

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL
CÂMPUS APUCARANA/LONDRINA**

FERNANDA MARTINS NONAKA

**USO DE TUBOS DE VENTURI NA AERAÇÃO DE UM REATOR DE
LEITO MÓVEL APLICADO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E
NITROGÊNIO**

DISSERTAÇÃO

**LONDRINA
2019**

FERNANDA MARTINS NONAKA

**USO DE TUBOS DE VENTURI NA AERAÇÃO DE UM REATOR DE
LEITO MÓVEL APLICADO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E
NITROGÊNIO**

Dissertação apresentada como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Ambiental, do Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Orientador: Prof. Dr. Ajadir Fazolo
Coorientador: Prof. Dr. Orlando de Carvalho Jr.

**LONDRINA
2019**

TERMO DE LICENCIAMENTO

Esta Dissertação está licenciada sob uma Licença Creative Commons *atribuição uso não-comercial/compartilhamento sob a mesma licença 4.0 Brasil*. Para ver uma cópia desta licença, visite o endereço <http://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/> ou envie uma carta para Creative Commons, 171 Second Street, Suite 300, San Francisco, Califórnia 94105, USA.



Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
Biblioteca UTFPR - Câmpus Londrina

N812u Nonaka, Fernanda Martins

Uso de tubos de Venturi na aeração de um reator de leito móvel aplicado na remoção de matéria orgânica e nitrogênio / Fernanda Martins Nonaka. Londrina : [s.n], 2019.
92 f. : il.; 30 cm.

Orientadora: Prof. Dr. AjaDir Fazolo
Coorientador: Prof. Dr. Orlando de Carvalho Jr.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. Londrina, 2019.
Bibliografia: f. 86-92

1. Tubos Venturi. 2. Esgoto Sanitário. 3. Águas Residuais – Purificação – Aeração. I. Fazolo, AjaDir, orient. II. Carvalho Jr., Orlando de, coorient. III. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. IV. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. V. Título.

CDD: 628



**Ministério da Educação Universidade
Tecnológica Federal do Paraná**
Pró-Reitora de Pesquisa e Pós-Graduação Programa de
Pós-Graduação em Engenharia Ambiental
Câmpus Apucarana e Londrina



1. TERMO DE APROVAÇÃO

USO DE TUBOS DE VENTURI NA AERAÇÃO DE UM REATOR DE LEITO MÓVEL APLICADO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO.

por

2. FERNANDA MARTINS NONAKA

Dissertação de Mestrado apresentada no dia 18 de abril de 2019, como requisito parcial para a obtenção do título de MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Câmpus Apucarana e Londrina, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná. O(A) mestrando(a) foi arguido(a) pela Banca Examinadora composta pelos membros abaixo assinados. Após avaliação da Dissertação, a Banca Examinadora considerou a Dissertação Aprovada. O presente termo assinado ficará depositado na Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental – PPGA.

Prof(a). Dr(a). Ajadir Fazolo - Orientador(a)
(UTFPR - Câmpus Londrina)

Prof(a). Dr(a). Deize Dias Lopes - Membro Titular
(Universidade Estadual de Londrina)

Prof(a). Dr(a). Katia Valeria Marques Cardoso Prates - Membro Titular
(UTFPR - Câmpus Londrina)

Profa. Dra. Alessandra Furtado da Silva
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental
"A Folha de Aprovação assinada encontra-se na Coordenação do Curso". Portaria nº 0345, de 15 de
março de 2017

O Termo de Aprovação assinado encontra-se na Coordenação do Curso.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, primeiramente, por me proporcionar a vida, saúde e todas as oportunidades.

À minha mãe Solange e irmã Renata que sempre me incentivaram e estiveram ao meu lado em todos os momentos.

À minha avó Norma, por todo seu amor.

Ao meu marido Marcelo por me apoiar e estar ao meu lado em todas minhas escolhas.

Ao professor Dr. Ajadir Fazolo, pela orientação, confiança e apoio em todos os momentos necessários.

Ao professor Dr. Orlando de Carvalho Jr., por suas contribuições materiais e intelectuais.

Aos meus amigos Igor, Lílian, Carol, Bruna e Andressa, por dividirem os melhores e os piores momentos da minha vida.

À Capes pela concessão da bolsa de estudos,

À empresa BioProj Tecnologia Ambiental LTDA pela doação dos BioBobs® utilizados neste trabalho,

Muito obrigada.

“Dias de luta, dias de glória. Só os loucos sabem.”

(Chorão)

RESUMO

NONAKA, Fernanda Martins. **Uso de tubos de Venturi na aeração de um reator de leito móvel aplicado na remoção de matéria orgânica e nitrogênio.** 2019. 94f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Londrina, 2019.

Este trabalho teve como objetivo principal avaliar o efeito do uso de tubos de Venturi na aeração de um reator de leito móvel, com biomassa aderida, e semicontínuo, operando sob aeração intermitente, para remoção de nitrogênio e carbono de um efluente oriundo de um Restaurante Universitário. O reator foi construído em uma caixa d'água de polietileno de capacidade de 500 litros. O meio suporte utilizado para fixação dos microrganismos foram os Biobobs® dispostos de forma móvel e ocupando cerca de 12% do reator. Os períodos adotados de aeração e não aeração foram de 3 horas e 1 hora, respectivamente. Como resultado, pelos ensaios de aeração adotou-se o uso de 3 tubos de Venturi no sistema, que apresentaram K_{La} de $16,31 \text{ h}^{-1}$, $TTO_{\text{padrão}}$ de $62,86 \text{ gO}_2\text{h}^{-1}$, potência consumida de $0,048 \text{ kW}$ e Eficiência de Oxigenação de $1,319 \text{ kgO}_2\text{kWh}^{-1}$, sendo o número de tubos com melhor custo benefício para aeração do sistema. Observou-se também que a melhor condição operacional foi com TDH de 1,67 dias, que apresentou eficiência de remoção de N-total de 72% e remoção de DQO de 97%. Por outro lado, quando o sistema foi operado com TDH de 2,5 dias e 5 dias apresentou eficiências de remoção de N-total mais baixas, nos valores de 43% e 54%, respectivamente. Com relação à remoção de DQO, as eficiências com TDH de 2,5 dias e 5 dias foram de 77% e 84% respectivamente, indicando uma boa remoção de matéria orgânica mesmo com TDH mais elevado. Não houve presença significativa de biomassa no efluente, indicando que a biomassa permaneceu aderida ao meio suporte.

Palavras-chave: Esgoto sanitário; Nitrificação e desnitrificação simultâneas; Aeração intermitente, Tubos de Venturi

ABSTRACT

NONAKA, Fernanda Martins. **Use of Venturi tubes in aeration of a mobile bed reactor applied in the carbon and nitrogen removal**. 2019. 94f. Dissertation (Mester in Ambiental Engineering) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Londrina, 2019.

The main objective of this work was to evaluate the effect of use of the Venturi tubes on the aeration a mobile bed reactor with immobilized biomass and semi-continuous flow, operating under intermittent aeration, to remove nitrogen and carbon from an effluent from a University Restaurant. The reactor was built in a polyethylene water tank with a capacity of 500L. The support medium used to fix the microorganisms was Biobobs® arranged in a mobile form and occupying about 12% of the reactor. The periods of aeration and non-aeration were 3 hours and 1 hour, respectively. As a result, it was adopted the use of 3 Venturis tubes in the System, which presented K_{La} of $16,31 \text{ h}^{-1}$, oxygen transfer rate of $62,86 \text{ gO}_2\text{h}^{-1}$, power consumption of $0,048 \text{ kW}$ and Oxygen Efficiency of $1,319 \text{ kgO}_2\text{kWh}^{-1}$. It was also observed that the best operational condition was with HRT of 1.67 d, which showed a TN removal efficiency of 72% and a COD removal of 97%. On the other hand, when the system was operated with HRT of 2.5d and 5d, it presented lower TN removal efficiencies, in the values of 43% and 54%, respectively. Regarding the removal of COD, the efficiencies with HRT of 2.5d and 5d were 77% and 84% respectively, indicating an effective carbon removal even with higher HRT. There was no significant presence of biomass in the effluent, indicating that the biomass remained immobilized to the support medium.

Key words: Sanitary sewage; Simultaneous nitrification and denitrification; Intermittent Aeration; Venturi tubes

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Índice de atendimento à população com rede de esgoto no Brasil por região em 2016	16
Figura 2 - Índice de tratamento de esgoto no Brasil por região em 2016.....	17
Figura 3 – Ciclo convencional do Nitrogênio	21
Figura 4- Esquema de um floco de lodo ativado com sistemas aeróbias e anóxicas.....	24
Figura 5. – Tubo de Venturi (a) Imagem ilustrativa, (b) esquema de variação de energia	31
Figura 6 - Fluxograma indicando as etapas operacionais realizadas neste trabalho	34
Figura 7 – Esquema do sistema utilizado nos ensaios de reaeração.....	36
Figura 8 –Instalação experimental – (a) esquematização; (b) ilustração do sistema	40
Figura 9 – Fotografia do reator de leito móvel.....	41
Figura 10 – Sistema de aeração composto por tubos de Venturi.....	41
Figura 11 – Esquema ilustrativo do reator proposto.....	43
Figura 12- Material suporte sendo adicionado ao sistema	43
Figura 13 –Meio suporte BioBob®	44
Figura 14 - Valores de $TTO_{padrão}$ por tubos de Venturi.....	51
Figura 15 – Variação da Energia consumida e Eficiência de Oxigenação	52
Figura 16- Variação da concentração de N-amoniaco, N-nitrito e N-nitrato no efluente do reator na fase de adaptação	54
Figura 17 – Variação da concentração de DQO no afluente, efluente e eficiência de remoção de DQO durante o período experimental.....	58
Figura 18-- Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de NTK no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	59
Figura 19- Variação da concentração de NTK no afluente, efluente tratado e eficiência de oxidação de NTK durante todo o período experimental.....	62
Figura 20 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de NTK no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	64
Figura 21 - Variação da concentração de N-amoniaco do afluente e do efluente durante o período experimental.....	65
Figura 22 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N-amoniaco no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	66
Figura 23 – Variação da concentração de N-nitrito do afluente e do efluente durante o período experimental	67
Figura 24 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N- nitrito no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	67
Figura 25 - Variação da concentração de N-nitrato do afluente e do efluente durante o período experimental	68

Figura 26 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N-nitrato no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	69
Figura 27 - Variação da concentração de N-total no afluente, efluente e eficiência de remoção de N-total durante o período experimental.....	70
Figura 28 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N- total no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	72
Figura 29 – Representação das concentrações de N-amoniacoal, N-orgânico, N-nitrito e N-nitrato no afluente e efluente para as Fases I, II e III	72
Figura 30 – Variação do pH no afluente e no efluente durante o período experimental.....	73
Figura 31 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de pH no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	76
Figura 32 – Variação da Alcalinidade Total no afluente e efluente durante o período experimental	77
Figura 33 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de Alcalinidade no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento	78
Figura 34 - Variação da Alcalinidade Total no afluente e efluente e Variação do N-amoniacoal no Efluente durante o período experimental.....	78
Figura 35 – Variação da concentração de sólidos totais no afluente e no efluente em todas as fases operacionais.....	80
Figura 36 - Variação da concentração de sólidos suspensos no afluente e no efluente em todas as fases operacionais.....	81

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Resumo de resultados obtidos na literatura para NDS com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano.....	29
Tabela 2 – Características do meio suporte utilizado.....	44
Tabela 3 – Fases operacionais do sistema e variações de aeração	46
Tabela 4- Parâmetros e métodos de análise.....	47
Tabela 5 - Valores experimentais obtidos para os coeficientes K_{La} em temperatura ambiente e a 20°C e valores de $TTO_{padrão}$	50
Tabela 6 - Valores calculados para as Vazões de água as Vazões de ar e as relações vazão de ar e água	52
Tabela 7 – Valores de Potência consumida e de Eficiência de Oxigenação	52
Tabela 8 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o período experimental	56
Tabela 9 – Concentração de DQO do afluente, efluente e eficiência de remoção para condições operacionais Fase I, Fase II e Fase III	57
Tabela 10 - Concentração de NTK, N- amoniacal, N-nitrito, N-nitrato e N- total do afluente e efluente tratado e eficiência de remoção de N-total, eficiência de oxidação de N-amoniacal e eficiência de desnitrificação para todo o período experimental.....	61
Tabela 11 – Concentração média de sólidos no afluente e no efluente em todas as fases operacionais ..	80
Tabela 12- Cargas médias aplicadas ao sistema durante todo o período operacional	82
Tabela 13 – Concentração média de sólidos em uma unidade de Biobob® e presente no efluente por fase operacional.....	83

LISTA DE SÍMBOLOS

APHA – American Public Health Association (Associação Americana de Saúde Pública)

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO – Demanda Química de Oxigênio

$E_{\text{desnitrificação}}$ – Eficiência de desnitrificação

Ef. Ox. N- amoniacal – Eficiência de Oxidação de Nitrogênio Amoniacal

Ef. Rem. N – Eficiência de Remoção de Nitrogênio Total

OD – Oxigênio Dissolvido

EO – Eficiência de Oxigenação

F/M – Relação alimento/microrganismo

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

K_{La} - Coeficiente de transferência de Oxigênio

MBSBR - Moving bed sequencing batch reactor (Reator de bateladas sequenciais e leito móvel)

NDS – Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas

N-NH₃ e N-NH₄⁺ - Nitrogênio Amoniacal

N-NO₂⁻ - Nitrogênio Nitrito

N-NO₃⁻ - Nitrogênio Nitrato

N- NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl

NO₂ – Dióxido de Nitrogênio

P - Potência

pH – Potencial Hidrogeniônico

PP – Polipropileno

PU - Poliuretano

RAFA – Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente

RLEAI - Reator de leito estruturado e aeração intermitente

SAC – Sistemas Alagados Construídos

SBR - Sequencial Batch Reactor (Reator de Bateladas Sequenciais)

SEMA – Secretaria Estadual do Meio Ambiente

SSF – Sólidos Suspensos Fixos

SST – Sólidos Suspensos Totais

SSV – Sólidos Suspensos Voláteis

ST – Sólidos Totais

STF – Sólidos Totais Fixos

STV – Sólidos Totais Voláteis

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica

$TTO_{\text{padrão}}$ – Taxa de Transferência de Oxigênio Padrão

UTFPR – Universidade Tecnológica Federal do Paraná

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	13
2. OBJETIVOS	15
2.1. Objetivo Geral	15
2.2. Objetivos Específicos	15
3. REFERENCIAL TEÓRICO	16
3.1. Saneamento no Brasil	16
3.2. Sistemas Descentralizados	17
3.3. Princípios de Remoção de Matéria Orgânica	19
3.3.1. Conversão Aeróbia	19
3.4. Princípios da Nitrificação e Desnitrificação	20
3.5. Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas (NDS)	23
3.5.1. Remoção de Nitrogênio em Sistemas com Aeração Intermitente	26
3.6. Biomassa Imobilizada	27
3.7. Aeração por Tubos de Venturi.....	30
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	33
4.1. Ensaio de Reaeração	36
4.1.1. Determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio (K_{La})	37
4.1.2. Taxa de Transferência de Oxigênio Padrão ($TTO_{padrão}$)	38
4.1.3. Energia Consumida no Tubo de Venturi	38
4.1.4. Eficiência de oxigenação	39
4.2. Remoção de Matéria Orgânica e Nitrogênio.....	39
4.2.1. Local da Unidade Experimental	39
4.2.2. Instalação Experimental	39

4.2.3. Material Suporte	43
4.2.4. Efluente de Restaurante Universitário	45
4.2.5. Inóculo e <i>Start-up</i>	45
4.2.6. Condições Operacionais.....	46
4.2.7. Análises Físico-Químicas	46
4.2.8. Parâmetros calculados	48
5. RESULTADOS.....	50
5.1. Ensaio de Aeração	50
5.1.1. Determinação do Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio (K _{La}) e Taxa de Transferência de Oxigênio Padrão (TTO _{padrão})	50
5.1.2. Energia Consumida nos Tubos de Venturi e Eficiência de Oxigenação (EO)	52
5.2. Fase de Desenvolvimento e Adaptação da Biomassa.....	53
5.3. Desempenho do sistema nas fases experimentais.....	54
5.3.1. Remoção da Matéria Orgânica	57
5.3.2. Remoção de Nitrogênio	61
5.4. pH e Alcalinidade	73
5.5. Sólidos	79
5.6. Estimativa das taxas de remoção e conversão	82
6. CONCLUSÕES	85
7. RECOMENDAÇÕES	86
REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	15
ANEXOS.....	17

3. INTRODUÇÃO

No Brasil, segundo dados do Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgoto – 2016, o índice de atendimento da população com rede coletora de esgoto no Brasil era de apenas 59,7%, sendo que apenas 44,9% dos esgotos gerados recebia tratamento (SNIS, 2016).

O tratamento de esgotos, quando existente, ocorre normalmente de forma centralizada nos centros urbanos. Uma vez que uma parcela significativa da população vive em áreas pouco densas, sem acesso a serviços de saneamento básico, torna-se necessária a adoção de tecnologias de tratamento descentralizadas. Sistemas descentralizados são aqueles que, diferentemente dos sistemas centralizados tradicionais, coletam, tratam e fazem a disposição final ou o reuso do esgoto em local próximo à sua geração (LIBRALATO; GHIRARDINI; AVEZZÙ, 2001). Apesar de existirem diversas tecnologias e sistemas disponíveis para comunidades afastadas, os sistemas de tratamento descentralizados mais comuns utilizados no Brasil ainda são as fossas negras e o tanque séptico (FUNASA, 2015).

O desenvolvimento de sistemas de tratamento alternativos que demonstrem eficiências na remoção ou transformação de contaminantes e, que também, sejam viáveis em termos econômicos, técnicos e sociais vêm sendo tema de pesquisas nas últimas décadas (SEZERINO, 2006; METCALF E EDDY, 2016). Algumas dessas tecnologias são a fossa seca (ALENCAR, 2009; PIRES E TIBÚRCIO, 2011), Sistemas Alagados Construídos (SAC) (SEZERINO *et al.*, 2015, EPA, 2000), Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente compacto (MADUREIRA, 2013), Filtro anaeróbio (FUNASA, 2015) e o Biodigestor (MATOS E FARIAS JÚNIOR, 2011).

O lançamento de efluentes contendo elevadas concentrações de nutrientes pode causar sérios prejuízos ao meio ambiente, como a eutrofização dos corpos d'água, redução da concentração de oxigênio dissolvido no meio, mudança na qualidade da água, mortandade de peixes, entre outros (METCALF E EDDY, 2016).

Os compostos nitrogenados podem ser removidos por uma variedade de processos, sejam estes físicos, químicos ou biológicos. Nos processos convencionais, a remoção biológica de nitrogênio ocorre em duas etapas distintas, denominadas

nitrificação e desnitrificação. Em grande parte dos processos existentes atualmente, a remoção acontece em unidades independente daquela que promove a remoção da matéria orgânica, resultando, desta forma, em elevados custos de construção, operação e manutenção dos sistemas (MOURA; DAMIANOVIC; FORESTI, 2012).

Uma alternativa para minimização de custos de tratamento de efluentes são os sistemas que realizam a nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS), processo tal que integra a remoção de nitrogênio e matéria orgânica em uma única unidade, diminuindo ou até dispensando a adição de fonte externa de carbono. A coexistência de populações distintas em um único reator para remoção de matéria orgânica e nitrogênio pode ser facilitada pela imobilização da biomassa, formando biofilmes. O biofilme propicia a retenção das comunidades microbianas em camadas, promovendo a nitrificação na camada mais externa e a desnitrificação na camada mais interna (METCALF E EDDY, 2016; ZENG *et al.*, 2003; MUNCH, LANT, KELLER, 1996).

Neste contexto, vários trabalhos já foram bem-sucedidos na remoção de matéria orgânica e nitrogênio em um único reator. Entre as tecnologias em desenvolvimento, vem sido dada ênfase à utilização de reatores com crescimento de biomassa aderida, como reator de leito de estruturado, como de Moura *et al.* (2012), Santos *et al.* (2016) e Barana *et al.* (2013). Ou com leito móvel, como de Minegatti (2015), Wang *et al.* (2006) e Rusten *et al.* (2006).

Além disso, sistemas convencionais de aeração, superficiais ou por ar dissolvidos podem não ser adequados em sistemas locais de pequeno porte, surgindo como alternativa, os sistemas autoaspirantes, tais como os tubos de Venturi para oxigenação da água.

Desta forma, este estudo propõe avaliar o efeito da aeração intermitente, fornecida por sistemas de Venturi em um reator de leito móvel, de fluxo semi-contínuo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de um efluente oriundo de um restaurante universitário. O sistema será avaliado sob diferentes condições operacionais, alterando o tempo de detenção hidráulica do sistema.

4. OBJETIVOS

4.1. Objetivo Geral

Avaliar o uso de tubos de Venturi na aeração de um reator de leito móvel operando de modo semi contínuo para remoção biológica de nitrogênio e carbono de um efluente oriundo de um Restaurante Universitário

4.2. Objetivos Específicos

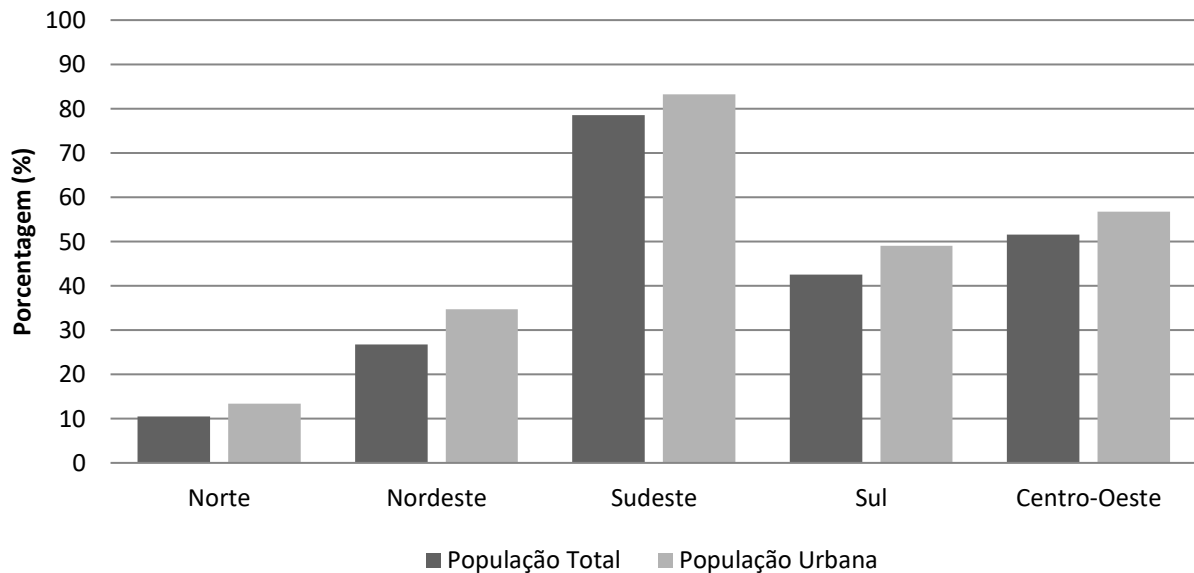
- Determinar a eficiência da transferência de oxigênio do ar para a água por meio de tubos de Venturi instalados em série;
- Estimar a eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogênio no sistema;
- Avaliar o efeito da variação dos diferentes tempos de retenção hidráulica.

5. REFERENCIAL TEÓRICO

5.1. Saneamento no Brasil

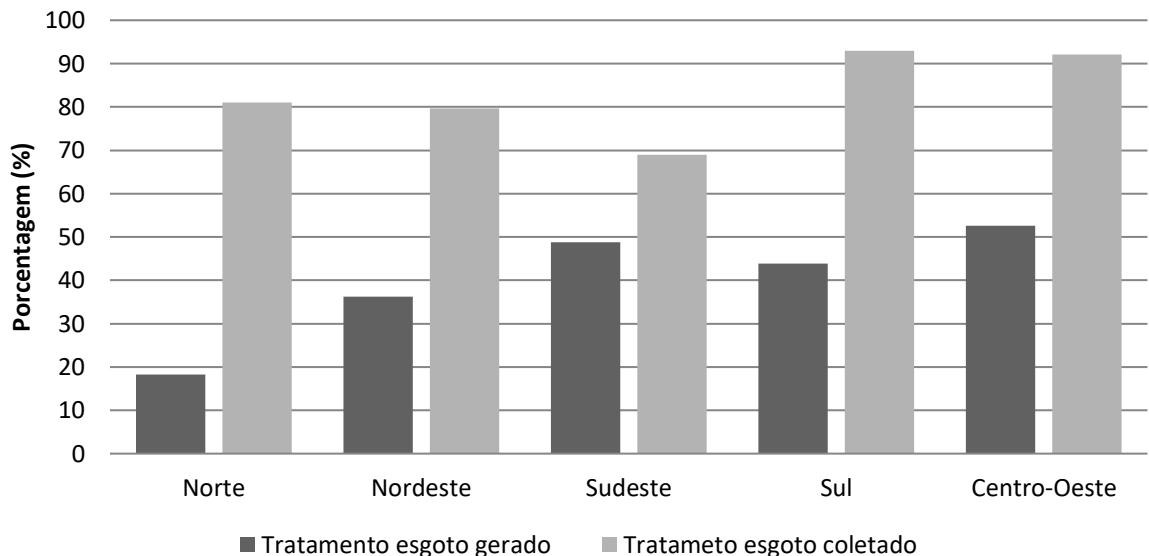
Segundo dados do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS, 2016), em 2016, 59,7% da população urbana brasileira tinha acesso à coleta de esgoto no Brasil. Nota-se ainda grande disparidade entre as regiões mais e menos desenvolvidas do País (Figura 1). A região Norte possui o menor índice de atendimento (10,5%), enquanto a região Sudeste é a mais avançada (78,6%).

