 9,4 L. O meio suporte utilizado para fixação dos microrganismos foi espuma de poliuretano na forma de cilindros dispostos verticalmente suportados por hastes, presas nas extremidades. No reator aeróbio de leito móvel (volume útil de 3,4L) foi utilizado como meio suporte biomédias plásticas sem marca definida. A razão de recirculação utilizada durante o experimento foi de 3 vezes a vazão de entrada. O sistema foi operado com TDH de 4,85, 3,0, 1,5 e 1,0 dia para a Fase I, II, III e IV, respectivamente. As melhores eficiências de remoção de DQO total foram de (76 e 85%) e de nitrogênio total (56 e 76 %) obtidas nas Fases III e IV, com TDH de 1,5 e 1,0 dia, e concentrações médias afluentes de 2347 ± 1425 , 3800 ± 707 $\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ e de $542,7 \pm 142,1$ e $624,7 \pm 236,3$ $\text{N-NH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$. As temperaturas médias do efluente e afluente foram de $27,2 \pm 1,8$ e $28,6 \pm 2,0^\circ\text{C}$. A temperatura e recirculação do efluente foram fatores que contribuíram decisivamente para a eficiência do processo de remoção de matéria orgânica e nitrogênio do sistema.

Palavras-chave: Reator de leito estruturado. Reator de leito móvel. Matéria orgânica. Nitrogênio. Nitrificação/desnitrificação.

MORETTO, Charles. **Removal of organic matter and nitrogen effluent of the pet food industry in fixed growth reactors**, 2014. 86 p. Dissertation (Master in Buildings Engineering and Sanitation) - State University of Londrina.

ABSTRACT

This research aimed to evaluate a new configuration reactors, composed of anaerobic / anoxic structured bed and other aerobic moving bed with recirculation of the effluent to remove organic matter and of industrial production industry effluent nitrogen flour animal feed. The anaerobic / anoxic vertical built acrylic, with a total volume of 11,6 L and 9,4 L. The useful support means for fixing the microorganisms used was polyurethane foam in the form of cylinders arranged vertically supported by stems, arrested the ends. In the aerobic reactor moving bed (useful volume 3,4L) was used as the support medium plastic biomédias undefined brand. The reason recirculation used during the experiment was 3 times the input flow. The system was operated at HRT of 4.85, 3.0, 1.5 and 1.0 day for Phase I, II, III and IV, respectively. The best efficiency of total COD were (76 and 85%) and total nitrogen (56and 76%) obtained in steps III and IV with HDT of 1.5 and 1.0 days, and the average concentrations affluents 2347 ± 1425 , $3800 \pm 707 \text{ mgO}^2 \cdot \text{L}^{-1}$ and $542,7 \pm 142,1$ and $624,7 \pm 236,3 \text{ NH}_3 \cdot \text{L N}^{-1}$. The average temperatures of the effluent and influent were $27,2 \pm 1,8$ and $28,6 \pm 2,0 \text{ }^\circ\text{C}$. the nitrification efficiency was 56 and 76% for stages iii and iv. The temperature and recirculation of effluent were factors that contributed significantly to the efficiency of organic matter removal process and system nitrogen.

Key words: Polyurethane foam. Recirculation. Biomédia, organic matter and nitrification.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	–	Ciclo do nitrogênio (Adaptado de AHN, 2006)	20
Figura 2	–	Esquema de um floco de lodo ativado com regiões aeróbias e anóxicas (ZENG et al., 2003).....	25
Figura 3	–	Vantagens energéticas da nitrificação parcial com desnitrificação via nitrito (SHARON).....	29
Figura 4	–	Processo de remoção de nitrogênio via curta (adaptado de SCHMIDT et al., 2003).....	30
Figura 5	–	Fluxograma do processo industrial, principais linhas de efluentes e sistema de tratamento	32
Figura 6	–	Esquema da instalação experimental	34
Figura 7	–	Imagem do sistema experimental	35
Figura 8	–	Foto do material suporte do reator anóxico de leito estruturado	36
Figura 9	–	Meio suporte do reator aeróbio para adesão do biofilme.....	37
Figura 10	–	Reator aeróbio de leito móvel (MBBR), com o material suporte em suspensão	37
Figura 11	–	Fotografia do lodo utilizado na inoculação do reator anóxico/anaeróbio.....	39
Figura 12	–	Flocos de lodo em placa de Petri.....	39
Figura 13	–	Reator aeróbio de bancada alimentado com efluente da Avícola Dacar para desenvolvimento do inócuo.....	40
Figura 14	–	Variação da temperatura ao longo das fases	46
Figura 15	–	Variação do pH ao longo das fases	47
Figura 16	–	Variação de alcalinidade ao longo da fase de adaptação.....	48
Figura 17	–	Variação da alcalinidade devido a bicarbonato ao longo das fases.....	49
Figura 18	–	Variação da alcalinidade devido a ácidos voláteis	49
Figura 19	–	Variação da alcalinidade total ao longo das fases	50
Figura 20	–	Valores de DQO afluente e efluente na fase I	51
Figura 21	–	Valores de DQO afluente e efluente na fase II	52
Figura 22	–	Valores de DQO afluente e efluente na Fase III	53
Figura 23	–	Valores de DQO afluente e efluente na fase IV	54
Figura 24	–	Valores de NKT e N-amoniaco no período de adaptação.....	55
Figura 25	–	Valores de NKT e N-amoniaco na fase I.....	57

Figura 26 – Valores de NKT e N-amoniacoal na fase II.....	58
Figura 27 – Valores de NKT e N-amoniacoal na Fase III.....	59
Figura 28 – Valores de NKT e N-amoniacoal na fase IV	60
Figura 29 – Relação entre temperatura e as eficiências de nitrificação, remoção de nitrogênio total e de DQO total e filtrada para as fases I, II, III e IV.....	61
Figura 30 – Variação de SST, SSF e SSV ao longo das fases do experimento	63

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Médias das características físico-químicas do efluente industrial	33
Tabela 2 – Parâmetros analisados, frequência e métodos utilizados no experimento.....	41
Tabela 3 – Fases de operação do sistema com os respectivos parâmetros operacionais	44
Tabela 4 – SST, SSV e SSF em (mg.L^{-1}) ao longo das fases III e IV.....	62
Tabela 5 – Carga aplicada ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{dia}$), carga removida ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{dia}$) e razão entre carga removida e aplicada (%), nas fases III e IV	62

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation
BOA	Bactérias que oxidam amônia
BOM	Bactérias que oxidam nitrito
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen removal over Nitrite
COMAMMOX	Complete Ammonium Oxidation
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO_a	Demanda Química de Oxigênio afluente
DQO_e	Demanda Química de Oxigênio efluente
FIA	Análise por Injeção de fluxo
LPB	Laboratório de Processos Biológicos
MBBR	Moving-Bed Biofilm Reactor
NDS	Nitrificação e Desnitrificação Simultânea
NO_x	Número de Oxidação
OD	Oxigênio dissolvido
OLAND	Oxygen-Limited Autotrophic Nitrification and Denitrification
pH	Potencial Hidrogeniônico
RBS	Reator em Batelada Sequencial
RI	Recirculação Interna
SHARON	Single-reactor High-activity Ammonium Removal Over Nitrite
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSF	Sólidos Suspensos Fixos
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
TRC	Tempo de Retenção Celular
UASB	Up-flow Anaerobic Sludge Blanket
USP	Universidade de São Paulo

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
2.	OBJETIVOS	15
2.1	Objetivos específicos	15
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	16
3.1	Efluentes da indústria de ração animal	16
3.2	Remoção biológica de nitrogênio	19
3.3	Novas tecnologias de remoção de nitrogênio	24
3.3.1	Nitrificação e desnitrificação simultânea	24
3.3.2	Processos baseados na desnitrificação autotrófica	27
4	MATERIAL E MÉTODOS	31
4.1	A Água Residuária Utilizada	31
4.2	Instalação Experimental	33
4.2.1	Material Suporte	35
4.3	Procedimento Experimental	38
4.3.1	O Inóculo	38
4.3.2	A partida	39
4.4	Análises Físico-Químicas	41
4.5	Determinação quantitativa da biomassa	41
4.6	Cálculo das eficiências dos reatores	43
4.7	Fases de operação	44
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	45
5.1	Temperatura	45
5.2	pH	46
5.3	Alcalinidade	47
5.4	Remoção de DQO	50
5.5	Remoção de Nitrogênio	55
5.6	SÓLIDOS	62
6	CONCLUSÕES	65
7	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	67
	REFERÊNCIAS	68
	ANEXO	78

1 INTRODUÇÃO

Os compostos nitrogenados estão presentes em águas residuárias domésticas, industriais e despejos agrícolas que, se lançados em corpos receptores, causam diversos inconvenientes. Concentrações elevadas de nitrogênio amoniacal são tóxicas aos peixes e podem causar a depleção do oxigênio dissolvido nos corpos receptores, devido à nitrificação. Nas estações de tratamento de água, a presença de N-amoniacal exige aumento da dosagem de cloro, aumentando os custos da etapa desinfecção no tratamento da água. Além disso, as concentrações de nitrito e nitrato acima de certos limites podem ser prejudiciais à saúde da população, em especial às crianças.

A presença de compostos nitrogenados em corpos d'água favorecem o florescimento de algas em lagos e reservatórios e, em consequência, pode ocorrer a liberação de compostos tóxicos, ausência de oxigênio em águas profundas ou em determinadas regiões do corpo de água, perda de qualidades estéticas, aumento dos custos de tratamento e consequências à saúde humana.

No Brasil, a Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) nº 357/2005 atualizada pela CONAMA nº 430/2011, estabelece que, para corpos receptores de água doce, a concentração máxima permitida de nitrogênio amoniacal total é de 3,7 mg N.L⁻¹ para as Classes I e II, e de 13,3 mg N.L⁻¹ para as Classes III e IV, desde que o pH seja menor ou igual a 7,5. No que concerne aos compostos oxidados de nitrogênio, a resolução estabelece para as Classes I a IV concentrações máximas permitidas de 1,0 e 10,0 mg N.L⁻¹, para nitrito e nitrato, respectivamente. Já para os padrões de lançamento de efluentes a resolução CONAMA nº 430/2011, limita a concentração de nitrogênio amoniacal total em 20 mg N.L⁻¹ nos despejos, não especificando restrições referentes a nitrito e nitrato.

Devido ao seu baixo custo operacional e reduzida geração de lodo, os reatores anaeróbios se destacam no tratamento de águas residuárias que visam a remoção de matéria orgânica, principalmente em regiões tropicais e subtropicais onde a temperatura ambiente favorece a digestão anaeróbia. Contudo, dificilmente esses reatores produzem efluentes que atendem aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental brasileira, além de terem pouco efeito sobre os macronutrientes, como nitrogênio e fósforo.

Nesse sentido destacam-se os sistemas combinados anaeróbio/anóxico-aeróbio, que se mostram promissores, pois, além da redução da matéria orgânica, podem promover a remoção de nutrientes, em particular do nitrogênio. Entre as principais vantagens dos sistemas combinados anaeróbio-aeróbio pode-se citar: menores gastos com aeração na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico e menor custo de implantação e operação, quando comparados aos sistemas convencionais de lodos ativados.

O desenvolvimento de sistemas de tratamentos compactos, que unificam diferentes processos de remoção de nitrogênio e matéria orgânica em uma mesma unidade, é uma das formas de reduzir os custos de tratamento de efluentes. Várias tentativas bem sucedidas já foram obtidas na remoção de matéria orgânica e nitrogênio em um único reator, como constatado nos trabalhos de MUNCH et al., 1996, IAMAMOTO 2006, MORITA et al., 2008 e LIU et al., 2010,

Entre as tecnologias em desenvolvimento tem sido dada ênfase à utilização de reatores de crescimento aderido, como o reator de leito estruturado (MOURA et al., 2012; MOCKAITIS et al., 2014) ou de leito móvel com biofilme (RUSTEN et al. 2006; WANG et al., 2009).

Sistemas com crescimento aderido apresentam tempo de retenção celular elevado e menor sensibilidade às mudanças das condições ambientais e, por isso, são mais robustos para tratamento de águas residuárias que possuem compostos inibitórios e altas concentrações de nitrogênio (KIM et al., 2006).

Este trabalho teve como objetivo avaliar uma nova configuração de reatores, composto por reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado, constituído de espuma de poliuretano como material suporte para biomassa, associado a um reator aeróbio de leito móvel, com recirculação do efluente, para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio de efluente proveniente de indústria de produção de farinha de vísceras, para o segmento industrial de ração animal.

2. OBJETIVOS

O objetivo dessa pesquisa foi avaliar o desempenho do sistema composto de reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado e reator aeróbio de leito móvel, sob diferentes condições operacionais, na remoção biológica de carbono e nitrogênio de efluente de indústria de produção de ração animal.

2.1 Objetivos específicos

Avaliar a remoção de matéria orgânica no sistema em diferentes TDH;

Avaliar a remoção de nitrogênio no sistema em diferentes TDH.

Avaliar a influência da temperatura e da recirculação na remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

3.REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Efluentes da indústria de ração animal

A produção de frango no Brasil possui números expressivos, colocando o país entre os três maiores produtores da ave no mundo, ao lado dos Estados Unidos e da China, de acordo com a UBABEF (União Brasileira de Avicultura, 2013). Se consideradas as exportações da carne, o Brasil ocupa o primeiro lugar no ranking desde 2004. De acordo com a entidade, a produção de carne de frango encerrou 2013 com 12,5 milhões de toneladas, volume próximo ao obtido em 2012, de 12,6 milhões de toneladas.

Da produção brasileira, 61% são destinadas à exportação e 39% ao consumo interno. Em 2013, o país totalizou 3,892 milhões de toneladas de carne de frango exportadas, sendo o estado do Paraná responsável por 31,12% do total destas exportações (UBABEF, 2013). No ano de 2013 o Brasil abateu 1,706 bilhão de frangos. Os estados do sul, Paraná, Santa Catarina e Rio Grande do Sul, foram responsáveis por 62,34% deste total (UBABEF, 2013). Com esse total de frangos abatidos, chegou-se à quantia de 1,254 milhão de quilos de resíduos gerados somente nesse período.

Os resíduos gerados na indústria de produção de frangos (abatedouros) podem ser reaproveitados como matéria-prima para a produção de ração animal. Essa atividade está inserida no contexto de redução de resíduos, do consumo energético e da valoração desses resíduos. Os efluentes gerados nas indústrias de ração animal, que fazem o aproveitamento dos resíduos de abatedouros, são caracterizados pela elevada concentração de matéria orgânica e nitrogênio. O processamento desses insumos de abatedouros ocorre pelo cozimento dos materiais em um digestor à elevada pressão e temperatura, onde são gerados efluentes líquidos provenientes de água de lavagem de unidades de transporte, instalações e equipamentos industriais.

As agroindústrias se caracterizam pela utilização de grandes volumes de água em todas as fases do processo de produção e consequente geração de grandes volumes de efluentes (KIST; MOUTAQI; MACHADO, 2009). O principal impacto ambiental desse tipo de efluente é o volume de água gasta nesses

processos que, segundo MITTAL, 2006, excedem 10 L por animal abatido no caso do frango.

No processamento dos resíduos para fabricação da farinha de vísceras, gera-se um efluente cujas principais características são a elevada carga orgânica (2000 - 5000 mgO₂.L⁻¹), o elevado conteúdo nitrogenado (NKT: 700 - 1500 mgN-NH₄.L⁻¹), além da presença de compostos sulfurosos reduzidos (até 600 mgS-Sulfeto.L⁻¹) provenientes da quebra de proteínas. O material nitrogenado encontrado em águas residuárias da agroindústria é composto principalmente de nitrogênio inorgânico (amônia) e nitrogênio orgânico (uréia e aminoácidos) (KUMAR ; LIN, 2010).

Em função do exposto, o tratamento dos efluentes gerados nessas indústrias, visando à remoção dos compostos de carbono, nitrogênio e enxofre, torna-se necessário no contexto da saúde pública e da sustentabilidade em suas diferentes dimensões (ambiental, econômica e social), além do requisito legal a ser atendido.

Os processos de tratamento biológicos normalmente utilizados nos abatedouros e nas agroindústrias podem fazer adequada remoção dos compostos carbonáceos, chegando a atender os valores da legislação vigente (Resolução CONAMA nº 430/2011), para lançamento em corpos de água. Contudo, na maioria das vezes, não são suficientes para que os efluentes atendam aos padrões de lançamento no que tange as concentrações de nutrientes, como por exemplo, os compostos nitrogenados, que possuem uma complexa dinâmica no meio ambiente, em função dos seus vários estados de oxidação (Daniel et al., 2009).

Nesse sentido a combinação de sistemas anaeróbios para remoção de matéria orgânica, com sistemas aeróbios para remoção adicional de matéria orgânica e nutrientes, torna-se vantajosa e eficiente. Os sistemas anaeróbios quando comparado aos aeróbios convencionais, apresentam custos capitais e operacionais menores, requerem menos energia e suportam altas cargas orgânicas. Nesse contexto, a biodigestão anaeróbia é uma alternativa tecnológica importante para o tratamento de águas residuárias (CHAN et al., 2009), principalmente as provenientes da agroindústria que, em geral, apresentam elevada carga orgânica.

A combinação dos reatores anaeróbios e aeróbios apresenta-se com grande potencial para tratamento e polimento ou pós-tratamento de águas residuárias, seja para o tratamento complementar da matéria orgânica, como para a remoção de nutrientes. Entre as tecnologias em desenvolvimento tem sido dada ênfase à utilização de reatores de crescimento aderido, como o de leito estruturado e o de

leito móvel com biofilme (RUSTEN et al., 2006; WANG et al., 2009). Segundo Kim et al., (2006), os sistemas com crescimento aderido proporcionam tempo de retenção celular (TRC) elevado e menor sensibilidade às mudanças das condições ambientais e, por esses motivos, são mais resistentes para tratamento de águas residuárias que contenham compostos inibitórios e altas concentrações de nitrogênio.

Nesse contexto, os sistemas com biofilme de leito móvel, conhecidos como MBBR (do inglês “moving-bed biofilm reactor”), têm apresentado ótimos resultados na oxidação de nitrogênio amoniacal e podem ser considerados como uma tecnologia promissora. O MBBR consiste na introdução de pequenos anéis plásticos (biomédias) em tanques de aeração, desta maneira, esses reatores, além de contar com a biomassa desenvolvida em suspensão, possuem um biofilme aderido ao meio suporte, que conferirá maior capacidade em termos de vazão tratada, por unidade de volume, com maior tempo de retenção celular (TRC) e conseqüente menor tempo de detenção hidráulica (TDH), conferindo tratamento de cargas orgânicas e de nutrientes sem necessitar de um aumento da área construída (YANG et al., 2009).

Podem-se citar como principais vantagens do MBBR, em relação aos demais sistemas com biomassa aderida, os seguintes fatores (RUSTEN et al., 2006; SALVETTI et al., 2006):

- uso do volume útil integral do biorreator para o crescimento das comunidades microbianas;
- possibilidade de aplicar elevadas cargas volumétricas sem promover perdas da biomassa;
- pequena perda de carga quando comparado aos biorreatores com biofilme em leito fixo;
- dispensa retrolavagens e não está sujeito a problemas de obstrução ou colmatação do leito como nos biofiltros;
- biorreatores pré-existentes, como de lodos ativados, podem ser adaptados para a configuração dos MBBRs sem necessidade de grandes alterações, resultando em ganhos no desempenho do processo;
- MBBR é uma excelente alternativa para promover o aumento da capacidade de tratamento quando não há disponibilidade de área.

Dessa forma, os sistemas MBBR congregam as melhores características dos processos de crescimento de biomassa em suspensão e de biomassa aderida,

garantindo ao processo um aporte considerável de sólidos em suspensão, facilitando e permitindo tratar cargas orgânicas carbonáceas e nitrogenadas maiores quando comparados aos sistemas de lodos ativados (RUSTEN et al., 2006).

O reator de leito estruturado é uma alternativa interessante para o tratamento de águas residuárias domésticas e industriais, pois suas características favorecem uma maior concentração de biomassa, que aderida ao material suporte promove uma maior retenção celular e estabilidade, contudo sem aumentar de maneira significativa os sólidos do efluente, além de conferir maior resistência à presença de compostos tóxicos que poderiam inibir a atividade bacteriana (MOCKAITIS et al., 2014).

Nos estudos desenvolvidos por Moura et al 2012, Mockaitis et al., 2014 e Barana et al., 2013, com o reator de leito estruturado, foi utilizado, como meio suporte, espumas de poliuretano, esse material foi escolhido devido à área superficial, suas propriedades químicas inertes e facilidade de montagem no reator em questão. A espuma tem sido utilizada preferencialmente em reatores de leito estruturado ou empacotado e tem gerado condições ambientais favoráveis para o desenvolvimento e retenção de biomassa (RIBEIRO et al., 2005; QUAN et al., 2012).

Nocko (2008), comparou a utilização de espuma de poliuretano e anéis plásticos na fixação de biomassa e concluiu que a espuma apresentou melhor resultado em relação aos anéis plásticos, havendo maior fixação dos microrganismos no suporte de espuma de poliuretano. Moura et al. (2012), também obtiveram êxito na remoção de matéria orgânica e nitrogênio, utilizando um reator de leito estruturado sob-regime de aeração intermitente, com efluente sintético produzido em laboratório, simulando esgoto sanitário.

3.2 Remoção biológica de nitrogênio

A remoção de nitrogênio pela maneira convencional necessita de uma etapa aeróbia, para promover a nitrificação, e outra anóxica/anaeróbia para realizar a desnitrificação. Fatores ambientais como temperatura, pH, alcalinidade, oxigênio dissolvido e condições operacionais adequadas como, TDH, TRC e disponibilidade de matéria orgânica, necessitam ser atendidos para promover a remoção completa do nitrogênio (Li et al., 2012).

Compostos nitrogenados podem ser removidos de águas residuárias por processos físico-químicos e biológicos. Os físico-químicos requerem maior manutenção e, em geral, tem custo mais elevado, comparados aos sistemas biológicos. Além disso, podem causar impactos ambientais, como a liberação de amônia no processo de “stripping”, produção de maior quantidade de lodo, além do custo com produtos químicos. Em virtude do exposto, os processos biológicos mostram-se como a melhor opção para remoção de nitrogênio.

Nos sistemas convencionais, a remoção biológica de nitrogênio é obtida através dos processos de nitrificação e desnitrificação (Figura 1A), onde o nitrogênio amoniacal (NH_3 e NH_4^+) é oxidado a nitrito em condições aeróbias (nitritação), e posteriormente a nitrato (nitratação). Em condição anaeróbia, o nitrogênio oxidado é reduzido a gás nitrogênio (N_2) pelo processo de desnitrificação. De acordo com IAMAMOTO (2006), tais condições podem ser alcançadas em sequência espacial ou temporal das fases anaeróbia/anóxica e aeróbia.

Nos últimos anos foram descobertas outras rotas bioquímicas do ciclo do nitrogênio, conforme apresentado na (Figura 1B), que abrem uma gama de oportunidades no que se refere à conversão de amônia a nitrogênio gasoso.

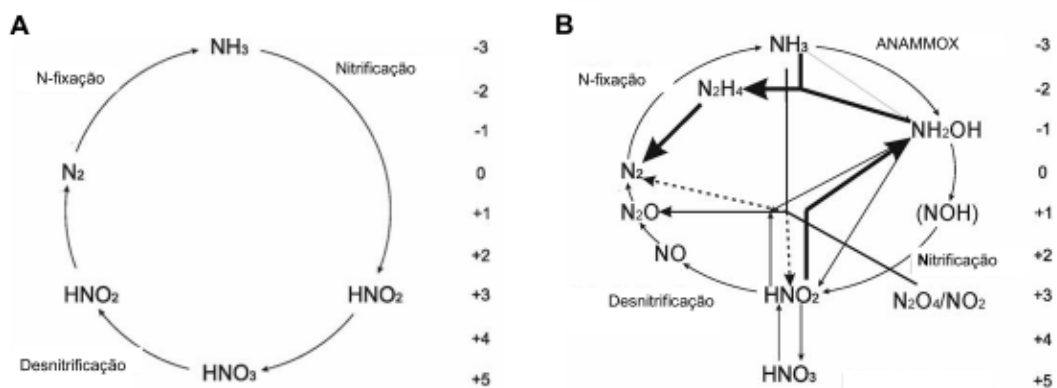


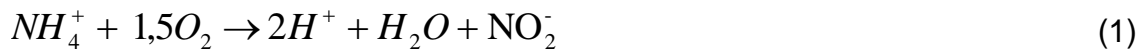
Figura 1 - Ciclo do nitrogênio (Adaptado de AHN, 2006)

No entanto, as novas vias de nitrificação e desnitrificação que despontaram nos últimos anos são, em grande parte, variações do processo de transformação do nitrogênio amoniacal a partir do nitrito (nitrificação parcial), diferente da nitrificação convencional, em que o nitrato é o principal substrato para a conversão a nitrogênio gasoso. Deve-se ressaltar a flexibilidade e diversidade das bactérias envolvidas no ciclo do nitrogênio. Estudos recentes tem demonstrado que essas bactérias podem apresentar diferentes rotas metabólicas, havendo a possibilidade de bactérias

heterotróficas e anaeróbias oxidarem amônia, do mesmo modo que de autotróficas e aeróbias realizarem a desnitrificação (HENDRICKX et al., 2012).

O processo de nitrificação ocorre sob condição aeróbia, em que bactérias quimioautotróficas empregam dióxido de carbono como fonte de carbono e oxigênio como receptor final de elétrons. A energia para manutenção e síntese celular é proveniente da oxidação de compostos inorgânicos como amônia e nitrito.

As fases da nitrificação envolvem diferentes gêneros de bactérias, sendo que os principais responsáveis pela nitritação são *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosovibrio*. No processo de nitratação, evidencia-se o gênero *Nitrobacter*, mas são conhecidos outros gêneros como: *Nitrococcus*, *Nitrospira* e *Nitrospina* (RITTMANN ; MCCARTY,2001). As Equações 1 e 2 representam o processo de nitritação e nitratação respectivamente.



A quantidade estequiométrica de oxigênio requerido, de acordo com as Equações 1 e 2, são de 3,43 mgO₂ / mg NH₄⁺ para a nitritação e de 1,14 mgO₂ / mgN-NO₂ para nitratação, perfazendo uma demanda teórica de oxigênio para nitrificação de 4,57 mgO₂ / mgN-NH₄⁺ (SHARMA & AHLERT, 1977; METCALF & EDDY, 2003).

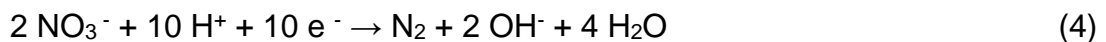
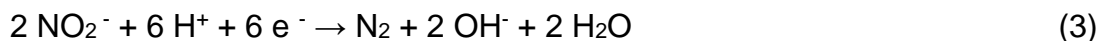
Um fator crucial na nitrificação é a alcalinidade, que mantém o pH do meio próximo a neutralidade. Durante o processo de nitrificação uma grande quantidade de alcalinidade é consumida, devido a liberação do íon H⁺ para o meio. Para a oxidação de 1,0 g de N-NH₄⁺, são gastos 7,14g de CaCO₃⁻ ou 8,64g de HCO₃⁻ (SEDLAK, 1991; METCALF & EDDY, 2003).

Outros parâmetros importantes que influenciam diretamente o processo de nitrificação são a temperatura, pH, oxigênio dissolvido (OD), tempo de retenção celular (TRC) e tempo de detenção hidráulico (TDH). As melhores temperaturas para o processo encontram-se na faixa de 25 a 35 °C. No que diz respeito ao pH, os valores recomendados para a nitrificação, situam-se entre 7,2 e 9,0, pois valores de pH abaixo de 7,0 ou acima de 9,5 fazem com que a taxa de nitrificação seja reduzida

a metade da taxa ótima. Quanto à concentração de OD, valores superiores a 2 mg.L⁻¹ são suficientes para se atingir a nitrificação (EPA, 1993).

A etapa seguinte do processo de remoção de nitrogênio é a desnitrificação, onde os produtos da nitrificação, nitrito e nitrato são reduzidos a nitrogênio gasoso por bactérias heterotróficas, que utilizam nitrito e/ou nitrato como receptor final de elétrons e matéria orgânica como fonte de carbono e energia. O carbono utilizado pode ser de fonte endógena ou exógena, depende da disponibilidade ou não de matéria orgânica no efluente (EPA, 1993). Diferente do que acontece no processo de nitrificação, na desnitrificação ocorre produção de alcalinidade, onde 50% da alcalinidade consumida pela nitrificação é recuperada na seguinte proporção: à medida que 1mg NO₃⁻ é reduzido à N₂ gasoso são produzidos 3,58 mg de alcalinidade na forma de CaCO₃⁻ (EPA, 1993).

Abaixo, nas Equações 3 e 4 são apresentadas as estequiometrias do processo de desnitrificação via nitrito e nitrato consecutivamente.



Segundo Rittmann & McCarty (2001), as bactérias que participam do processo de desnitrificação, geralmente são gram-negativas e pertencem às classes alfa e beta das Proteobactérias, como os gêneros *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Paracoccus* e *Thiobacillus*. No meio ambiente existem também bactérias gram-positivas, que inclui o gênero *Bacillus* e algumas arqueias halofílicas (*Halobacterium*), com grande capacidade para realizar a desnitrificação.

A temperatura, o pH e a concentração de oxigênio, como na nitrificação, também influenciam no processo de desnitrificação. A desnitrificação se desenvolve a temperaturas que ficam na faixa de 11 a 31°C. A taxa de desnitrificação diminui em valores de pH inferiores a 6,1 e superiores a 9,1, sendo o intervalo ideal entre 6,4 e 8,1. Manter a temperatura sob controle traz benefícios para os processos nitrificação e desnitrificação, que são afetados por variações deste parâmetro. Os sistemas com elevada eficiência de remoção de amônia são mais comprometidos pela temperatura, comparados aos sistemas onde a taxa de nitrificação é menor. Segundo Jeyanayagan (2005), a taxa de nitrificação aumenta com a temperatura de

30 a 35 °C e diminui quando a temperatura decresce de 20° C para 10 °C, em quase 30% de eficiência.

A concentração de oxigênio também é um fator limitante e regulador do processo de nitrificação. No tratamento de efluentes com alta carga de nitrogênio, isto é facilmente perceptível e essencial na remoção de nitrogênio via acúmulo de nitrito (RUIZ et al., 2006 e CHUANG et al., 2007). A taxa de remoção do nitrogênio amoniacal diminui em baixas concentrações de oxigênio, uma vez que os microrganismos nitrificantes e heterotróficos competem pelo oxigênio, que acaba sendo capturado pela biomassa heterotrófica.

De acordo com Joo et al. (2005), algumas bactérias, sob determinadas condições, podem nitrificar de maneira heterotrófica e desnitrificar de maneira aeróbia, como por exemplo, as *Paracoccus denitrificans*, *Pseudomonas stutzeri*, *Thiosphaera pantotropha*, *Comamonas sp* e *Alcaligenes faecalis*. Esses microrganismos vêm sendo estudados por possuírem potencial no contexto dos novos processos relacionados à remoção de nitrogênio.

Os sistemas de tratamento de efluentes usualmente utilizam unidades separadas para promover a remoção de matéria orgânica e nitrogênio. O sistema pode iniciar com um reator anaeróbio para oxidação de uma parcela da matéria orgânica, para posterior oxidação da parcela residual e dos compostos nitrogenados em reator aeróbio, originando como produtos dióxido de carbono, nitrito e nitrato. Em seguida, o efluente é encaminhado ou recirculado a um reator não aerado onde o nitrito e o nitrato são reduzidos a gás nitrogênio, com ou sem adição de fonte externa de carbono, dependendo do tipo ou variação do sistema.

Esses sistemas geralmente apresentam custos elevados de construção e operação, pois além dos gastos com fonte externa de carbono e com energia, torna-se necessário a construção de um segundo tanque para desnitrificação. Com isso, diversas pesquisas estão sendo conduzidas na tentativa de combinar essas duas etapas de conversão (nitrificação e desnitrificação) em um único reator (MORITA et al., 2008), ou dois reatores de maneira que o processo se torne mais efetivo, rápido e menos oneroso.

3.3 Novas tecnologias de remoção de nitrogênio

As novas rotas de remoção de nitrogênio são advindas em grande parte, do processo de conversão total do nitrogênio amoniacal a partir do nitrito a N_2 (nitrificação parcial), que diferem da nitrificação convencional, na qual o nitrato é o principal substrato para a conversão a nitrogênio molecular. Soma-se a isso a versatilidade das bactérias nitrificantes, que tem se revelado maior do que se supunha até então, havendo a possibilidade das bactérias heterotróficas anaeróbias (*Planctomycete*) oxidarem amônia, assim como autotróficas aeróbias promoverem a desnitrificação (JOO et al., 2005; JOO et al., 2006).

Villa verde (2004) e Ahn (2006) demonstraram em seus estudos a existência de organismos capazes de desnitrificar autotroficamente utilizando compostos reduzidos (NH_4^+ , HS^- , H_2S , S , $S_2O_3^{2-}$, $S_4O_6^{2-}$ ou SO_3^{2-}) como doadores de elétrons e compostos inorgânicos como fonte de carbono (CO_2 , HCO_3^-).

3.3.1 Nitrificação e desnitrificação simultânea

Diversas pesquisas têm indicado a viabilidade de remover nitrogênio de águas residuárias em apenas uma unidade, sendo esse processo denominado nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS) (MUNCH et al., 1996; POCHANA & KELLER, 1999; ZHANG & ZHOU, 2007; ZHU et al., 2007; DO CANTO et al., 2008). Neste processo, todas as condições de operação são idênticas para as reações de nitrificação e desnitrificação, que ocorrem ao mesmo tempo e em um único reator.

Segundo Hu et al. (2009) e Do Canto et al. (2008), as principais vantagens dos sistemas SND quando comparados aos contínuos são: o processo simultâneo não necessita de um segundo tanque anóxico, uma vez que a desnitrificação ocorre no tanque aerado juntamente com a nitrificação; podem ser mantidos procedimentos operacionais constantes, inexistindo necessidade de junção da região aerada com a região anóxica; por fim, pode-se obter diminuição dos custos de operação do sistema e redução da demanda de oxigênio.

A ocorrência da nitrificação e desnitrificação simultânea acontece devido a fenômenos físicos e biológicos. A explicação física segundo Hu et al. (2009), que é a mais tradicional, descreve que a NDS acontece devido à formação de um gradiente de concentração de OD dentro do floco ou do biofilme ocasionado pela limitação da

difusão de OD (Figura 2). Desta maneira, as bactérias nitrificantes crescem nas regiões externas do biofilme enquanto as bactérias desnitrificantes se encontrarão preferencialmente em regiões com baixa concentração de OD, ou seja, no interior do floco.

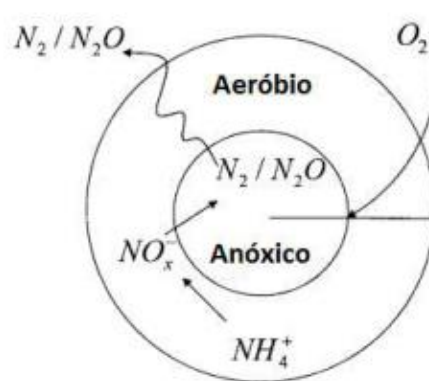


Figura 2 - Esquema de um floco de lodo ativado com regiões aeróbias e anóxicas (ZENG et al., 2003)

Grânulos aeróbios com determinadas dimensões, apresentam alta densidade de células e uma forte estrutura microbiana. Portanto, microrganismos heterotróficos, bactérias nitrificantes (*Nitrosomonas* e *Nitrobacter*) e bactérias desnitrificantes podem coexistir em um único grânulo aeróbio posicionado em diferentes camadas (YUAN & GAO, 2010).

Holman & Wareham (2005), estudaram a influência da concentração de matéria orgânica, nitrogênio e oxigênio dissolvido durante o processo de NDS, para comprovar se a NDS é um fenômeno físico ou biológico. Após 10 meses de operação de um reator sequencial em batelada (RBS) piloto, não conseguiram chegar a uma conclusão definitiva. Sugeriram que pode ser tanto o fenômeno físico quanto o biológico o responsável pela NDS desenvolvida no sistema, cuja eficiência máxima de remoção de nitrogênio foi de 75%.

Com a descoberta da existência de bactérias capazes de desnitrificar aerobicamente e de bactérias heterotróficas capazes de oxidar nitrogênio, houve um aumento significativo de estudos visando suas aplicações em sistemas de tratamento de águas residuárias, pois se traduziria em uma diminuição nos fluxos de recirculação e na redução dos custos, uma vez que não há necessidade de

acrescentar uma fonte externa de carbono para desnitrificação (HOLMAN & WAREHAM, 2005).

O sistema que se baseia na NDS para remoção de nitrogênio é influenciado por determinados fatores como, por exemplo, a presença de fonte biodegradável de carbono, fundamental para o bom desempenho da fase de desnitrificação. A dimensão do floco também pode influenciar na eficiência do processo, pois a formação de uma zona anóxica no interior do floco devido à limitação da difusão do oxigênio dissolvido, gera condições para que ocorra a nitrificação e desnitrificação, respectivamente, na camada externa e na interna.

Zhao et al. (1999), estudaram as consequências da aeração e introdução de uma fonte de carbono externa na nitrificação e desnitrificação simultânea, trabalharam com sistemas diferentes de reatores, um Bardenpho e dois reatores de fluxo ascendente com aeração intermitente. Com base nos resultados, os autores propuseram que a nitrificação heterotrófica e a desnitrificação aeróbia foram os maiores responsáveis pela remoção de compostos oxidados de nitrogênio no tanque de aeração. No entanto, os autores não rejeitaram a teoria da NDS (Nitrificação e Desnitrificação Simultânea) baseada em microzonas anóxicas no interior do floco de lodo.

Zeng et al. (2003), pesquisaram a probabilidade e os fatores interferentes nos processos de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo em um sistema operando com alternâncias entre condições anaeróbias e aeróbias com baixa concentração de OD. Nessa pesquisa os autores constataram que é possível remover nitrogênio e fósforo simultaneamente em reatores operando sob essas condições específicas. Entretanto, o principal produto final da etapa de desnitrificação não foi N_2 , mas sim N_2O , que é um dos gases responsáveis pelo efeito estufa.

Sistemas de tratamento que operam com NDS são capazes de manter o pH do meio estável, sem que seja necessária a adição de fonte externa de ácidos ou bases. Ao longo do processo de nitrificação, há consumo de alcalinidade, mas parte desta é redistribuída no processo de desnitrificação. Desta forma o pH mantém-se em equilíbrio, favorecendo o desenvolvimento de diferentes populações de bactérias em um único reator (VASQUEZ et al., 2011; YOO et al., 1999).

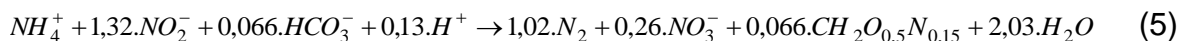
Utilizar distintas estratégias operacionais como desnitrificação por via curta, imobilização da biomassa, aeração intermitente e recirculação do efluente, têm se

mostrado uma alternativa viável em sistemas contínuos baseados na NDS (DO CANTO et al., 2008; NOCKO, 2008). Todavia, essa tecnologia não se encontra completamente estabelecida, havendo a necessidade de mais pesquisas relacionadas ao tema visando à aquisição de parâmetros específicos para a construção e operação desses sistemas.

3.3.2 Processos baseados na desnitrificação autotrófica

O processo conhecido como ANAMMOX (ANAEROBIC AMMONIUM OXIDATION) é considerado uma ótima alternativa quando comparado com sistemas convencionais de remoção de nitrogênio. As bactérias quimioautotróficas usam o nitrogênio amoniacal como doador de elétrons e nitrito como receptor final de elétrons, produzindo como principal produto N_2 (nitrogênio gasoso) e uma parcela de nitrato (10%). Essas bactérias do grupo *Planctomycete* atuam sob condições anóxicas, e perdem seu desempenho na presença do oxigênio (MULDER et al., 1995; JETTEN et al., 1998; DAPENA-MORA et al., 2004; KUENEN, 2008).

As bactérias desse tipo de sistema oxidam o íon amônio (NH_4^+) diretamente a nitrogênio gasoso (N_2) sendo o nitrito (NO_2^-) o receptor de elétrons. O processo é autotrófico, utilizando CO_2 como única fonte de carbono (STROUS et al, 1999). Um dos subprodutos é o nitrato (NO_3^-), que representa aproximadamente 10% do nitrogênio removido (KHIN e ANNACHHATRE, 2004). A estequiometria global do processo ANAMMOX é representada pela Equação 5 (VAN GRAAF et al., 1996).



Quanto à via metabólica, Jetten et al., (1998) mostraram que o receptor de elétrons, nitrito, é reduzido à hidroxilamina e este de alguma maneira, reagem com o doador de elétrons (íon amônio), culminando com a produção de nitrogênio gasoso. Quanto aos inibidores, o processo não é inibido pelo íon amônio ou pelo seu subproduto, nitrato, até concentrações no meio de 1 gN.L^{-1} . Porém, na presença de concentrações superiores a $0,1 \text{ gN.L}^{-1}$ na forma de nitrito o processo é completamente inibido (JETTEN et al., 1998).

A exposição das bactérias a elevadas concentrações de nitrito por um período de 12 horas ou mais, induzem a uma inibição irreversível da atividade no processo ANAMMOX, (JETTEN et al., 1998). Esses autores também investigaram a adição de substâncias orgânicas como o piruvato, metanol, etanol, glicose ou alanina e notaram que o processo ANAMMOX é severamente inibido por estas substâncias. O processo ANAMMOX é inibido na presença de oxigênio dissolvido, mesmo em baixíssimas concentrações como $2 \mu\text{mol.L}^{-1}$ ($0,06 \text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$).

Uma combinação interessante é a dos sistemas SHARON e ANAMMOX, sendo o primeiro o responsável pela produção do nitrito, que será utilizado no processo ANAMMOX. Os dois sistemas necessitam de atenção especial em relação à operação, o que torna sua aplicação bastante minuciosa e, por isso, muitas vezes necessita de automação (HARHANGI et al., 2012).

O processo SHARON, que se baseia na oxidação parcial de amônia a nitrito, tem como uma das principais vantagens a eliminação da etapa de oxidação de nitrito a nitrato (nitratação) e da etapa de redução de nitrato a nitrogênio gasoso. Tal resulta na redução dos custos operacionais devido a: diminuição do gasto de energia, pela redução do consumo de oxigênio na etapa aeróbia, e pela redução da demanda por fonte de carbono orgânico, indispensável na etapa de desnitrificação (VAN DONGEN et al., 2001). No sistema SHARON, um rígido controle tem de ser estabelecido, uma vez que necessariamente a nitrificação tem que ser parcial para que haja uma real redução no consumo de oxigênio e matéria orgânica. Um dos fatores ambientais que pode garantir a nitrificação parcial é a temperatura, cujo valor ótimo sugerido está entre 25° a 35°C (SURAMPALLI et al., 1997).

Algumas vantagens em termos energéticos do processo SHARON são apresentadas na Figura 3.