Figura 1 – Índice de atendimento à população com rede de esgoto no Brasil por região em 2016



Fonte: Adaptado de SNIS (2016)

Em relação ao tratamento de esgoto a situação é ainda mais precária. Apenas 44,9% do volume de esgoto gerado é tratado, sendo que 74,9% do esgoto coletado recebe algum tipo de tratamento. A Figura 2 apresenta os valores destes índices por região (SNIS, 2016).

Figura 2 - Índice de tratamento de esgoto no Brasil por região em 2016

Fonte: Adaptado de SNIS (2016)

O tratamento de esgotos, quando existente, ocorre normalmente de forma centralizada e em grandes estações de tratamento. Uma vez que uma parcela significativa da população vive afastada de grandes centros, sem acesso a serviços de saneamento básico, torna-se necessária a adoção de tecnologias de tratamento descentralizadas.

5.2. Sistemas Descentralizados

Sistemas descentralizados de tratamento de esgoto se bem projetados, construídos e operados são boas alternativas para garantir a saúde da população e ao mesmo tempo manter a integridade ambiental de localidades afastadas de grandes centros urbanos (MASSOUD; TARHINI; NASR, 2009)

De modo geral, sistemas descentralizados são aqueles que coletam, tratam e fazem a disposição final ou reúso do esgoto em local próximo à sua geração, diferentemente do que ocorre nos sistemas centralizados tradicionais. Alguns autores classificam os sistemas em centralizados ou descentralizados de acordo com o número

de habitantes atendidos, a carga orgânica do esgoto e/ou o volume diário gerado (LIBRALATO; GHIRARDINI; AVEZZÙ, 2011).

Sistemas descentralizados vêm ganhando cada vez mais atenção por apresentarem vários benefícios amplamente discutidos na literatura, tais como a demanda por menos recursos financeiros na implementação, a contribuição com a sustentabilidade local (METCALF & EDDY, 2016), a oportunidade de reúso de água e nutrientes localmente (GIKAS; TCHOUBANOUGLOUS, 2008), além de outras vantagens sociais, econômicas, ambientais e operacionais (BUENO, 2017).

Desta forma, o desenvolvimento de sistemas de tratamento alternativos que demonstrem eficiências na remoção ou transformação de contaminantes e, que também, sejam viáveis em termos econômicos, técnicos e sociais vêm sendo tema de pesquisas nas últimas décadas (SEZERINO, 2006; METCCALF E EDDY, 2016).

Uma tecnologia bastante conhecida e consolidada no Brasil é a fossa seca, alternativa de tratamento simplificado indicada para locais com escassez hídrica ou sem atendimento da rede pública de abastecimento de água. A fossa seca consiste em um buraco escavado no solo, sobre o qual é construído o piso e a “casinha”. O buraco recebe as fezes e a urina e pode ou não ser revestido. O material se decompõe no interior da fossa por digestão anaeróbia (ALENCAR, 2009; PIRES E TIBURCIO, 2011).

Outra tecnologia que vem ganhando destaque são os sistemas alagados construídos (SAC) (PHILIPPI *et al.*, 2006; SOUZA *et al.*, 2004). De forma geral, os SACs são unidades de tratamento para águas cinza ou para esgoto doméstico com tratamento preliminar. Os SACs são compostos por valas impermeabilizadas, permitindo seu alagamento com o esgoto a ser tratado. Possuem plantas aquáticas ou macrófitas que atuam na remoção de poluentes, além de propiciar a fixação de microrganismos que degradam a matéria orgânica. Normalmente, em seu interior, utiliza-se areia, brita e outros como meio suporte para crescimento de plantas e microrganismos.

O Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA) compacto é uma unidade de tratamento para esgoto doméstico. O esgoto entra pela parte de baixo do reator, percorrendo internamente a unidade até a saída no topo. Esse fluxo ascendente faz com que o reator sempre esteja cheio de esgoto. Em seu interior ocorre a formação de uma manta de lodo constituída por microrganismos, esse lodo decompõe a matéria orgânica

de forma anaeróbia. No topo do reator são utilizados defletores, que separam o líquido dos materiais sólidos e do biogás formados naturalmente pelo processo.

Já o filtro anaeróbio é utilizado como unidade de pós tratamento para o esgoto doméstico. Ele é formado por uma câmara preenchida com material filtrante, o que permite também a fixação de microrganismos responsáveis pela degradação da matéria orgânica dissolvida. O filtro pode também apresentar um fundo falso com a função de reter o lodo produzido. Normalmente, seu fluxo é ascendente e recomenda-se que seja precedido de um tanque séptico, biodigestor ou reator anaeróbio (FUNASA, 2015).

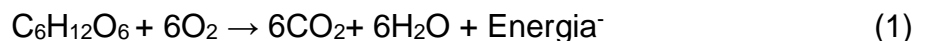
O biodigestor é muito utilizado em comunidades rurais, sendo uma unidade de tratamento para esgoto doméstico, esterco fresco, restos de alimentos ou ainda a combinação de todos estes dejetos. O biodigestor é formado por uma câmara fechada onde ocorre a digestão anaeróbia da matéria orgânica e por um gasômetro que armazena o gás produzido. Este biogás pode ser reaproveitado. Matos e Farias Júnior (2011) apresentam sobre a aplicação do biodigestor em comunidades afastadas como a roça.

5.3. Princípios de Remoção de Matéria Orgânica

Segundo Von Sperling (2007), em um sistema de tratamento de efluente, a remoção de matéria orgânica se dá de suas formas, anaerobiamente e aerobiamente.

5.3.1. Conversão Aeróbia

A equação geral de conversão de matéria orgânica por vias aeróbicas pode ser expressa como:



Von Sperling (2007) apresenta que a equação (1) é representada na forma simplificada, visto que existem várias etapas intermediárias. Analisando a reação, pode-se inferir importantes aspectos de que a reação promove a estabilização da matéria

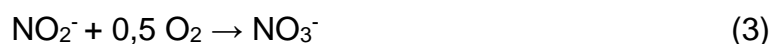
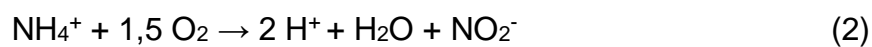
orgânica, existe o consumo de oxigênio, ocorre a produção de dióxido de carbono, e a liberação de energia.

5.4. Princípios da Nitrificação e Desnitrificação

A remoção de compostos nitrogenados de águas residuárias pode ocorrer por uma variedade de processos físico-químicos e biológicos. Pelo fato de processos biológicos serem mais eficientes e relativamente mais econômicos, são preferencialmente adotados como alternativa para remoção de nitrogênio (EPA, 2003).

A amonificação é a transformação biológica de nitrogênio orgânico em nitrogênio inorgânico, na forma de N-amoniaco. Este processo ocorre tanto em condições anaeróbicas quanto em condições aeróbicas, no entanto, as taxas de conversão de N-orgânico à N-amoniaco são mais elevadas em condições aeróbicas e diminuem em zonas facultativas ou anaeróbicas. As taxas de amonificação de um sistema dependem da temperatura, do pH, da relação C/N, nutrientes. A temperatura ótima relatada para amonificação é de 4 a 6 °C, e para pH ótimo deve se situar na faixa entre 6,5 e 8,5 (PROSAB, 2015)

Em sistemas de tratamento convencionais, a remoção de nitrogênio é realizada por meio dos processos de nitrificação e desnitrificação. A nitrificação é o processo de oxidação do N-amoniaco (NH_3 e NH_4^+) presente no sistema a nitrito (nitrita) e, sequencialmente, a nitrato (nitratado), sob condições estritamente aeróbicas. A nitrificação é realizada por microrganismos quimioautotrófos que utilizam-se do oxigênio como aceptor final de elétrons e do dióxido de carbono como fonte de carbono (EPA, 2003). Durante a nitrita, primeira fase da nitrificação em que ocorre a oxidação de NH_4^+ a NO_2^- , os gêneros de bactérias predominantes são *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosovibrio*. Já na nitratado, a segunda etapa da nitrificação (conversão de NO_2^- a NO_3^-), há destaque para o gênero *Nitrobacter*, sendo conhecidos também *Nitrococcus*, *Nitrospira* e *Nitrospina* (RITTMANN E MCCARTY, 2001). As equações (2) e (3) representam o processo de nitrita e nitratado respectivamente.



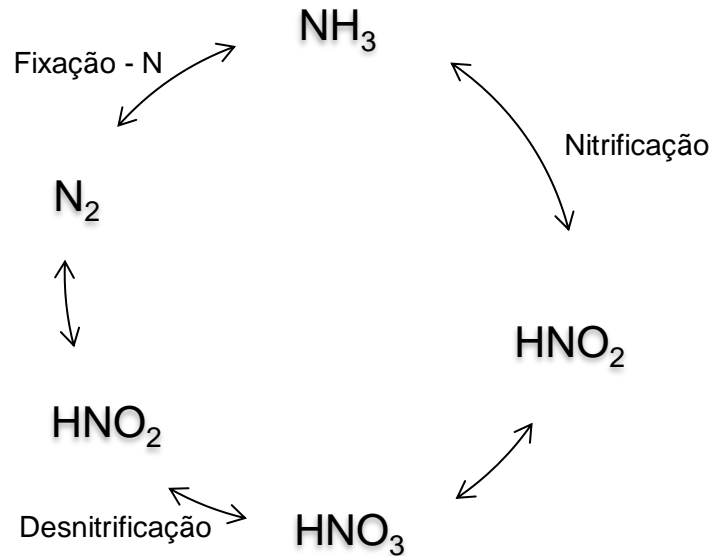
Segundo Metcalf e Eddy (2016), a quantidade estequiométrica de oxigênio requerido, de acordo com as equações (2) e (3) é de 3,43 mg de O₂ para nitrificação de 1 mg de N-NH₄⁺ e de 1,14 mg de O₂ para nitratação de 1 mg de N-NO₂⁻, totalizando uma demanda teórica de oxigênio para nitrificação de 4,57 mg de O₂ por mg de N-NH₄⁺, sendo ideal a manutenção de valores de oxigênio dissolvido (OD) superiores a 2,0 mgL⁻¹ para se atingir uma taxa de nitrificação ótima (EPA, 2003).

Além disso, outro fator importante para o processo de nitrificação seria a alcalinidade, uma vez que além de manter o pH do meio, o bicarbonato serve como fonte de carbono para os microrganismos quimioautotrófos. No processo de nitrificação, a formação de íons hidrogênio durante a oxidação pode promover o decaimento do pH do meio. Assim, para cada 1,0 mg de amônia oxidada são necessários 7,14 mg de alcalinidade na forma de CaCO₃ (METCALF E EDDY, 2016). A equação (4) demonstra esse consumo. Em casos em que o substrato não apresenta alcalinidade suficiente para o processo de nitrificação, torna-se necessária a adição de substâncias alcalinizantes (AHN, 2006; EPA, 2003).



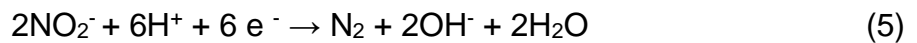
Além de alcalinidade, pH, temperatura e tempo de retenção celular são outros parâmetros importantes que influenciam o processo de nitrificação. Em relação ao pH, o valor ótimo para nitrificação ocorre no intervalo entre 7,5 e 9,0. O que diz respeito a temperatura, a taxa de nitrificação em sistemas, como o de lodos ativados, diminui com a redução da temperatura no sistema. A temperatura ótima para o processo encontra-se na faixa de 25°C a 35°C.

Figura 3 – Ciclo convencional do Nitrogênio



Fonte: Adaptado de Ahn (2006)

A desnitrificação é a segunda etapa do processo de remoção de nitrogênio, em que os óxidos de nitrogênio (nitrito e nitrato) são reduzidos, em ambiente anóxico, a nitrogênio gasoso, por meio de microrganismos heterotróficos que utilizam nitrito e/ou nitrato como receptor final de elétrons e matéria orgânica como fonte de carbono e energia (EPA, 2003). As equações (5) e (6) representam a estequiometria da desnitrificação via nitrito e nitrato respectivamente.



Ao contrário do que ocorre no processo de nitrificação, há a produção de alcalinidade na desnitrificação, sendo que, estequiometricamente, são produzidos 3,57 mg de alcalinidade na forma de CaCO_3 a cada 1,0 mg de N-NO_3^- reduzido a nitrogênio gasoso, recuperando metade da alcalinidade consumida durante a nitrificação (EPA, 2003).

Fatores como temperatura, pH e OD também influenciam na taxa de desnitrificação em um reator. O processo de desnitrificação ocorre a temperaturas na faixa entre 10-30°C. Em relação ao pH, a desnitrificação torna-se reduzida com os valores inferiores a 6,0 e superiores a 9,0, sendo a faixa ótima entre 6,5 e 8,0. Já em relação à concentração de OD, o processo de desnitrificação é inibido com concentrações superiores a 1,0 mgL⁻¹ (SURAMPALLI *et al.*, 1997).

De forma geral, sistemas de tratamento de efluentes utilizam unidades separadas para promover a remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Inicialmente, o afluente passa por um reator aeróbio, onde ocorre a oxidação da matéria orgânica e dos compostos nitrogenados, gerando como produtos dióxido de carbono, nitrito e nitrato. Em seguida, o efluente é conduzido a um reator não aerado onde o nitrito e o nitrato são reduzidos a gás nitrogênio, com a adição de uma fonte externa de carbono. Esse sistema normalmente apresenta elevados custos de construção e operação. Desta forma, estão sendo realizadas várias pesquisas na tentativa de combinar essas duas etapas de conversão (nitrificação e desnitrificação) em um único reator (MORITA *et al.*, 2008).

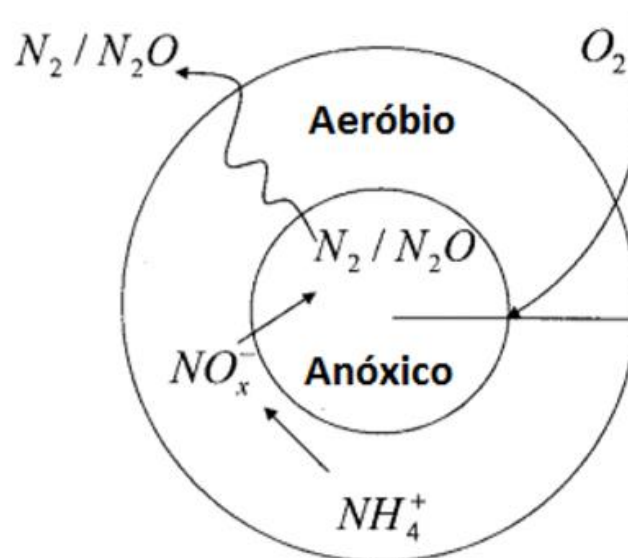
5.5. Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas (NDS)

Vários estudos têm demonstrado a viabilidade de remover nitrogênio de águas residuárias em uma única unidade, sendo o processo chamado de nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS) (CHIU *et al.*, 2006; MUNCH *et al.*, 1996; ZHANG E ZHOU, 2007; ZHU *et al.*, 2007). Na NDS as reações de nitrificação e desnitrificação ocorrem concomitantemente em um único reator sob as mesmas condições de operação.

Sistemas que operam com NDS tornam-se vantajosos quando comparados com o processo convencional devido a fatores como: em um sistema contínuo, o processo simultâneo não requer um segundo tanque anóxico, uma vez que a desnitrificação ocorre no tanque aerado junto com a nitrificação; podem ser mantidas constantes as condições de operação sem precisar de uma combinação complexa entre zona aerada e zona anóxica; e a redução no custo de operação do sistema e redução de demanda de oxigênio (MUNCH *et al.*, 1996; METCALF E EDDY, 2016).

O fenômeno de NDS pode ser explicado por duas teorias: física ou biológica. O fenômeno físico, mais convencional, é justificado pela existência de um gradiente de concentração de oxigênio no interior de flocos ou biofilmes, devido a difusão limitada do oxigênio através da camada de biomassa (Figura 4). Desta forma, os microrganismos nitrificantes se desenvolvem nas regiões externas do biofilme, enquanto os microrganismos desnitrificantes se encontrarão preferencialmente em regiões com baixa concentração de OD, ou seja, no interior do floco (MUNCH *et al.*, 1996).

Figura 4- Esquema de um floco de lodo ativado com sistemas aeróbias e anóxicas



Fonte: Adaptado de Zeng *et al.* (2003)

Já a explicação biológica para a NDS encontra-se em contraste com a concepção da engenharia tradicional sobre processos da nitrificação e desnitrificação, isso porque há relatos da existência de bactérias desnitrificantes aeróbias e de nitrificantes heterotróficas. Além disso, existe também a possibilidade de nitrificação sob condições totalmente anaeróbias (MUNCH *et al.*, 1996). Esses microrganismos seriam de grande significância para a engenharia, uma vez que implicam em uma redução nos fluxos de recirculação e ainda uma diminuição nos custos, por não haver necessidade de adicionar uma fonte externa de carbono para desnitrificação (HOLMAN E WAREHAM, 2005).

No estudo de Holman e Wareham (2005), é sustentada a ideia geral sobre a NDS ser suprimida em altas concentrações de oxigênio, dando abertura para a teoria de que a eficiência nitrogenada na NDS diminui com a minimização da zona anóxica no interior dos flocos. No entanto, não se exclui a possibilidade de existir uma diversidade de microrganismos utilizadores de nitrogênio, os quais se desenvolvem em ambientes com baixa concentração de oxigênio. Desta forma, chegaram à conclusão que a remoção nitrogenada via NDS pode ocorrer pela via física ou por ambas.

Alguns fatores podem influenciar no processo de NDS. Segundo Pochana e Keller (1999), a presença de uma fonte biodegradável de carbono é fundamental para um bom desempenho da etapa de desnitrificação. É relatado, também, que o tamanho do floco pode influenciar na eficiência do processo, uma vez que se pode criar uma zona anóxica no interior do floco devido ao fenômeno de difusão de oxigênio dissolvido, gerando condições para nitrificação e desnitrificação. Outro fator de influência é a concentração de OD, podendo influenciar tanto na nitrificação quanto na desnitrificação.

O processo de NDS tem sido estudado em diferentes configurações de reatores, como: lodos ativados, reatores em batelada sequenciais, reator de leito móvel e aeração intermitente, entre outros (POCHANA E KELLER, 1999; HOLMAN E WAREHAM, 2005; NOCKO, 2008; YANG E YANG, 2011; MOURA, 2012). Essas configurações têm o objetivo de promover tanto a remoção carbonácea como nitrogenada.

Zhao *et al.* (1999) estudaram os efeitos da aeração intermitente e da adição de fonte de carbono externo em processos de NDS. Desta forma, trabalharam com três sistemas diferentes, compostos de reatores contínuos, sendo um Bardenpho e dois reatores contínuos 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 NO_2 no tanque de aeração. No entanto, os autores não descartaram a teoria da NDS baseada nas micro-zonas anóxicas no interior do floco de lodo.

Moura *et al.* (2012) operaram um reator de leito fixo e estruturado, submetido a aeração intermitente e recirculação de efluente para a remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio, sendo o sistema alimentado com efluente sintético com

características de esgoto sanitário. O sistema apresentou eficiência de remoção de 89% de DQO e 82% de Nitrogênio Total.

Sistemas que trabalham com NDS são capazes de manter o pH do reator sem a necessidade de adição de uma fonte externa de ácidos ou bases, uma vez que, durante o processo de nitrificação a alcalinidade é consumida, mas esta é produzida durante o processo de desnitrificação, mantendo-se um equilíbrio entre o pH que pode promover o desenvolvimento de diferentes populações de microrganismos em um único reator (YOO *et al.*, 1999).

A adoção de diferentes estratégias operacionais, como desnitrificação por via curta, aeração intermitente, imobilização de biomassa e recirculação de efluente têm se mostrado uma alternativa promissora para NDS em sistemas contínuos (DO CANTO *et al.*, 2008). No entanto, essa tecnologia não se encontra completamente estabelecida, havendo a necessidade de mais pesquisas nessa área, de forma a se obter parâmetros específicos para construção e operação desse sistema.

5.5.1. Remoção de Nitrogênio em Sistemas com Aeração Intermitente

Sistemas que operam com aeração intermitente utilizam períodos cíclicos nos quais o aerador é ligado e desligado periodicamente. Desta forma, durante o período aerado, o nitrogênio amoniacal presente na água residuária é oxidado a nitrito ou nitrato. Já durante o período não aerado, o reator opera essencialmente em condições anóxicas, sendo utilizados o nitrito e nitrato como receptor de elétrons na oxidação da matéria orgânica. Assim, a determinação dos períodos anóxicos e aeróbios são essenciais para um bom desempenho do sistema (METCALF E EDDY, 2016).

Segundo Chen *et al.* (2000), o processo de aeração intermitente oferece muitas vantagens, tais como a melhoria de remoção de nitrogênio, economia de energia, pH estável devido à desnitrificação e menor produção de lodo, quando comparado aos sistemas convencionais de lodos ativados.

Sistemas com aeração intermitente são capazes de remover nitrogênio em um único reator, reduzindo custos na construção e operação desses sistemas. Além disso,

reatores contínuos e reatores em batelada com aeração intermitente são capazes de promover resultados similares na remoção de nitrogênio e matéria orgânica (LUOSTARINEN *et al.*, 2006).

O processo de desnitrificação ocorre no início da fase aeróbia, enquanto a concentração de OD é inferior a $1,0 \text{ mgL}^{-1}$. Durante o período de aeração, quando a concentração de OD excede $1,0 \text{ mgL}^{-1}$, o processo de nitrificação torna-se mais ativo (YOO *et al.*, 1999).

Vale ressaltar a competição entre organismos nitrificantes, desnitrificantes e bactérias aeróbias heterotróficas em sistemas com oscilações na concentração de OD. Como observado por Horntvedt *et al.* (1998), com oscilações variando entre $2,0 \text{ mgL}^{-1}$ e 0 mgL^{-1} , a taxa de crescimento de organismos heterotróficos diminuiu 16% quando comparado com valores constantes de concentrações de OD. Além disso, com esta variação na concentração de OD, houve um aumento de 59% na taxa de crescimento dos organismos desnitrificantes, o que pode resultar em um aumento da remoção de nitrogênio total do sistema.

5.6. Biomassa Imobilizada

Reatores com biomassa imobilizada têm se apresentado como uma alternativa interessante quando aplicados a sistemas de tratamento de efluente. Com a biomassa imobilizada, os reatores apresentam elevados tempos de retenção celular, mesmo quando operado com baixos tempos de detenção hidráulica, levando a um maior desempenho e estabilidade do sistema (SARTI *et al.*, 2006).

Sistemas que operam com a biomassa imobilizada apresentam vantagens quando comparados a sistemas de biomassa suspensas, para a remoção de nitrogênio. As bactérias nitrificantes apresentam crescimento lento, tendo assim, na presença de um meio suporte maior facilidade de desenvolvimento e acúmulo desses microrganismos no reator. Com maior concentração de microrganismos no reator, tem-se por consequência o aumento na eficiência de remoção de nitrogênio, mesmo em reatores com menores dimensões (WIJFFELS E TRAMPER, 1995; ROSTRON *et al.*, 2001).

A difusão do oxigênio no interior de um biofilme fixo em um meio suporte pode favorecer a integração dos processos de nitrificação e desnitrificação simultâneas, uma vez que no interior do biofilme não haverá oxigênio dissolvido, favorecendo o processo de desnitrificação (WIJFFELS E TRAMPER, 1995).

Yamagiwa *et al.* (1995) estudou o efeito da biomassa aderida para a remoção simultânea de matéria orgânica e nitrogênio em um sistema composto por um reator biológico com aeração intermitente seguido de um filtro com membrana. Como resultado, obteve que o meio suporte não influenciou significativamente a remoção de matéria orgânica. No entanto, houve significativa diferença na remoção de nitrogênio total com a presença do meio suporte, aumentando a eficiência de remoção de 56% para 85%.

A espuma de poliuretano tem sido amplamente estudada como meio suporte para imobilização de microrganismos. Este material tem sido utilizado principalmente em reatores de leito fixo e tem promovido condições ambientais adequadas para o crescimento e retenção de biomassa (RIBEIRO *et al.*, 2005). Tendo isto em vista, Nocko (2008) comparou a utilização da espuma de poliuretano e anéis plásticos de polietileno na fixação de biomassa, concluindo haver maior fixação dos microrganismos no suporte de espuma de poliuretano.

A Tabela 1 apresenta um resumo de valores de parâmetros encontrados na literatura onde foram utilizados biofilme aderido em espuma de poliuretano para a remoção de nitrogênio pela via de NDS.