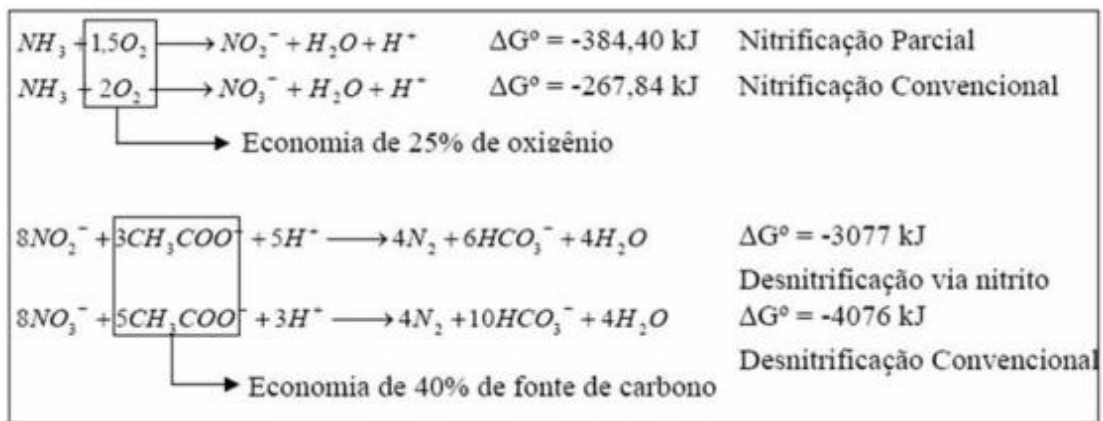


Figura 3 - Vantagens energéticas da nitrificação parcial com desnitrificação via nitrito (SHARON)

Hunik et al. (1993), concluíram que bactérias oxidadoras de N-amoniaco aumentavam sua população mais rápido do que as bactérias oxidadoras de nitrito, a temperaturas superiores a 15°C e pH entre 7 e 8. Deste modo, um controle rígido combinando a temperatura, tempo de retenção celular, oxigênio dissolvido e o pH é imprescindível para a produção de nitrito. Em sistemas de mistura completa, com TDH baixo, as bactérias oxidadoras de nitrato são removidas do reator por seleção natural, proporcionando, portanto, acúmulo de nitrito no meio.

Os processos CANON (COMPLETELY AUTOTROPHIC NITROGEN REMOVAL OVER NITRITE) e OLAND (OXYGEN LIMITED AUTOTROPHIC NITRIFICATION AND DENITRIFICATION), ou seja, respectivamente, a completa remoção autotrófica de nitrogênio através do nitrito e a nitrificação e desnitrificação autotrófica com oxigênio limitado, são empregados com objetivo de remover amônia via nitrito em um único reator e em uma única fase, sob condições limitadas de oxigênio conforme descrito por VERSTRAETE E PHILIPS (1998) e SLIEKERS et al. (2002).

O CANON apresenta melhor eficiência, quando comparado ao OLAND, para remoção de nitrogênio de efluentes contendo pequenas concentrações de carbono orgânico. Neste processo as bactérias autotróficas realizam a desnitrificação em ambiente anóxico, o que pode ser favorecido pelo uso de reatores de filme fixo. A nitrificação parcial do íon amônio a nitrito é a base do processo inicial, e posteriormente ocorre a remoção por oxidação anaeróbia da amônia em que o nitrito

é usado como receptor de elétrons (VERSTRAETE E PHILIPS, 1998; SLIEKERS et al., 2002).

Segundo Khin & Annachhatre (2004), o processo CANON é realizado em um único reator, operando sob estritas concentrações de oxigênio dissolvido. Desta maneira, é necessário promover um ambiente adequado entre as bactérias aeróbias do gênero *Nitrosomonas* e as bactérias anaeróbias do gênero *Planctomicetos*. Nesse ambiente o teor máximo de oxigênio no reator não deve ultrapassar 0,5% da concentração de saturação (QUAN et al., 2012).

Os processos CANON e OLAND se desenvolvem sob condições limitadas de oxigênio ($5 \mu\text{mol.L}^{-1}$ ou $0,15 \text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$), de maneira que as bactérias oxidadoras de amônia (BOA) e bactérias ANAMMOX passam a coexistir no mesmo ambiente.

A oxidação do nitrito a nitrato é evitada pela baixa concentração de OD no meio e também pela manutenção de uma alta concentração de NH_4^+ no sistema. A eficiência destes processos está ligada diretamente ao fornecimento de oxigênio dissolvido. De acordo com o tamanho dos flocos ou espessura do biofilme, maiores quantidades de oxigênio podem ser fornecidas, aumentando a eficiência do sistema (NIELSEN et al., 2005).

A Figura 4 ilustra os processos de remoção de nitrogênio baseados no sistema ANAMMOX, SHARON e CANON.

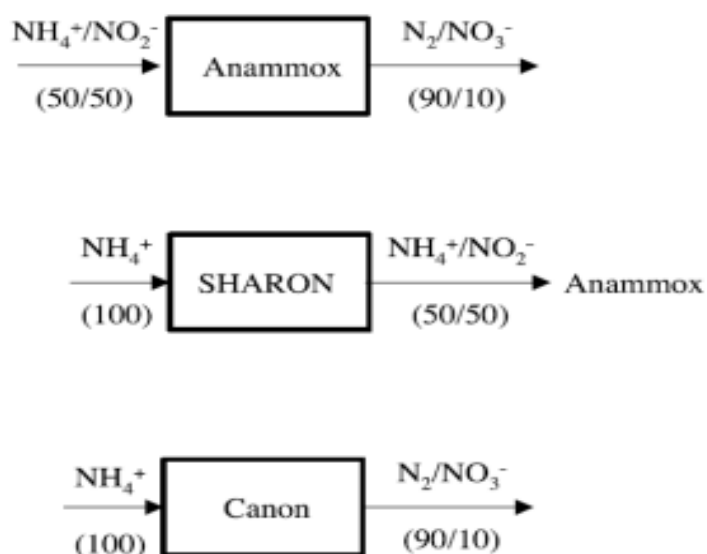


Figura 4 - Processo de remoção de nitrogênio via curta (adaptado de SCHMIDT et al., 2003)

4.MATERIAL E MÉTODOS

4.1 A Água Residuária Utilizada

A água residuária utilizada foi proveniente de uma indústria que faz o aproveitamento dos resíduos de abatedouros utilizados para produzir farinha de vísceras para ração animal, localizada no município de Londrina - PR.

No início da pesquisa, durante a primeira coleta, a indústria possuía como sistema de tratamento uma lagoa facultativa, mas que devido à falta de operação e manutenção adequadas foi inativada. Em função da baixa eficiência do tratamento, nas primeiras coletas o efluente apresentava concentração elevada de matéria orgânica, DQO em torno de $18.000 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, além de considerável quantidade de gordura. Assim para a alimentação do sistema o efluente foi diluído na proporção de 2:1 para início do experimento.

Posteriormente houve a readequação na indústria do sistema de pré-tratamento dos efluentes. O novo sistema de tratamento foi constituído por peneira estática, calha parshall, conjunto de flotação, com tanque para dosagens de ácido e base, tanque de armazenamento e correção de pH para destinação final para empresa terceirizada. Após a readequação a qualidade do efluente melhorou, a concentração de matéria orgânica e gordura foram reduzidas, o que favoreceu o funcionamento do sistema experimental.

As coletas, posteriores a primeira, foram realizadas na saída do flotador, para se coletar o mínimo de gordura possível, que em excesso poderia prejudicar o desempenho das bactérias responsáveis pela remoção de matéria orgânica e nitrogênio. O efluente coletado na indústria era armazenado em bombonas de polipropileno (20 L) e mantido congelado até sua utilização.

A Figura 5 ilustra o fluxograma do processo industrial com as principais linhas de produção de efluente, bem como o sistema de tratamento implantado na mesma, e o ponto onde o efluente foi coletado para o estudo.

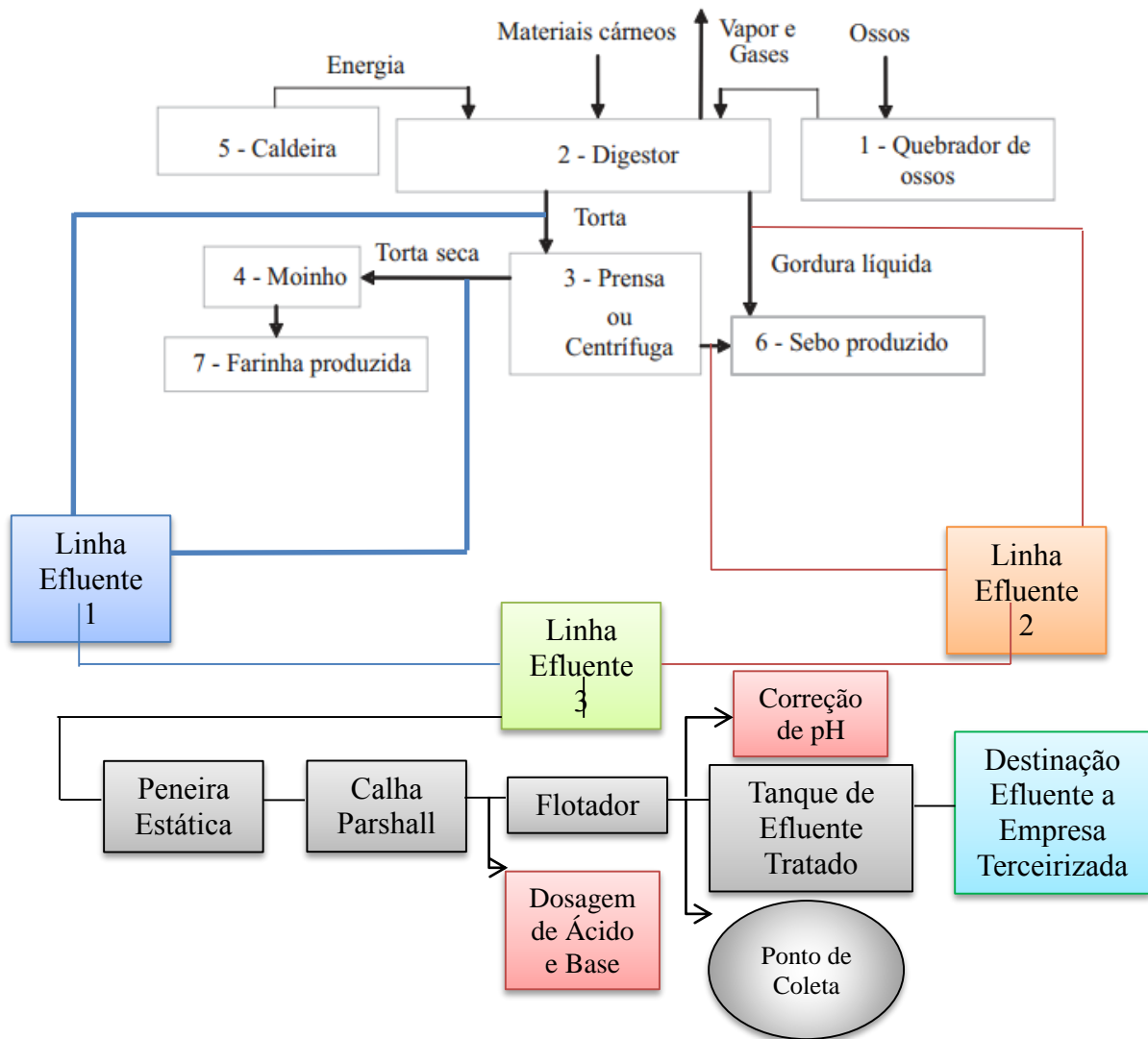


Figura 5 - Fluxograma do processo industrial, principais linhas de efluentes e sistema de tratamento

Para a remoção adicional de gordura e acondicionamento final do efluente, o mesmo era disposto em tanque de polietileno de alta densidade, volume de 250 L, e em seguida homogeneizado. Após a formação de uma camada de gordura espessa na superfície, a mesma era removida com peneira comum de malha fina. Posteriormente, o efluente era acondicionado em galões de 5 L e armazenados em geladeira a 4°C para preservação, até o momento de sua utilização no reator.

As médias das características físico-químicas do efluente industrial coletado são apresentadas na Tabela 1.

Tabela 1 – Médias das características físico-químicas do efluente industrial

Parâmetros	Valor
pH	7,21 ± 0,2
Temperatura (°C)	31,6 ± 0,5
DQO (mg O ₂ /L ⁻¹)	3564 ± 52
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L ⁻¹)	2235 ± 37
NH ₃ (mg N-NH ₃ /L ⁻¹)	768 ± 19
NKT (mg N-NH ₄ /L ⁻¹)	1540 ± 25
N-NO ₃ ⁻ (mg N- NO ₃ ⁻ /L ⁻¹)	Não detectado
N-NO ₂ ⁻ (mg N-NO ₂ ⁻ /L ⁻¹)	Não detectado

4.2 Instalação Experimental

O sistema experimental, em escala piloto, foi composto por dois reatores de crescimento fixo e fluxo ascendente, fabricados em acrílico. O reator anaeróbio/anóxico era de leito estruturado, com diâmetro interno de 15 cm, altura de 80 cm e volume útil de 9,4L. O reator aeróbio era de leito móvel com diâmetro interno de 8,0 cm, altura de 77 cm e volume útil de 3,4L. Nas Figuras 6 e 7 são apresentados, respectivamente, um esquema e uma imagem do sistema experimental utilizado.

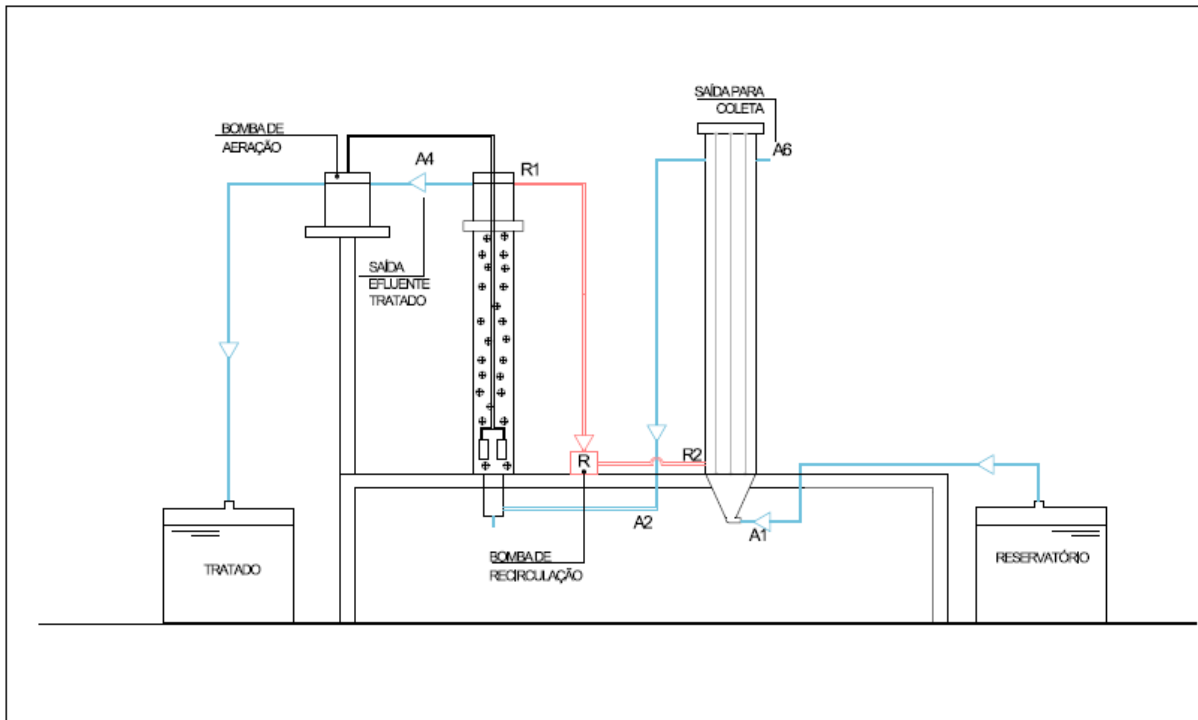


Figura 6 - Esquema da instalação experimental

Os pontos A1 e A3 representam as entradas para alimentação de efluente do reator anaeróbico/anóxico e aeróbio respectivamente, enquanto que o R1 e R2 representam a linha de recirculação do efluente nitrificado do reator aeróbio para o anóxico. O ponto A4 representa a saída do efluente tratado e o ponto A5 foi utilizado para descarga de fundo do lodo que acumulava no reator aeróbio. Os pontos A4 e A6 foram utilizados para coleta de amostra de efluente no reator aeróbio e anaeróbico/anóxico respectivamente. No reator anaeróbico/anóxico o descarte de lodo era feito pelo ponto A1. A Figura 8 ilustra com mais detalhes a instalação experimental.



Figura 7 - Imagem do sistema experimental

4.2.1 Material Suporte

O reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado preenchido com estruturas cilíndricas de espuma de poliuretano com aproximadamente 4 cm de diâmetro e altura de 65 cm, conforme Moura et al. (2012), totalizando 13 estruturas no interior do reator como pode ser verificado na Figura 8. Para a fixação na vertical das estruturas cilíndricas no reator foram utilizadas hastes de PVC, sendo estas presas às extremidades do reator. O volume ocupado pelas estruturas de espuma de poliuretano no interior do reator anaeróbio/anóxico foi de 4,6 L.



Figura 8 - Foto do material suporte do reator anóxico de leito estruturado

Para o reator aeróbio de leito móvel e biofilme fixo, foram utilizadas 450 biomédias plásticas como meio suporte, conforme Figura 9, sem marca definida e sem o conhecimento de sua área superficial específica, ocupando cerca de 32% do volume útil do reator.

Em geral, é recomendado trabalhar com uma fração de enchimento de suportes no reator menor que 70% para que não ocorram problemas relacionados à hidrodinâmica do reator, permitindo boa movimentação dos suportes e condições adequadas de mistura (BASSIN e DEZOTTI, 2011, RUSTEN et al., 2006). A fração de enchimento é definida como a razão do volume ocupado pelos suportes, considerando também o seu volume interno, pelo volume total do reator.

A vazão de ar aplicada pelo aerador, foi suficiente para manter o nível de oxigênio dissolvido no interior, como também manter os suportes em agitação seguindo movimento ascensional, como mostra a Figura 10.



Figura 9 - Meio suporte do reator aeróbio para adesão do biofilme



Figura 10 - Reator aeróbio de leito móvel (MBBR), com o material suporte em suspensão

4.3 Procedimento Experimental

O efluente industrial da produção de ração, ficava armazenado em galões de 20 L, mantidos sob refrigeração a uma temperatura de 4°C para evitar a fermentação do efluente. O reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado era alimentado com efluente industrial in natura utilizando bomba magnética marca proMinent modelo GALA1602PPB200VA010100. O efluente do reator anaeróbio/anóxico alimentava por gravidade o reator aeróbio.

Depois das primeiras fases dos dois reatores, (adaptação e Fase I), o sistema anaeróbio/anóxico passou a receber efluente nitrificado do reator aeróbio. Para a recirculação também foi utilizada uma bomba da marca ProMinent, modelo GALA1602PPB200VA010100. A vazão de recirculação adotada foi de 3 vezes a vazão de alimentação.

A aeração foi instalada na base do reator, o fornecimento de ar no sistema foi realizado por meio de um aerador para aquário modelo Big Alfa A230, com duas saídas de ar de vazão média de 0,8 L.min⁻¹, conforme indicação do dispositivo. Foram utilizadas pedras porosas para a difusão de ar no meio líquido, as quais foram trocadas no meio do experimento devido a desgastes mecânicos. A concentração de OD no reator aeróbio ficou entre 2 e 3,5 mg.L⁻¹.

4.3.1 O Inóculo

O inóculo empregado nos reatores foi lodo biológico proveniente da Estação de Tratamento de Águas Residuárias de Abatedouro de Aves, da Avícola Dacar, localizada em Tietê, Estado de São Paulo, cuja as características visuais são mostradas nas Figuras 11 e 12. Esse lodo tem sido amplamente utilizado em pesquisas desenvolvidas no Laboratório de Processos Biológicos (LPB) da EESC-USP, (MOURA (2011) e NOCKO (2008)).



Figura 11 - Fotografia do lodo utilizado na inoculação do reator anóxico/anaeróbico



Figura 12 - Flocos de lodo em placa de Petri

4.3.2 A partida

Para o reator anaeróbico/anóxico, o lodo foi imobilizado nas estruturas cilíndricas de espuma de poliuretano segundo a metodologia sugerida por Zaiat et al. (1994). As estruturas cilíndricas foram colocadas em um tubo de PVC de 200 mm,

onde adicionou-se lodo até que todo o meio suporte estivesse em contato com o mesmo. Após um período de 24 horas, retirou-se o excesso de lodo das estruturas, e o material suporte com a biomassa já aderida foi inserida no reator.

Após a inoculação, foi adicionado o efluente industrial para início do processo de tratamento. Este reator permaneceu em fluxo contínuo por 60 dias para adaptação da biomassa. Nesse período, foram monitorados temperatura, pH, alcalinidade, DQO, N-amoniaco e NKT do efluente.

Para inoculação do reator aeróbio, o material suporte foi misturado ao efluente com lodo da Avícola Dacar e adicionado em um reator de bancada (Figura 13), contendo o material suporte (biomédias) que foi utilizado no reator aeróbio. Esse conjunto efluente, lodo e material suporte foram aerados por um período de 15 dias para desenvolvimento dos microrganismos responsáveis pela nitrificação. Nesse período, também foi monitorado temperatura, pH, alcalinidade, DQO, N-Amoniaco e NKT, para confirmação do desenvolvimento da atividade nitrificante. Após 15 dias de aeração na forma de batelada, o conteúdo do reator de bancada (efluente + lodo + material suporte) foi transferido para o reator aeróbio, que permaneceu em regime de fluxo contínuo com aeração constante por mais 20 dias, até ser interligado com o reator anaeróbio/anóxico, e passar a ser operado em série com o mesmo.



Figura 13 - Reator aeróbio de bancada alimentado com efluente da Avícola Dacar para desenvolvimento do inócuo

4.4 Análises Físico-Químicas

Os parâmetros que foram analisados durante o experimento estão representados na Tabela 2. Todas as análises apresentadas foram realizadas de acordo com APHA (2005).

Tabela 2 - Parâmetros analisados, frequência e métodos utilizados no experimento

Parâmetro/Unidade	Frequência Semanal				Metodologia	
	Afl.	Anóx.	Aer.	Efl.	Nome	Número
pH	3x	3x	3x	3x	Potenciométrico	4500-H+ B
Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	3x	3x	3x	3x	Titulométrico	2320 B
NTK	1x	1x	1x	1x	Kjeldahl	4500-Norg / 4500-NH ₃ C
N-NH ₃ ⁺ (mg.L ⁻¹)	2x	2x	2x	2x	Titulométrico	4500-NH ₃ B/C
N-NO ₂ ⁻ (mg N.L ⁻¹)	3x	3x	3x	3x	Colorimétrico (FIA)	4500-NO ₃ I <u>Colorimétrico (4500 – NO₂⁻ - B)</u>
N-NO ₃ ⁻ (mg N.L ⁻¹)	3x	3x	3x	3x	Colorimétrico (FIA)	4500-NO ₃ I <u>Colorimétrico</u>
SST (mg.L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Gravimétrico	2540 D / 2540 E
SSV (mg.L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Gravimétrico	2540 D / 2540 E
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	2x	2x	2x	2x	Refluxo Fechado	5220 D

Em que: Afl = afluente; Anóx = anóxico; Aer=aeróbio; Efl= Efluente

4.5 Determinação quantitativa da biomassa

Finalizado o período ativo do experimento, os reatores foram esvaziados para quantificação da biomassa aderida nas biomédias bem como do lodo que estava depositado no fundo dos reatores e nas espumas de poliuretano do reator de leito estruturado. Foram realizadas determinações de sólidos totais voláteis (STV), através da extração do biofilme, conforme a descrição a seguir:

- Massa de lodo no fundo dos reatores: O lodo do fundo dos reatores foi transferido para uma proveta para determinar o volume. Em seguida foi homogeneizado e foram retirados amostras para determinação das concentrações de ST e STV.

b) Massa de lodo aderida às biomédias: Foram coletadas biomédias e colocadas em 4 frascos (5 biomédias por frasco) com pérolas de vidro e água destilada, em seguida o frasco era agitado para o desprendimento da biomassa. Após retirar as biomédias e pérolas de vidro, o conteúdo foi centrifugado (5 minutos a 3000G). Posteriormente o lodo concentrado foi transferido para cápsulas de porcelana para a determinação dos ST e STV.

c) Massa de sólidos na espuma: Foram cortados cubos da espuma de poliuretano de duas hastes diferentes e para profundidades diferentes, totalizando 6 cubos de espuma. A altura e diâmetro dos cubos foram medidos para estimar o volume de cada um.

Posteriormente os cubos foram colocados em frascos separados, então cada cubo foi lavado (macerando com bastão de vidro) até que a água de lavagem ficasse limpa. A água de lavagem de cada cubo foi centrifugada e na sequência o lodo foi transferido para a determinação de ST e STV.

Após as determinações de ST e STV foi determinada a massa de sólidos em cada reator.

- Lodo acumulado no fundo dos reatores:

$$\text{Massa} = \text{Volume de lodo} \cdot \text{STV (conc.)}$$

- Lodo nas biomédias:

$$\text{Massa} = (\text{Massa/Biomédias}) \cdot (\text{N}^\circ \text{ de biomédias no reator})$$

- Lodo aderido na Espuma:

$$\text{Massa} = (\text{Massa/cm}^3) \cdot \text{Volume da espuma}$$

- Estimativa do TRC:

$$\text{TRC} = (\text{Massa de sólidos voláteis no reator}) / (\text{Massa de sólidos retirados diariamente do reator})$$

4.6 Cálculo das eficiências dos reatores

A eficiência do reator na remoção de DQO, remoção de Nitrogênio Total e de nitrificação foi calculada pelas equações 6, 7 e 8 respectivamente.

$$\text{Remoção DQO (\%)} = \frac{(DQO_{\text{afluente}} - DQO_{\text{efluente}}) * 100}{DQO_{\text{afluente}}} \quad (6)$$

$$\text{Nitrificação (\%)} = \frac{(NKT_{\text{afluente}} - NKT_{\text{efluente}}) * 100}{NKT_{\text{afluente}}} \quad (7)$$

$$\text{Remoção de Nitrogênio Total (\%)} = \frac{(NKT_{\text{afluente}} - NKT_{\text{efluente}} - N_{\text{nitrito}} - N_{\text{nitrato}}) * 100}{NKT_{\text{afluente}}} \quad (8)$$

Onde:

DQO_a = Demanda Química de Oxigênio afluente

DQO_e = Demanda Química de Oxigênio efluente

NTK_a = Nitrogênio Total Kjeldahl afluente

NTK_e = Nitrogênio Total Kjeldahl efluente

N_{nitrito} = Nitrogênio na forma de Nitrito

N_{nitrato} = Nitrogênio na forma de Nitrato

4.7 Fases de operação

A Tabela 3 demonstra as fases de operação do sistema.

Tabela 3 - Fases de operação do sistema com os respectivos parâmetros operacionais

Fases	TDH (dias)		TDH Total (dias)	Ri	Vazão (L.d ⁻¹)	Tempo de Operação (dias)
	Anóxico	Aeróbio				
Adaptação	1			Não	12	61
I	3,56	1,29	4,85	Não	2,64	44
II	2,18	0,8	3,00	Não	4,32	78
III	1,12	0,4	1,52	Sim	8,4	90
IV	0,77	0,28	1,05	Sim	12,24	47

A falta de um equipamento de remoção de gorduras (Flotador) do efluente na indústria nas primeiras coletas, favoreceu o acúmulo de gordura nas espumas do reator anóxico/aeróbio, bem como nas paredes dos dois reatores. Por esse motivo nas coletas posteriores, foi adotado o procedimento de separação física da gordura em tanque de 250 litros. A partir da Fase II o efluente foi coletado após o flotador, que removia grande parte da gordura do efluente.

A Fase III foi operada nas mesmas condições da Fase II, apenas a vazão de recirculação foi alterada para 3 vezes a vazão de alimentação.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados obtidos durante o período de operação do sistema são apresentados neste capítulo. Para facilitar o entendimento, o experimento foi dividido em 5 condições operacionais, divididas cronologicamente em: Fase de adaptação, Fase I (TDH 4,85 dias), II (TDH 3,0 dias), III (TDH 1,52 dias) e IV (TDH de 1,05 dia). As características operacionais de cada condição estudada e os resultados de todos os parâmetros de monitoramento serão apresentados nos itens subsequentes.

O resumo estatístico dos parâmetros monitorados durante as diferentes fases do experimento são apresentados nas Tabelas A.1 a A.5, no anexo A.

5.1 Temperatura

O controle da temperatura do efluente é fundamental para o bom desempenho dos processos biológicos de remoção de nitrogênio e matéria orgânica (LI et al., 2012). Porém, a temperatura começou a ser monitorada a partir do final da fase de adaptação seguindo até o fim do trabalho. Os valores medidos ao longo do experimento são mostrados na Figura 14.

Observa-se, na Figura 14, que durante as Fases I e II, as temperaturas (°C) apresentaram valores médios ($23,3 \pm 3,3$ e $23,4 \pm 2,8$ °C) menores que aqueles verificados nas Fases III e IV ($27,2 \pm 1,8$ e $28,6 \pm 2,0$ °C).

Nas Fases I e II as temperaturas oscilaram respectivamente entre 16,9 e 27,2 e 17,5 a 28,1 °C.

A eficácia do processo de nitrificação e o metabolismo microbiano podem diminuir consideravelmente em temperaturas abaixo de 10°C. De acordo com Bitton (2005), a velocidade de multiplicação das bactérias nitrificantes é comprometida pela temperatura acima de 30 °C. Durante as Fases III e IV, em geral as temperaturas foram maiores que 25 °C e em determinados períodos chegaram a 30 °C.

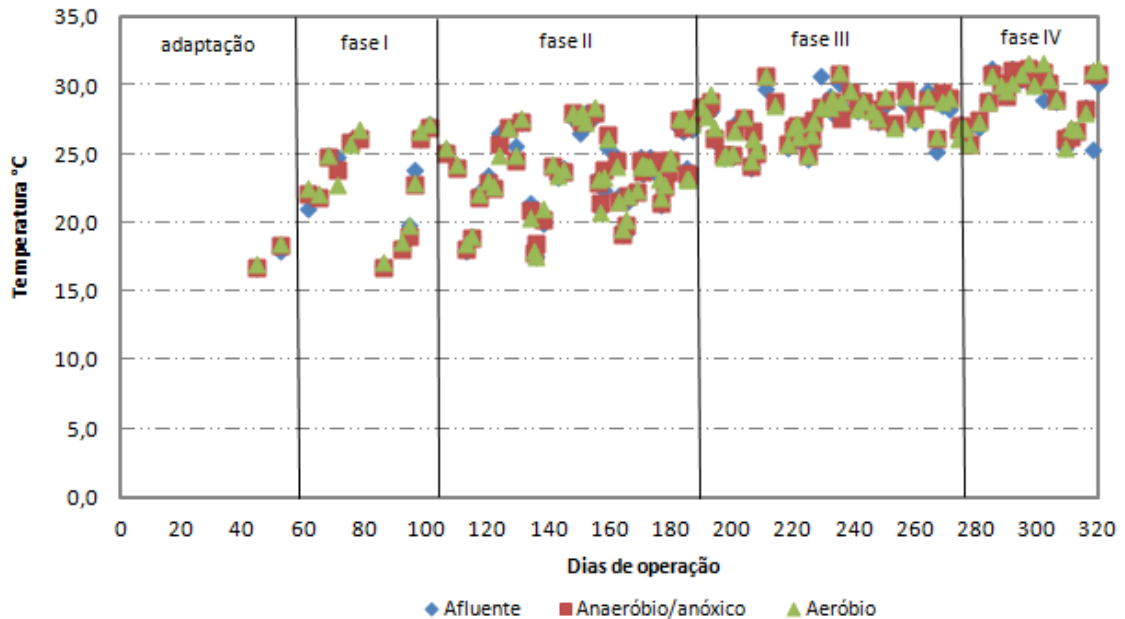


Figura 14 - Variação da temperatura ao longo das fases

5.2 pH

O pH do afluente manteve-se na faixa de 6,0 a 9,0 durante a operação do sistema, conforme mostrado na Figura 15. As oscilações do pH do afluente, devem-se aos diferentes períodos de coleta deste na indústria.

A partir do início da Fase II, o sistema de tratamento da indústria foi readequado, constando de calha parshall, peneira estática, flotador, correção de pH e tanque de armazenamento. As coletas foram realizadas logo após ao flotador e a correção de pH, portanto depois da remoção da gordura.

No reator anaeróbico/anóxico o pH variou na faixa de 6,1 a 8,6. No efluente do reator aeróbio o pH variou nas Fases de adaptação, I, II, III e IV respectivamente entre 6,7 a 7,1; 5,9 a 8,5; 6,1 a 9,4; 6,6 a 8,2 e 6,5 a 8,5. No final da Fase I, início da II e na Fase IV foi adicionado bicarbonato de sódio ao reator aeróbio para correção do pH, pois de acordo com Dinçer e Kargi (2000), o valor de pH ótimo para a ocorrência da nitrificação fica entre 7,5 e 8,5, já em valores inferiores à 6,5 a nitrificação praticamente cessa por falta da amônia livre e aumento considerável da concentração de nitrito.

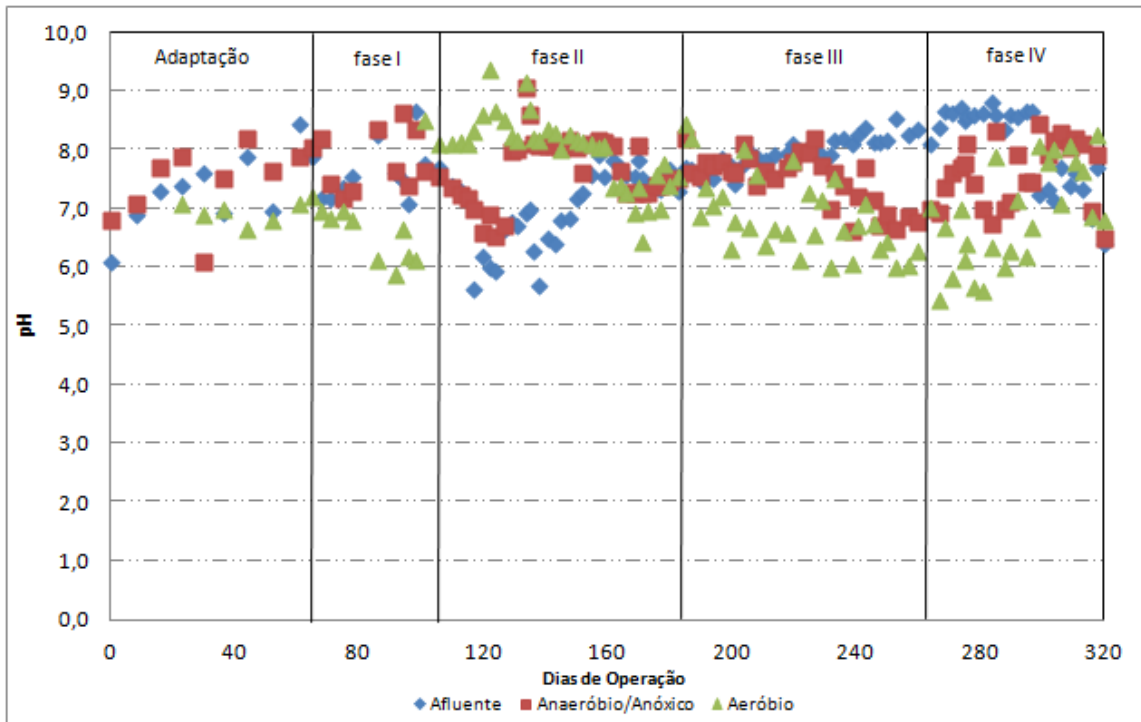


Figura 15 - Variação do pH ao longo das fases

Em seus estudos, Pambrun et al. (2008), observaram que em pH menor que 7,5 a taxa de nitrificação decresce progressivamente quando a amônia livre torna-se limitante, enquanto em pH acima de 8,5 a taxa de nitrificação decresce rapidamente pelo aumento das concentrações de amônia livre. Esses autores analisaram o decréscimo da nitrificação com a redução das concentrações de amônia livre que está de acordo com a suposição de que essa forma de N-amoniaco seria o principal substrato das bactérias oxidadoras de amônia.

No que diz respeito à oscilação de pH, houve pequenas variações nos reatores em questão, mantendo-se níveis favoráveis ao processo de nitrificação e de remoção de matéria orgânica. Os valores médio de pH foram de 7,5 e 6,8 respectivamente, para reator anaeróbio/anóxico e aeróbio .

5.3 Alcalinidade

Na Figura 16 são apresentados os valores de alcalinidade total, a bicarbonato e a ácidos voláteis do afluente, e do efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio na Fase de Adaptação.

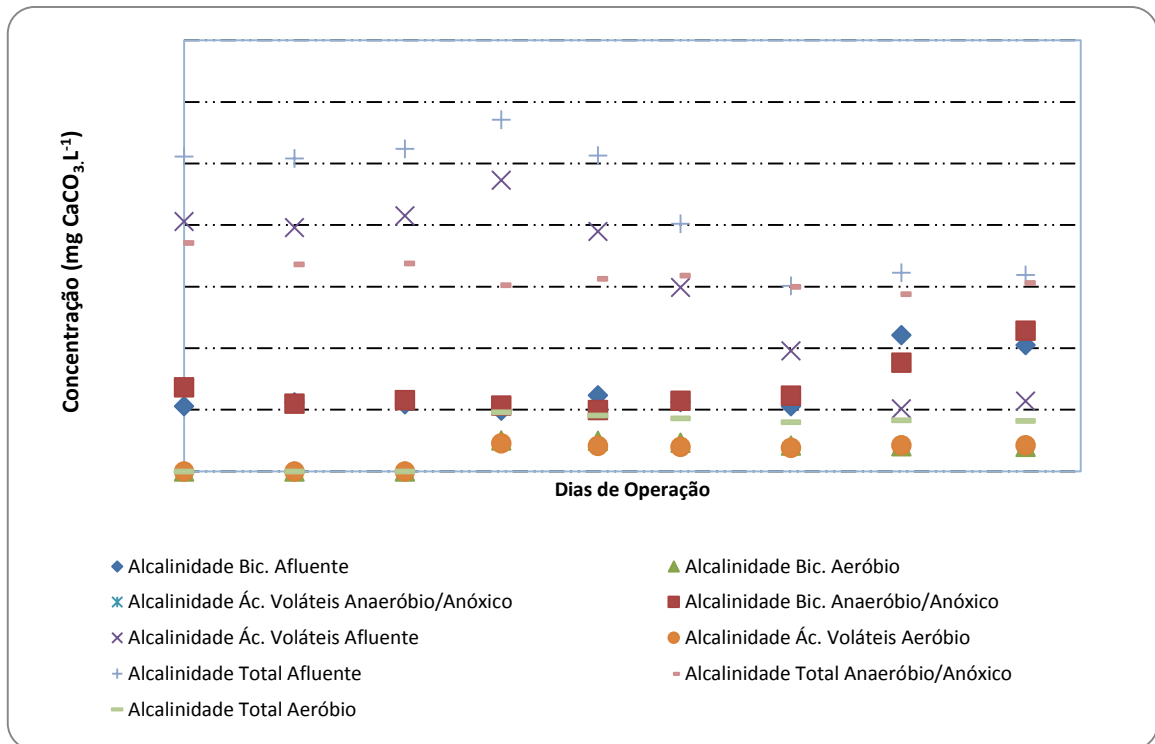


Figura 16 - Variação de alcalinidade ao longo da fase de adaptação

Nota-se que durante o período de adaptação a alcalinidade a bicarbonato aumentou, enquanto a alcalinidade devido a ácidos voláteis decresceu no reator anaeróbio/anóxico, isso sugere a estabilização da biomassa no reator.

Nas Figuras 17 a 19, são mostrados os valores de alcalinidade total, a bicarbonato e devido a ácidos voláteis no sistema, para as Fases I a IV.

A alcalinidade total média do afluente foi de 4408 ± 1419 ; 2575 ± 1096 ; 3101 ± 948 e 2832 ± 1299 mg CaCO₃.L⁻¹ para as Fases I a IV, enquanto no efluente do reator anaeróbio/anóxico estes valores foram de 4399 ± 1290 ; 2743 ± 1290 ; 1379 ± 1286 e 704 ± 672 mg CaCO₃.L⁻¹. Nas Fases III e IV a alcalinidade no reator anaeróbio/anóxico, quando comparada a do afluente sofreu maiores decréscimos, possivelmente devido ao efeito da recirculação do efluente do reator aeróbio para o anaeróbio/anóxico.

No reator aeróbio devido ao decréscimo da alcalinidade e, conseqüente redução do pH, foi necessário adicionar fonte externa de alcalinidade ao final da Fase I, início da II e durante a Fase IV. Nesses períodos pode-se observar no gráfico da Figura 19 maior variabilidade dos valores de alcalinidade total, bem como valores mais elevados.