Tabela 1 - Resumo de resultados obtidos na literatura para NDS com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano

Tipo de reator	Água residuária	TDH (horas)	DQO afluente (mgL ⁻¹)	NTK afluente (mgL ⁻¹)	Aeração (Aerado/ Não aerado)	Eficiência de remoção de DQO	Eficiência de Oxidação de NH ₄ ⁺	Eficiência de Remoção de Nitrogênio Total	Referência
SBR	Substrato Sintético	Tempo de ciclo 8h	110	52	2h/2h- 1h/2,5h	90%	97%	80%	do Canto <i>et al.</i> (2008)
Reator de Leito móvel	Substrato Sintético ¹	14,4	400	90-110	2h/1h	>85%	100%	50-60%	Nocko (2008)
RLEAI	Substrato Sintético ²	12	364	26	2h/1h	89%	88%	82%	Moura <i>et al.</i> (2012)
RLEAI	Efluente UASB	24	139	169	1h/2h	> 88%	>90%	62%	Barana <i>et al.</i> (2013)
RLEAI	Efluente UASB	12	153	35	1h/2h	87%	77%	65%	Gadelha (2013)
RLEAI	Substrato Sintético	11	489	179	2h/1h	97%	97%	84%	Santos (2014)
RLEAI	Esgoto Sanitário	8	455	37	2h/1h	90%	83%	80%	Moura (2014)
MBSBR	Substrato Sintético	Tempo de reação 12h	200	48	1h/1h	87%	100%	57%	Lim <i>et al.</i> (2012)

¹ Simulando água residuária industrial condensada remanescente da produção do açúcar de beterra. ² Simulando esgoto sanitário

SBR - Sequencial Batch Reactor (Reator de Bateladas Sequenciais)

RLEAI - Reator de leito estruturado e aeração intermitente

MBSBR - Moving bed sequencing batch reactor (Reator de bateladas sequenciais e leito móvel)

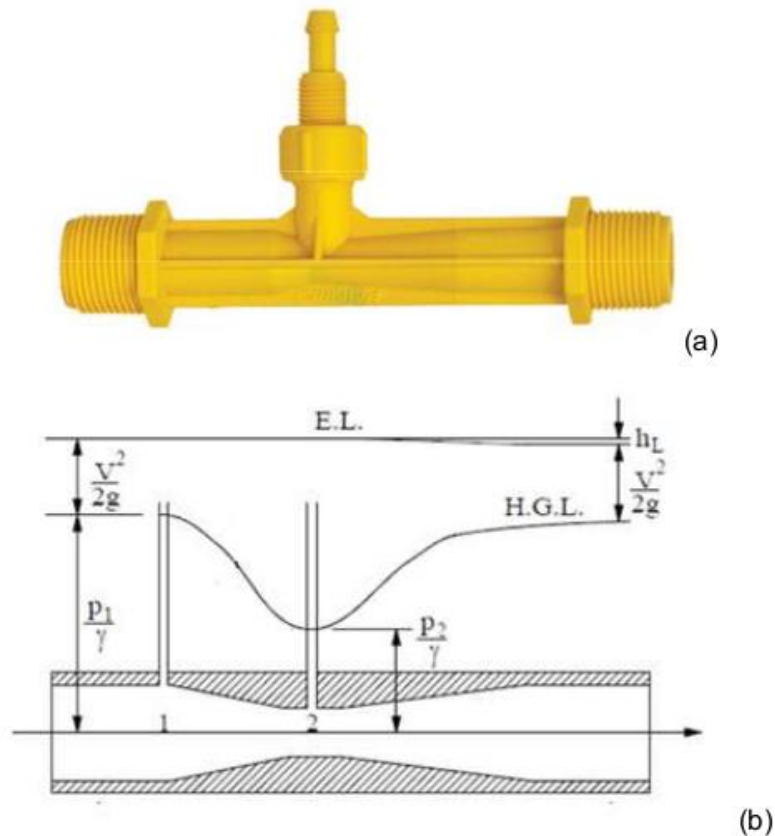
Fonte: Adaptado de Silva (2016)

5.7. Aeração por Tubos de Venturi

Os sistemas convencionais de aeração, com aeradores superficiais ou ar difuso através de compressores, podem não ser adequados em sistemas descentralizados pelos problemas de manutenção.

Desta forma, uma maneira de promover a oxigenação da água são os sistemas de autoaspiração de ar, baseados nos princípios do tubo de Venturi e se utilizam de um ejetor para misturar o oxigênio do ar com a água. Tubos de Venturi são constituídos, sequencialmente, de uma seção convergente, estrangulamento ou garganta e seção divergente, conforme Figura 5a. Sua operação baseia-se na redução da pressão ($<P_{atm}$), com o aumento da velocidade, no estreitamento (garganta) do tubo. Assim, quando um fluido pressurizado entra pelo tubo de Venturi e passa pela região estrangulada, ocorre aumento da velocidade (energia cinética) e, ao mesmo tempo, redução da carga de pressão (BRATER *et al.*, 1996; BAGATUR *et al.*, 2005; OZKAN *et al.*, 2009; BAYLAR, 2010), como demonstrado na Figura 5b.

Figura 5. – Tubo de Venturi (a) Imagem ilustrativa, (b) esquema de variação de energia



Fonte: BAYLAR (2009)

Aplicando-se o teorema de Bernoulli (equação (7)) nas seções 1 e 2, considerando-se fluido ideal (sem perda de carga) obtém-se:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} \quad (7)$$

Em que p é a pressão nos pontos 1 ou 2, V a velocidade nos pontos 1 ou 2, γ é o peso específico, e g a aceleração da gravidade. Embora em fluidos reais observa-se uma perda de carga (h_L), o seu valor é minimizado quando os ângulos convergente e divergente do tubo de Venturi for de até 20° e 7° , respectivamente (PORTO, 1999).

Aplicando-se a equação da continuidade nos pontos 1 e 2 ($Q = V_1A_1 = A_2V_2$) e fazendo $\beta = V_2A_2/A_1$, obtém-se a equação (8).

$$\frac{(P_1 - P_2)}{\gamma} = + \frac{(\beta^2 - 1) V_2^2}{2g} \quad (8)$$

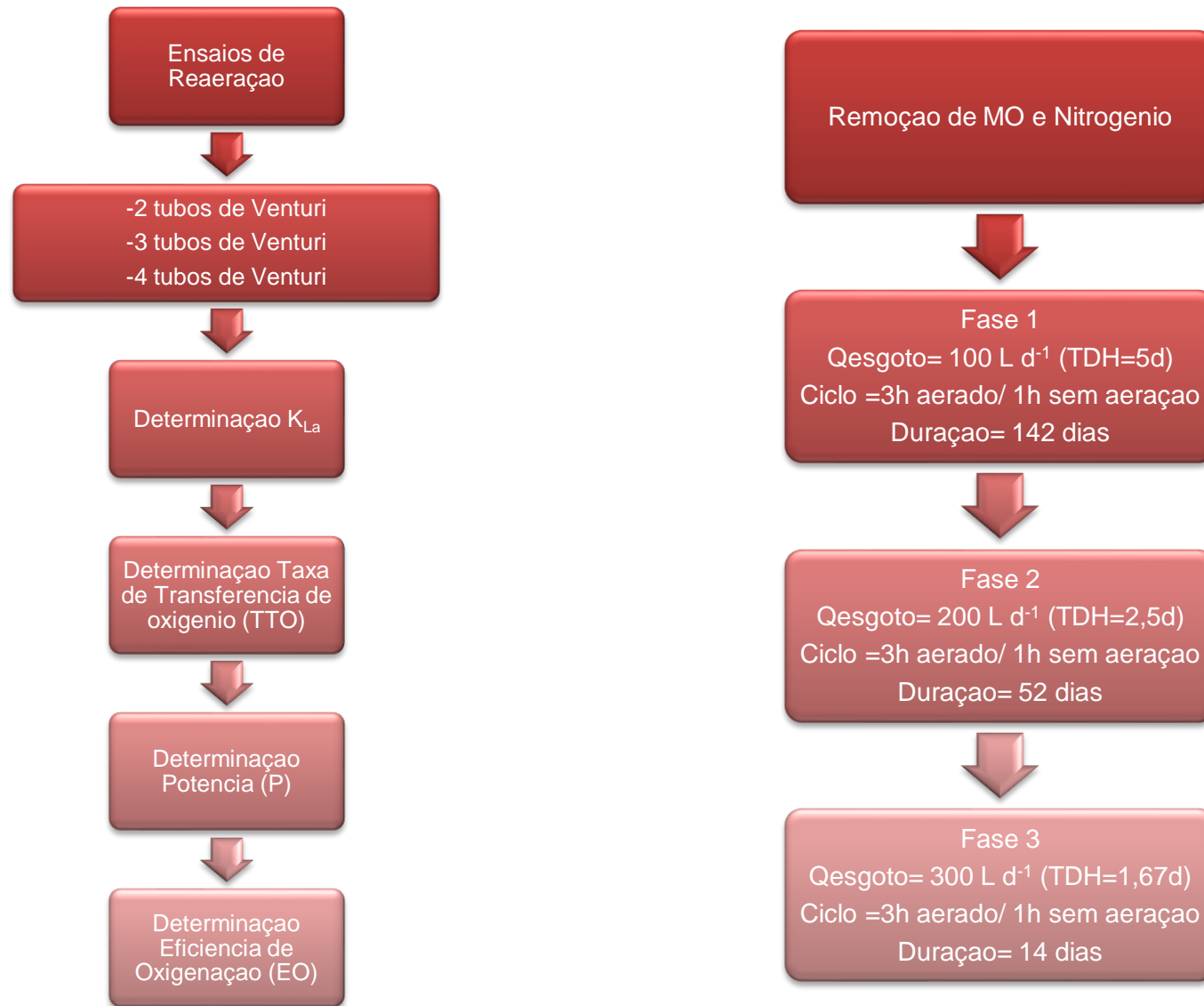
Quando a pressão p_2 atingir valor inferior à pressão atmosférica ocorre a sucção do ar pelo orifício localizado no estrangulamento (BAYLAR *et al.*, 2009). Conforme Baylar *et al.* (2006) e Shiau (1995) este sistema é vantajoso por incorporar ar através do jato de água, não necessitando de compressor para inserção de oxigênio, ser de fácil construção e manutenção, não apresenta dificuldades operacionais, tais como entupimento de difusores e outros problemas habituais nos sistemas convencionais.

Segundo Baylar *et al.* (2007), a performance de estruturas hidráulicas tem sido estudada experimentalmente por diversos autores, entretanto, ainda não existem muitos estudos específicos sobre o uso do tubo de Venturi e sua capacidade de aeração. A possibilidade do uso do tubo de Venturi para aeração foi proposta inicialmente por Boon (1978), o qual ressaltou que podem ser utilizados dois critérios para avaliar a eficiência de um aerador: a capacidade de oxigenação, definida como a taxa de absorção de oxigênio durante a aeração com temperatura específica (20°C) e a eficiência de oxigenação, sendo a capacidade de oxigenação do aerador por unidade de energia consumida.

6. MATERIAIS E MÉTODOS

A Figura 6 apresenta um fluxograma que indica as etapas operacionais realizadas neste trabalho. Maiores detalhes serão discutidos nos itens 6.1 e 6.2.

Figura 6 - Fluxograma indicando as etapas operacionais realizadas neste trabalho



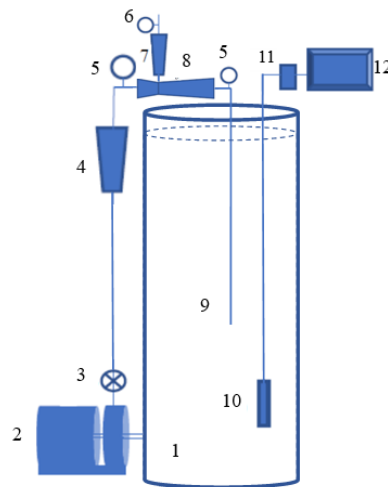
6.1. Ensaio de Reaeração

Os ensaios de reaeração foram realizados de forma a determinar o efeito do número de tubos de Venturi na oxigenação da água. Para tal, foram realizados ensaios com 4 tubos, 3 tubos e 2 tubos, instalados em paralelo no sistema (Figura 7).

Foram utilizados os seguintes equipamentos:

- Bomba autoaspirante Mark Dar modelo Jetcom 32, de potência 600W e vazão 0,6-3,6 m³ h⁻¹;
- Rotâmetro BLI 5000 faixa 300 a 4000 Litros de água por hora, precisão ±2%, repetibilidade 0,25%;
- Rotâmetro BLI 200 Litros de Ar por hora, precisão ±2%, repetibilidade 0,25%;
- Manômetro Genebre faixa 0 a 60 PSI;
- Vacuômetro Makil faixa - 760 a 0 mmHg;
- Tubos de Venturi D 1” Marca Irritec, CO
- Tanque: 424 L, de dimensões 150cm de altura por 60cm de diâmetro.

Figura 7 – Esquema do sistema utilizado nos ensaios de reaeração



Legenda: (1) Tanque vertical; (2) bomba centrífuga; (3) registro de gaveta; (4) rotâmetro água; (5) manômetros; (6) vacuômetro (7) Rotâmetro de ar; (8) Tubos de Venturi; (9) saída de água; (10) sonda de oxigênio dissolvido; (11) medidor de oxigênio dissolvido; (12) Computador.

Foi utilizada água potável proveniente do sistema de abastecimento. Em todos os ensaios a vazão da bomba operou com sua capacidade máxima, sendo realizada a leitura

da vazão pelo rotâmetro de água. As medidas de vazão de ar foram realizadas pelo rotâmetro de ar, as de pressão de montante e de jusante foram realizadas nos manômetros.

6.1.1. Determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio (K_{La})

Foi empregado o método não estacionário que consiste na redução da concentração de oxigênio dissolvido na água para, em seguida, injetar ar, de forma a acompanhar a variação do oxigênio dissolvido no meio com o tempo.

Desta forma, foi inicialmente injetado nitrogênio gasoso na água para remoção do oxigênio até uma concentração próxima de $2,0 \text{ mg L}^{-1}$. Em seguida, a bomba foi ligada e, com a passagem da água, os tubos de Venturi foram acionados, permitindo a entrada e difusão de ar na massa líquida, até que o valor de oxigênio dissolvido se estabilizasse. A medida da variação do oxigênio dissolvido nos tanques, foi realizada por meio de um medidor digital, marca Thermo Scientific, modelo Orion 5 Star, com faixa de medição de $0,00 - 20,00 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$ e resolução de $0,01 \text{ mgO}_2\text{L}^{-1}$, conectado a um computador, permitindo a obtenção "on-line" de dados a cada 2 segundos.

Os dados experimentais foram ajustados pela Equação (9). Para cálculo dos resultados foi utilizado o software Origin.

$$C = C^* - (C^* - C_0)e^{-K_{La} \cdot (t - t_0)} \quad (9)$$

Sendo que:

C^* : concentração de equilíbrio de oxigênio no meio;

t : tempo final;

t_0 : tempo inicial;

C_0 : concentração quando se inicia a aeração;

K_{La} : coeficiente global de transferência de oxigênio

A temperatura da água foi monitorada, a fim de corrigir o valor de K_{La} para o padrão de 20°C , de acordo com a Equação (10) de Von Sperling (2001).

$$K_{La}(20^{\circ}\text{C}) = \frac{K_{La}(T^{\circ}\text{C})}{\theta^{(T-20)}} \quad (10)$$

Em que θ é o coeficiente de temperatura, de valor adotado 1,024 (METCALF E EDDY, 2016).

6.1.2. Taxa de Transferência de Oxigênio Padrão (TTO_{padrão})

$$\text{TTO}_{\text{padrão}} = \frac{K_{La} \cdot C_s \cdot V}{1000} \quad (11)$$

Sendo que:

TTO_{padrão}: taxa de transferência de oxigênio padrão (kgO₂ h⁻¹);

K_{La}: coeficiente global de transferência de oxigênio (h⁻¹);

C_s: concentração de saturação de oxigênio na água limpa, em condições padrão de temperatura e altitude, igual a 9,092 g.m⁻³ (METCALF E EDDY, 2016);

V: volume do reator (m³)

6.1.3. Energia Consumida no Tubo de Venturi

A energia consumida foi calculada considerando a perda de carga do ejetor, sendo adotada a Equação (12), descrita por Piccin *et al* (2009).

$$P = \frac{(p_2 - p_1)m_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (12)$$

Sendo:

P: potência (kW);

p₁ e p₂: pressões de trabalho na entrada e saída (kN m⁻²);

m_{H₂O}: vazão mássica de água (kg s⁻¹)

ρ_{H₂O}: densidade da água (kg m⁻³)

6.1.4. Eficiência de oxigenação

A eficiência de oxigenação representa a quantidade de oxigênio transferida por quantidade de energia consumida. É uma importante variável, uma vez que pode ser utilizada para comparar a eficiência de oxigenação com outros sistemas convencionais de aeração. Para o cálculo da variável foi utilizada a Equação (13), apresentada por Von Sperling (2001).

$$EO = \frac{TTO_{\text{padrão}}}{P} \quad (13)$$

Sendo:

EO: eficiência de oxigenação ($\text{kgO}_2 \text{ kWh}^{-1}$);

$TTO_{\text{padrão}}$: taxa de transferência de oxigênio padrão ($\text{kgO}_2 \text{ h}^{-1}$), dada na Equação (11)

P: potência (kW), dada na Equação (12).

6.2. Remoção de Matéria Orgânica e Nitrogênio

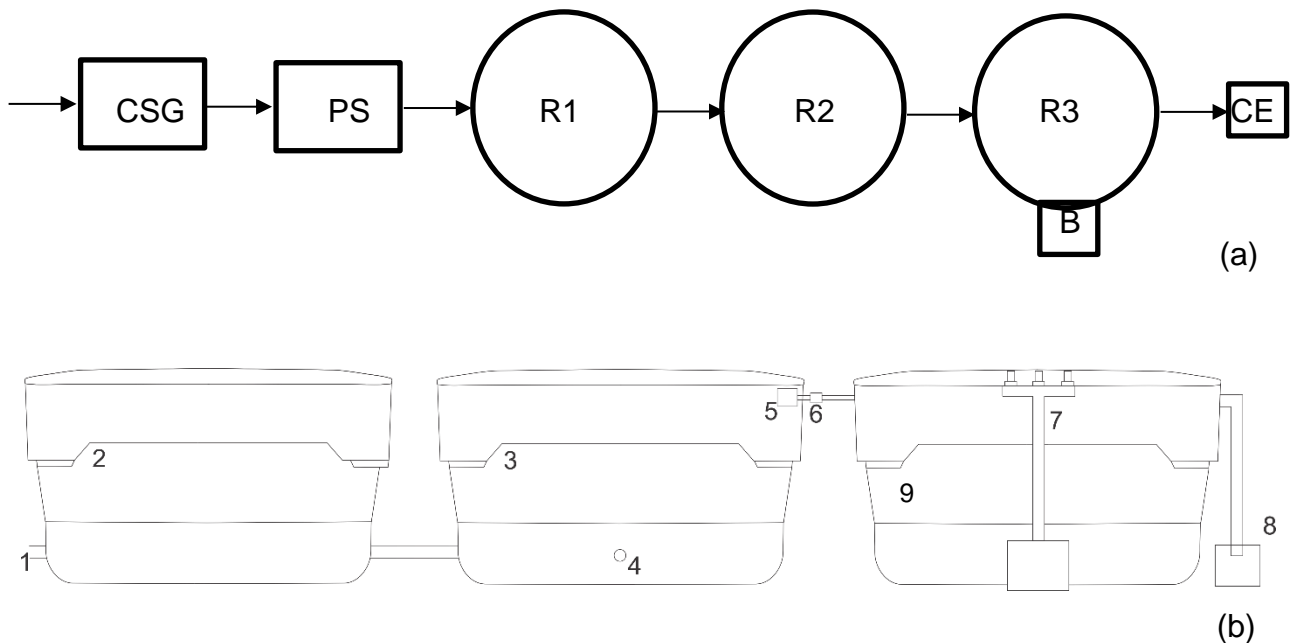
6.2.1. Local da Unidade Experimental

A unidade experimental foi arquitetada em uma área adjacente ao Restaurante Universitário da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Londrina, localizada nas coordenadas geográficas 23,3° S e 51,1° O, no município de Londrina. Localizada no Norte do Paraná, Londrina é caracterizada por clima quente e temperado, com significativa pluviosidade ao longo do ano. O clima é classificado como Cfa de acordo com a Köppen e Geiger, tendo como temperatura média 21°C e pluviosidade média anual de 1429 mm (IAPAR, 2009).

6.2.2. Instalação Experimental

O sistema foi composto por três caixas d'água de polietileno de capacidade de 500 litros cada da marca Fortlev (Figura 8 (a) e (b)). As duas primeiras caixas foram utilizadas como pré-tratamento e reservatório, mantidas sem aeração, buscando se converter o nitrogênio orgânico em amoniacal.

Figura 8 – Instalação experimental – (a) esquematização; (b) ilustração do sistema



Legenda (a): CSG – Caixa separadora de gordura, PS- poço de sucção, B- bomba, R1 e R2 – Caixas armazenadoras de esgoto, R3 – reator aeróbio/ anóxico; CE- coleta.

Legenda (b): 1- Entrada de efluente bruto; 2- R1; 3- R2; 4- Ponto de coleta de amostras de efluente bruto; 5 e 6 – Sistema de bombeamento de efluente; 7- Sistema de aeração por tubos de Venturi; 8- Reservatório de coleta de amostras do esgoto tratado (efluente) CE; 9- reator aeróbio/ anóxico R3.

O ponto 1 representa a entrada de efluente bruto no sistema. Os itens 2 e 3 representam as duas caixas d'água utilizadas para converter o nitrogênio orgânico presente no efluente bruto em nitrogênio amoniacal. No ponto 4 é representado o ponto de coleta de efluente bruto. Os pontos 5 e 6 representam o sistema de bombeamento de efluente para o sistema de tratamento, sendo o ponto 5 a bomba utilizada e o ponto 6 o *timer* utilizado para controlar o tempo de funcionamento das bombas de recirculação/aeração e alimentação do sistema. O ponto 7 esquematiza o sistema de aeração por tubos de Venturi e o ponto 8 representa o reservatório de coleta final.

Figura 9 – Fotografia do reator de leito móvel



O reator em escala piloto foi construído no reservatório R3, alimentado de forma semi-contínua e com aeração intermitente. A aeração do sistema foi realizada por 3 tubos de Venturi de diâmetro de 1" instalados em paralelo.

Figura 10 – Sistema de aeração composto por tubos de Venturi



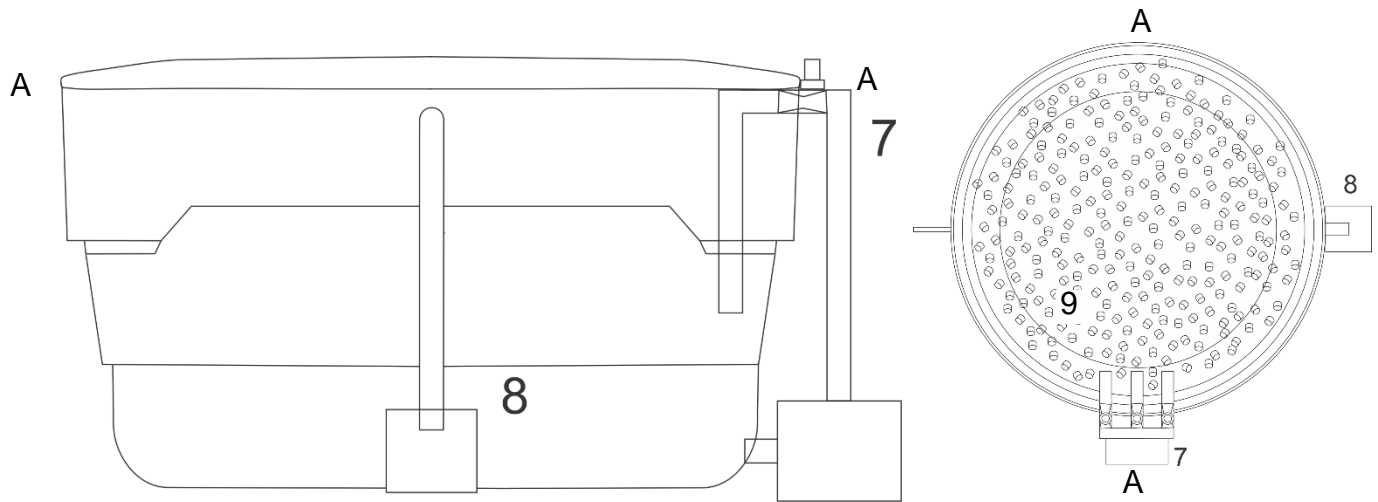
Legenda: Na foto, foram instalados 4 tubos em paralelo, no entanto foram utilizados apenas 3 na operação do sistema. Sendo um mantido fechado durante o funcionamento do sistema.

A determinação do número de tubos de Venturi que resultava melhor eficiência de aeração foi testada em ensaios preliminares, conforme item 6.1.

Na Figura 11 é apresentado um esquema do reator proposto.

Figura 11 – Esquema ilustrativo do reator proposto

Legenda: 7 – Sistema de aeração por tubos de Venturi; 8-Coleta de Efluente; 9 – Material suporte



Na Figura 11 é possível observar um corte do sistema proposto (corte A-A), o sistema de aeração no ponto 7, composto por 3 tubos de Venturi instalados em paralelo. Além disso, é dado enfoque para o material suporte utilizado, sendo este móvel e disperso no sistema.

6.2.3. Material Suporte

De forma geral, é recomendado trabalhar com uma fração de enchimento de suportes no reator menor que 70% de forma que não ocorram problemas relacionados à hidrodinâmica do reator, permitindo assim boa movimentação dos suportes e condições adequadas de mistura (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.

Figura 12- Material suporte sendo adicionado ao sistema



Desta forma, foram utilizadas, no reator biológico de leito móvel, 350 BioBob® cedidas pela Empresa BioProj Tecnologia Ambiental LTDA. O BioBob® é constituído por matrizes de espuma de poliuretano (PU) envoltas de uma estrutura rígida produzidas com polipropileno (PP). As características do material estão descritas na Tabela 2.

Tabela 2 – Características do meio suporte utilizado

Material	PU e PP
Altura (mm)	60
Diâmetro (mm)	45
Porosidade (%)	90
Densidade (unid. m ³)	5500
Área superficial (m ² ·m ⁻³)	270000

Fonte: BARBOSA et al. (2017)

Figura 13 –Meio suporte BioBob®



O meio suporte ocupou cerca de 12% do volume útil do reator. A vazão de ar aplicada pelo aerador foi suficiente para manter os suportes em agitação.

6.2.4. Efluente de Restaurante Universitário

O efluente utilizado foi oriundo do Restaurante Universitário da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Câmpus Londrina, composto por descargas provenientes dos efluentes das pias da cozinha, descargas dos banheiros, pias de lavagem de mãos e água de limpeza de chão, possuindo, portanto, características similares a um esgoto doméstico.

6.2.5. Inóculo e *Start-up*

O inóculo utilizado para o período de partida (*Start-up*) do sistema foi oriundo de uma indústria de laticínios, localizada no município de Londrina – PR. O efluente de laticínios é composto principalmente por proteínas, dentre as quais se ressaltam a caseína; carboidratos, principalmente lactose; gorduras, sólidos suspensos, nitrogênio, fósforo e alguns poluentes inorgânicos (BRITZ *et al.*, 2008).

Foram inoculados inicialmente 100 BioBob® utilizando cerca de 5 litros de efluente provenientes da indústria de laticínios e 15 litros de efluente do Restaurante Universitário da UTFPR, Campus Londrina.