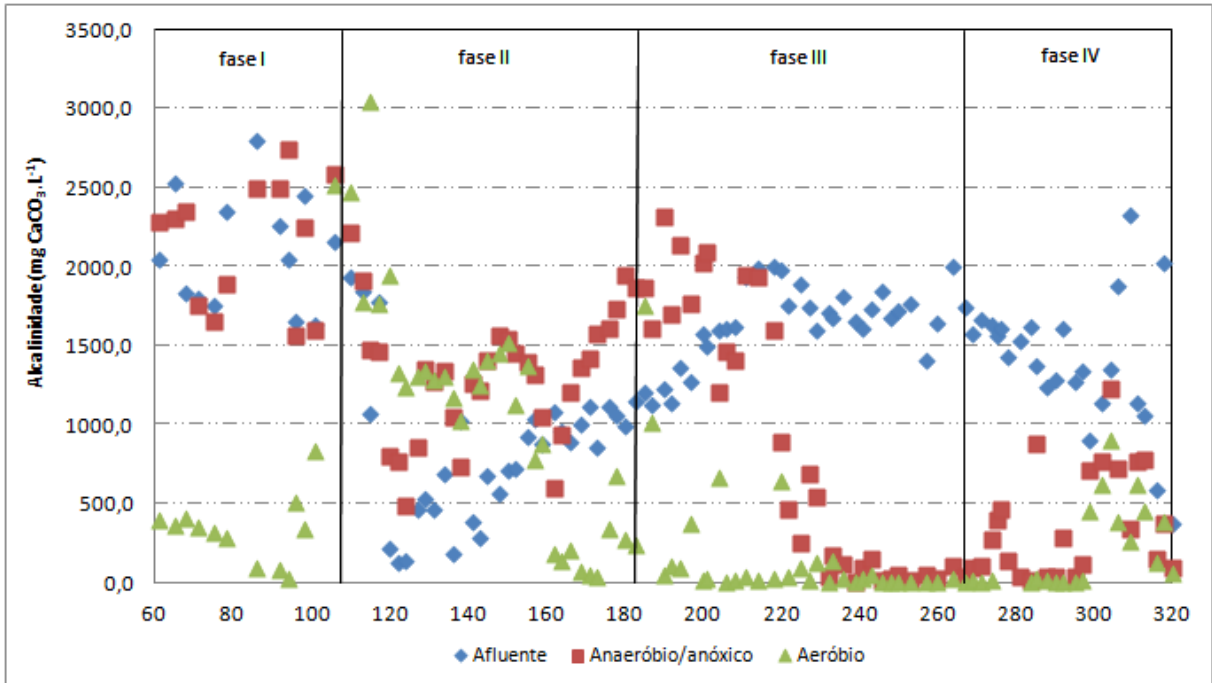


Figura 17 - Variação da alcalinidade devido a bicarbonato ao longo das fases

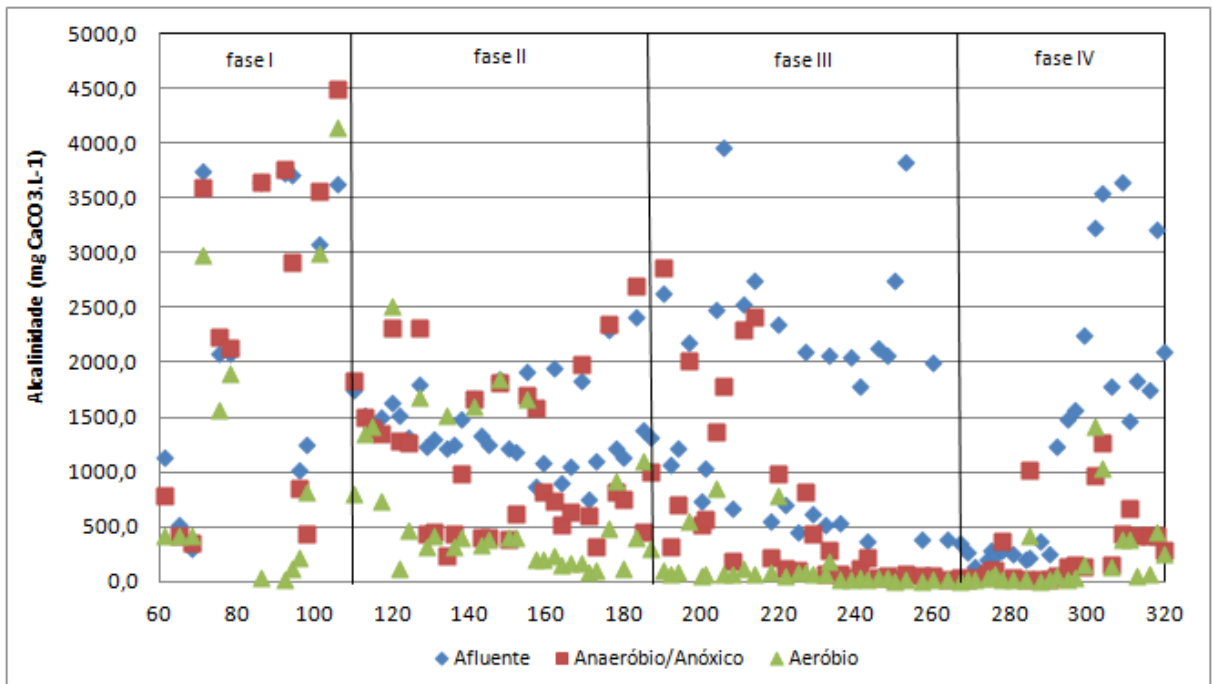


Figura 18 - Variação da alcalinidade devido a ácidos voláteis

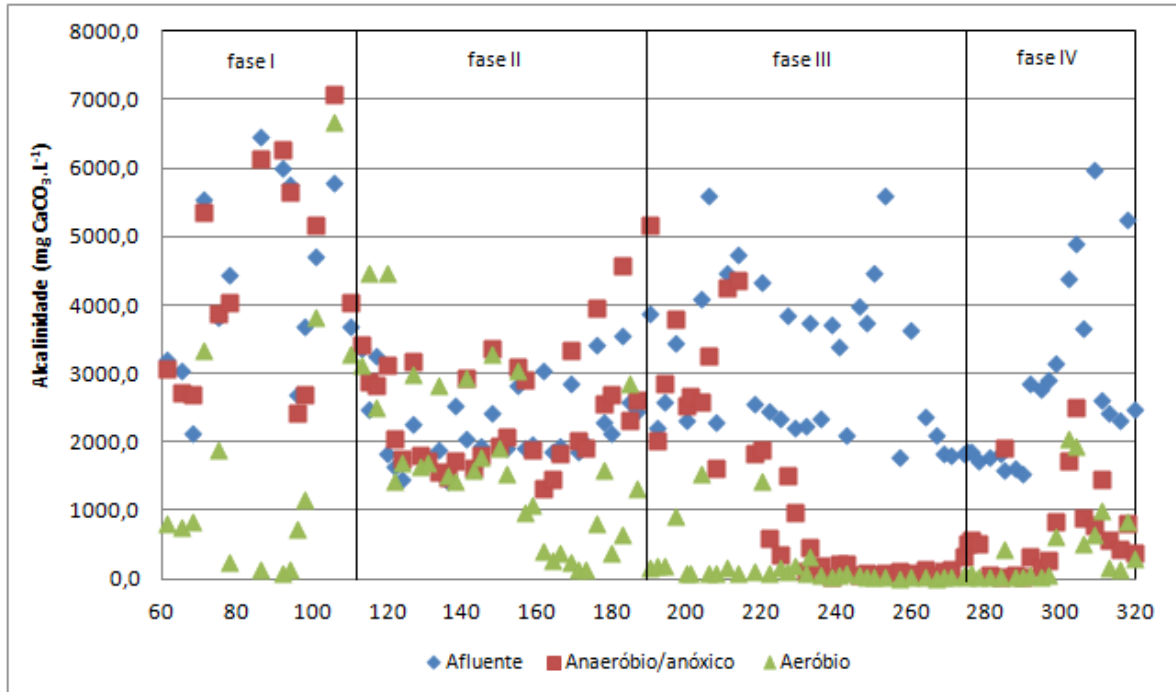


Figura 19 - Variação da alcalinidade total ao longo das fases

A alcalinidade em concentrações adequadas garante o fornecimento de carbono inorgânico, necessário às bactérias nitrificantes, bem como aos requisitos de alcalinidade associados à neutralização de íons hidrogênio gerados na nitrificação. Segundo Gray (2004), a alcalinidade nos efluentes industriais com carga orgânica elevada deverá ser suficiente para suprir e equilibrar a acidez produzida na nitrificação.

Entretanto, poucos trabalhos da literatura fazem referência à interferência direta da alcalinidade no processo de nitrificação (RUSTEN et al., 2006, TOKUTOMI et al., 2006, SIN et al., 2008). Os estudos realizados neste contexto são no sentido de investigar até que ponto a ausência de alcalinidade suficiente no meio reacional pode interferir na capacidade de nitrificação de um sistema.

5.4 Remoção de DQO

Durante a Fase de Adaptação os valores médios de DQO total e filtrada para o afluente e reator anaeróbio/anóxico foram de 4008 ± 507 e 2732 ± 288 e de 3982 ± 308 e 2617 ± 333 mgO₂.L⁻¹. Analisando os valores de DQO desse período, nota-se que a remoção no reator anaeróbio/anóxico foi insignificante. O efluente do reator aeróbio, que nesta fase foi operado em batelada, apresentou valores de DQO total e

filtrada de 2411 ± 288 e de 1626 ± 60 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$.

Nas Figuras 20 a 23 são apresentados os gráficos Box-plot de frequência de distribuição dos resultados de DQO total e filtrada para cada condição operacional testada. Nos Box-plots são representados o primeiro (25%), segundo (50%) e terceiro (75%) quartis, bem como os percentis 5% e 95% e os valores mínimos e máximos da distribuição. Para esse tipo de representação, pode-se afirmar que quanto maior a altura do box maior será a heterogeneidade da amostra, conseqüentemente, maior será o desvio padrão.

Na Fase I os valores de DQO total foram de 4084 ± 1342 ; 3725 ± 1227 e 2199 ± 442 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ para o afluente e efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio e para DQO filtrada foram de 3080 ± 1315 ; 2669 ± 1067 e 1692 ± 652 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$. A eficiência média global de remoção de DQO no sistema foi de 43 e 42% para a total e filtrada respectivamente. Verificou-se nessa fase a maior parcela de remoção de DQO ocorreu no reator aeróbio, 37% para a total e 35% para a filtrada, esta constatação pode ser visualizada na Figura 20.

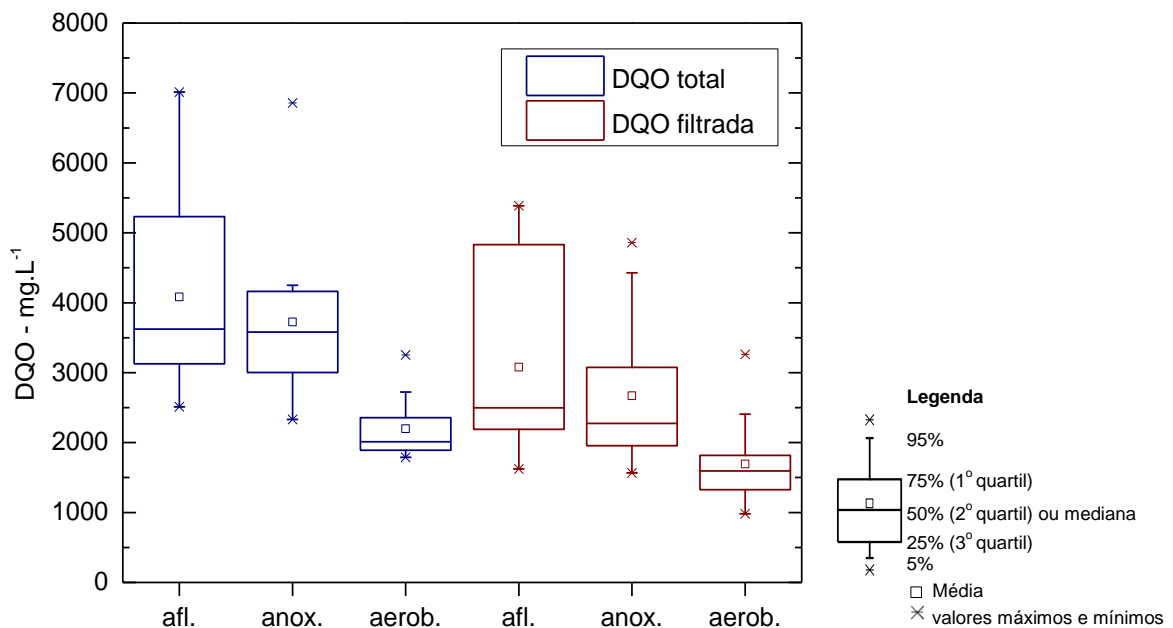


Figura 20 - Valores de DQO afluente e efluente na fase I

Os baixos valores de remoção da Fase I, podem ser devido ao excesso de gordura do efluente, uma vez que, nas coletas desta fase, ainda não havia sido implantado o sistema de tratamento para remoção de gordura. As baixas temperaturas e o fato do reator anaeróbio/anóxico não estar ainda estabilizado também podem ter contribuído para a baixa eficiência de remoção de DQO.

Na Fase II, os valores médios de DQO total foram de 4629 ± 2312 ; 3244 ± 2533 e 2081 ± 2099 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ para o afluente e efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio, e para DQO filtrada os valores foram de 3025 ± 1218 ; 2114 ± 1297 e 1179 ± 970 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$.

A variabilidade dos valores de DQO deve-se a concentração da DQO afluente nos primeiros 5 dias desta fase. Desconsiderando esses valores iniciais, os valores de DQO total seriam de 3796 ± 1188 ; 2411 ± 1597 e 1282 ± 828 , e de DQO filtrada de 2811 ± 1069 ; 1826 ± 1050 e 1030 ± 760 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$.

A eficiência média de remoção de DQO total e filtrada foi de 62 e 65% para o sistema global, de 37 e 35% no reator anaeróbio/anóxico e de 41 e 46% no reator aeróbio. Desconsiderados os primeiros 5 dias da Fase II a eficiência global do sistema seria de 68 e 67%, para DQO total e Filtrada.

Na Figura 21 pode-se observar a variabilidade dos resultados de DQO na Fase II. Salienta-se os outliers nos resultados de DQO total do afluente e do efluente do reator anaeróbio/anóxico.

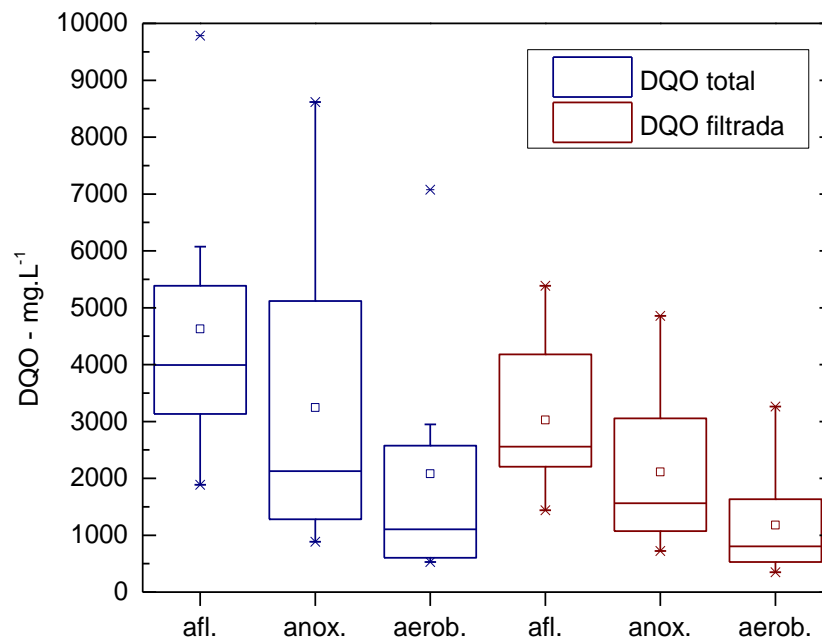


Figura 21 - Valores de DQO afluente e efluente na fase II

No decorrer da Fase III, os valores médios de DQO total foram de 2347 ± 655 ; 1425 ± 361 e 514 ± 152 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ para o afluente, reator anaeróbio/anóxico e aeróbio respectivamente. Para DQO filtrada os valores médios foram de 1323 ± 365 ;

763 \pm 218 e 348 \pm 135 mgO₂.L⁻¹ para o afluente, reator anaeróbio/anóxico e aeróbio respectivamente. A eficiência de remoção de DQO total para o reator anaeróbio/anóxico e aeróbio foi de 40% e 62%, respectivamente. Já a eficiência de remoção de DQO filtrada para os mesmos reatores foi 42% e 53%. A eficiência de remoção global do sistema para DQO total e filtrada foi de 76 e 73% respectivamente.

O aumento das taxas de remoção de DQO pode ter sido favorecido pelo aumento da temperatura do efluente e manutenção de sua média acima de 26,1 °C, faixa considerada ótima para as bactérias heterotróficas de acordo com ANDALIB et al., 2012. Os valores de DQO total e filtrada em termos de porcentagens são apresentados na Figura 22.

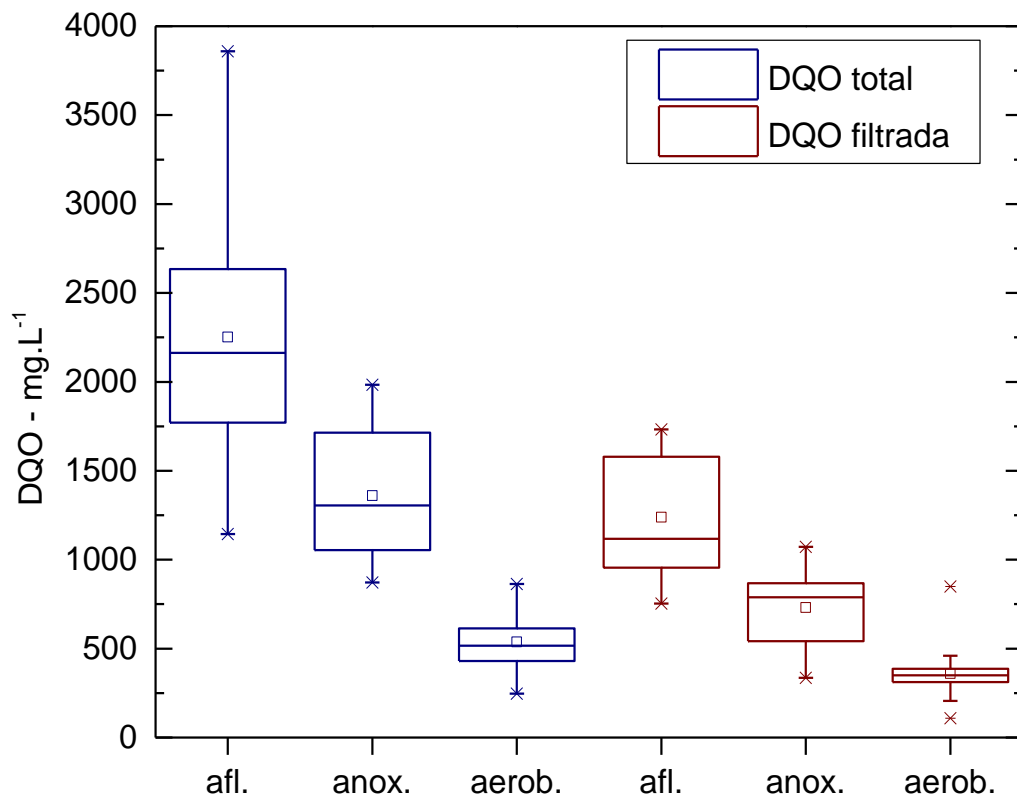


Figura 22 - Valores de DQO afluente e efluente na Fase III

Os valores médios de DQO total da Fase IV foram de 3800 \pm 707; 1800 \pm 173 e de 546 \pm 128 mgO₂.L⁻¹ para o afluente e efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio, enquanto os valores de DQO filtrada foram de 2272 \pm 410; 1017 \pm 127 e 280 \pm 78 mgO₂.L⁻¹.

A Fase IV foi significativa em termos de remoção de matéria orgânica. A eficiência de remoção de DQO total para o reator anaeróbio/anóxico e aeróbio foi de

52 e 70% respectivamente. Já a eficiência de remoção de DQO filtrada para os mesmos reatores foi 55 e 72%. A eficiência global de remoção foi de 85 e 87% para DQO total e filtrada respectivamente conforme mostra a Figura 23.

O aumento da eficiência de remoção de DQO das Fases I e II para as Fases III e IV, pode estar relacionada ao aumento da temperatura e sua manutenção no intervalo ótimo para as bactérias heterotróficas responsáveis pela remoção de matéria orgânica. Moura et al. (2012), trabalhando com efluente sintético, DQO em torno de $370 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, em reator de leito estruturado com aeração intermitente e temperatura controlada na faixa de $26,5$ a $28,3 \text{ }^\circ\text{C}$ obteve eficiências de remoção de DQO superiores a 85% (atingindo uma eficiência máxima de 91%). Neste trabalho na Fase IV a média de temperatura foi de $31,5 \text{ }^\circ\text{C}$, com mínima de $30,1 \text{ }^\circ\text{C}$ e máxima de $37,2 \text{ }^\circ\text{C}$, faixas consideradas ótimas para as bactérias heterotróficas responsáveis pela degradação da matéria orgânica.

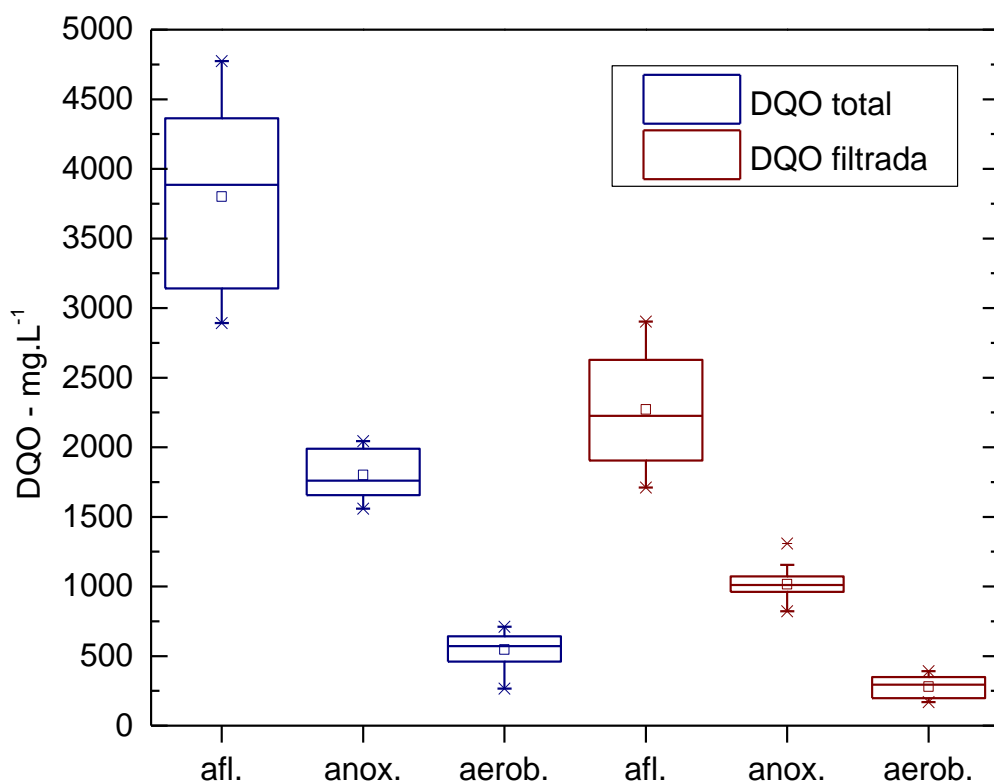


Figura 23 - Valores de DQO afluente e efluente na fase IV

Wosiack et al (2013), trabalhando com efluente de indústria de ração animal, avaliaram a eficiência de um reator de leito estruturado, operado em batelada, durante o processo de partida do mesmo, quanto à remoção de DQO e Nitrogênio

Total. No que concerne a remoção de DQO, a eficiência foi de 91,8% com aeração contínua do reator.

5.5 Remoção de Nitrogênio

Nas Figuras 24 a 28, são mostrados os resultados de NKT, N-amoniacal e N-oxidado para o afluente e para o efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio nas Fases I, II, III e IV. Na Fase de adaptação as concentrações médias de NKT, para o afluente e efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio foram de $952,5 \pm 119,7$; $859,9 \pm 113$ e $707,6 \pm 31,2$ e de $614,4 \pm 114,9$; $474,5 \pm 154,4$ e $519,7 \pm 5,7$ para o N-amoniacal. Neste período o reator aeróbio era alimentado em regime de batelada e recebia o afluente bruto. Apesar da remoção de nitrogênio ainda ser incipiente no reator em batelada aeróbio, foi dado início a Fase I com os reatores operando em série e sem recirculação do efluente.

A Figura 24 ilustra os valores de NKT e N-amoniacal durante a fase de adaptação.

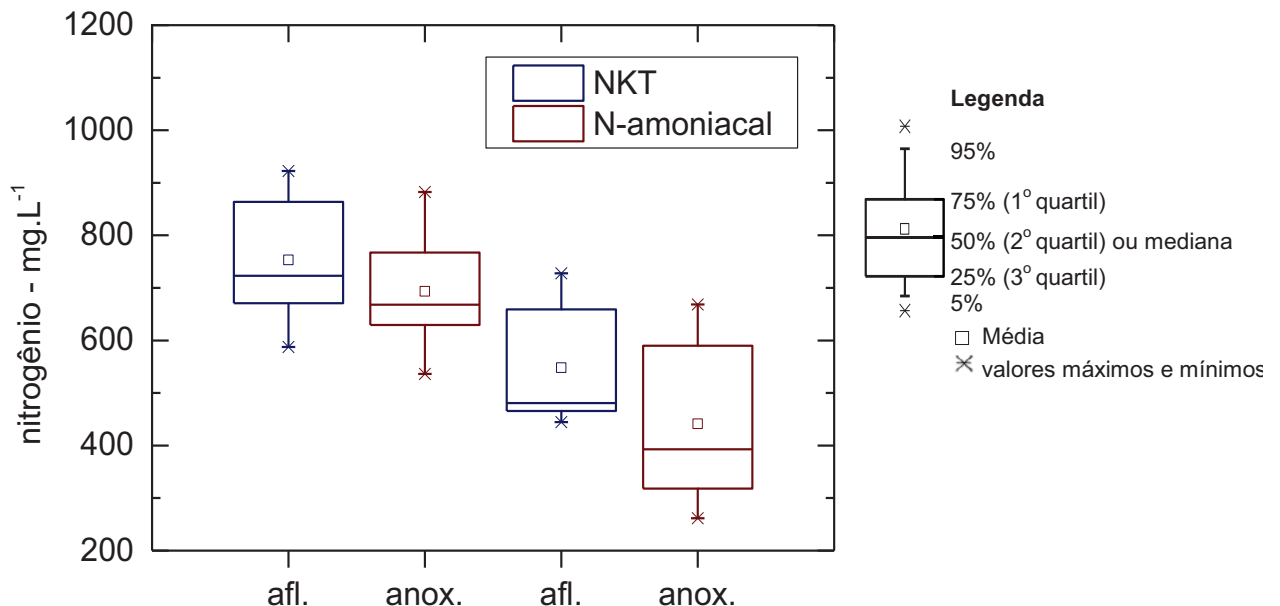


Figura 24 - Valores de NKT e N-amoniacal no período de adaptação

As concentrações médias de NKT e N-amoniacal para a Fase I, foram de $934,1 \pm 137,8$; $894,3 \pm 140,3$ e $685,6 \pm 210,9$ e de $716,0 \pm 149,8$; $624,0 \pm 162,1$ e $367,6 \pm 150,3$ mgNH₄.L⁻¹, respectivamente para o afluente e efluente dos reatores.

Considerando a porcentagem de amonificação nota-se que a relação de N-amoniacal/NKT foi de 81, 74 e 65% para o afluente e efluente dos reatores. Esses valores indicam que parte do NKT no efluente deve-se a perda de biomassa. Por isso, a eficiência de remoção de nitrogênio foi estimada considerando o NKT afluente e efluente ($30,5 \pm 19,0\%$) e o N-amoniacal efluente ($55,7 \pm 22,0\%$). Como os dados de SSV do efluente neste período não foram determinados, não foi possível estimar o nitrogênio orgânico devido a presença de biomassa.

Segundo Sant'anna Junior (2010), o pH ideal de nitrificação situa-se na faixa de 7,5 a 9,0 e valores superiores a esta faixa, reduzem a taxa de nitrificação pela metade. A baixa eficiência de nitrificação na Fase I pode estar relacionada aos valores de temperatura.

Na Fase I a relação de DQO/N afluente foi de (4,6:1), concentrações elevadas de matéria orgânica no afluente, favorecem o crescimento das bactérias heterotróficas em relação ao das bactérias nitrificantes na porção aeróbia do biofilme, fazendo com que a densidade de bactérias nitrificantes seja muito baixa e, por isso, as taxas de nitrificação tornem-se insignificantes (HEM et al., 1994; CHEN et al., 1998).

Xia et al (2008), avaliaram a distribuição das bactérias oxidadoras de amônia (BOA) e das bactérias oxidadoras de nitrito (BON) em relação às bactérias heterotróficas para diferentes razões C/N (2,5; 3,8; 4,5; 5,2; 6,4 e 8,1). Os pesquisadores utilizaram para esta finalidade um reator compacto com biomassa aderida do tipo MBBR. Dos resultados obtidos, eles observaram que a proporção de nitrificantes: heterotróficas que era de aproximadamente 1:10 e, decrescia com o aumento da razão C/N.

A temperatura ótima da nitrificação parcial deve estar entre 25 e 30 °C de acordo com Sant'anna Junior (2010), porém nesta fase a temperatura variou entre 16,9 a 27,2 °C, com média de $23,3 \pm 3,3$ °C. Além do reator aeróbio estar em fase de adaptação à operação em fluxo contínuo e em série com o anaeróbio/anóxico, e, portanto, a nitrificação ainda era incipiente, as temperaturas mais baixas, em relação as demais fases, podem ter afetado o desenvolvimento da nitrificação.

Durante a Fase I não foram determinados os valores de nitrito e nitrato, por isso nesta fase não foi possível estimar a remoção de nitrogênio total. As concentrações de N-amoniacal no efluente do reator aeróbio decresceram de 547,1 mgNH₄.L⁻¹ no início da fase, para 137,7 mgNH₄.L⁻¹ no final da fase, demonstrando

que a atividade nitrificante aumentou progressivamente durante esta fase, apesar dos valores observados de DQO/N (4,6 : 1), aplicados ao reator aeróbio.

A carga orgânica aplicada nos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio respectivamente, foram de 0,940 e 0,844 kgDQO.m³.d⁻¹, que pode ser considerada elevada para a efetividade da remoção de matéria carbonácea e ação das bactérias nitrificantes (WANG et al., 2008). Uma vez aumentado o TDH as bactérias ficaram mais tempo em contato com o efluente e, conseqüentemente, houve maior degradação de matéria orgânica. A nitrificação também foi favorecida pelo aumento do TDH como pode ser observado na Figura 25.

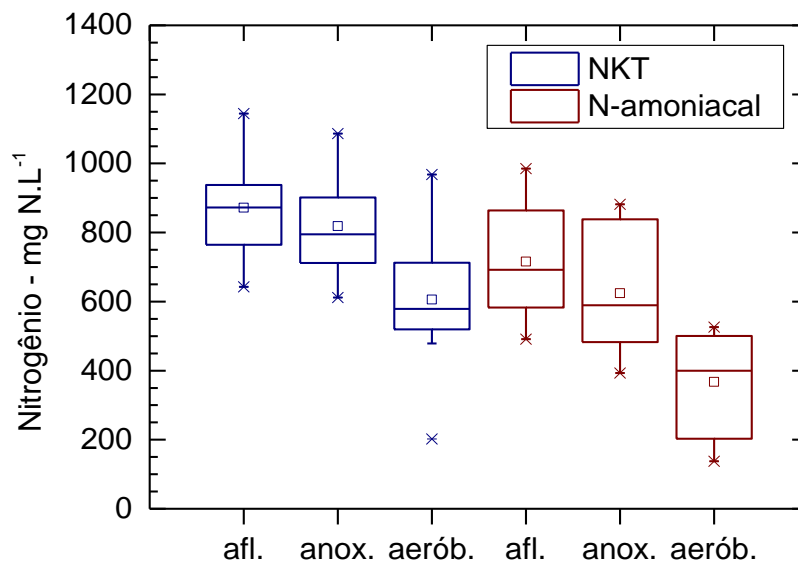


Figura 25 - Valores de NKT e N-amoniacal na fase I

Na Fase II houve aumento na eficiência de remoção de N-amoniacal e NKT, conforme pode ser observado na Figura 26. Logo no início houve baixa eficiência de remoção de nitrogênio, que pode estar associado aos baixos valores de temperatura e pH no início desta fase, que reduzem a atividade das bactérias nitrificantes.

As concentrações médias de N-amoniacal foram de $605,8 \pm 183,6$; $522,5 \pm 196,4$ e $305,7 \pm 170,8$ mgNH₄.L⁻¹ para o afluente e efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio respectivamente. Apesar de ter sido uma fase que teve a interferência de temperaturas baixas, oscilação de pH e alcalinidade, a eficiência global de remoção de N-amoniacal foi de 61,8%, em relação ao N-amoniacal afluente e de 41,0% em relação do NKT efluente. Em média 30% do NKT efluente era devido a fração orgânica. A eficiência de remoção de nitrogênio total estimada a partir do

início até o final da Fase II foi de 29,6 e 47,8%, quando considerado o NKT efluente e N-amoniacoal efluente. As determinações de nitrito e nitrato foram realizadas apenas a partir da metade da Fase II.

Rusten et al (2006), concluíram que a concentração de OD no meio para a nitrificação deve ser mantida na faixa de 2 a 5 mg O₂.L⁻¹, para que o processo não seja afetado. No início desta fase foi medido a concentração de OD do reator aeróbio, que apresentou 3,7 mg O₂. L⁻¹. Wang et al. (2008) avaliaram um sistema combinado de coagulação/floculação e reator de leito móvel com biofilme (MBBR) usado para a remoção de nitrogênio pelo processo denominado de nitrificação e desnitrificação simultâneas (SND). O processo foi estabilizado com uma concentração de OD acima de 2 mg O₂.L⁻¹. Foi obtida remoção total de nitrogênio da ordem de 90%, para concentração média de NKT de 734 mgNH₄.L⁻¹.

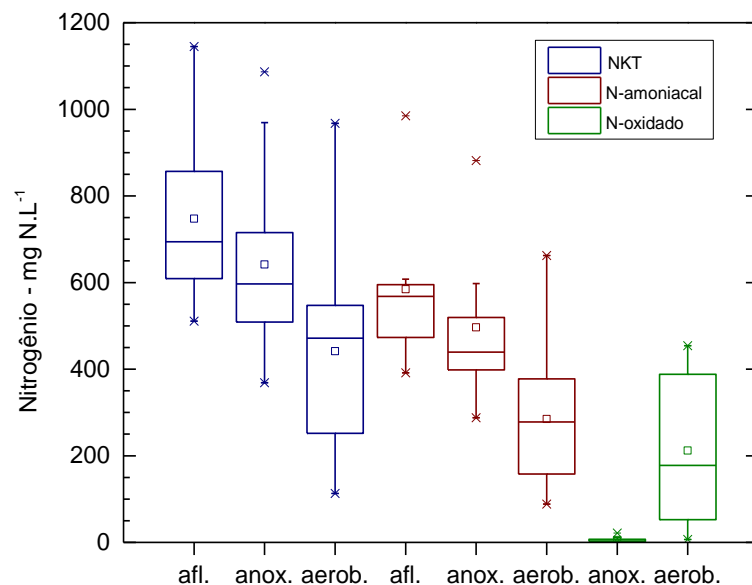


Figura 26 - Valores de NKT e N-amoniacoal na fase II.

No decorrer da Fase III, as condições ambientais foram mais favoráveis para o processo de nitrificação, tais como pH, temperatura, alcalinidade e aeração, sendo essenciais para o desenvolvimento deste processo. Contudo as características do biofilme são os principais requisitos para que as etapas de nitrificação e nitratação sucedam de forma adequada (TEIXEIRA 2006).

Constata-se analisando a Figura 27 que na Fase III a nitrificação foi eficiente, além disso pode-se observar que a maior variabilidade das concentrações de NKT e N-amoniacoal ocorreram no reator anaeróbio/anóxico. É possível observar alguns

“outliers” nos resultados de NKT, N-amoniacal e N-oxidado do efluente do reator aeróbio. As concentrações médias de NKT foram de $542,7 \pm 142,1$; $386,1 \pm 155,2$ e $113,9 \pm 92,7$ $\text{mgNH}_4.\text{L}^{-1}$ para o afluente e efluente dos reatores, enquanto as concentrações de N-amoniacal foram de $406,1 \pm 45,5$; $232,2 \pm 113,8$ e $50,1 \pm 55,9$ $\text{mgNH}_4.\text{L}^{-1}$.

As concentrações de nitrito foram de $13,1 \pm 21,4$ e $72,8 \pm 69,1$ $\text{mgN-NO}_2.\text{L}^{-1}$, para o efluente do anaeróbio/anóxico e aeróbio e as de nitrato foram de $65,9 \pm 59,3$ e $158,8 \pm 105,3$ $\text{mgN-NO}_3.\text{L}^{-1}$. A eficiência de nitrificação foi em média de 81,2 e 88,7% considerando o NKT efluente e o N-amoniacal efluente. Enquanto a remoção de nitrogênio total foi de 55,8 e 63,1%, em relação as forma de nitrogênio efluente.

A recirculação do efluente nitrificado do reator aeróbio para o anaeróbio/anóxico de leito estruturado favoreceu a desnitrificação no sistema, chegando a uma eficiência de remoção de nitrogênio total de 55,8%. A elevação da temperatura também contribuiu para a eficiência de remoção de nitrogênio. Em resumo a temperatura e a recirculação contribuíram de maneira efetiva no desenvolvimento dos processos de nitrificação e desnitrificação durante esta fase, como pode ser observado na Figura 27.

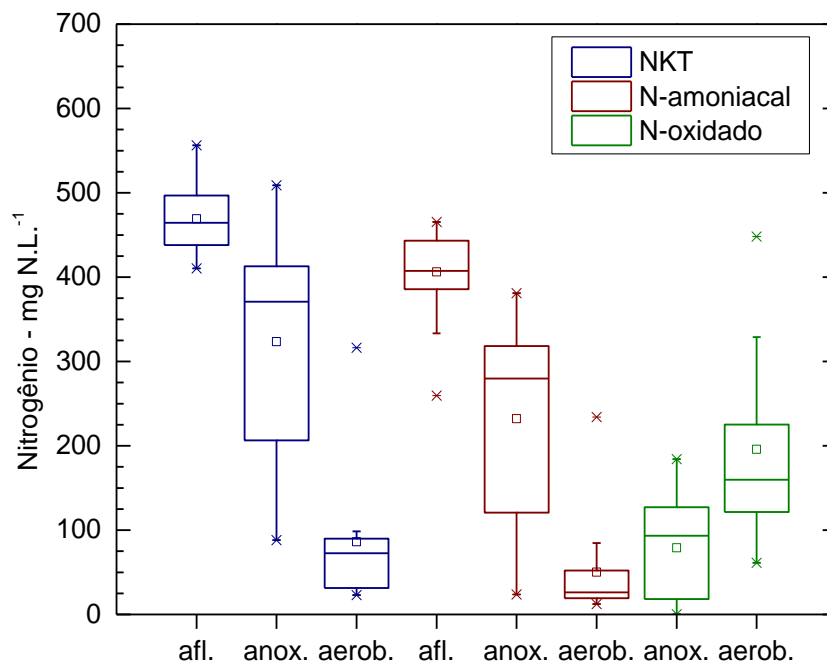


Figura 27 - Valores de NKT e N-amoniacal na Fase III

Observando-se a Figura 28, nota-se que durante a Fase IV a nitrificação e desnitrificação foram eficientes. Verifica-se também a presença da variabilidade dos resultados, inclusive com “outliers”.

Na Fase IV as concentrações médias de NKT foram de $624,7 \pm 236,3$; $201,3 \pm 149,1$ e de $67,3 \pm 69,2$ $\text{mgNH}_4\cdot\text{L}^{-1}$ e as concentrações de N-amoniacoal foram de $528,4 \pm 174,1$; $121,3 \pm 48,0$ e $23,0 \pm 21,2$ $\text{mgNH}_4\cdot\text{L}^{-1}$ para o afluente e efluente. A eficiência de nitrificação foi de 89,7 e 96,9% e a remoção de nitrogênio total foi de 76,1 e 82,1%, respectivamente em relação ao NKT e N-amoniacoal do efluente.

Na Figura 28 está demonstrado que, como aconteceu para remoção de matéria orgânica, a Fase IV apresentou bom desempenho na remoção de nitrogênio. Devido às ótimas condições estabelecidas no meio reacional (temperatura, pH, alcalinidade, aeração e carga orgânica).

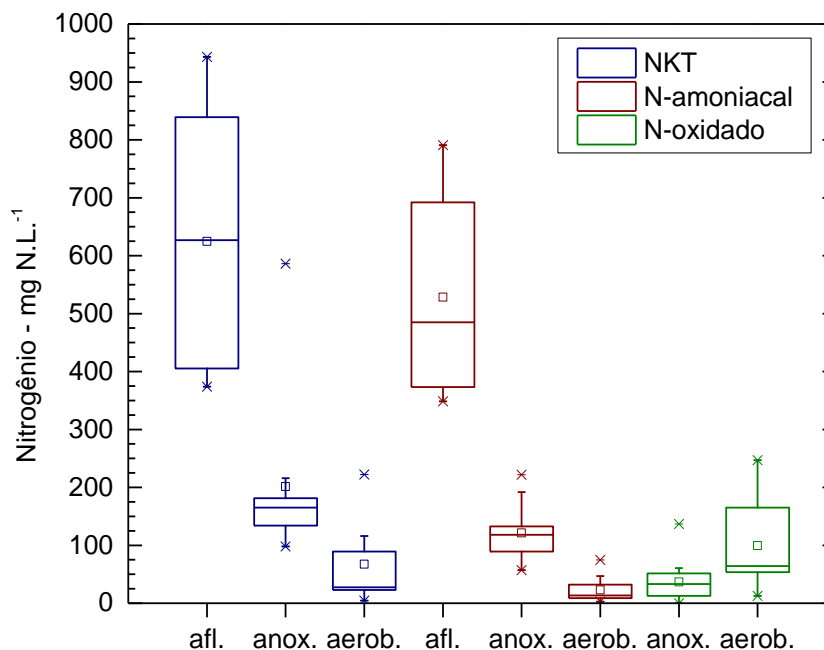


Figura 28 - Valores de NKT e N-amoniacoal na fase IV

Na Figura 29 é mostrada a relação entre a temperatura e as eficiências de nitrificação, remoção de nitrogênio total e de DQO total e filtrada. Observa-se que apesar da redução do TDH nas fases III e IV, tanto a eficiência de remoção de nitrogênio como a de DQO aumentou. Nota-se que especialmente a eficiência de nitrificação aumentou nestas duas últimas fases. É possível que esse acréscimo na eficiência esteja relacionado com a recirculação do efluente nitrificado para o reator

anaeróbio/anóxico e com o aumento da temperatura, cujos valores médios foram: 23,3; 23,4; 27,2 e 28,6 °C para as Fases I, II, III e IV, respectivamente.

Salveti et al (2006), investigaram o efeito da temperatura na nitrificação do efluente de uma planta de tratamento por lodos ativados utilizando dois MBBRs: R1 alimentado com concentrações de amônia muito pequenas e R2 operado com baixas concentrações de oxigênio. Nestas condições adversas foi observado aumento significativo da dependência da taxa de nitrificação com a temperatura. A baixa atividade microbiana foi atribuída à temperatura do efluente.

Wosiack et al (2013), trabalharam com efluente semelhante porém diluído na proporção de 2:1, reator em batelada e TDH de 1 dia, obtiveram remoção de N-total de 93,3%, com 100% de nitrificação durante o experimento e 98,1% de desnitrificação, para aeração contínua do reator de leito estruturado. Os autores concluíram que o principal mecanismo de remoção de nitrogênio do reator foi a nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS), com a provável formação de um biofilme aeróbio e outro anóxico.