Durante a fase de adaptação da biomassa, o sistema foi submetido a aeração contínua fornecida por um compressor de ar modelo ACQ-001, da marca BOYU. Esta etapa foi fundamental para o desenvolvimento da comunidade de bactérias nitrificantes. Esta etapa foi mantida por uma semana e possibilitou o crescimento e adesão de bactérias nitrificantes.

6.2.6. Condições Operacionais

Após a etapa de adaptação foi dado início ao estudo do sistema propriamente dito. Nesta fase, trabalhou-se com aeração intermitente, sendo esta fornecida por tubos de Venturi. A Tabela 3 mostra o Fases operacionais empregadas neste trabalho.

Foram testados 6 (seis) ciclos diários, com períodos de aeração de 3 horas e 1 hora sem a injeção de ar. O efluente foi introduzido no aerador após 10 minutos do início do período sem aeração.

Tabela 3 – Fases operacionais do sistema e variações de aeração

Fase	TDH (h)	Aeração	Tempo de operação (dias)
Adaptação	-	AC= 24h	7
I	120	AI= 3h AE e 1h NA	142
II	60	AI= 3h AE e 1h NA	52
III	40	AI= 3h AE e 1h NA	14

Legenda: TDH - Tempo de detenção hidráulica; AC - Aeração contínua; AI – Aeração intermitente; AE – Aeração; NA – Não aerado.

6.2.7. Análises Físico-Químicas

Foram realizadas análises de N-amoniacal, N-nitrito, N-nitrato, DQO, pH e alcalinidade 3 vezes por semana. Também foram realizadas análises de NTK, sólidos totais, voláteis e fixos, e sólidos suspensos totais, voláteis e fixos, 1 vez por semana.

As amostras foram coletadas em dois pontos: afluente (ponto 4 da Figura 8) e na saída do reator aerado/anóxico (ponto 8b da Figura 8b).

Os procedimentos adotados estão descritos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (2012).

A Tabela 4 apresenta os parâmetros analisados e a metodologia adotada para cada parâmetro.

Tabela 4- Parâmetros e métodos de análise

Parâmetro	Metodologia
Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ L ⁻¹)	Titulométrico (2320 B)
pH	Potenciométrico (4500-H ⁺ B)
DQO (mgDQO L ⁻¹)	Digestão em Refluxo Fechado (5220 D)
N- NTK (mgN – N L ⁻¹)	Titulométrico (4500-N _{org} B)
N-Amoniacal (mgNH ₄ -N L ⁻¹)	Titulométrico (4500-NH ₃ C)
Nitrito (mgNO ₂ -N L ⁻¹)	Colorimétrico (4500-NO ₂ ⁻ B)
Nitrato (mgNO ₃ -N L ⁻¹)	Colorimétrico (4500 – NO ₃ ⁻ B)
ST (mg L ⁻¹)	Secagem (2540 D)
SST (mg L ⁻¹)	Secagem (2540 B)

Para a quantificação de biomassa aderida ao meio suporte foram realizadas ao final de cada etapa operacional, de acordo com a seguinte metodologia:

- Retirado aleatoriamente um BioBob® do interior do sistema;
- Removida, de forma manual, toda biomassa aderida ao BioBob®, transferindo-a para um recipiente com água destilada;
- Com toda a biomassa já depositada neste recipiente, foram realizadas as análises de sólidos conforme a APHA (2012).

6.2.8. Parâmetros calculados

De acordo com os resultados obtidos nas análises físico químicas previamente descritas, os seguintes cálculos foram efetuados para a adequada interpretação dos resultados.

Para o cálculo das eficiências de oxidação de N-amoniaco e de remoção de N-total foram utilizadas as equações (14) e (15). A eficiência de N-amoniaco foi calculada comparando-se as concentrações de NTK afluentes e efluentes. Já a concentração de N-total foi obtida pela soma das concentrações de nitrogênio nas formas de NTK, N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻.

$$\text{Ef. Ox. N – amoniacal} = \frac{[\text{NTK}]_{\text{af}} - [\text{NTK}]_{\text{ef}}}{[\text{NTK}]_{\text{af}}} \times 100 \quad (14)$$

Sendo que:

Ef. Ox. N – amoniacal: Eficiência de oxidação de N – amoniacal (%);

[NTK]_{af}: Concentração afluente de NTK (mg L⁻¹);

[NTK]_{ef}: Concentração efluente de NTK (mg L⁻¹).

$$\text{Ef. Rem. N} = \frac{([\text{NTK}] + [\text{N} - \text{NO}_2^-] + [\text{N} - \text{NO}_3^-])_{\text{af}} - ([\text{NTK}] + [\text{N} - \text{NO}_2^-] + [\text{N} - \text{NO}_3^-])_{\text{ef}}}{([\text{NTK}] + [\text{N} - \text{NO}_2^-] + [\text{N} - \text{NO}_3^-])_{\text{af}}} \times 100 \quad (15)$$

Sendo que:

Ef. Rem. N: Eficiência de remoção de Nitrogênio total;

([NTK] + [N – NO₂⁻] + [N – NO₃⁻])_{af}: Soma das concentrações de NTK, N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻ afluentes (mg L⁻¹);

([NTK] + [N – NO₂⁻] + [N – NO₃⁻])_{ef}: Soma das concentrações de NTK, N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻ efluentes (mg L⁻¹).

A eficiência de desnitrificação também foi determinada, conforme equação (16).

$$E_{\text{desnitrificação}} = \left(1 - \frac{([N - \text{NO}_2^-] + [N - \text{NO}_3^-])_{\text{ef}}}{([\text{NTK}]_{\text{af}} \times E_{\text{OX.N-amoniacal}})} \right) \quad (16)$$

Sendo que:

$([N - \text{NO}_2^-] + [N - \text{NO}_3^-])_{\text{ef}}$: Soma das concentrações efluentes de N-NO_2^- e N-NO_3^- (mg L^{-1});

$[\text{NTK}]_{\text{af}}$: Concentração afluente de NTK (mg L^{-1});

Ef. Ox. N – amoniacal: Eficiência de oxigenação de N – amoniacal (%).

7. RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos ao longo de todo o período do sistema em questão, além dos resultados dos ensaios necessários. O experimento foi dividido nas seguintes fases operacionais com distintos TDH, dispostas em ordem cronológica: fase de adaptação, Fase I, Fase II e Fase III.

7.1. Ensaio de Aeração

A apresentação dos resultados dos ensaios de aeração compreende a análise de dados para cálculo do K_{La} , o $TTO_{padrão}$, a energia de oxigenação e a eficiência de oxigenação, para então poder determinar a quantidade de tubos de Venturi que fornecerão o melhor custo benefício em relação a eficiência de oxigenação para o meio.

7.1.1. Determinação do Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio (K_{La}) e Taxa de Transferência de Oxigênio Padrão ($TTO_{padrão}$)

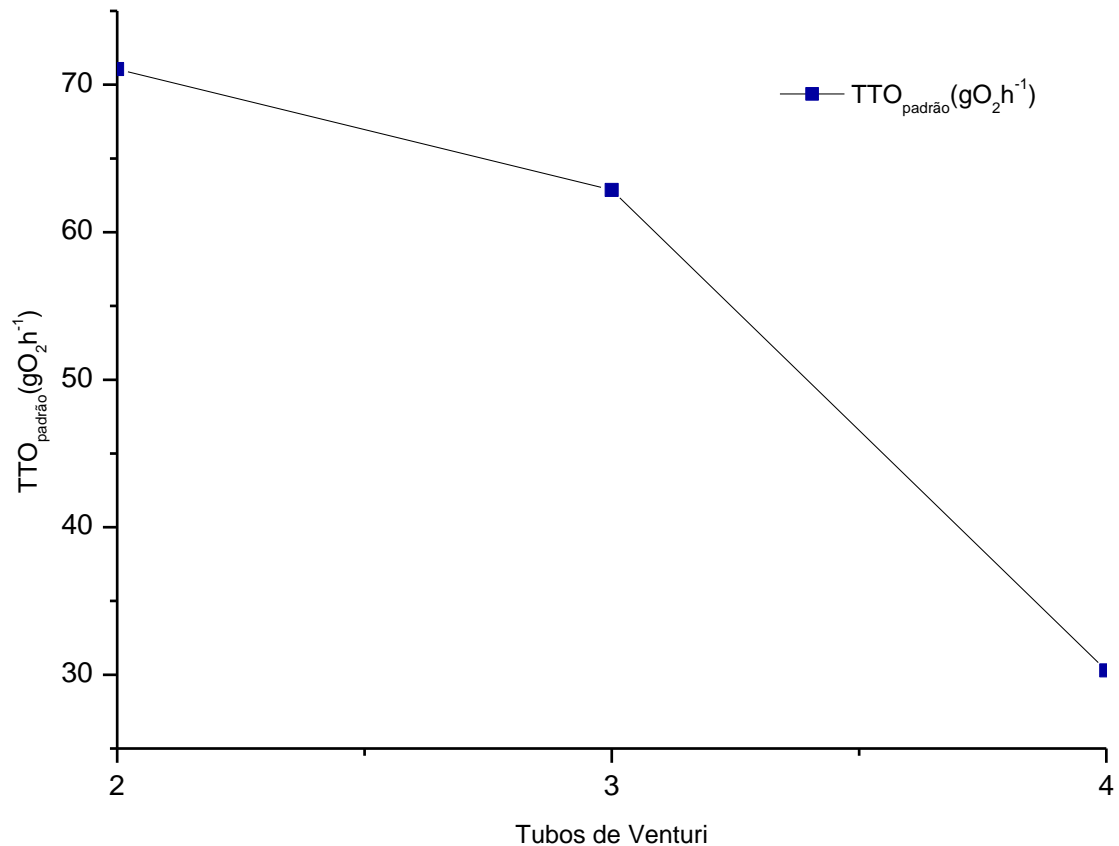
A determinação do coeficiente K_{La} foi realizada de acordo com as equações (9) e (10), descritas no item 3.7.1. O coeficiente foi calculado utilizando 4 tubos, 3 tubos e 2 tubos de Venturi na temperatura ambiente (24°C) e corrigidos para temperatura de 20°C. A partir da equação (11), descrita no item 3.7.2., foi calculado a taxa de transferência de oxigênio padrão ($TTO_{padrão}$), sendo o volume do recipiente utilizado de 0,424 m³. Os valores obtidos para K_{La} e para a $TTO_{padrão}$ são apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 - Valores experimentais obtidos para os coeficientes K_{La} em temperatura ambiente e a 20°C e valores de $TTO_{padrão}$

Número de tubos	K_{La} (h ⁻¹), Temperatura ambiente	K_{La} (h ⁻¹), Temperatura 20°C	$TTO_{padrão}$ (gO ₂ h ⁻¹)
2	20,27	18,43	71,06
3	17,93	16,31	62,86
4	8,64	7,86	30,29

Observa-se na Tabela 5 que o ensaio realizado com apenas 2 tubos de Venturi apresentou o melhor coeficiente de transferência de oxigênio. Possivelmente, isto ocorreu devida a maior vazão de água que passa através de cada um dos tubos de Venturi, ocasionando menor pressão e, conseqüentemente, maior aspiração de ar, de acordo com a Tabela 6.

Figura 14 - Valores de $TTO_{\text{padrão}}$ por tubos de Venturi



Observa-se na Figura 14 que o ensaio realizado com apenas 2 tubos de Venturi apresentou a maior $TTO_{\text{padrão}}$, decaindo nos ensaios realizados para 3 e 4 tubos. Este comportamento era esperado uma vez que, pela equação (11), a $TTO_{\text{padrão}}$ depende diretamente dos valores de K_{La} .

Tabela 6 - Valores calculados para as Vazões de água as Vazões de ar e as relações vazão de ar e água

Número de tubos	Q_{água} (L h⁻¹)	Q_{ar} (L h⁻¹)	Q_{ar}/Q_{água}
2	3300	1250	0,38
3	3500	1000	0,29
4	3900	450	0,12

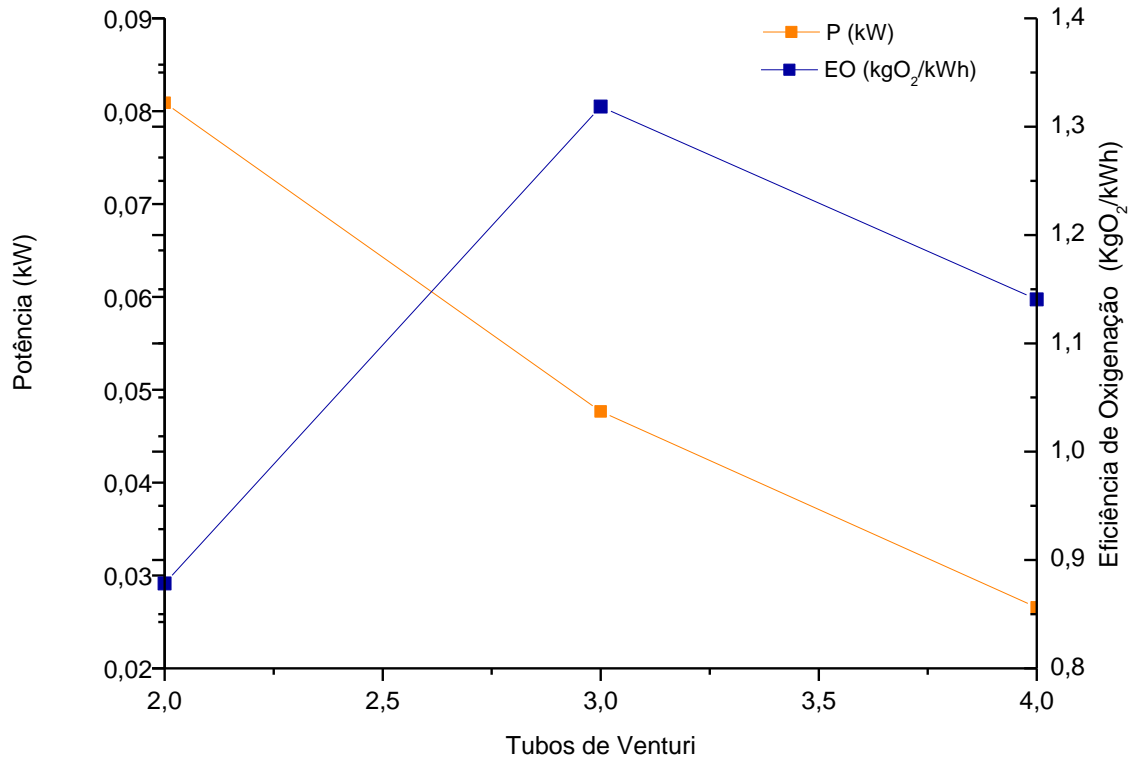
7.1.2. Energia Consumida nos Tubos de Venturi e Eficiência de Oxigenação (EO)

A Tabela 7 apresenta os valores de potência consumida nos tubos de Venturi e as eficiências de oxigenação (EO) obtidas por meio das equações (12) e (13) respectivamente. Os valores são rerepresentados na Figura 15.

Tabela 7 – Valores de Potência consumida e de Eficiência de Oxigenação

Número de tubos	Potência (kW)	EO (kg O₂ kWh⁻¹)
2	0,081	0,878
3	0,048	1,319
4	0,027	1,141

Figura 15 – Variação da Energia consumida e Eficiência de Oxigenação

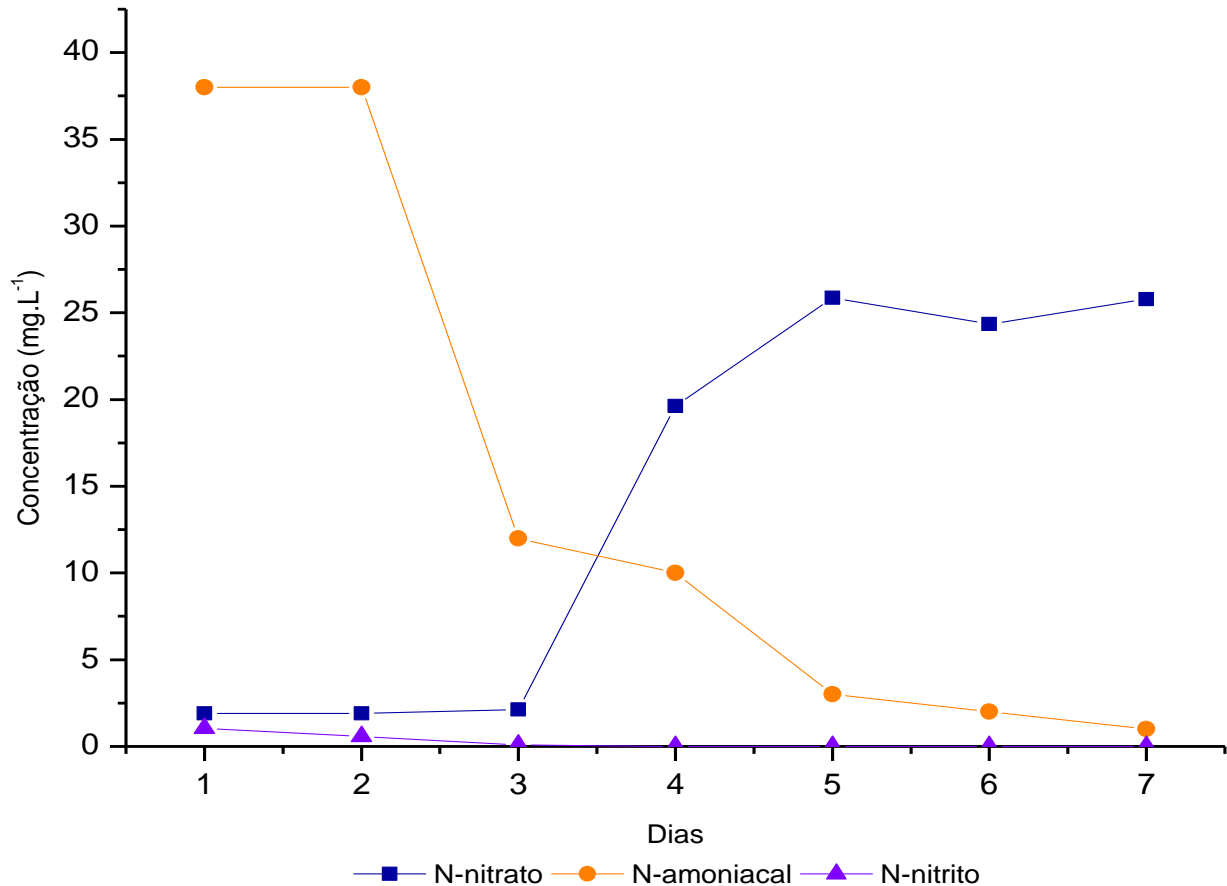


Observa-se pela Tabela 7 e Figura 15 que o ensaio realizado com 2 tubos foi o que apresentou a pior eficiência de oxigenação, tendo o maior consumo energético, pela maior perda de carga. O ensaio realizado com 4 tubos foi o que apresentou menor consumo energético, sendo 56,25% menor do que o ensaio com 3 tubos, no entanto a eficiência de oxigenação obtida foi 87% menor que a apresentada no ensaio com 3 tubos. O ensaio com 3 tubos foi o que apresentou maior eficiência de oxigenação, sendo de $1,32 \text{ kgO}_2\text{kWh}^{-1}$, e mesmo com maior consumo energético que o apresentado pelo ensaio com 4 tubos, este foi escolhido como melhor configuração dentre os demais ensaios.

7.2. Fase de Desenvolvimento e Adaptação da Biomassa

A fase de adaptação da biomassa no reator teve duração de 7 dias. Nesse período o sistema foi submetido à aeração contínua. Essas condições foram adotadas para promover o desenvolvimento dos microrganismos nitrificantes. A Figura 16 ilustra a variação da concentração de N-amoniaco, N-nitrito e N-nitrato durante essa fase.

Figura 16- Variação da concentração de N-amoniacal, N-nitrito e N-nitrato no efluente do reator na fase de adaptação



Como pode ser observado na Figura 16, houve aumento de nitrato a partir do terceiro dia até o quinto dia, a partir do qual este parâmetro passou a ser constante. A partir deste período, as concentrações de N-amoniacal e N-nitrito ficaram praticamente iguais a zero. Esses dados permitem dizer que houve oxidação de todo N-amoniacal do meio à N-nitrato, indicando o desenvolvimento dos microrganismos nitrificantes. Desta forma, deu-se início a operação do reator com aeração intermitente.

Além disso, foi necessária a adoção de um período de readaptação da biomassa nitrificante na retomada da primeira fase condicional, quando o sistema ficou paralisado devido às férias de fim de ano.

7.3. Desempenho do sistema nas fases experimentais

Os valores obtidos a partir da análise do afluente e efluente, para as fases I, II e III do monitoramento, são apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 – Valores médios dos parâmetros analisados durante o período experimental

Parâmetro	Fase I			Fase II			Fase III		
	Nº de amostras	Afluente	Efluente	Nº de amostras	Afluente	Efluente	Nº de amostras	Afluente	Efluente
DQO	30	507 ± 308	65 ±28	21	409 ±153	88 ±44	11	1285 ±407	32 ±25
NTK	7	65 ±14	19 ±15	4	70 ±9	29 ±3	2	133 ±8	49 ±8
N-amoniaco	30	47 ±16	17 ±18	21	53 ±14	28 ±14	11	94 ±3	38 ±13
N- orgânico	7	13 ±14	2 ±5	4	9 ±10	0 ±5	2	44 ±5	0 ±9
N- nitrato	30	1,45 ±1	11,27 ±10	21	0,4 ±1	18,08 ±11	11	0,52 ±1	18,3 ±4
N-nitrito	30	0 ±0	2,24 ±3	21	0,01 ±0	1,67 ±3	11	0,09 ±0	1,18 ±2
N- total	7	66 ±13	32 ±19	4	71 ±9	41 ±7	2	134 ±7	36 ±2
pH¹	30	7,57 ±1	7,66 ±1	21	6,74 ±1	6,61 ±1	11	7,6 ±0	8,08 ±1
Alcalinidade²	30	193 ±62	67±50	21	227 ±46	120 ±109	11	437±29	124 ±11
ST	11	493±84	379 ±139	4	440 ±211	357±38	2	315 ±35	425 ±191
STF	11	274±77	267 ±121	4	225 ±58	215 ±89	2	185 ±35	245 ±35
STV	11	218 ±79	112 ±41	4	215 ±192	142±61	2	130 ±71	180 ±156
SST	11	112±129	34 ±28	4	369 ±651	36 ±15	2	357±41	73 ±47
SSF	11	59 ±99	5 ±15	4	27±33	6±8	2	19 ±9	35 ±29
SSV	11	53 ±42	29 ±24	4	342 ±8	29 ±17	2	337 ±50	38 ±18

¹ pH: adimensional; ²Alcalinidade: mgCaCO₃ L⁻¹; demais unidades em mg L⁻¹

A variação das características do afluente é devida a diversas variáveis, desde o clima até a variação de produção do restaurante universitário. Na fase III, os valores foram mais elevados. Possivelmente, isto se deveu ao acúmulo de sólidos no poço de sucção, e posteriormente bombeados para o sistema de tratamento.

7.3.1. Remoção da Matéria Orgânica

A Tabela 9 mostra as concentrações médias de DQO afluente e efluente, de cada fase experimental realizada e também as respectivas eficiências de remoção. Durante a operação, foi possível constatar que a eficiência de remoção média de DQO manteve-se acima de 76% durante todas as etapas.

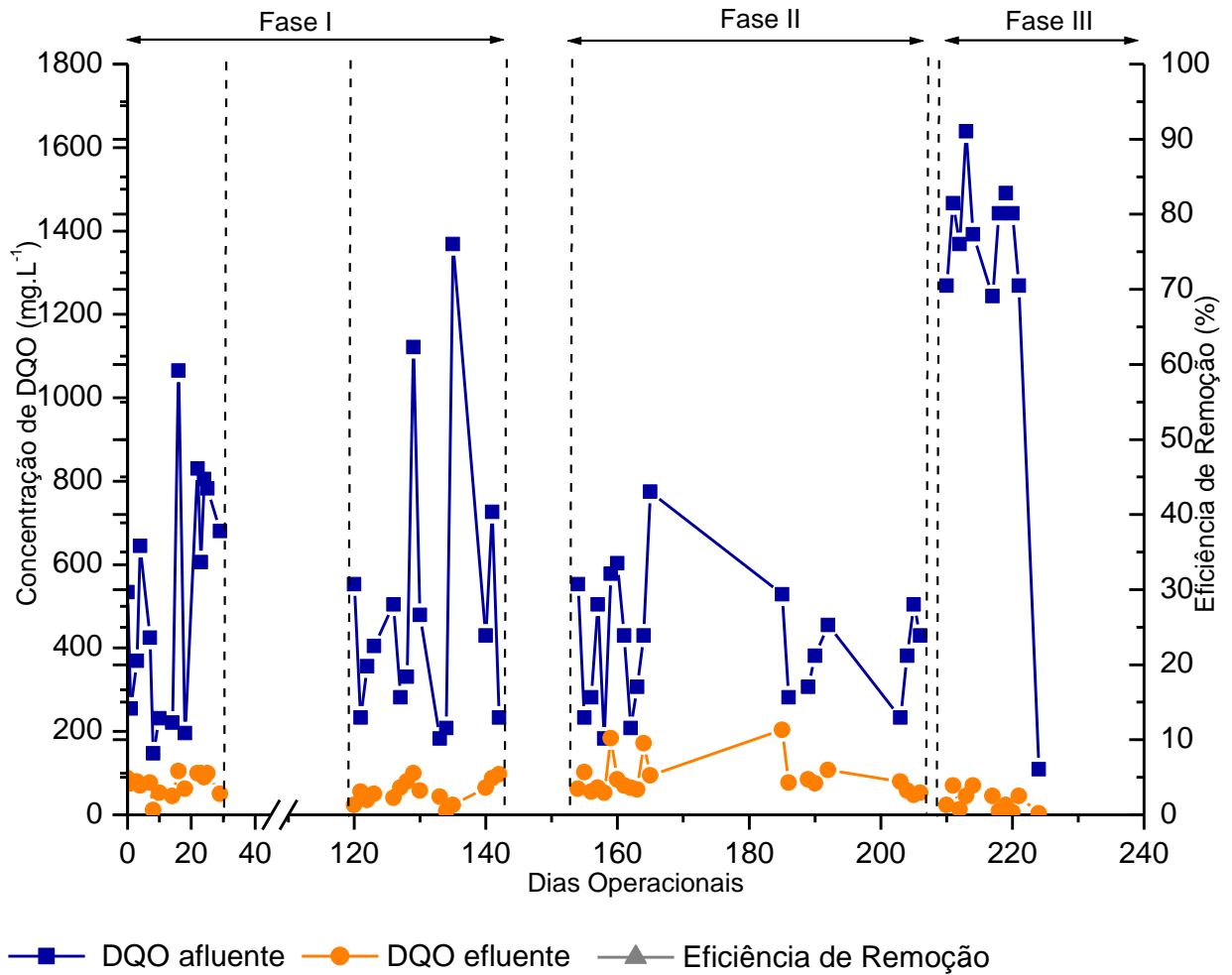
A legislação estadual estabelece como padrão de lançamento de DQO valores abaixo de 225 mg L⁻¹ (Resolução SEMA/2009), estando, assim, todos os valores finais do efluente dentro do limite determinado pela legislação.

Tabela 9 – Concentração de DQO do afluente, efluente e eficiência de remoção para condições operacionais Fase I, Fase II e Fase III

	Número de amostras	DQO afluente (mgO₂L⁻¹)	DQO efluente (mgO₂L⁻¹)	Eficiência de Remoção (%)
Fase I (TDH 5d)	30	507	65	84,19
Fase II (TDH 2,5d)	21	409	88	76,65
Fase III (TDH 1,67d)	11	1285	32	97,42
Eficiência média de remoção de DQO				83,99%

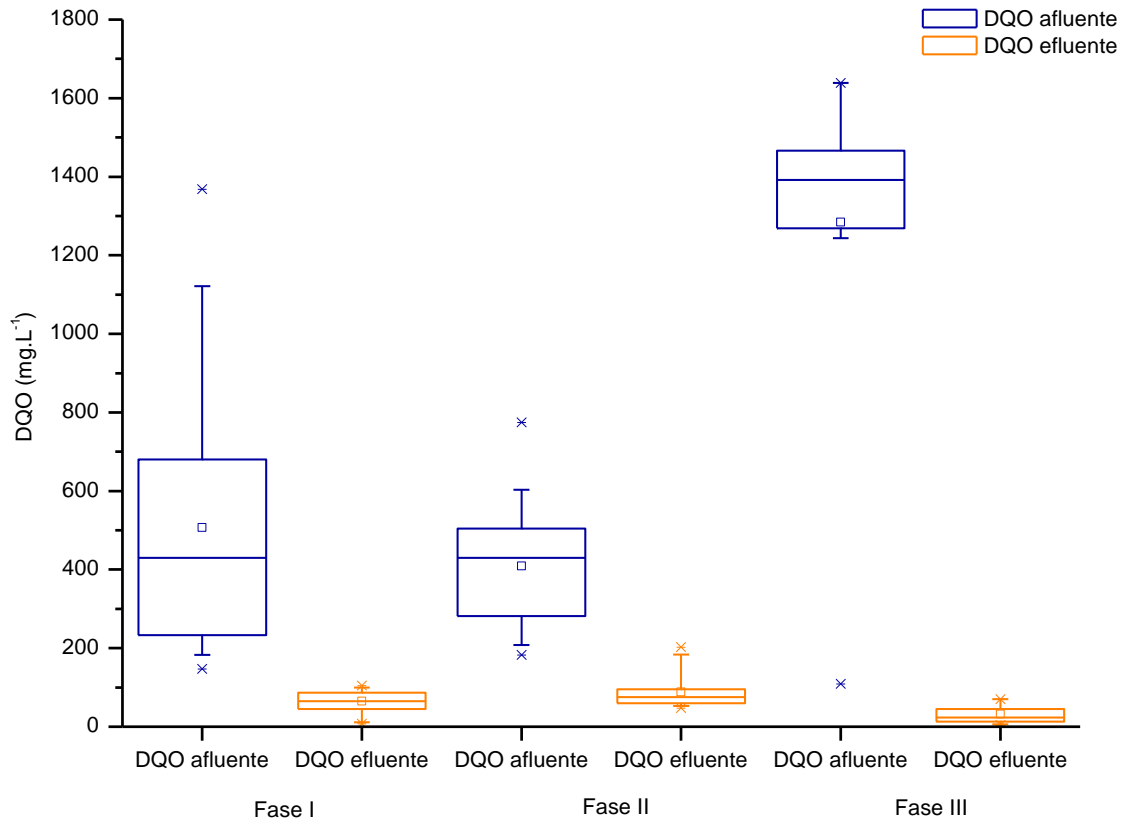
Figura 17 ilustra a variação de DQO afluente, efluente e a sua eficiência de remoção durante todo o período experimental.

Figura 17 – Variação da concentração de DQO no afluente, efluente e eficiência de remoção de DQO durante o período experimental



Legenda: // quebra no eixo

Figura 18-- Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de NTK no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento



Foi possível observar que a Fase III foi a que apresentou a maior eficiência de remoção de matéria orgânica, sendo a média de remoção da fase de 97,42%. Esta fase foi operada com TDH de 1,67 dias, o menor TDH proposto para o experimento. Além disso, pode-se observar que durante esta fase o afluente possuía concentrações médias mais elevadas que as concentrações afluentes apresentadas nas fases I e II.

A fase II apresentou a menor eficiência média de remoção de matéria orgânica, sendo a média de remoção da fase de 76,65%, operando com um TDH de 2,5 dias. A redução na eficiência de remoção de matéria orgânica nesta fase pode ser explicada por seguidas paralizações na alimentação e aeração do sistema durante a sua operação. Foi observado no 182º dia de operação uma obstrução no sistema de aeração, desta forma, o sistema operacional foi esvaziado para que o sistema de aeração fosse reparado. Já com efluente fresco, o sistema foi mantido sob aeração constante por uma semana para nitrificação do meio.

Do 192º ao 203º dia de operação ocorreu a paralização dos caminhoneiros, por consequência a paralização das aulas e do Restaurante Universitário da UTFPR-Londrina. Desta forma, durante este período, o sistema ficou sem alimentação, operando apenas com aeração intermitente.

Em seu trabalho, Moura (2012) verificou a elevada remoção de DQO de um esgoto doméstico sintético, superior a 85%, para todas suas fases testadas, em um reator de leito estruturado com aeração intermitente operando com diferentes tempos de detenção hidráulica. A melhor condição operacional obtida foi de TDH de 12 horas, apresentando eficiência de remoção de N-total 82% e de DQO de 89%.

Barana *et al.*(2013), trabalhando também com um reator de leito estruturado variando as condições de aeração intermitente no pós tratamento de efluente de abatedouro de aves, observaram que a eficiência de remoção de nitrogênio foi incrementada com a diminuição dos períodos aerados e o consequente aumento dos períodos não aerados. Ainda assim, a eficiência de remoção de DQO manteve-se acima de 88% ao longo de todo o experimento.

Já Nocko (2008), trabalhando com um reator de leito móvel, sob aeração intermitente, com objetivo de remoção conjunta de nitrogênio, carbono e fósforo de um efluente sintético contendo melaço comercial como principal fonte de carbono e nutrientes, observou eficiência de remoção de DQO superiores a 85% durante todo o período com condições nutricionais apropriadas, e nas mesmas condições, 55% de eficiência de remoção de nitrogênio total.

Os sistemas apresentados por Moura (2012) e Barana *et al* (2013), acima citados, operaram com leitos estruturados, escala de bancada e temperatura controlada, diferenciando os do sistema proposto neste trabalho. Já Nocko (2008) estudou as eficiências de remoção de nitrogênio, carbono e nitrogênio em um efluente sintético, diferenciando das condições propostas neste trabalho.

7.3.2. Remoção de Nitrogênio

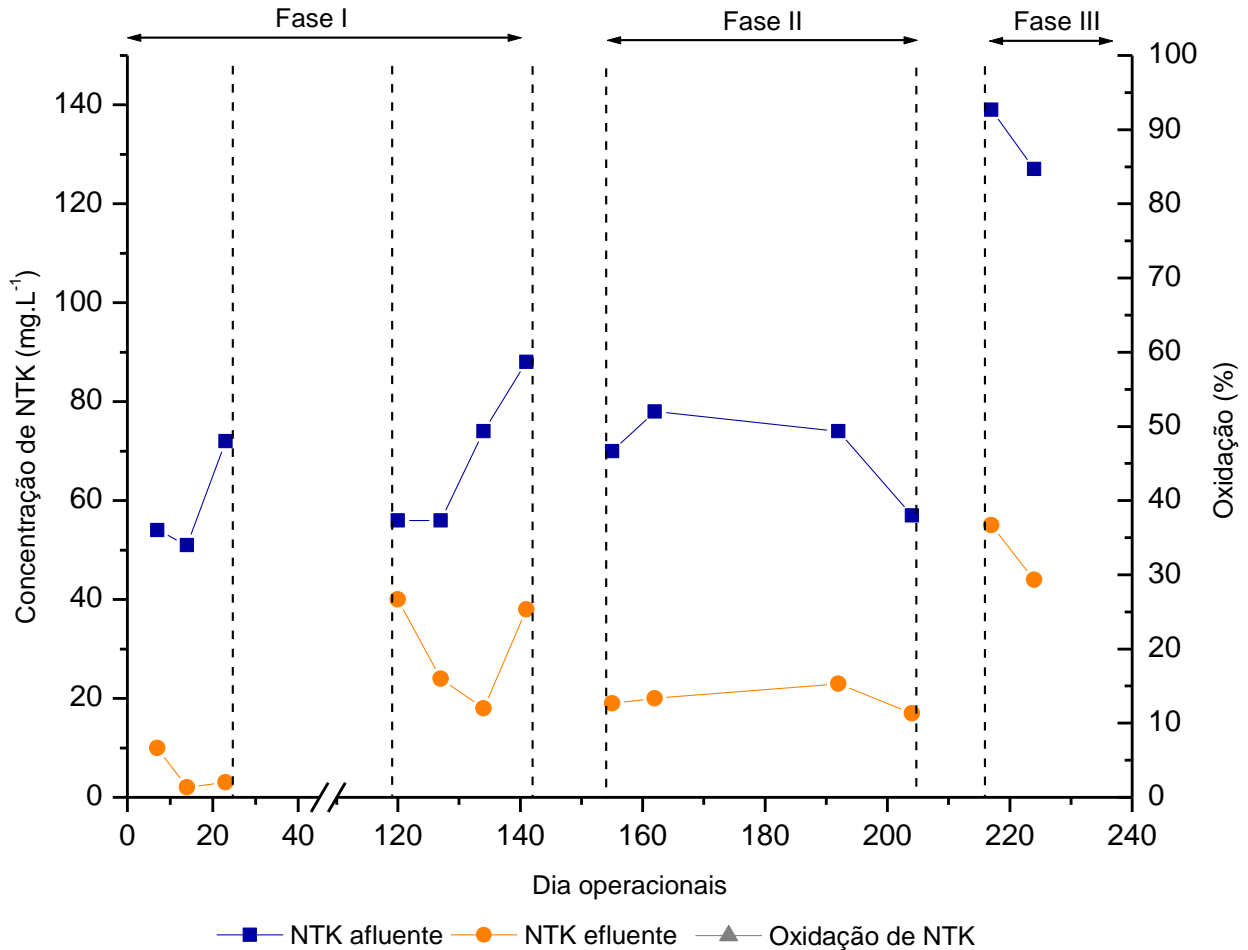
A Tabela 10 apresenta os valores médios de NTK, N-amoniacal, N-nitrito, N-nitrato e N-total do afluente e do efluente para todo o período experimental, além das eficiências de remoção de N-total, de oxidação de N-amoniacal e de desnitrificação para todas as fases.

Tabela 10 - Concentração de NTK, N- amoniacal, N-nitrito, N-nitrato e N- total do afluente e efluente tratado e eficiência de remoção de N-total, eficiência de oxidação de N-amoniacal e eficiência de desnitrificação para todo o período experimental

Parâmetros	Fase I		Fase II		Fase III	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
NTK (mgL⁻¹)	65±14	19±15	70±9	20±3	133±8	49±8
N-NH₄⁺ (mgL⁻¹)	47±16	17±53	53±14	28±14	94±13	38±13
N-NO₂⁻ (mgL⁻¹)	0±0	2±3	0±0	2±2	0±0	1±1
N-NO₃ (mgL⁻¹)	1±1	11±10	0±1	22±11	1±1	18±4
N-Total (mgL⁻¹)	66±13	32±19	71±9	41±6	134±7	36±2
Ef. Média Remoção N-total	53,5%		42,3%		71,9%	
Ef. Ox.Namoniacal	69,6%		71,2%		62,8%	
Ef. Desnitrificação	70,0%		53,2%		82,3%	

A Figura 19 ilustra a variação da concentração de NTK do afluente, do efluente tratado e a eficiência de oxidação de NTK.

Figura 19- Variação da concentração de NTK no afluente, efluente tratado e eficiência de oxidação de NTK durante todo o período experimental



Observação: Entre o 39º e 119º, 143º e 153º, 207º e 209º dias de operação não foram realizadas análises devido à recesso e paralizações das aulas. Antes da retomada da operação, o sistema foi submetido a um período de aeração contínua para nitrificação do meio.

Observando a Figura 19, é possível verificar, durante a Fase I, uma queda na eficiência de oxidação de NTK próximo ao 120º dia de operação, sendo a eficiência constatada nesse dia de 28,7%. Esta queda pode ser explicada pela retomada de operacionalização do sistema após o período de recesso de fim de ano, sendo que o sistema foi mantido sob aeração contínua por uma semana antes de reiniciado a operação do sistema com aeração intermitente. Para a Fase I, os valores médios de oxidação de N-amoniaco foram de 69,6%, sendo esta a fase que apresentou maior dispersão nas concentrações de NTK afluente e, principalmente, efluente, como mostra a Figura 20.

A fase II, em relação ao NTK, apresentou baixa dispersão de dados, tanto para o afluente quanto para o efluente. A média para o afluente na fase foi 70 mg L^{-1} e no efluente foi de 20 mg L^{-1} , com uma eficiência de oxidação de N-amoniaco de 71,2% (Tabela 10).

A fase III foi a que recebeu a carga média aplicada de NTK mais elevada ($79,8 \text{ g m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) e apresentou a eficiência de oxidação de N-amoniaco mais baixa, de 62,8%. O aumento da carga orgânica aplicada ao reator pode ter gerado um efeito inibitório dos microrganismos que oxidam amônia, gerando uma queda na eficiência de nitrificação. Hanaki *et al.* (1990) observaram que o aumento da carga orgânica aplicada gerou uma queda na eficiência de oxidação da amônia. Segundo os autores, essa queda pode ter ocorrido por dois fatores: com o aumento da carga orgânica aplicada, houve um aumento da população de microrganismos heterotróficos, havendo assim uma maior assimilação dessa amônia por eles, gerando menor concentração de N-amoniaco disponível para nitrificação; ou o aumento da carga orgânica gerou um efeito inibitório para os microrganismos que oxidam amônio devido maior desenvolvimento dos microrganismos heterotróficos.

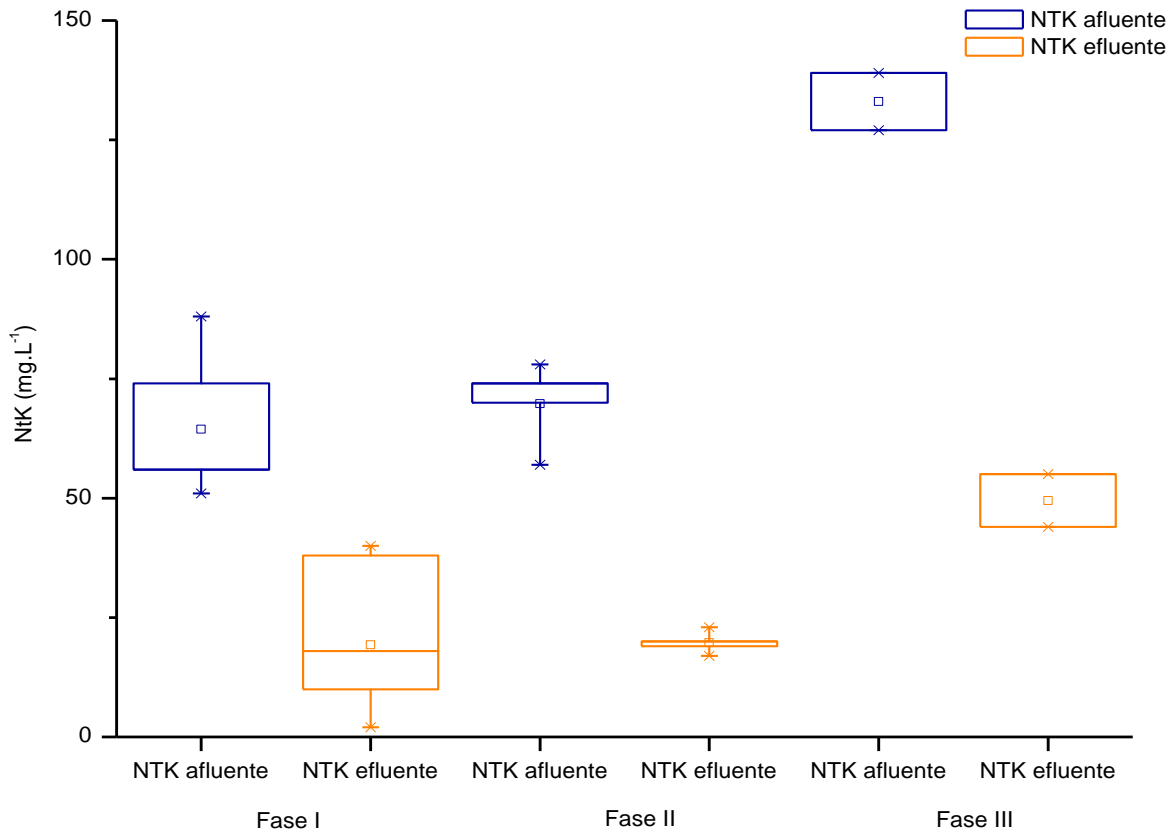
Acredita-se, que neste experimento, a queda não esteja associada ao aumento da assimilação de amônia pelos heterotróficos, uma vez que a concentração de n-amoniaco presente no efluente foi 38 mg L^{-1} nesta fase, indicando que não houve limitação de nitrogênio para nitrificação.

Desta forma, é possível que a eficiência de remoção esteja associada a um maior desenvolvimento de microrganismos heterotróficos aeróbios em relação aos nitrificantes, diminuindo a eficiência de nitrificação no sistema. Esse decréscimo na eficiência de nitrificação ocasionou um aumento na concentração de N-amoniaco no efluente, conforme Figura 21 e Tabela 10.

Quando há carga orgânica elevada no efluente, o crescimento das bactérias heterotróficas é muito superior ao crescimento das bactérias nitrificantes na porção aeróbia do biofilme, fazendo com que a densidade de bactérias nitrificantes torne-se muito baixa e nenhuma nitrificação importante aconteça (HEM *et al.*, 1994; CHEN *et al.*, 1998).

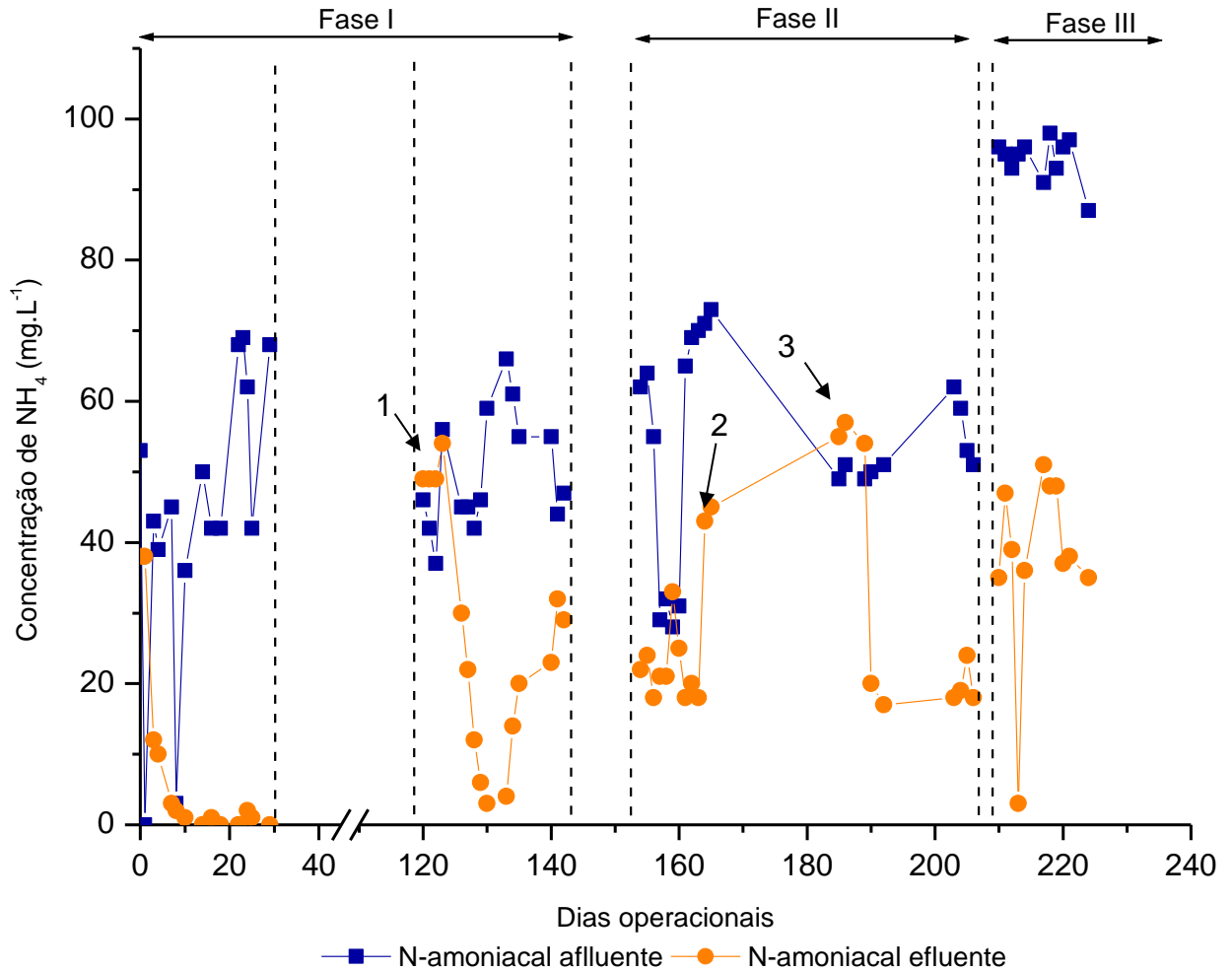
Durante essa fase não houve significativo acúmulo de N-nitrito e N-nitrato, conforme Figura 23 e Figura 25 respectivamente. Isto indica que, apesar do sistema ter sido prejudicado, o processo de desnitrificação permanecia eficiente (Tabela 10).

Figura 20 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de NTK no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento



A Figura 21 ilustra a variação da concentração de N-amoniaco do afluente, do efluente tratado e a Figura 22 apresenta a dispersão de dados para o afluente e efluente para todas as fases do experimento.

Figura 21 - Variação da concentração de N-amoniaco do afluente e do efluente durante o período experimental



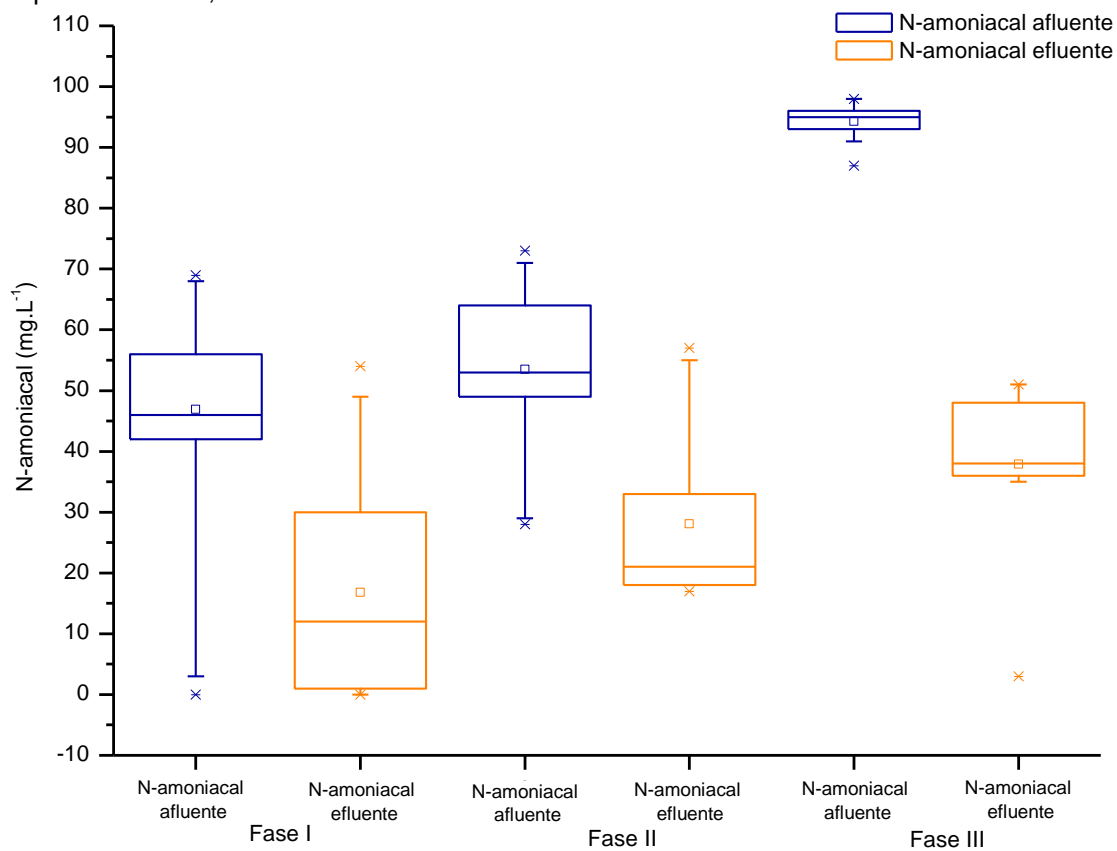
A fase I apresentou concentrações médias de N-amoniaco no afluente de 47 mg L^{-1} e no efluente 17 mg L^{-1} , sendo que o início da operação apresentou uma média no efluente de 7 mg L^{-1} , assim, provavelmente devido a paralização das aulas neste período e a retomada do sistema ocorreu o pico (indicado pela seta 1) de N-amoniaco no efluente.