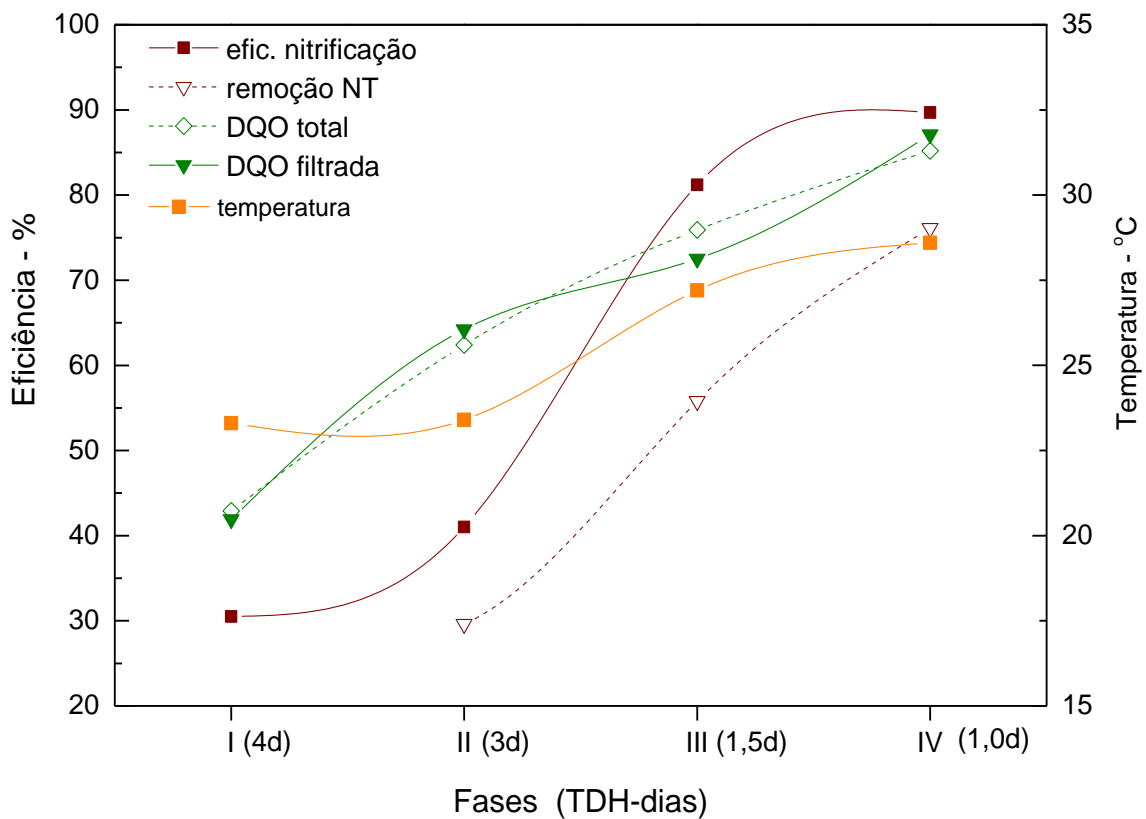


Figura 29 - Relação entre temperatura e as eficiências de nitrificação, remoção de nitrogênio total e de DQO total e filtrada para as fases I, II, III e IV

5.6 SÓLIDOS

O controle de sólidos teve início na metade da Fase II, porém devido a algumas discrepâncias nos resultados foram consideradas somente os resultados das Fases III e IV.

Durante a operação do sistema, observou-se a formação de um material polimérico no interior do reator. Com intuito de minimizar algum efeito negativo que esse polímero poderia ocasionar no sistema, foram realizados descartes periódicos desse material em momentos que se verificava acúmulo dele no interior do reator.

Nas Tabelas 4 e 5 são apresentados, respectivamente, os valores médios das concentrações sólidos do afluente, e do efluente dos reatores anaeróbio/anóxico e aeróbio com as respectivas cargas de sólidos aplicadas e removidas no sistema. A Figura 30 ilustra graficamente as concentrações dos sólidos durante a operação do sistema.

Tabela 4 - SST, SSV e SSF em (mg.L⁻¹) ao longo das fases III e IV

Fase	Afluente			Anóxico			Aeróbio		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
III	155	92	49	77	47	37	32	23	16
IV	137	100	30	77	49	22	61	39	12

Tabela 5 - Carga aplicada (kg/m³. dia), carga removida (kg/m³. dia) e razão entre carga removida e aplicada (%), nas fases III e IV

Fase	Carga aplicada		Carga removida		Carga remov./Carga apl. (%)	
	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV
III	0,104	0,061	0,081	0,047	78,135	75,953
IV	0,137	0,100	0,075	0,056	55,183	56,250

A eficiência de remoção de sólidos foi menor na Fase IV quando comparada a III, devido a maior perda de biomassa do reator aeróbio nessa fase.

A final da Fase IV, foi estimada a concentração de sólidos nos reatores para o cálculo do TRC. O TRC estimado foi de 130 dias para o reator anaeróbio/anóxico e

de 26 dias para o aeróbio. O maior TRC para o reator anaeróbio/anóxico está relacionada as propriedades da espuma de poliuretano, que propiciam maior adesão da biomassa associada ao fato desse reator receber o efluente bruto com elevada concentração de matéria orgânica, enquanto o reator aeróbio era usado para a nitrificação.

Com a alteração do TDH de 4 dias para 1 dia ao longo do tempo, houve aumento significativo na formação desse polímero no reator anaeróbio/anóxico, tornando-se necessário realizar descargas de fundo para aliviar o sistema. Todavia, mesmo com os descartes do polímero, observou-se que ainda havia grande quantidade dele aderido ao biofilme, essa película formada pelo polímero pode ter dificultado a difusão de oxigênio no interior do meio suporte, potencializando a queda da nitrificação e consequentemente diminuindo a eficiência de remoção de N-total.

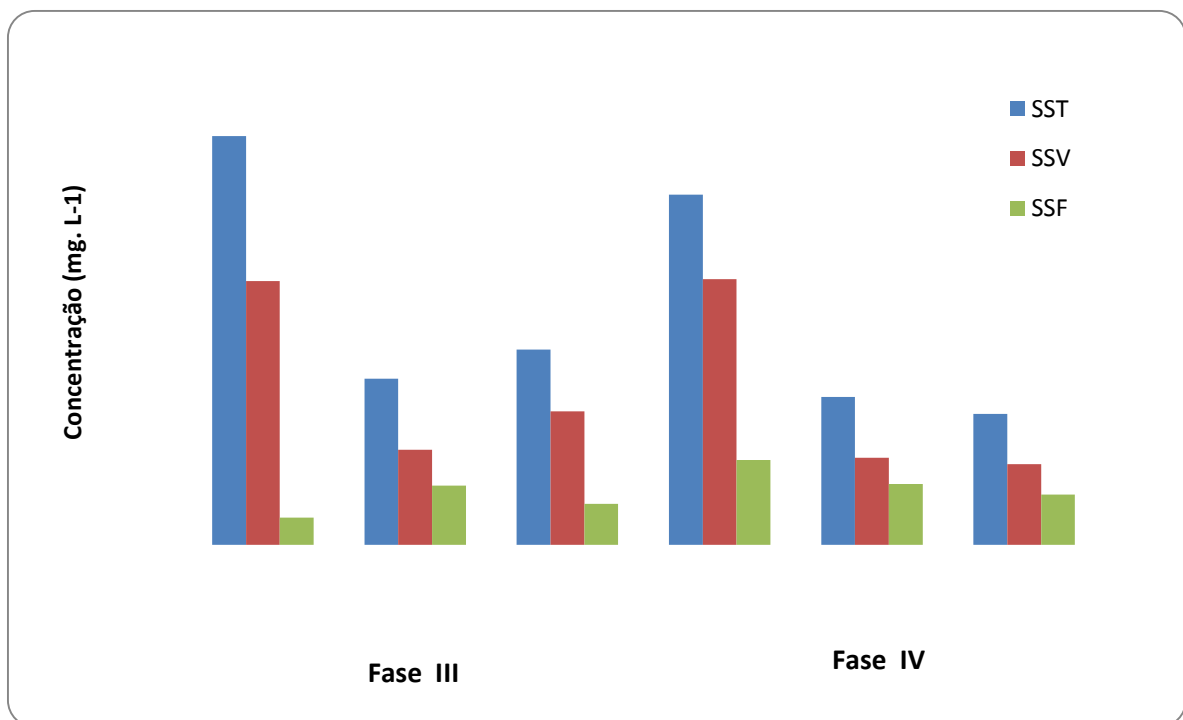


Figura 30 - Variação de SST, SSF e SSV ao longo das fases do experimento

A remoção média de sólidos em suspensão totais e voláteis no sistema foi da ordem de 75% para as Fases III (TDH=1,5d) e IV (TDH-1,0 d). As concentrações médias de SSV no efluente do sistema foram para as Fases III e IV, respectivamente, de 21 e 31 mg.L⁻¹.

Pode-se observar também que as concentrações de SSV no efluente dos reatores foram relativamente baixas nas condições operacionais da fase III e IV, indicando que não houve eliminação de biomassa em quantidades significativas no efluente. Isso faz com que esse sistema torne-se vantajoso quando comparado a reatores de biomassa em suspensão, pois não há necessidade de decantadores para separação da biomassa no efluente, porém deve-se salientar a importância do descarte de fundo periódico.

Considerando que as células bacterianas tem aproximadamente 12% (cultura pura) de seu peso seco de N, estimou-se que a contribuição média de nitrogênio orgânico no efluente devido a perda de biomassa foi, aproximadamente, de 2,76 e 4,68 mgN.L⁻¹ para as Fases III e IV e em torno de 2,4 e 6,9% do NKT efluente.

6. CONCLUSÕES

O trabalho realizado, empregando reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado, seguido de reator aeróbio de leito móvel para o tratamento de efluentes da indústria de ração animal, visando à remoção de matéria orgânica e nitrogenada, permite concluir que:

- A aplicação do sistema de tratamento biológico com reator de leito estruturado associado a reator de leito móvel (MBBR) com biofilme fixo é viável para remoção de matéria orgânica e nitrogênio, mesmo quando o afluente possui elevadas concentrações de DQO (1144 a 4774 mg.L⁻¹) e de NKT (374 a 2163 mg N-NH₃.L⁻¹);
- Os reatores analisados mostraram-se eficientes na remoção de DQO e de Nitrogênio Total, chegando a níveis de 87 e 76%, respectivamente, para concentrações médias afluente de 3800 ± 707 mg O₂.L⁻¹ e 624,7 ± 236,3 N-NH₃.L⁻¹, em TDH de 1,0 dias. O carbono presente no efluente industrial foi suficiente para que ocorresse a desnitrificação, não sendo necessária adição de fonte externa de carbono.
- O sistema apresentou desempenho satisfatório com relação ao processo de nitrificação. Observou-se a ocorrência do processo de Nitrificação a níveis que variaram de 81% (TDH 1,5 dias) a 90% (1,0 dias).
- A elevação de temperatura média de 23,3 e 23,4 para 27,2 e 28,6 °C foram essenciais para que o sistema apresentasse desempenho satisfatório no processo de nitrificação do efluente industrial com elevada concentração de N-amoniacoal;
- A recirculação do efluente nitrificado favoreceu o processo de desnitrificação e remoção de matéria orgânica do sistema;
- O leito estruturado formado por espuma de poliuretano se mostrou uma excelente alternativa como meio suporte para biomassa. A fixação da biomassa no meio suporte, resultou em baixas concentrações de SSV no efluente;
- A remoção média de sólidos totais e voláteis no sistema foi da ordem de 75% para as Fases III (TDH=1,5d) e IV (TDH=1,0 d);

- A idade do lodo estimada para os reatores, ao final do período experimental, foi de aproximadamente 130 dias no reator anaeróbio/anóxico de leito estruturado e de 26 dias no reator aeróbio de leito móvel.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como recomendação para futuros trabalhos, recomenda-se a continuidade dos estudos com esses tipos de reatores, operando com diferentes águas residuárias, como esgoto sanitário, da indústria de alimentos, papel e celulose entre outras, a fim de verificar a viabilidade e eficiência dessa tecnologia para estes efluentes.

Também seria interessante o estudo desse reator com dimensões maiores, pois se tornaria possível obter parâmetros de projeto e operacionais mais próximos da realidade, permitindo aplicar essa nova tecnologia em escala real. Inovador no que diz respeito à sua concepção, compacto e eficiente para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

REFERÊNCIAS

ABEF. Associação Brasileira dos Exportadores de Frango; UBA. União Brasileira de Avicultura. Relatório Anual 2013. Disponível em: <<http://www.ubabef.com.br>>. Acesso em: 28 Julho. 2014.

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

American Public Health Association (APHA), "**Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21st**, Centennial Edition, Washington, 2005".

ANDALIB, M., NAKHLA, G., ZHU, J. High rate biological nutrient removal from high strength wastewater using anerobic-circulating fluidized bed bioreactor (A-CFBBR). **Bioresource Technology**, v.118, p.526-535, 2012.

BASSIN, J.P., DEZOTTI, M., "Reator de Leito Móvel com Biofilme/ Moving Bed Biofilm Reactor - MBBR". In: DEZOTTI, M., SANT'ANNA JR., G. L., BASSIN, J. P., **Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana**, 1 ed., Capítulo 3, Rio de Janeiro, Editora Interciência, 2011.

BITTON, G. **Wastewater Microbiology**. 3 ed. John Wiley & Sons, Inc, 2005.

BRASIL (2005). Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). **Resolução nº357, de 17 de março de 2005**. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br>>. Acesso em: 20 fev. 2013.

BRASIL (2011). Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). **Resolução nº430, de 13 de maio de 2011**. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br>>. Acesso em: 20 fev. 2013.

CHAN, Y. J.; CHONG, M. F.; LAW, C. L.; HASSEL, D. G. A review on anaerobic–aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v.155, p. 1–18, 2009.

CHEN, K. C.; LEE, S. C.; CHIN, S. C.; HOUNG, J. Y. Simultaneous carbon-nitrogen removal in wastewater using phosphorylated pva-immobilized microorganisms. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 23, n. 5, p. 311-320, 1998.

CHUANG, H.P.; OHASHI, A.; IMACHI, H.; TANDUKAR, M.; HARADA, H. Effective partial nitrification to nitrite by down-flow hanging sponge reactor under limited oxygen condition. **Water Research**, 41, 2007.

DAPENA-MORA, A.; CAMPOS, J. L.; MOSQUERA-CORRAL, A.; JETTEN, M. S. M.; MENDEZ, R. Stability of the anammox process in a gas-lift reactor and a sbr. **Journal of Biotechnology**, v. 110, n. 2, p. 159-170, 2004.

DINÇER, A.R. and KARGI, F. Kinetics of Sequential Nitrification and Denitrification Process. **Enzyme and Microbial Technology**, n. 27, p. 37 – 42, 2000.

DO CANTO, C. S. A.; RODRIGUES, J. A. D.; RATUSZNEI, S. M.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Feasibility of nitrification/denitrification in a sequencing batch biofilm reactor with liquid circulation applied to post-treatment. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 3, p. 644-654, 2008.

Environmental Protection Agency (EPA). **Nitrogen control**. Washington (DC): US EPA; 1993.

GRAY, N. F. **Biology of wastewater treatment**. London: Imperial College Press, 1420p. 2004.

HARHANGI, H. R., LE R. M., VAN ALEN T., HU B-L., GROEN. J., KARTAL. B., TRINGE, S. G., Quan Z-X., Jetten MSM., Op den Camp, H. J. M. Hydrazine synthase, a unique phylomarker with which to study the presence and biodiversity of anammox bacteria. **Application Environment Microbiology**. 78:752–758, 2012.

HEM, L. J., RUSTEN, B., BROCH-DUE, A., MATTSSON, E., WESTRUM, T. Treatment of forest industry wastewater in moving bed biofilm reactor, Proceedings 49th Annual Purdue University Industrial Waste Conference, in press, 1994.

HENDRICKX, T., WANG, Y., KAMPMAN, C., ZEEMAN, G., TEMMINK, H., BUISMAN, C. Autotrophic nitrogen removal from low strength waste water at low temperature. **Water Research**. 46:2187–2193, 2012.

HOLMAN, J. B.; WAREHAM, D. G. Cod, ammonia and dissolved oxygen time profiles in the simultaneous nitrification/denitrification process. **Biochemical Engineering Journal**, v. 22, n. 2, p. 125-133, 2005.

HU, J., LI, D., LIU, Q. Effect of Organic Carbon on Nitrification Efficiency and Community Composition of Nitrifying Biofilms, **Journal of Environmental Sciences**, v. 21, pp. 387 – 394, 2009.

HUNIK, J. H., MEIJER, H. J. G., TRAMPER, J. Kinetics of *Nitrobacter agilis* at extreme substrate, product and salt concentrations. **Appl. Microbiol Biotechnol**, v.40, n.(2–3), p.442–448, 1993.

IAMAMOTO, C. Y. **Remoção de Nitrogênio de Águas Residuárias com Elevada Concentração de Nitrogênio Amoniacal em Reator Contendo Biomassa em Suspensão Operado em Batelada Sequenciais e Sob Aeração Intermitente**. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

JEYANAYAGAM, S. True confessions of the biological nutrient removal process. **Water Resources Journal**, p. 37-46, 2005.

JOO, H.; HIRAI, M.; SHODA, M. Characteristics of ammonium removal by heterotrophic nitrification-aerobic denitrification by *Alcaligenes faecalis*. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v.100, n.2, p.184-191, 2005.

JOO, H.; HIRAI, M.; SHODA, M. Piggery wastewater treatment using *Alcaligenes faecalis* strain No. 4 with heterotrophic nitrification and aerobic denitrification. **Water Research**, v.40, n.16, p.3029-3036, 2006.

JETTEN, M. S. M.; STROUS, M.; VAN DE PAS-SCHOONEN, K. T.; SCHALK, J.; VAN DONGEN, U.; VAN DE GRAAF, A. A.; LOGEMANN, S.; MUYZER, G.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; KUENEN, J. G. The anaerobic oxidation of ammonium. **Fems Microbiology Reviews**, v. 22, n. 5, p. 421-437, 1998.

KIM, DONG-JIN; LEE, DONG-IG; KELLER, JÜRIG; Effect of temperature and free ammonia on nitrification and nitrite accumulation in landfill leachate and analysis of its nitrifying bacterial community by FISH. **Bioresourse Technology** v. 97 p. 459-468, 2006.

KHIN, T.; ANNACHHATRE, A. P. Novel microbial nitrogen removal processes. **Biotechnology Advances**, v. 22, n. 7, p. 519-532, 2004.

KIST, L.T.; EL MOUTAQI, S.; MACHADO, E.L. et al. Cleaner Production In The Management Of Water Use At a Poultry Slaughterhouse of Vale do Taquari, Brazil: a Case Study. **Journal of Cleaner Production**, n. 17, p.1200-1205, 2009.

KUENEN, J. G. Anammox bacteria: From discovery to application. **Nature Reviews Microbiology**, v. 6, n. 4, p. 320-326, 2008.

KUMAR, M.; LIN, G-J. Co-existence of anammox and denitrification for simultaneous nitrogen and carbon removal-Strategies and issues. **Journal of Hazardous Materials**, v. 178, p. 1-9, 2010.

LI, M., NAKHLA, G., ZHU, J. Simultaneous Carbon and nitrogen removal with enhanced bioparticle circulation in a circulating fluidized bed biofilm reactor. **Chem. Eng. J.** 181-182, 35-44, 2012.

LIU, Y. C.; SHI, H. C.; XIA, L.; SHI, H. M.; SHEN, T. G.; WANG, Z. Q.; WANG, G.; WANG, Y. Z. Study of operational conditions of simultaneous nitrification and

denitrification in a carousel oxidation ditch for domestic wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 3, p. 901-906, 2010.

Daniel, E. Pozzi, E. Foresti, F.A. Chinalia, Removal of ammonium via simultaneous nitrification-denitrification nitrite-shortcut in a single packed-bed batch reactor, **Bioresources Technolog**, 100 (3) 1100–1107, (2009).

METCALF & EDDY Inc. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. Tata McGraw-Hill Edition, 2003.

MITTAL, G. S. Treatment of wastewater from abattoirs before land application – a review. **Bioresource Technology**, EUA, v. 97, p.1119–1135, 2006.

MOCKAITIS, G.; PANTOJA, L. J.; RODRIGUES, A. J.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Continuous anaerobic bioreactor with a fixed-structure bed (ABFSB) for wastewater treatment with low solids and low applied organic loading content. **Bioprocess Biosystem Engineer**, V. 37, p.1361–1368, 2014.

MORITA, M.; UEMOTO, H.; WATANABE, A. Nitrogen-removal bioreactor capable of simultaneous nitrification and denitrification for application to industrial wastewater treatment. **Biochemical Engineering Journal**, v.41, n.1, p.59-66, 2008.

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

MOURA, R. B. **Desempenho de um reator vertical de fluxo contínuo e leito estruturado com recirculação do efluente, submetido à aeração intermitente, na remoção de carbono e nitrogênio de um efluente sintético**. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

MUNCH, E. V.; LANT, P.; KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. **Water Research**, v. 30, n. 2, p. 277-284, 1996.

MULDER, A.; VANDEGRAAF, A. A.; ROBERTSON, L. A.; KUENEN, J. G. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized-bed reactor. **Fems Microbiology Ecology**, v. 16, n. 3, p. 177-183, 1995.

NIELSEN, M.; BOLLMANN, A.; SLIEKERS, A.O.; JETTEN, M.S.M.; SCHMID, M.; STROUS, M.; SCHMIDT, I.; LARSEN, L.H.; NIELSEN, L.P.; REVSBECH, N.P. Kinetics, diffusional, limitation and microscale distribution of chemistry and organisms in a CANON reactor. **FEMS Microbiology Ecology**, v.51, p.247-256, 2005..

NOCKO, L. M. **Remoção de carbono e nitrogênio em reator de leito móvel submetido à aeração intermitente**. 2008. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos.

PAMBRUN, V.; PAUL, E.; SPÉRANDIO, M. Control and modeling of partial nitrification of effluents with high ammonia concentrations in sequencing batch reactor, *Chemical Engineering and Process*, vol. 4, p. 323–329. 2008.

POCHANA, K.; KELLER, J. Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (snd). **Water Science and Technology**, v. 39, n. 6, p. 61-68, 1999.

QUAN, F.; YUXIAO, W.; TIANMIM, W.; HAO, Z.; LIBING, C.; CHONG, Z.; ZHANG, H, C.; XIUGIN, K.; Xin-Hui, X. Effects of packing rates of cubic-shaped polyurethane foam carriers on the microbial community and the removal of organics and nitrogen in moving bed biofilm reactors. **Bioresource Technology**, v.117, p.201-207, 2012.