Já a fase II apresentou concentrações média de N-amoniaco no afluente de 53 mg L^{-1} e no efluente de 28 mg L^{-1} . No entanto, apresentou dois picos seguidos (picos 2 e 3) no efluente tratado, provavelmente devidos à seguidas paralizações na alimentação e aeração do sistema durante a sua operação. Foi observado no 182º dia de operação uma obstrução no sistema de aeração, desta forma, o sistema operacional foi esvaziado para

que o sistema de aeração fosse reparado. Já com efluente fresco, o sistema foi mantido sob aeração constante por uma semana para nitrificação do meio.

Do 192^o ao 203^o dia de operação ocorreu a paralização dos caminhoneiros, por consequência a paralização das aulas e do Restaurante Universitário da UTFPR-Londrina. Desta forma, durante este período, o sistema ficou sem alimentação, operando apenas com aeração constante.

Figura 22 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N-amoniacoal no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento



As Figura 23 e Figura 24 apresentam a variação da concentração de N-nitrito do afluente e efluente para todo o período experimental e a dispersão de dados para o mesmo. Já as Figura 25 e Figura 26 apresentam a variação da concentração de N-nitrato do afluente e efluente para todo o período experimental e a dispersão de dados para o mesmo. E as Figura 27 e Figura 28 e Figura 29 apresentam a variação da concentração de N-total no afluente, efluente e eficiência de remoção de N-total durante o período

experimental, a dispersão de dados e a representação das concentrações de N-amoniacal, N-orgânico, N-nitrito e N-nitrato no afluente e efluente para todas as fases.

Figura 23 – Variação da concentração de N-nitrito do afluente e do efluente durante o período experimental

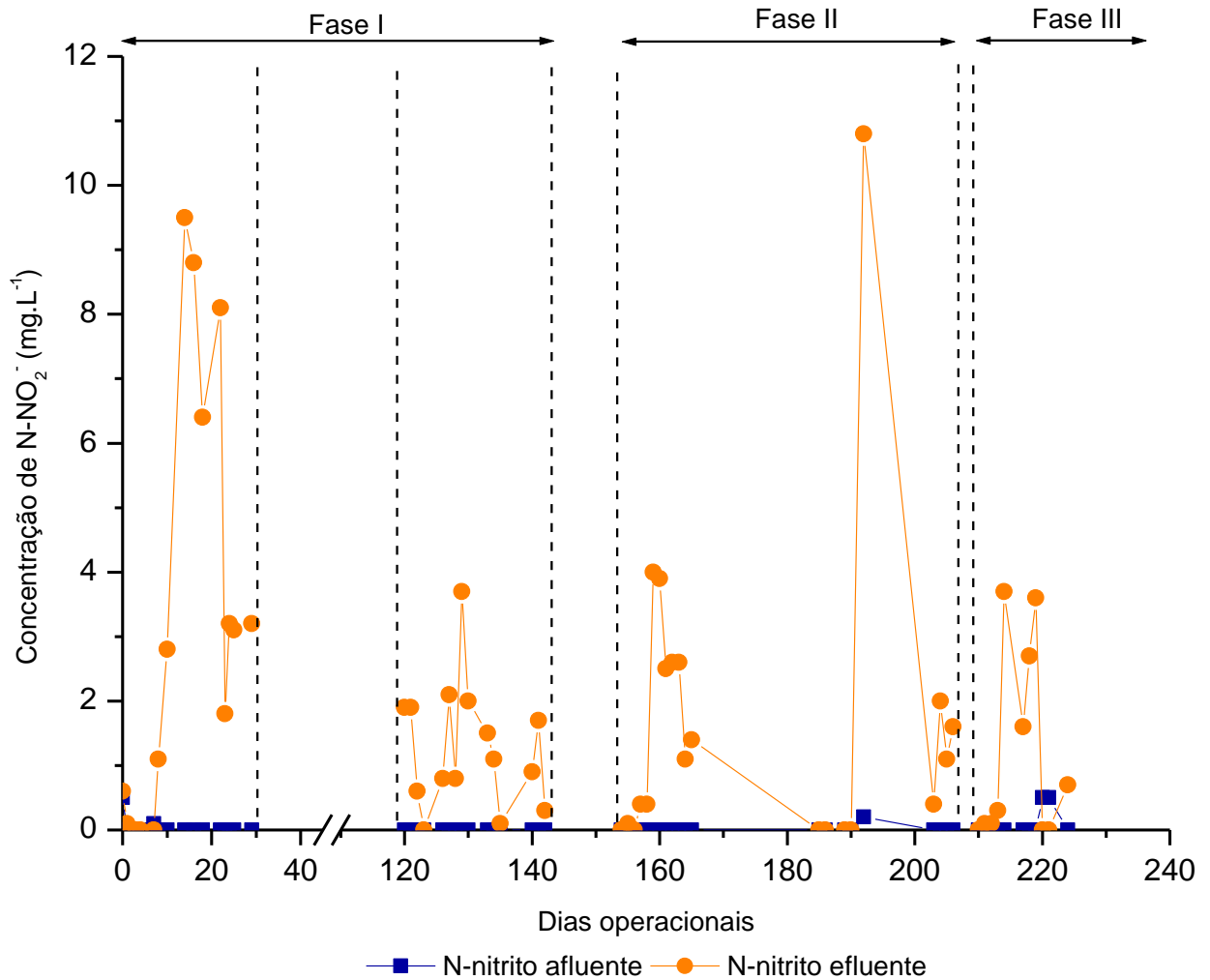


Figura 24 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N-nitrito no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento

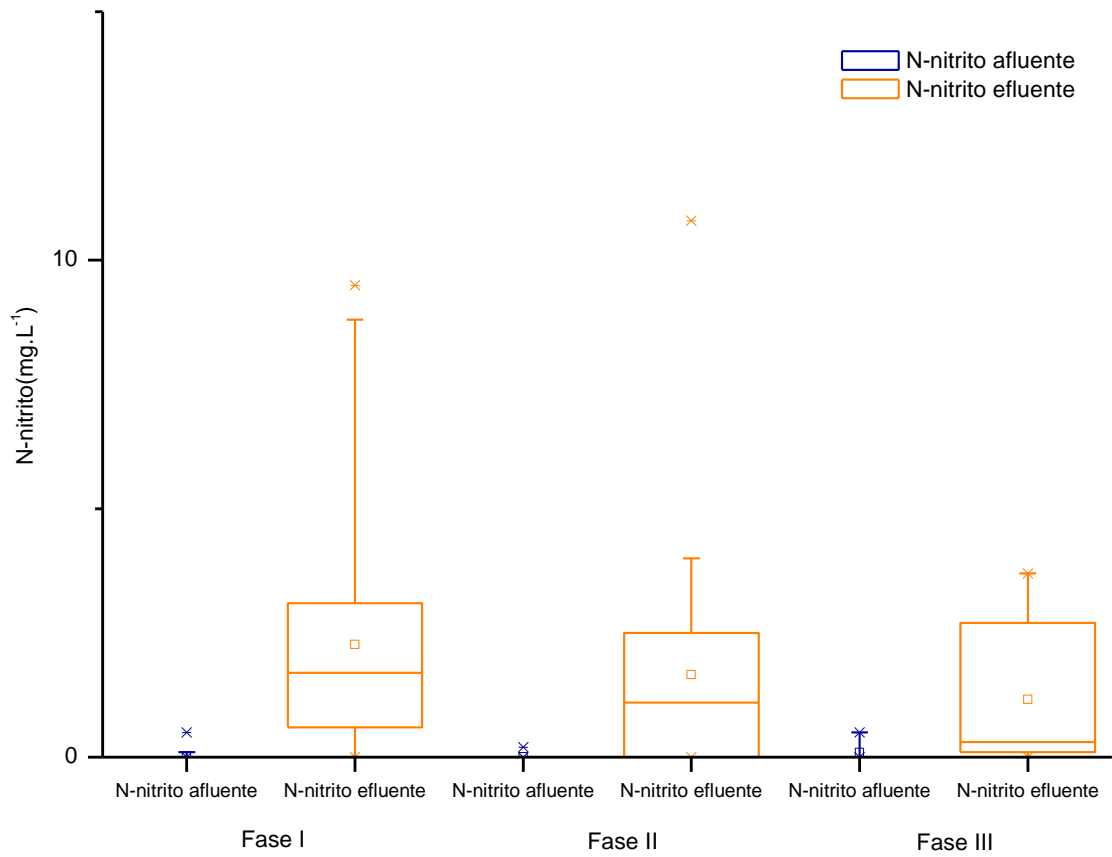


Figura 25 - Variação da concentração de N-nitrato do afluente e do efluente durante o período experimental

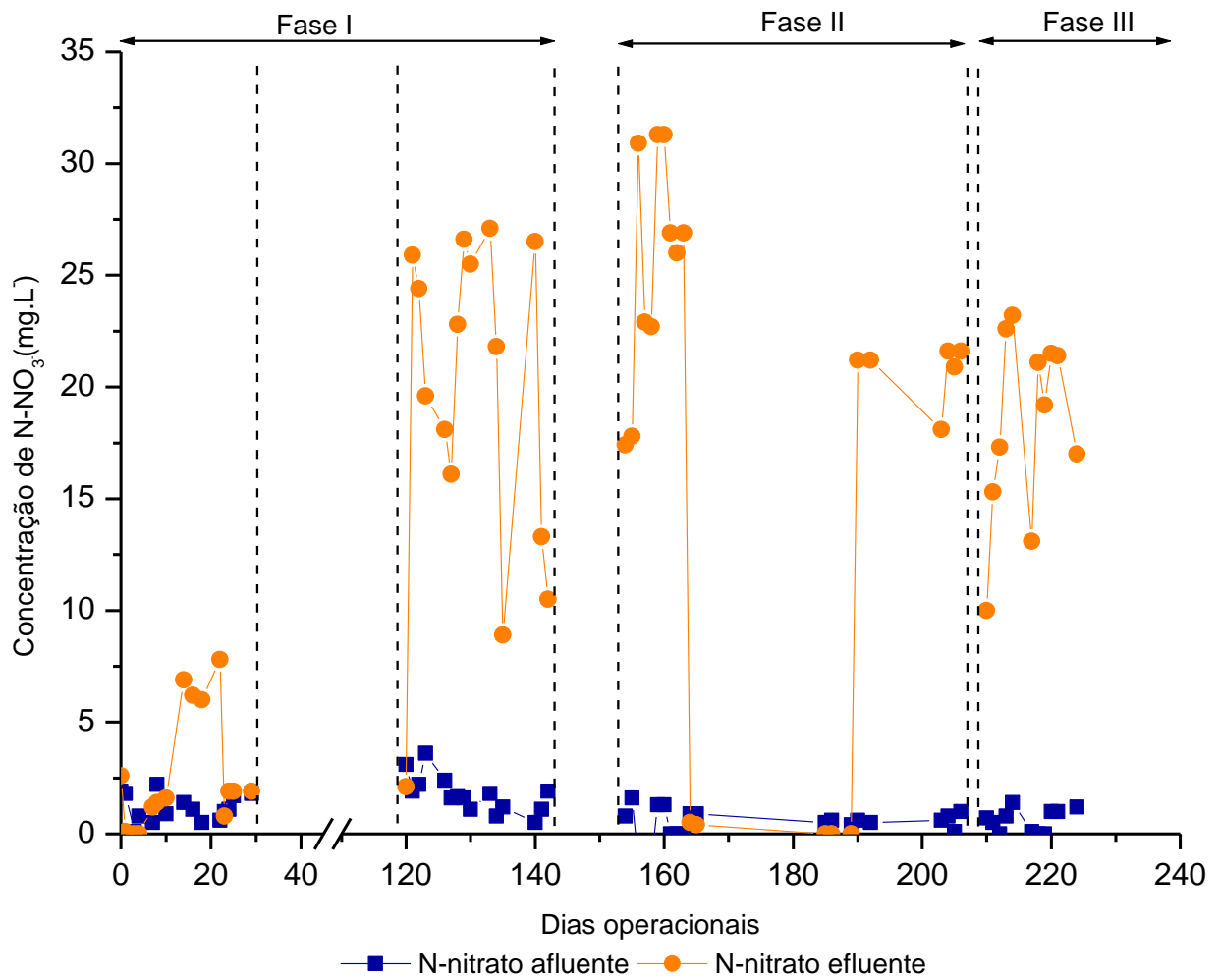
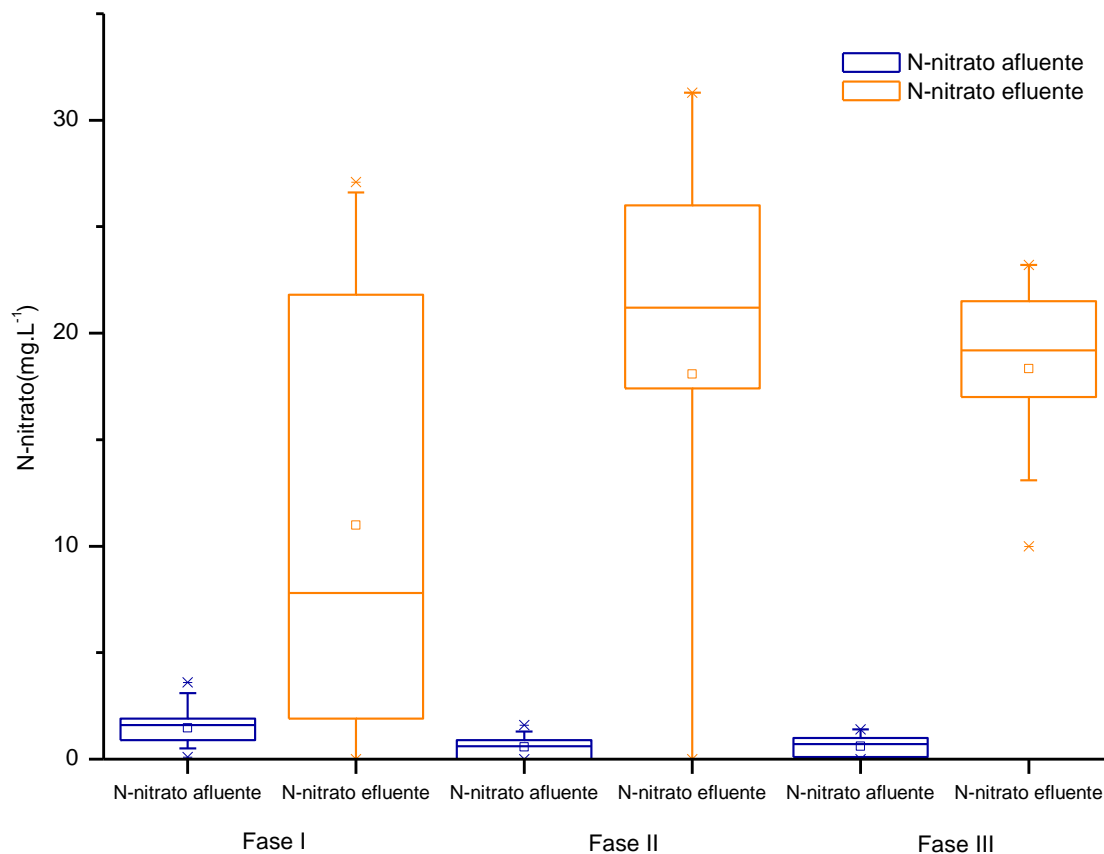


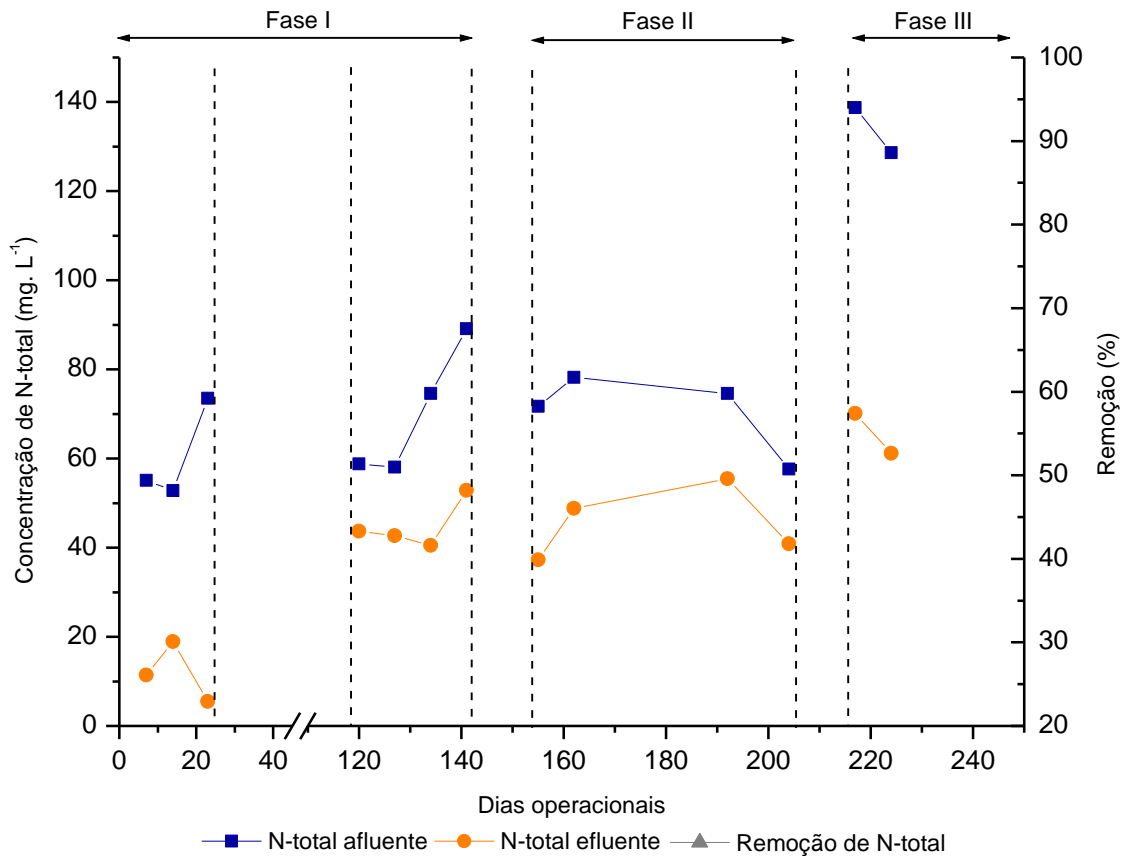
Figura 26 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N-nitrato no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento



Analisando as Figura 23 e Figura 25, observou-se um pequeno acúmulo de N-nitrito e N-nitrato em todas as fases operacionais. Sendo em média 2 mg L^{-1} , 2 mg L^{-1} e 1 mg L^{-1} de N-nitrito no efluente, respectivamente nas fases I, II e III. e 11 mg L^{-1} , 22 mg L^{-1} e 18 mg L^{-1} de N-nitrato no efluente, respectivamente nas fases I, II e III.

Ainda assim, o sistema apresentou para todas as fases boas taxas de desnitrificação, sendo a mais elevada a da fase III, de 82,3% e a mais reduzida a da fase II de 53,2%. A fase I apresentou taxa de desnitrificação de 70%. Os resultados indicam que nem toda a parcela do nitrogênio oxidado foi desnitrificado, apesar do acúmulo houve satisfatória remoção de nitrogênio no sistema.

Figura 27 - Variação da concentração de N-total no afluente, efluente e eficiência de remoção de N-total durante o período experimental



Com base nas Figura 27 e Figura 29 e a Tabela 10, pode -se dizer que o sistema apresentou eficiente remoção de nitrogênio total. A fase I apresentou um afluente com média de 66 mg L⁻¹ e efluente de 31 mg L⁻¹, a eficiência de remoção nesta fase foi de 53,5%, sendo que a taxa de oxidação de N-amoniacoal foi 69,6% e a taxa de desnitrificação foi de 70%, assim o sistema se apresentou equilibrado em nitrificação e desnitrificação durante esta fase operacional.

A fase II apresentou um afluente com concentração média de N-total de 71 mg L⁻¹ e o efluente com 46 mg L⁻¹, a eficiência de remoção nesta fase foi a mais baixa do experimento, sendo de 43,2%, a taxa de oxidação de nitrogênio amoniacoal foi de 71,2% e a taxa de desnitrificação foi 53,2%, indicando que esta fase apresentou maior nitrificação que desnitrificação.

Já a fase III apresentou concentrações médias de N-total no afluente de 134 mg L⁻¹ e no efluente de 51 mg L⁻¹, sendo a eficiência de remoção de N-total de 71,9% nesta fase, a taxa de oxidação de N-amoniacoal de 62,8% e a taxa de desnitrificação de 82,3%,

indicando que a desnitrificação foi mais predominante nesta etapa, no entanto, como já citado, acredita-se ser devido ao aumento da carga orgânica aplicada ao sistema.

Acredita-se ainda que novas fases operacionais devem ser estudadas.

Figura 28 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de N- total no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento

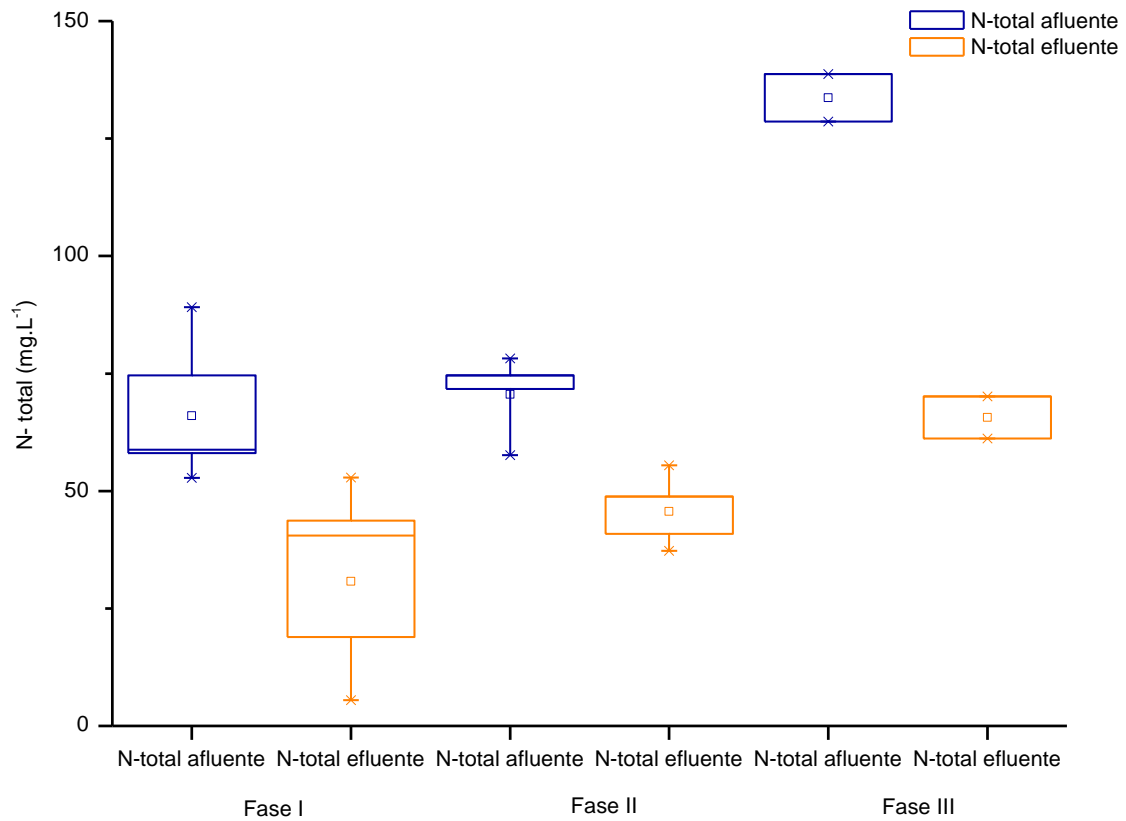
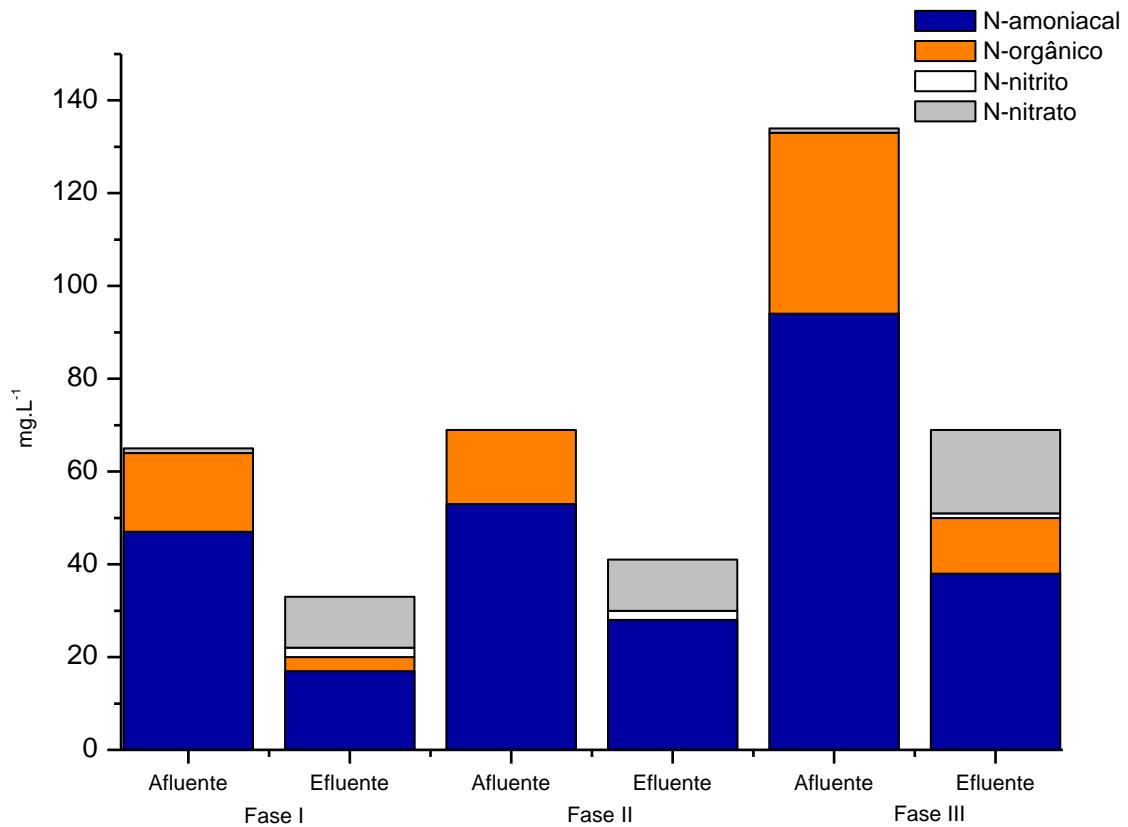


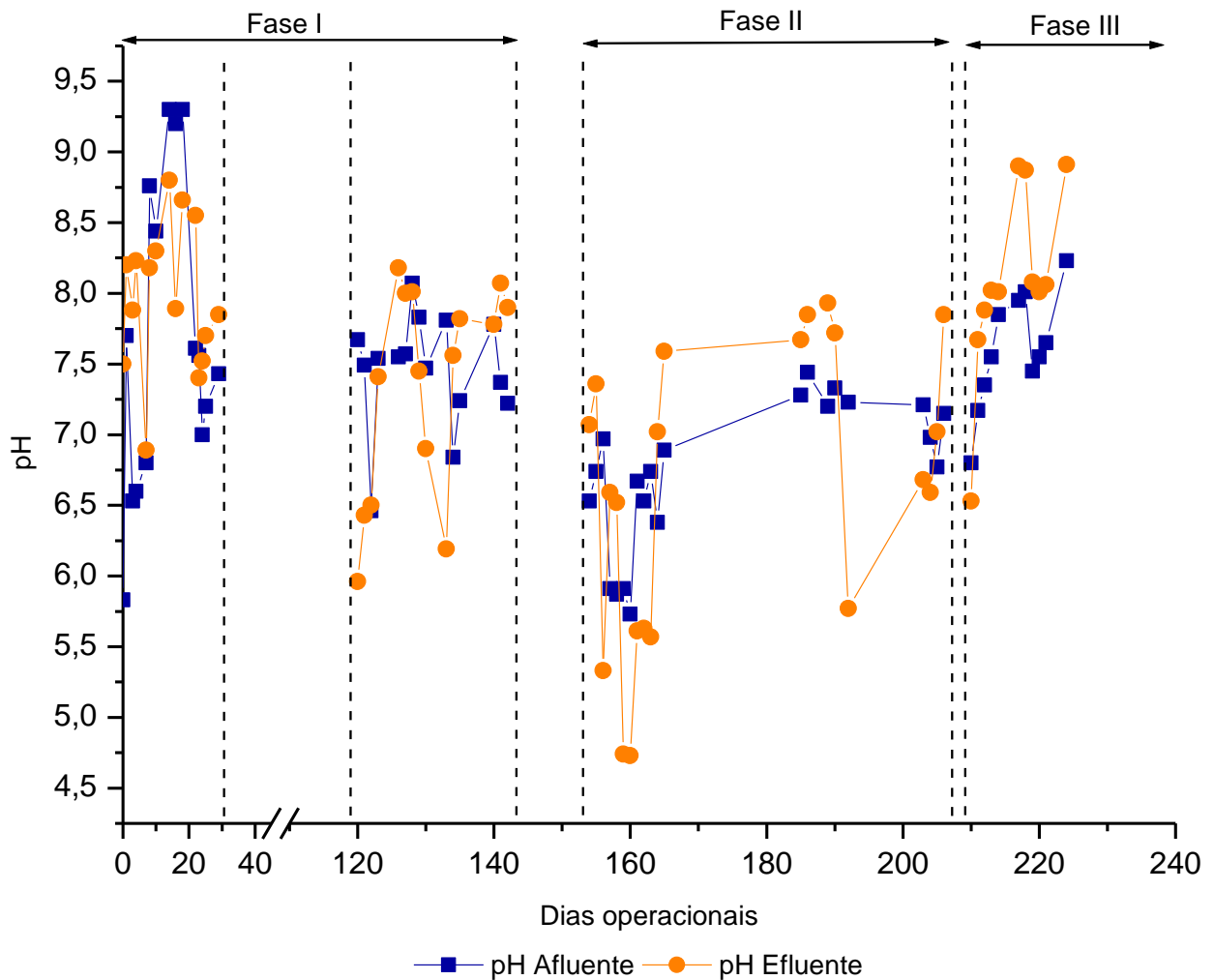
Figura 29 – Representação das concentrações de N-amoniacal, N-orgânico, N-nitrito e N-nitrato no afluente e efluente para as Fases I, II e III



7.4. pH e Alcalinidade

A variação do pH no afluente e efluente durante todo o período experimental e o padrão de dispersão de valores são apresentados nas Figura 30 e Figura 31 respectivamente.

Figura 30 – Variação do pH no afluente e no efluente durante o período experimental



O valor médio do pH do afluente durante a fase I do monitoramento foi de 7,5 e do efluente foi de 7,7. Nota-se pela Figura 30 que o pH durante esta fase oscilou na faixa de 5,5 - 9,5, no entanto, as duas curvas de variação, de pH afluente e pH efluente, apresentaram comportamentos similares. Além disto, nota-se pela Figura 31 que a fase I não apresentou elevada dispersão de dados, estando o pH concentrado na faixa de 7,5 - 8,0, sendo compatível com a média apresentada pela fase.

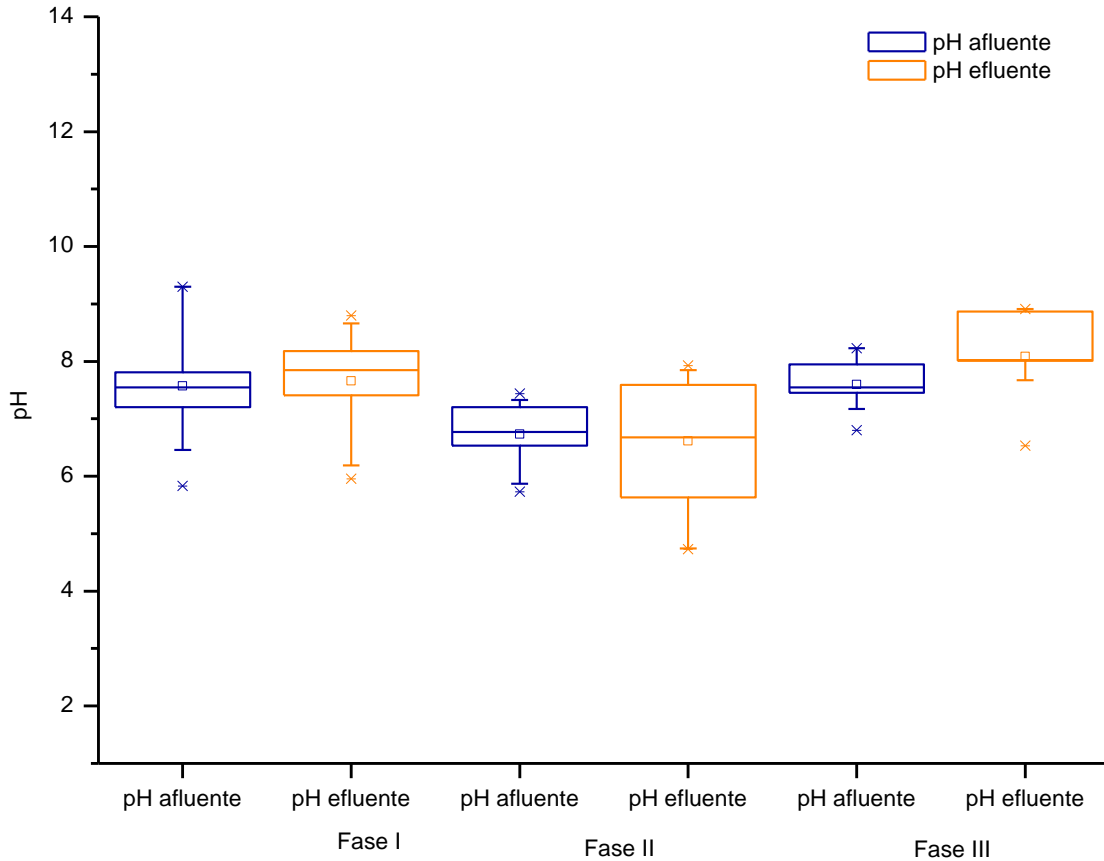
Já a fase II apresentou valores médios de pH afluente de 6,4 e efluente de 6,6. Nota-se que esta fase apresentou os valores mais baixos de pH, em relação as outras fases operacionais, ainda assim, as curvas de variação apresentaram comportamentos similares (Figura 30). O pH efluente apresentou maiores dispersão de dados (Figura 31),

isto provavelmente devido a paralizações ocorridas durante o monitoramento do sistema durante esta fase.

O valor médio do pH afluente para a fase III foi de 7,6 e do efluente foi de 8,1. Nota-se pela Figura 30 que o pH durante esta fase oscilou na faixa de 6,5 - 9,0, no entanto, as duas curvas de variação, de pH afluente e pH efluente, apresentaram comportamentos similares, apresentando o pH efluente mais elevado que o afluente. Além disto, nota-se pela Figura 31 que a fase III não apresentou elevada dispersão de dados, estando o pH concentrado na faixa de 7,5 - 8,5, sendo compatível com a média apresentada pela fase.

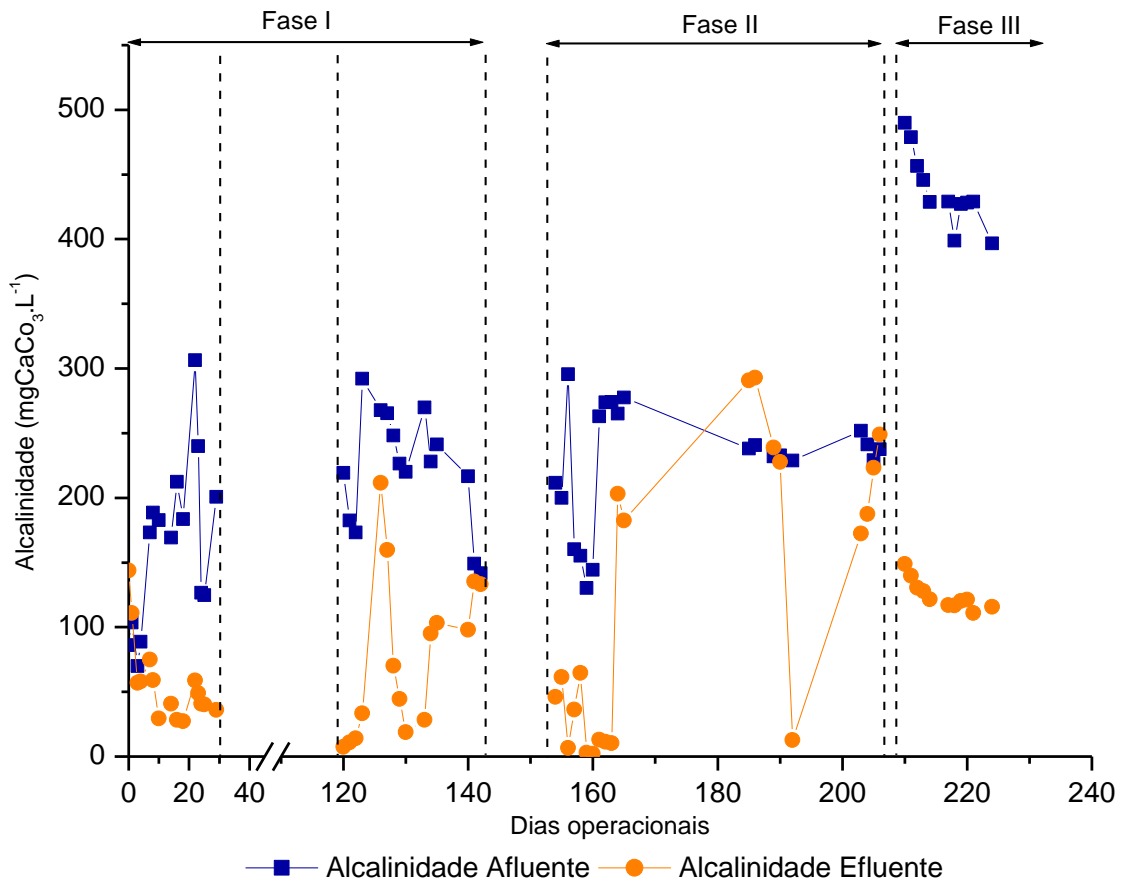
Metcalf e Eddy (2016) apresentam que a faixa ideal de pH para tratamento biológico é de 6 a 9, faixa alcançada em 88,7% dos dados monitorados de pH do afluente, sendo que 90% das análises realizadas na fase I, 81% na fase II e 100% na fase III alcançaram esta faixa.

Figura 31 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de pH no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento



A Figura 32 apresenta a variação de alcalinidade afluente e efluente do sistema operacional ao longo do tempo, na forma de carbonato de cálcio (CaCO_3). Em alguns períodos foi necessária a adição de uma fonte externa de álcali ao reator, bicarbonato de sódio (NaHCO_3), devido à alta redução de alcalinidade efluente associada ao processo de nitrificação, uma vez que cada 1 mg de NH_4^+ consome $7,14 \text{ mgL}^{-1}$ de alcalinidade na forma de CaCO_3 (METCALF e EDDY, 2016). Assim, a adição de álcali teve como objetivo fornecer as condições adequadas para a nitrificação.

Figura 32 – Variação da Alcalinidade Total no afluente e efluente durante o período experimental



O NaHCO₃ foi adicionado em função da alcalinidade do efluente. Quando a alcalinidade estava acima do requerido para a nitrificação, o NaHCO₃ não era adicionado, quando a alcalinidade estava abaixo, o NaHCO₃ era adicionado ao meio até atingir alcalinidade superiores à 50 mgCaCO₃L⁻¹ como residual no efluente.

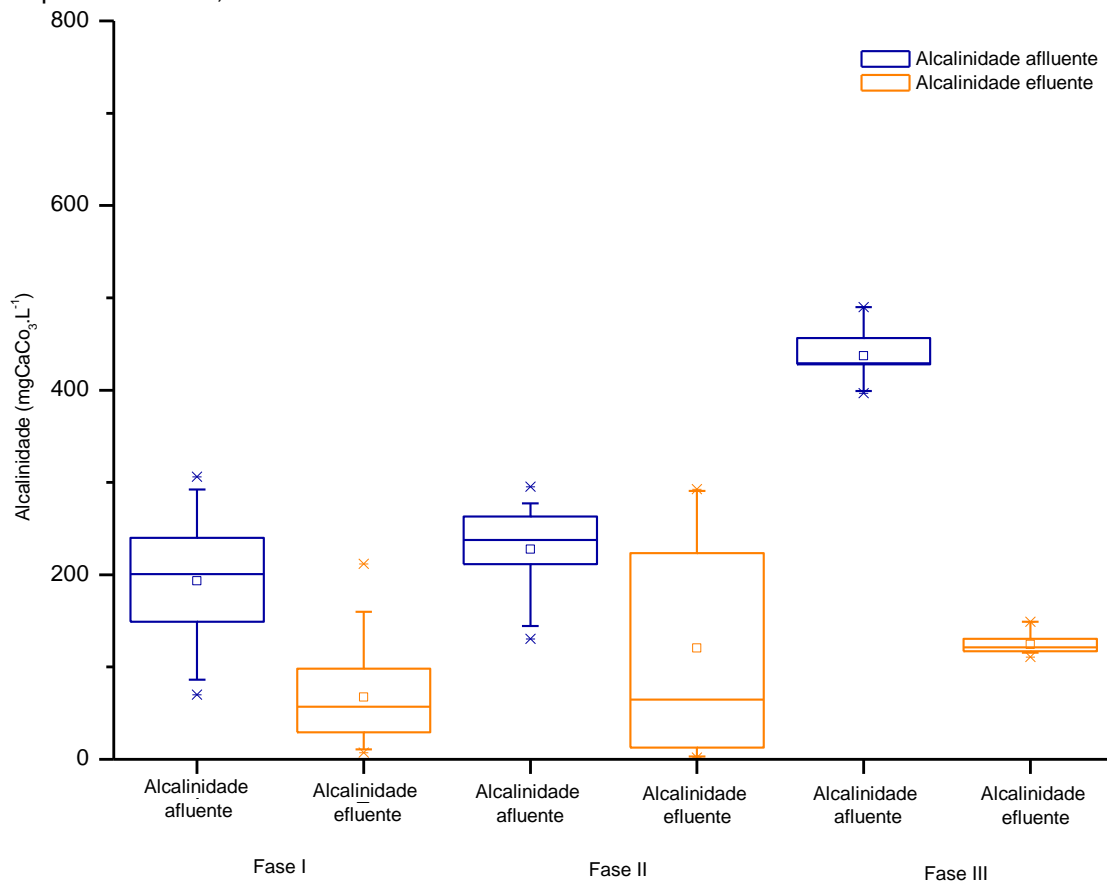
Assim, o NaHCO₃ foi utilizado durante a fase I e no início da fase II, de forma a recuperar a alcalinidade necessária ao sistema. Desta forma, o pico de alcalinidade efluente durante a fase I é atribuído principalmente à inserção de bicarbonato de sódio ao meio líquido do reator, durante períodos de instabilidade de nitrificação.

Entre os dias 165 e 186, durante a fase II, o sistema teve deficiência no fornecimento de efluente e oxigênio devido a paralização dos caminhoneiros. Já entre os dias 192 e 203, também durante a fase II, houve a deficiência no fornecimento de oxigênio do sistema devido a um entupimento do mesmo. Assim, nesses períodos houve a

redução da nitrificação e o aumento da alcalinidade no efluente, o que é visível na Figura 32.

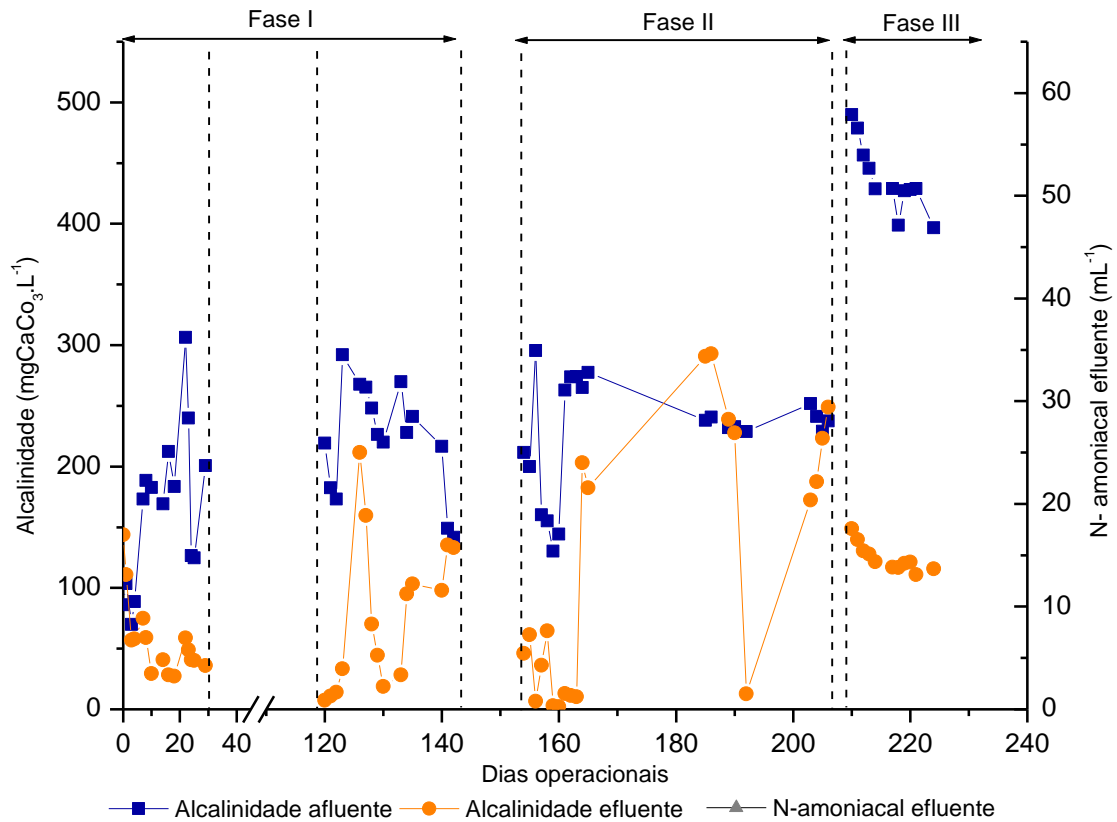
A Figura 33 mostra que a dispersão de dados não se apresentou elevada para alcalinidade afluente para todas as fases. Já para o efluente, a fase II foi a que apresentou maior dispersão, provavelmente devido as paralizações no funcionamento do sistema.

Figura 33 - Diagrama de caixa (box plot) mostrando a dispersão de valores de Alcalinidade no afluente e efluente para as fases I, II e III do monitoramento



A Figura 34 apresenta a comparação da variação da alcalinidade total no afluente e efluente e a variação do nitrogênio amoniacal no efluente durante todo o período experimental.

Figura 34 - Variação da Alcalinidade Total no afluente e efluente e Variação do N-amoniacoal no Efluente durante o período experimental



A alcalinidade efluente e o nitrogênio amoniacal efluente oscilaram de forma similares durante todo o período experimental. Vale ressaltar que para cada 1 mg de N-NH_4^+ oxidado a nitrito ou nitrato são consumidos $7,14 \text{ mg de CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ de alcalinidade, por outro lado, durante o processo de desnitrificação são gerados $3,57 \text{ mg de CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ para cada 1 mg de N-NO_3^- consumido. Desta forma, é perceptível que o consumo de alcalinidade, em média, durante o experimento é mais elevado que a relação de 3,57 para remoção de 1 mg de nitrogênio. O que significa que o sistema apresentou maior período de nitrificação do que desnitrificação.

7.5. Sólidos

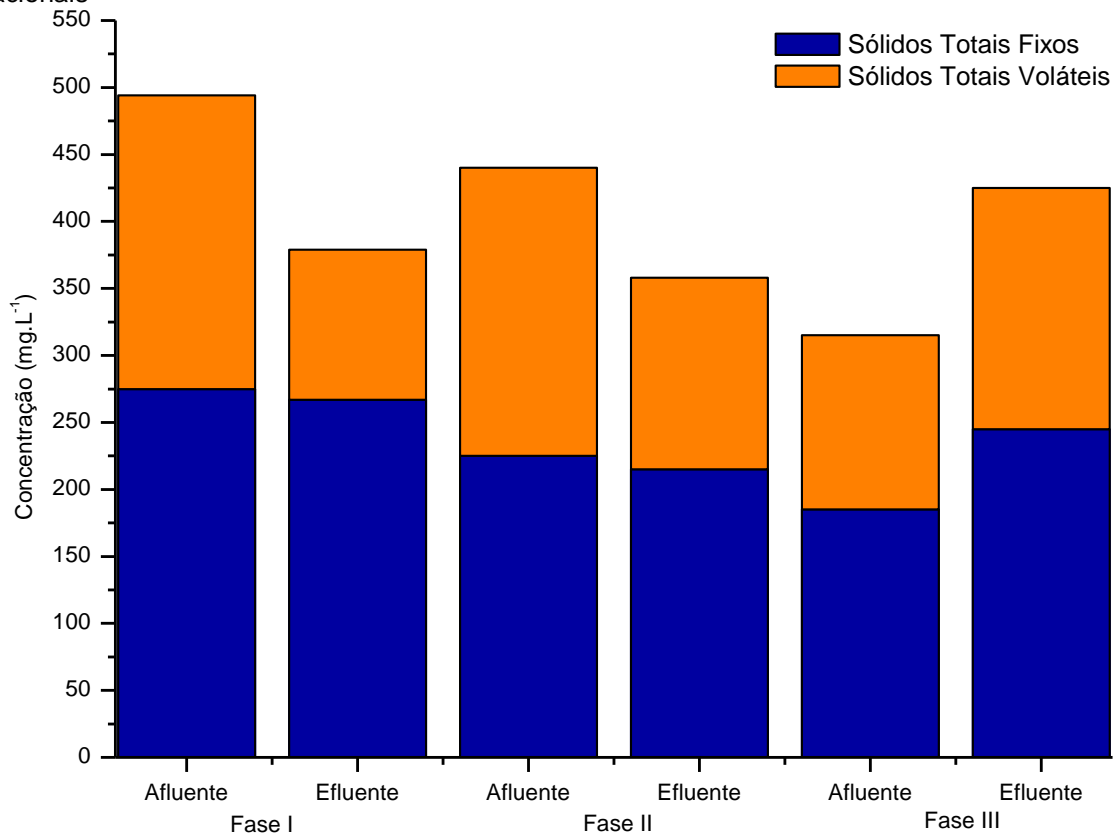
As concentrações médias de sólidos do afluente e do efluente durante todas as fases operacionais são apresentadas na Tabela 11. Além disso, a Figura 35 e Figura 36 ilustram graficamente as concentrações dos sólidos durante a operação do sistema.