RIBEIRO, R.; VARESCHE, M. B. A.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Influence of the carbon source on the anaerobic biomass adhesion on polyurethane foam matrices. **Journal of Environmental Management**, v. 74, n. 2, p. 187-194, 2005.

RITTMANN, B. E.; MCCARTY, P. L. **Environmental biotechnology: principles and applications**. New York, NY: McGraw-Hill; 2001.

RUIZ, G., JEISON, D., RUBILAR, O. Nitrification–Denitrification via Nitrite Accumulation for Nitrogen Removal from Wastewaters. **Bioresource Technology**, v. 97, pp. 330 – 335, 2006.

RUSTEN, B.; EIKEBROKK, B.; ULGENES, Y.; LYGREN, E. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. **Aquacultural Engineering**, v. 34 p.322–331, 2006.

SALVETTI, R., AZZELLINO, A., CANZIANI, R. Effects of Temperature on Tertiary Nitrification in Moving-Bed Biofilm Reactors, **Water Research**, v. 40, p. 2981 – 2993, 2006.

SANT'ANNA JUNIOR, G. L. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência, 2010. 418p.

SEDLAK, Richard L. **Phosphorus and Nitrogen Removal From Municipal Wastewater**. 2. ed. 1991.

S. Yang, F.L. Yang, Z.M. Fu, R.B. Lei, Comparison between a moving bed membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor on organic carbon and nitrogen removal, **Bioresources Technology**. 100 (8), 2369 - 2374 (2009).

SCHIMIDT, I., SLIEKERS, O., SCHMID, M., BOCK, E., FUERST., KUENEN., J.G., JETTEN, M., S., M., STROUS, M. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS Microbiology Reviews**. V.27., p. 481-492, 2003.

SHARMA, B.; AHLERT, R. C. Nitrification and nitrogen removal. **Water Research**, v.11, n.10, p.897-925, 1977.

SIN, G., KAELIN, D., KAMPSCHREUR, M. J. Modelling Nitrite in Wastewater Treatment Systems: a Discussion of Different Modelling Concepts, **Water Science and Technology**, v. 58, n. 6, pp. 1155 – 1171, 2008.

SLIEKERS, A.O.; DERWORT, N.; CAMPOS GOMES, J.L.; STROUS, M.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.S. Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. **Water Research**, v.36, p.2475-2482, 2002.

STROUS, M.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M. Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. **Appl Environ Microbiol.** Vol 65. p. 3248 -3250, 1999.

SURAMPALLI, R. Y., TYAGI, R. D., SCHEIBLE, O. K. Nitrification, Denitrification and Phosphorous Removal in Sequential Batch Reactors, **Bioresource Technology**, v. 61, pp. 151 – 157, 1997.

TEIXEIRA, R. M. **Remoção de nitrogênio de efluentes da indústria frigorífica através da aplicação dos processos de nitrificação e desnitrificação em biorreatores utilizados em um sistema de lagoas de tratamento.** 2006. 148f. Tese (Pós-graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis – SC.

TOKUTOMI, T., KIYOGAWA, C., SHIBAYAMA, H. H. Effect of Inorganic Carbon on Nitrite Accumulation in an Aerobic Granule Reactor, **Water Science and Technology**, v. 35, n. 12, p. 285 – 294, 2006.

VAN DER GRAAF, A. A.; DE BRUIJN, P.; ROBERTSON, L.A.; JETTEN, M.S.M.; KUENEN, J.G. Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms in a fluidized bed reactor. **Microbiology**, v.142, p. 2187-2196, 1996.

VAN DONGEN, U.; JETTEN, M.S.M.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. The SHARON-Anammox process for treatment of ammonium rich wastewater. **Water Science and Technology**, v.44, p.153-160, 2001.

VAZQUEZ-PADIN JR, FERNANDEZ, I. MORALES, N. CAMPOS, J, L. MOSQUERA-CORRAL, A. MENDEZ, R. Autotrophic nitrogen removal at low temperature. **Water Sci. Technol.** 63:1282–1288, 2011.

VERSTRAETE, W. PHILIPS, S. Nitrification-Denitrification processes and technologies in new contexts. **Environmental pollution**, v.102, p.717-720, 1998.

VILLAVERDE, S. Recent developments on biological nutrient removal process for wastewater treatment. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v.3, n.2, p.171-183, 2004.

XIA, S.; LI, J.; WANG, R. Nitrogen Removal Performance and Microbial Community Structure Dynamics Response to Carbon Nitrogen Ratio in a Compact Suspended Carrier Biofilm Reactor”, **Ecological Engineering**, v. 32, pp. 256 – 262, 2008.

YANG, Q., PENG, Y. LIU, X., ZENG, W., MINO, T. E SATOH, H. Nitrogen removal via nitrite from municipal wastewater at low temperatures using real-time control to optimize nitrifying communities. **Environmental science and technology**, 41(43), 8159-8164, (2009).

YUAN, X. J.; GAO, D.W. Effect of dissolved oxygen on nitrogen removal and process control in aerobic granular sludge reactor. **Journal of Hazardous Materials**, v. 178, n. 1-3, p. 1041-1045, 2010.

YOO, K.; AHN, K. H.; LEE, H. J.; LEE, K. H.; KWAK, Y. J.; SONG, K. G. Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (snd) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. **Water Research**, v. 33, n. 1, p. 145-154, 1999.

WANG JIANLONG; PENG YONGZHEN; WANG SHUYING; GAO YOUNGQING. Nitrogen Removal by Simultaneous Nitrification and Denitrification via Nitrite in Sequence Hybrid Biological Reactor. **Chinese Journal of Chemical Engineering**, vol.16 (5), p.778-784, 2008.

WANG, X. J., XIA, S. Q., CHEN, L., ZHAO, J. F., RENAULT, N. J., CHOVELON, J. M. Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor , **Process Biochemistry**, v.41, n. 4, pp. 824-828, 2009.

WOSIACK, A. P., KOKI, R. C., BARANA, C. A., DOLL, R. M. M., LOPES, D. D., DAMIANOVIC, Z. R. H. M., Avaliação da partida de reator biológico visando a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada de efluente de fábrica de ração animal. **Revista de Engenharia e tecnologia**, v.5, nº 3, pp. 33-43, 2013.

ZAIAT, M.; CABRAL, A. K. A.; FORESTI, E. Reator anaeróbio de leito fixo para tratamento de águas residuárias: Concepção e avaliação preliminar do desempenho. **Revista Brasileira de Engenharia – Caderno de Engenharia Química**, v. 11, p. 33, 1994.

ZENG, R. J.; LEMAIRE, R.; YUAN, Z.; KELLER, J. Simultaneous nitrification, denitrification, and phosphorus removal in a lab-scale sequencing batch reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v.84, n.2, p.170-178, 2003.

ZHANG, P.; ZHOU, Q. Simultaneous nitrification and denitrification in activated sludge system under low oxygen concentration. **Environmental Science Engineering**, v.1, n.1, p.49-52, 2007.

ZHAO, H. W.; MAVINIC, D. S.; OLDHAM, W. K.; KOCH, F. A. Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two-stage intermittent aeration process treating domestic sewage. **Water Research**, v. 33, n. 4, p. 961-970, 1999.

ZHU, G. B.; PENG, Y. Z.; WU, S. Y.; WANG, S. Y.; XU, S. W. Simultaneous nitrification and denitrification in step feeding biological nitrogen removal process. **Journal of Environmental Sciences**, China, v. 19, p. 1043-1048, 2007.

ANEXO

Tabela A.1 – Resumo estatísticos dos parâmetros monitorados durante a Fase de adaptação

Fase de adaptação						
TDH= 4 dias R=0						
Estatística	pH			Alcal. total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	7,3	7,4	6,9	4415,0	3191,7	863,0
Mínimo	6,1	6,1	6,7	3015,5	2875,8	800,1
Máximo	8,5	8,2	7,1	5714,7	3710,8	958,5
DP	0,7	0,7	0,2	1050,7	254,7	59,8
CV(%)	9,3	8,8	2,6	23,8	8,0	6,9
Estatística	Alcal. Bicarb. (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)			Alcal. Ác. Voláteis (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	1326,1	1345,7	447,1	3098,9	1779,2	415,9
Mínimo	987,4	995,3	398,9	1016,9	508,4	383,6
Máximo	2210,3	2285,0	502,3	4727,3	2345,6	456,2
DP	462,6	419,7	45,9	1393,5	670,3	25,2
CV(%)	34,9	31,2	10,3	45,0	37,7	6,1
Estatística	N-Amoniacal (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)			NKT (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	614,4	474,5	519,7	952,5	859,9	707,6
Mínimo	444,7	261,7	516,3	587,6	536,1	674,3
Máximo	1146,6	738,9	526,3	2548,0	2191,3	736,2
DP	226,7	175,2	5,7	608,7	510,3	31,2
CV(%)	36,9	36,9	1,	63,9	59,4	4,4
Estatística	DQO Bruta (mg O ₂ .L ⁻¹)			DQO Filtrada (mg O ₂ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	4007,6	3982,4	2411,0	2732,5	2617,0	1626,3
Mínimo	3108,3	3580,6	2154,0	2483,3	2052,8	1568,0
Máximo	4636,1	4497,2	2723,0	3261,1	2997,2	1687,0
DP	507,5	308,4	288,5	276,6	309,5	0,0
CV(%)	12,7	7,7	12,0	10,6	12,7	3,7

Tabela A.2 – Resumo estatísticos dos parâmetros monitorados durante a Fase I

Fase I						
TDH= 4 dias			R=0			
Estatística	pH			Alcal. total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	7,7	7,8	6,9	4407,7	4399,5	1588,6
Mínimo	7,0	7,2	5,9	2131,3	2418,3	91,2
Máximo	8,7	8,6	8,5	6461,8	7089,2	6669,4
DP	0,5	0,4	0,7	1419,3	1623,0	1936,8
CV(%)	6,7	5,7	10,6	32,2	36,9	121,9
Estatística	Alcal. Bicarb. (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)			Alcal. Ác. Voláteis (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	2104,3	2154,4	504,3	2211,5	2121,0	1176,9
Mínimo	1638,4	1567,9	32,7	295,0	343,7	10,5
Máximo	2806,1	2744,3	2521,2	3744,8	4496,1	4148,2
DP	364,8	408,3	640,2	1337,7	1532,8	1336,0
CV(%)	17,3	19,0	127,0	60,5	72,3	113,5
Estatística	N-Amoniacal (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)			NKT (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	716,0	624,0	367,6	934,1	894,3	685,6
Mínimo	491,1	393,0	137,7	642,4	611,8	202,1
Máximo	985,2	881,7	526,3	1555,4	1654,7	1482,0
DP	150,4	171,2	142,9	244,0	285,2	331,4
CV(%)	21,0	27,4	38,9	26,1	31,9	48,3
Estatística	DQO Bruta (mg O ₂ .L ⁻¹)			DQO Filtrada (mg O ₂ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	4084,4	3725,1	2198,6	3079,8	2668,7	1692,4
Mínimo	2511,1	2330,6	1789,0	1622,2	1566,7	983,3
Máximo	7011,1	6858,3	3254,0	5386,1	4858,3	3261,1
DP	1341,6	1227,5	441,6	1315,1	1066,7	651,6
CV(%)	32,8	33,0	20,1	42,7	40,0	38,5

Tabela A.3 – Resumo estatísticos dos parâmetros monitorados durante a Fase II

Fase II						
TDH= 3 dias R=3.Q						
Estatística	pH			Alcal. total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	7,1	7,7	7,9	2575,0	2743,3	1937,7
Mínimo	5,6	6,5	6,1	1428,5	1325,7	131,7
Máximo	8,7	9,1	9,4	5780,7	7089,2	6669,4
DP	0,7	0,6	0,8	1096,4	1290,2	1478,3
CV(%)	9,8	7,7	9,5	42,6	47,0	76,3
Estatística	Alcal. Bicarb. (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)			Alcal. Ác. Voláteis (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	996,5	1422,6	1092,9	1578,4	1320,7	844,9
Mínimo	126,9	486,6	32,7	756,4	235,3	84,4
Máximo	2455,5	2744,3	3053,2	3719,9	4496,1	4148,2
DP	610,9	519,8	743,3	689,1	990,5	934,4
CV(%)	61,3	36,5	68,0	43,7	75,0	110,6
Estatística	N-Amoniacal (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)			NKT (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	605,8	522,5	305,7	784,3	687,9	488,8
Mínimo	391,5	287,9	88,5	511,0	368,6	112,9
Máximo	1072,1	1070,0	747,6	1555,4	1654,7	1482,0
DP	183,6	196,4	170,8	244,6	279,6	311,5
CV(%)	30,3	37,6	55,9	31,2	40,7	63,7
Estatística	Nitrito (mg N-NO ₂ .L ⁻¹)			Nitrato (mg N-NO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média		1,8	86,1		5,0	143,1
Mínimo		1,1	0,0		0,0	6,7
Máximo		2,6	182,6		21,5	348,0
DP		0,8	55,6		5,9	117,0
CV(%)		45,1	64,6		117,3	81,8
Estatística	DQO Bruta (mg O ₂ .L ⁻¹)			DQO Filtrada (mg O ₂ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	4629,3	3243,8	2080,6	3024,9	2114,0	1178,9
Mínimo	1886,1	886,1	529,2	1440,0	723,3	348,3
Máximo	9783,3	8616,7	7075,0	5386,1	4858,3	3261,1
DP	2311,5	2533,2	2098,7	1217,6	1296,8	870,2
CV(%)	49,9	78,1	100,9	40,3	61,3	73,8

Estatística	SST (mg.L ⁻¹)			SSF (mg.L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	1025	2052	2370	866	681	1477
Mínimo	167	108	50	153	17	40
Máximo	4169	14170	12148	3708	3218	11420
DP	1118	3835	3878	1009	1093	3119
CV(%)	109	187	164	116	160	211
Estatística	SSV (mg.L ⁻¹)					
	Afluente	Anóxico	Aeróbio			
Média	159	1371	893			
Mínimo	3	2	10			
Máximo	520	13665	9098			
DP	183	3736	2481			
CV(%)	114,62	272	277			

Tabela A.4 – Resumo estatísticos dos parâmetros monitorados durante a Fase III

Fase III						
TDH= 1,5 dias R=3.Q						
Estatística	pH			Alcal. total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	8,0	7,5	6,8	3100,6	1378,7	297,5
Mínimo	7,4	6,6	5,5	1783,2	23,8	4,9
Máximo	8,7	8,2	8,5	5604,3	5181,5	2862,0
DP	0,3	0,4	0,7	947,7	1285,6	365,9
CV(%)	4,1	6,0	10,0	30,6	93,2	123,0
Estatística	Alcal. Bicarb. (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)			Alcal. Ác. Voláteis (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	1640,6	814,9	152,1	1459,9	568,7	145,3
Mínimo	1131,4	3,7	0,0	128,6	15,7	2,5
Máximo	2000,8	2319,0	1754,3	3970,8	2862,5	1107,8
DP	235,5	834,3	352,9	1048,9	781,4	258,5
CV(%)	14,4	102,4	232,0	71,8	137,4	177,8
Estatística	N-Amoniacal (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)			NKT (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	406,1	232,2	50,1	542,7	386,1	113,9
Mínimo	259,6	23,8	12,2	410,3	88,2	23,1
Máximo	465,5	381,1	234,0	2162,9	1762,6	723,7
DP	45,4	113,8	55,9	142,1	155,2	92,7
CV(%)	11,2	49,0	111,6	26,2	40,2	81,3
Estatística	Nitrito (mg N-NO ₂ .L ⁻¹)			Nitrito (mg N-NO ₂ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média		13,0	72,8		65,9	150,8
Mínimo		0,0	0,0		0,0	16,7
Máximo		76,3	201,1		174,7	377,2
DP		21,40	69,11		59,3	105,3
CV(%)		164,0	94,9		89,9	69,8
Estatística	DQO Bruta (mg O ₂ .L ⁻¹)			DQO Filtrada (mg O ₂ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	2360	1396	520	1338	760	352
Mínimo	1144	872	247	753	336	108
Máximo	3858	1983	864	2217	1072	850
DP	659	356	145	394	206	130
CV(%)	28	26	28	29	27	37

Estatística	SST (mg.L ⁻¹)			SSF (mg.L ⁻¹)		
	Afluyente	Anóxico	Aeróbio	Afluyente	Anóxico	Aeróbio
Média	272	111	130	176	63	89
Mínimo	37	18	16	17	2	6
Máximo	1140	590	720	660	287	660
DP	279	114	191	189	60	157
CV(%)	103	103	147	108	95	176
Estatística	SSV (mg.L ⁻¹)					
	Afluyente	Anóxico	Aeróbio			
Média	66	39	27			
Mínimo	23	4	4			
Máximo	250	112	180			
DP	64	27	36			
CV(%)	97	69	133			

Tabela A.5 – Resumo estatísticos dos parâmetros monitorados durante a Fase IV

Fase IV						
TDH= 1,0 dias R=3.Q						
Estatística	pH			Alcal. total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	8,0	7,7	7,0	2832,0	703,7	428,0
Mínimo	6,4	6,5	5,6	1543,3	23,9	16,5
Máximo	8,8	8,5	8,3	5981,0	2508,2	2035,4
DP	0,7	0,6	0,9	1298,7	672,0	599,5
CV(%)	9,2	7,6	12,4	45,9	95,5	140,1
Estatística	Alcal. Bicarb. (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)			Alcal. Ác. Voláteis (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	1367,5	401,3	207,6	1487,9	340,6	239,3
Mínimo	374,3	12,4	0,0	207,7	12,4	8,2
Máximo	2330,6	1233,3	900,2	3650,4	1274,9	1416,3
DP	442,6	356,6	272,2	1188,8	363,0	365,6
CV(%)	32,4	88,9	131,2	79,9	106,6	152,8
Estatística	N-Amoniacal (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)			NKT (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	528,4	121,3	23,0	624,7	201,3	67,3
Mínimo	348,6	57,0	2,7	373,9	98,1	4,6
Máximo	790,8	221,8	74,8	943,2	586,3	222,3
DP	174,1	48,0	21,2	236,3	149,1	69,2
CV(%)	32,9	39,5	92,4	37,8	74,0	102,9
Estatística	Nitrito (mg N-NO ₂ .L ⁻¹)			Nitrito (mg N-NO ₂ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média		0,6	4,5		36,2	51,2
Mínimo		0,1	0,1		1,8	12,0
Máximo		14,0	46,5		136,9	243,0
DP		4,9	12,5		34,5	75,1
CV(%)		851,8	279,5		95,4	146,7
Estatística	DQO Bruta (mg O ₂ .L ⁻¹)			DQO Filtrada (mg O ₂ .L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	3800	1800	546	2272	1017	280
Mínimo	2892	1558	267	1711	822	169
Máximo	4774	2044	711	2903	1308	392
DP	707	173	128	410	127	78
CV(%)	19	10	23	18	12	28

Estatística	SST (mg.L ⁻¹)			SSF (mg.L ⁻¹)		
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio
Média	233	98	87	177	58	54
Mínimo	57	32	26	23	12	20
Máximo	650	214	170	567	147	148
DP	181	61	54	170	39	41
CV(%)	78	62	62	96	68	76
Estatística	SSV (mg.L ⁻¹)					
	Afluente	Anóxico	Aeróbio			
Média	56	41	34			
Mínimo	7	2	2			
Máximo	187	164	108			
DP	49	47	37			
CV(%)	87	115	110			

Tabela A.6 – Carga de NKT e N-amoniaco das respectivas fases.

Fase	Carga kg NKT/m ³ .dia			Carga kg N-amoniaco /m ³ .dia		
	Aplicada		Removida	Aplicada		Removida
	Anóxico	Aeróbio	Global	Anóxico	Aeróbio	Global
I	0,204±0,024	0,193±0,025	0,047±0,018	0,163±0,029	0,142±0,036	0,061±0,053
II	0,205±0,061	0,180±0,071	0,070±0,041	0,159±0,047	0,136±0,051	0,076±0,044
III	0,137±0,082	0,101±0,076	0,105±0,054	0,104±0,012	0,064±0,031	0,088±0,015
IV	0,156±0,059	0,050±0,037	0,139±0,046	0,132±0,044	0,030±0,012	0,126±0,040

Tabela A.7 – Carga de DQO total e filtrada das respectivas fases.

Fase	Carga kg DQO _{total} /m ³ .dia			Carga kg DQO _{filtrada} /m ³ .dia		
	Aplicada		Removida	Aplicada		Removida
	Anóxico	Aeróbio	Global	Anóxico	Aeróbio	Global
I	0,940±0,245	0,844±0,187	0,411±0,240	0,581±0,112	0,537±0,098	0,218±0,112
II	1,272±0,573	0,977±0,634	0,666±0,193	0,785±0,307	0,565±0,322	0,470±0,143
III	0,590±0,165	0,349±0,089	0,460±0,172	0,334±0,098	0,190±0,051	0,246±0,095
IV	0,967±0,171	0,453±0,044	0,829±0,171	0,579±0,098	0,257±0,031	0,509±0,106

Tabela A.8 – Eficiência de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total das respectivas fases.

Fases	NKT (mg/L)		Nitrito (mg/L)		Nitrato (mg/L)		Nitrogênio Total Remoção (%)	Nitrificação (%)	Desnitrific. (%)
	Afl.	Aer.	Afl.	Aer.	Afl.	Aer.			
I	818	362,8	0	0	0	0	23,1	23,09	100,0
II	819	335,0	0	76,5	0	101,2	12,6	34,26	36,7
III	547	63,4	0	11,99	0	174,7	42,6	76,78	55,5
IV	625	23,0	0	0	0	0	89,2	89,23	100,0