Tabela 11 – Concentração média de sólidos no afluente e no efluente em todas as fases operacionais

	Fase I		Fase II		Fase III	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
ST	494	379	440	358	315	425
STF	275	267	225	215	185	245
STV	219	112	215	143	130	180
SST	113	34	369	36	358	73
SSF	59	5	27	7	20	35
SSV	54	29	342	29	338	38

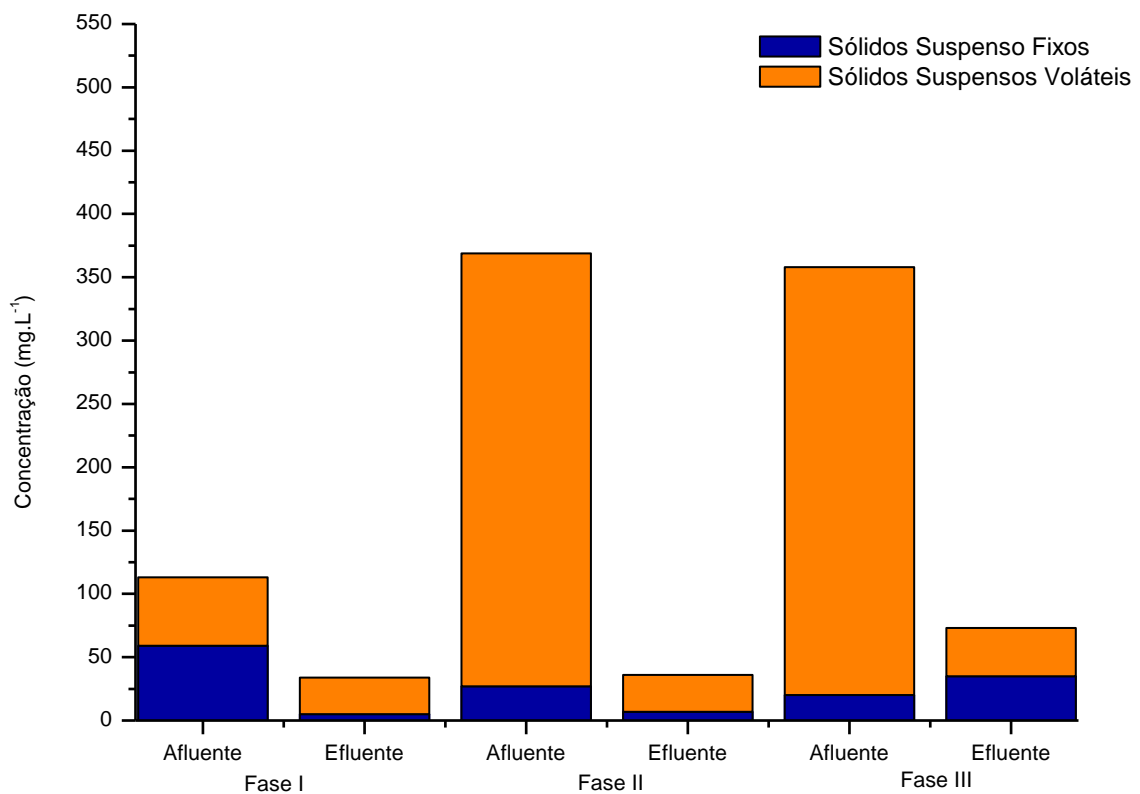
Unidade em mg L^{-1}

Figura 35 – Variação da concentração de sólidos totais no afluente e no efluente em todas as fases operacionais



Em relação aos sólidos totais, a fase III foi a única que apresentou acúmulo do afluente para o efluente tratado, tendo as outras duas fases removendo sólidos totais. De forma geral, a fase I e II não removeram muitos STF, sendo a maior parte removida volátil. Já a fase III apresentou um aumento de 185 mgL^{-1} para 245 mgL^{-1} de STF e de 130 mgL^{-1} para 180 mgL^{-1} de STV.

Figura 36 - Variação da concentração de sólidos suspensos no afluente e no efluente em todas as fases operacionais



Já em relação aos sólidos suspensos, a fase I foi a que apresentou maior remoção de SSF, reduzindo de 59 mgL^{-1} a 5 mgL^{-1} , já a fase III apresentou acúmulo de SSF, de 20 mgL^{-1} para 35 mgL^{-1} . Em relação aos SSV, as fases II e III apresentaram expressivos valores no afluente, 342 mgL^{-1} e 338 mgL^{-1} , respectivamente, reduzindo significativamente esses valores no efluente, 29 mgL^{-1} e 38 mgL^{-1} , respectivamente.

7.6. Estimativa das taxas de remoção e conversão

Já as cargas médias aplicadas e removidas do sistema, para as fases I, II e III, são apresentadas na Tabela 12.

Tabela 12- Cargas médias aplicadas ao sistema durante todo o período operacional

Parâmetro	Fase I		Fase II		Fase III	
	CMapl	CMrm	CMapl	CMrm	CMapl	CMrm
DQO	101,4	88,4	163,6	128,4	771,0	751,8
NTK	13,0	9,2	28,0	16,4	79,8	50,4
N-Amoniacal	9,4	6,0	21,2	10,0	56,4	33,6
N-orgânico	2,6	2,2	3,6	3,6	26,4	26,4
N-total	13,2	6,8	28,4	12,0	80,4	58,8

Legenda: CMapl: Carga média aplicada ($\text{gm}^{-3}\text{d}^{-1}$); CMrm: Carga média removida ($\text{gm}^{-3}\text{d}^{-1}$)

Destaca-se as remoções de DQO, para todas as fases, indicando a eficiência do sistema em remoção de matéria orgânica.

Já carga removida de nitrogênio total se apresentou mais elevada na fase III, tendo como remoção média 73% de nitrogênio total. As fases I e II apresentaram eficiências médias de remoção de 52% e 42% respectivamente.

Ao final de cada fase operacional, foi coletada uma amostra de Biobob® da parte superior do reator para analisar os sólidos agregados à espuma. Cada Biobob® apresentava um volume aproximado de 0,1L. Por meio da análise de sólidos foi possível verificar a quantidade de sólidos.

Tabela 13 – Concentração média de sólidos em uma unidade de Biobob® e presente no efluente por fase operacional

	Fase I		Fase II		Fase III	
	Biobob®	Efluente	Biobob®	Eluente	Biobob®	Eluente
ST	1,99	0,38	5,87	0,36	7,24	0,43
STV	1,45	0,27	1,08	0,22	1,70	0,25
STF	0,54	0,11	4,79	0,14	5,54	0,18
SST	0,78	0,03	1,10	0,04	1,11	0,07
SSV	0,78	0,01	1,10	0,01	1,00	0,04
SSF	0,00	0,03	0,00	0,03	0,11	0,04

Dados em kgm^{-3}

Estimou-se uma média de $0,78 \text{ kgSSTm}^{-3}$ e $0,78 \text{ kgSSVm}^{-3}$ na fase I, $1,10 \text{ kgSSTm}^{-3}$ e $1,10 \text{ kgSSVm}^{-3}$ na fase II e $1,11 \text{ kgSSTm}^{-3}$ e $1,00 \text{ kgSSVm}^{-3}$ na fase III. Assumindo que o volume total de espuma contido nos Biobobs® era de aproximadamente de 35L e que a biomassa se distribuía uniformemente, desta forma, no material suporte continham em média $0,03 \text{ kgSST}$ e $0,03 \text{ kgSSV}$ para a fase I, $0,04 \text{ kgSST}$ e $0,04 \text{ kgSSV}$ para a fase II e $0,04 \text{ kgSST}$ e $0,04 \text{ kgSSV}$ para a fase III.

A partir dessa estimativa é possível encontrar, de forma simplificada, a relação alimento/microrganismos (F/M) relacionando a biomassa aderida ao material suporte com o volume do reator. Desta forma, considerando o volume útil do reator como $0,5 \text{ m}^3$, resultariam em uma concentração estimada de $0,06 \text{ kgSSTm}^{-3}$ e $0,06 \text{ kgSSVm}^{-3}$ na fase I, $0,08 \text{ kgSSTm}^{-3}$ e $0,08 \text{ kgSSVm}^{-3}$ na fase II e $0,08 \text{ kgSSTm}^{-3}$ e $0,07 \text{ kgSSVm}^{-3}$ na fase III.

Segundo Metcalf e Eddy (2016) a relação F/M é definida como a taxa de DQO ou DBO aplicada por unidade de volume do líquido de mistura do reator. Desta forma, seria possível obter essa relação considerando como biomassa total do reator a soma das concentrações médias de sólidos presente no efluente e a biomassa aderida aos meios suportes, uma vez que a concentração de sólidos presente no efluente foi significativa.

Na fase I, a carga orgânica aplicada ao reator foi de $0,10 \text{ kgDQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$, assim, a relação F/M estimada foi de aproximadamente $1,11 \text{ kg DQOkg}^{-1}\text{SSTd}^{-1}$ e $1,43 \text{ kgDQOkg}^{-1}\text{SSVd}^{-1}$. Já durante a fase II, a carga orgânica aplicada foi de $0,16 \text{ kgDQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$, assim, a relação F/M estimada foi de $1,33 \text{ kgDQOkg}^{-1}\text{SSTd}^{-1}$ e $1,78 \text{ kgDQOkg}^{-1}\text{SSVd}^{-1}$ durante

este período. Durante a fase III, a carga orgânica aplicada foi de $0,77 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, assim, a relação F/M estimada para esta fase foi de aproximadamente $5,13 \text{ kgDQO kg}^{-1} \text{ SSTd}^{-1}$ e $7 \text{ kgDQO kg}^{-1} \text{ SSVd}^{-1}$.

Em relação à carga nitrogenada, foi possível encontrar a carga específica de nitrogênio. Na fase I, a carga nitrogenada aplicada foi de $0,013 \text{ kgNm}^{-3} \text{ d}^{-1}$, desta forma, a carga específica de nitrogênio nesta fase foi de $0,14 \text{ kgNkg}^{-1} \text{ SSTd}^{-1}$ e $0,19 \text{ kgNkg}^{-1} \text{ SSVd}^{-1}$. Para a fase II, a carga nitrogenada aplicada foi de $0,028 \text{ kgNm}^{-3} \text{ d}^{-1}$, assim, a carga de nitrogênio nesta fase foi de $0,23 \text{ kgNkg}^{-1} \text{ SSTd}^{-1}$ e $0,31 \text{ kgNkg}^{-1} \text{ SSVd}^{-1}$. A carga nitrogenada aplicada na fase III foi de $0,081 \text{ kgNm}^{-3} \text{ d}^{-1}$, assim, a carga específica de nitrogênio nesta fase foi de $0,54 \text{ kgNkg}^{-1} \text{ SSTd}^{-1}$ e $0,74 \text{ kgNkg}^{-1} \text{ SSVd}^{-1}$.

8. CONCLUSÕES

A partir dos dados obtidos nesta pesquisa é possível concluir que:

O ensaio com 3 tubos de venturi instalados em paralelo apresentou um K_{La} de $16,31 \text{ h}^{-1}$, uma $TTO_{\text{padrão}}$ de $62,86 \text{ gO}_2\text{h}^{-1}$, a potência consumida de $0,048 \text{ kW}$ e EO de $1,319 \text{ kgO}_2\text{kWh}^{-1}$. Esta configuração foi a que apresentou o melhor custo benefício em relação a eficiência de aeração.

A aplicação de um reator de leito móvel, em escala piloto para tratamento de esgoto sanitário, pode remover satisfatoriamente a matéria orgânica e nitrogenada, em temperatura ambiente. Obteve-se uma eficiência de remoção de N-total de 72% com o sistema operando com TDH de 1,67 dias e aeração intermitente. A eficiência de remoção de DQO nessas condições também foi elevada, com eficiência média de remoção de 97%.

Com aplicações de TDH superiores a 1,67 dias (5 dias e 2,5 dias), o sistema apresentou eficiências de remoção de N-total mais reduzidas. Por outro lado, a eficiência de remoção de DQO permaneceu elevada em todas as fases testadas, apresentando uma eficiência mínima de 77% na fase II em que o TDH foi de 2,5 dias.

Para a melhor fase operacional observada (TDH 1,67 dias), os períodos de aeração intermitente adotados no experimento, 3 horas de aeração seguido de 1 hora sem aeração, foram suficientes para promover uma nitrificação suficiente, além de permitir a desnitrificação do nitrogênio oxidado. No entanto, para as demais fases operacionais testadas, esses períodos não foram suficientes para promover uma nitrificação suficiente, ou ainda a completa desnitrificação, tornando-se necessários estudos de novas variações de períodos de aeração e não aeração para os TDH superiores a 1,67 dias.

Os Biobobs® se apresentaram como alternativa de meio suporte para biomassa, promovendo um melhor escoamento do efluente no interior do reator e eliminando efeitos de colmatação do meio. Houve uma boa fixação da biomassa ao meio suporte, com alta concentração de SSV no suporte.

9. RECOMENDAÇÕES

Como recomendações para trabalhos futuros, sugere-se a continuidade dos estudos com este tipo de reator com diferentes águas residuárias, a fim de verificar sua aplicabilidade com outros poluentes. Sugere-se também o estudo de outros TDH e a variação dos períodos de aeração intermitente. Além de tudo, sugere-se um estudo econômico da aplicabilidade deste sistema em sistemas descentralizados.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

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**, 2012.

ANA. **Atlas Esgotos**: Despoluição de Bacias Hidrográficas. Disponível em: <<http://atlasesgotos.ana.gov.br/>>. Acesso em: 15 out. 2018.

ALENCAR, M. H.B. C.de. **Tratamento alternativo de dejetos humanos na comunidade de coquinho**, ZONA RURAL DE SÃO LUIS-MA. 2009. 106 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Saúde e Meio Ambiente, Universidade Federal do Maranhão, São Luis, 2009.

ALMASRI, M. Nitrate contamination of groundwater: A conceptual management framework. **Environmental Impact Assessment Review**, v.27, n.3, p.220-242, 2007.

BARANA, A. C.; LOPE, D. D.; MARTIN, T. H.; POZZI, E.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; DEL NERY, V.; FORESTI, E. Nitrogen and organic matter removal in an intermittently aerated fixed-bed reactor for post-treatment of anaerobic effluente from a slaughterhouse wastewater treatment plant. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v.1, n.3, p453-459, 2013.

BARBOSA, R.M.; DEL NERY, V.; DAMIANOVIC, M. H. R. Rotas de biodegradação da vinhaça de cana-de-açúcar sob influência do sulfato em reator anaeróbio híbrido em escala piloto. In: **Anais do I Seminário do Projeto Temático**. EESC-USP, 2017

BAYLAR, A.; AYDIN, M. C.; UNSAL, M.; OZKAN, F.; Numerical modeling of venturi flows for determining air injection rates using fluent V6.2.; **Mathematical and Computational Applications**, v. 14, n. 2, p. 97-108, 2009.

BAYLAR, A.; OZKAN, F.; Applications of venturi principle to water aeration systems. **Environmental Fluid Mechanics**, v. 6, No. 4, p. 341-357, 2006

BAYLAR, A.; OZKAN, F.; UNSAL, M.; On the use of venturi tubes in aeration. **CLEAN-Soil - Air Water**, v. 35, n. 2, p. 183-185, 2007.

BOON, A.G. Oxygen transfer in the activated sludge process. In: MATTOCK, G. **New processes of waste water treatment and recovery**. London: Ellis Horwood,, p. 17-33, 1978.

BRATER, E.; KING, H.; LINDELL, J.; WEI, C.; **Handbook of Hydraulics**. EUA: MCGRAW-HILL PROFESSI, ed.7, 1996

BRITZ, T. J.; LAMPRECHT, C.; SIGGE, G. O. Dealing with environmental issues. In: BRITZ, T. J.; ROBINSON, R..K. (coord). **Advanced dairy science and technology**. Oxford: Blackwell Publishing Ltd, 2008, cap. 2, p. 35-75

BUENO, Daniel Augusto Camargo. **Filtros anaeróbios com pós-tratamento em filtros de areia intermitentes**: Desempenho em operação crítica. 2017. 466 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Civil, Área de Saneamento e Ambiente, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2017

CHEN, K.C.; CHEN, J.J.; YOUNG, J.U. Improvement of nitrogen-removal efficiency using immobilized microorganisms with oxidation-reduction potential monitoring. **Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology**, Hampshire, v.25, n.25, p;229-234, 2000.

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.

CHIU, Y-C; LEE, L-L; CHANG, C-N; CHAO, A-C. Control of carbon and ammonium ratio for simultaneous nitrification and denitrification in a sequencing batch bioreactor. Elsevier Science – International Biodeterioration & Biodegradation. 59, p.1-7, 2006

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

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (EPA). **Nitrogen control**. Washington (DC): US EPA, 2003.

FUNASA. **Ministério da Saúde. Fundação Nacional de Saúde. Manual de Saneamento**. 4. ed. Brasília, 2015. 642 p.

GIKAS, Petros; TCHOBANOGLIOUS, George. The role of satellite and decentralized strategies in water resources management. **Journal Of Environmental Management**, [s.l.], v. 90, n. 1, p.144-152, jan. 2009. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2007.08.016>.

HANAOKI, K.; WANTAWIN, C.; OHGAKI, S. Nitrification at low levels of dissolved oxygen with and without organic loading in a suspended growth reactor. **Water Research** , v. 24, n. 3, p. 297-302, 1990.

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.

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.

HORNTVEDT, B. R.; RAMBKK, M.; BAKK, R. Oscillating conditions for influencing the composition of mixed biological cultures. **Water Science and Technology**, v. 37, n. 4-5, p. 259-262, 1998

IAPAR. Instituto Agronômico do Paraná. Cartas climáticas do Paraná. Disponível em: <http://www.iapar.br/modules/conteudo/conteudo.php?conteudo=677>. Acesso em: 10 de setembro, 2018.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Pesquisa Nacional de Saneamento Básico** (2008). Disponível em: < <https://www.ibge.gov.br/>>. Acesso em 12/08/2017.

LAMEGO NETO, L. G.; COSTA, R. H. R. da. Tratamento de esgoto sanitário em reator híbrido em bateladas sequenciais: eficiência e estabilidade na remoção de matéria orgânica e nutrientes (N, P). **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.16, n.4, p. 411-420, 2011.

LIBRALATO, G.; GHIRARDINI, A. V.; AVEZZÙ, F. To centralise or to decentralise: An overview of the most recent trends in wastewater treatment management. **Journal Of Environmental Management**, [s.l.], v. 94, n. 1, p.61-68, fev. 2012. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2011.07.010>.

LUOSTARINEN, S.; LUSTE, S.; VALENTIN, L.; RINTALA, J. Nitrogen removal from on-site treatment anaerobic effluents using intermittently aerated moving bed biofil reactors at low temperatures. **Water Research**, v.4, n.8, p.1607-1615, 2006.

MADUREIRA, Felipe A. N.. Adaptação e Melhoria em ETE com Tanque Imhoff. In: **JORNADA DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**, 1., 2013, Salvador-ba. Anais. Salvador-ba: Abes, 2013. p. 1 - 10.

MASSOUD, May A.; TARHINI, Akram; NASR, Joumana A.. Decentralized approaches to wastewater treatment and management: Applicability in developing countries. **Journal Of Environmental Management**, [s.l.], v. 90, n. 1, p.652-659, jan. 2009. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2008.07.001>

MATTOS, Luis Cláudio; FARIAS JÚNIOR, Mário. Manual do Biodigestor Sertanejo. Recife: Projeto Dom Helder Camara, 2011. 55 p

METCALF, L.; EDDY, H. P. **Tratamento de efluentes e recuperação de recurso**. 5. ed. Porto Alegre: Mcgraw-hill, 2016.

MINEGATTI, D. V. O. **Avaliação da remoção de nitrogênio via nitrificação e desnitrificação simultânea em um reator biológico com leito móvel (IFAS)**. São

Paulo. 2015. 117p. (Doutorado) Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2015

MORITA, M.; UEMOTO, H.; WATANABE, A. Nitrogen- removal bioreactor capable of simultaneous nitrification na denitrification foir 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.

MUNCH, E.; LANT, P.; KELLER, J. **Simultaneous Nitrification and Denitrification in Bench Scale Sequencing Batch Reactors**. Water Res.,30 (2). 277-284, 1996.

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.

PARANÁ. SEMA - Secretaria Estadual do Meio Ambiente. Resolução no 21/2009: **Dispõe sobre licenciamento ambiental, estabelece condições e padrões ambientais e dá outras providências, para empreendimentos de saneamento**.

PHILIPPI, Luiz Sérgio et al. ROOT ZONE SYSTEM TO TREAT WASTEWATER IN RURAL AREAS IN SOUTH OF BRAZIL. In: INT CONF WET SYS WAT POLLUT CONT, 10., 2006, Lisbon. Proccedings. Lisbon: Iwa Publishing, 2006. p. 901 - 908.

PICCIN, J. S.; RISSINI, A.L.; KOCH, M.M.; BRIÃO, V. B.; HEMKEMEIER, M. Otimização de sistema de auto aspiração de ar tipo Venturi para tratamento de água ferruginosa. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande - Pb, v.14, n. 5, p.531-537, 2009.

PIRES, F. J.; TIBURCIO, T. M. Banheiro seco: avaliação da percepção do usuário. In: **VI Encontro nacional e iv encontro latino-americano sobre edificações e comunidades sustentáveis**, 6., 2011, Vitória - Es. Anais. Vitória: Elecs, 2011. p. 1 - 10.

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.

PORTO, R.M. **Hidráulica básica**. 2ª edição. São Carlos. SP. 519 p. 1999.

RIBEIRO, R; VARESCHE, M. B. A.; FORESTI, E. ; ZAIAT, M. Influence of the carbono 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.

ROSTRON, W. M.; STUCKEY, D. C; YOUNG, A.A. Nitrification of high strength ammonia wastewater: Comparative study of immobilisation media. **Water Research**, v. 35, n. 5, p. 1169-1178, 2001.

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.

SANTOS, C. E. D.; MOURA, R. B.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E. Influence of COD/N ratio and carbon source on nitrogen removal in a structured-bed reactor subjected to recirculation and intermitente aeration (SBRRIA). **Journal of Environmental Management**, v.166, p.519-524, 2016.

SARTI, A.; SAKAMOTO, I. K .; VARESCHE, M. B. A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Tratamento de esgoto sanitário utilizando reatores anaeróbio operados em bateladas sequenciais: escala piloto. *Engenharia Sanitária Ambiental*, v.11, p. 73-82, 2006.

SERAFIM, Milena P.; DIAS, Rafael de B.. **Tecnologia social e tratamento de esgoto na área rural**. In: COSTA, Adriano Borges (Org.). *Tecnologia social e políticas públicas*. São Paulo: Instituto Polis, 2013. Cap. 8. p. 184-206.

SEZERINO, P. H. *et al.* Experiências brasileiras com wetlands construídos aplicados ao tratamento de águas residuárias: parâmetros de projeto para sistemas horizontais. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, [s.l.], v. 20, n. 1, p.151-158, 2015.

SEZERINO, P. H. **Potencialidade dos filtros plantados com macrófitas (constructed wetlands) no pós- tratamento de lagoas de estabilização sob condições de clima subtropical**. 2006. 171f Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2006.

SCHIMDT, I. *et al.* New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS microbiology reviews**. v.27, n.4, p.481-492, 2003.

SHIAU, C.C. **Oxygen transfer in bubble and bubbleless aeration system**, Tese (Doutorado), University of Wollongong, Department of civil and Mining Engineering, 1995.

VON SPERLING, M.V.; VAN HAANDEL, A.C.; JORDÃO, E.P.; CAMPOS, J.R.; CYBIS, L.F.; AISSE, M.M.; ALÉM SOBRINHO, P. **Pós-tratamento de efluente de reatores anaeróbios por sistema de lodos ativados**. In: CHERNICHARO, C.A.L. Pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Belo Horizonte, MG. Cap. 5, p.279- 331. 2001.

SISTEMA NACIONAL DE INFORMAÇÕES SOBRE SANEAMENTO – SNIS. **Diagnóstico dos serviços de água e esgoto**, 220p. 2016.

SOUSA, José Tavares de et al. Utilização de wetland construído no pós-tratamento de esgotos domésticos pré-tratados em reator UASB. *Engenharia Sanitaria e Ambiental*,

[s.l.], v. 9, n. 4, p.285-290, dez. 2004. FapUNIFESP (SciELO). <http://dx.doi.org/10.1590/s1413-41522004000400004>.

SURAMPALLI, R. Y.; TYAGY, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, v.61, n.2, p.151-157, 1997.

VON SPERLING, M. **Estudos e modelagem da qualidade da água de rios**. 1ª ed, Belo Horizonte: Editora UFMG, 588p. 2007.

VON SPERLING, M.V.; VAN HAANDEL, A.C.; JORDÃO, E.P.; CAMPOS, J.R.; CYBIS, L.F.; AISSE, M.M.; ALÉM SOBRINHO, P. **Pós-tratamento de efluente de reatores anaeróbios por sistema de lodos ativados**. In: CHERNICHARO, C.A.L. Pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Belo Horizonte, MG. Cap. 5, p.279- 331. 2001.

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, p.824–828, 2006.

WIJFFELS, R. H.; TRAMPER, J. Nitrification by immobilized cells. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 17, n. 6, p. 482-492, 1995;

YAMAGIWA, K.; OOHIRA, Y. OHKAWA, A. Simultaneous removal of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a plunging liquid jet bioreactor with cross-flow filtration operated under intermittent aeration. **Bioresource Technology**, v. 53, n. 1, p. 57-62, 1995.

YANG, S.; YANG, F. Nitrogen removal via short-cut simultaneous nitrification and denitrification in na intermittenly aerated moving bed reactor menbrane biorector. **Journal of Hazardous Materials**, v.195, p.318-323, 2011.

YOO, H., 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.

ZENG, P. 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 QI. Simultaneous nitrification and denitrification in activated sludge system under low oxygen concentration. *Front. Environ. Sci. Engin. China*.v.1, n.1, p 49-52, 2007 ZHU *et al.*, 2007).

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