



UNIVERSIDADE
ESTADUAL DE LONDRINA

SIMONE VASCONCELOS SANTANA

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO DE LIXIVIADO DE
ATERRO SANITÁRIO EM SISTEMA ANÓXICO/AERÓBIO
COM ADIÇÃO DE FONTE EXTERNA DE CARBONO**

LONDRINA
2011

SIMONE VASCONCELOS SANTANA

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO DE LIXIVIADO DE
ATERRO SANITÁRIO EM SISTEMA ANÓXICO/AERÓBIO
COM ADIÇÃO DE FONTE EXTERNA DE CARBONO**

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

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

LONDRINA
2011

**Catlogação elaborada pela Divisão de Processos Técnicos da Biblioteca Central da
Universidade Estadual de Londrina.**

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

S232r Santana, Simone Vasconcelos.
Remoção biológica de nitrogênio de lixiviado de aterro sanitário em sistema anóxico/aeróbio com adição de fonte externa de carbono / Simone Vasconcelos Santana. – Londrina, 2011.
109 f. : il.

Orientador: Deize Dias Lopes.
Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento, 2011.
Inclui bibliografia.

1. Resíduos sólidos – Teses. 2. Nitrificação – Teses. 3. Aterro sanitário – Lixiviação – Teses. 4. Engenharia sanitária– Teses. I. Lopes, Deize Dias. II. Universidade Estadual de Londrina. Centro de Tecnologia e Urbanismo. Programa de Pós- graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento. III. Título.

CDU 628.4

SIMONE VASCONCELOS SANTANA

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO DE LIXIVIADO DE
ATERRO SANITÁRIO EM SISTEMA ANÓXICO/AERÓBIO COM
ADIÇÃO DE FONTE EXTERNA DE CARBONO**

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

BANCA EXAMINADORA

Profª. Drª. Deize Dias Lopes
Universidade Estadual de Londrina - UEL

Profª. Drª. Marcia Helena Rissato Zamariolli
Damianovic
Universidade de São Paulo - USP

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

Profª Drª Maria Cristina Risk
Universidade Estadual Paulista - UNESP

Londrina, 05 de agosto de 2011.

A Deus.

***Aos meus pais e família por todo carinho,
apoio e suporte.***

***Ao meu amado marido, pelo amor e por
estar ao meu lado em todos os
momentos.***

AGRADECIMENTOS

Quero agradecer, em primeiro lugar, a Deus, por ter iluminado esta longa caminhada, por ter dado força e coragem em todos os momentos.

Agradeço em especial aos meus pais, Lucy e Colemar, que são os pilares de minha vida, são o meu exemplo e que me apoiaram nos momentos difíceis. Agradeço aos meus irmãos, especialmente ao Lucas, por me fazer rir constantemente, proporcionando bom humor nos momentos sérios e tensos e por ter trazido o Pingo para enriquecer a convivência familiar.

Ao meu querido esposo Luiz Henrique, a quem eu amo profundamente e para todo o sempre, que compreendeu a distância, deu conselhos, carinho, amor e me apoiou em todos os sentidos, inclusive no laboratório.

À professora Deize, que aceitou ser minha orientadora e com muito conhecimento e dedicação, proporcionou a elaboração deste trabalho, com paciência, sacrifícios e boa vontade.

Aos colegas de laboratório: Gisselma, Audinil, Basílio, Caio, Elson (Caskinha), Yuri, Felipe, Marcos, Andreliza, Pedrinho, Kris, Fran, Flavinha e todos que auxiliaram nas análises laboratoriais. Aos professores do programa, ao Sr. Francisco, pela ajuda cordial em todas as vezes que precisei e aos colegas da turma.

Aos chefes do Instituto de Criminalística de Londrina, Daniel Felipetto e Luís Noboru Marukawa, pela compreensão e apoio em todas as vezes que este trabalho interferiu de alguma forma nas atividades profissionais.

Às queridas amigas Fram e Helo, que vivenciaram todas as batalhas e me deram forças para superar as dificuldades.

Ao CNPQ, por ter financiado a pesquisa, tornando tudo isto possível.

E a todas as pessoas que direta ou indiretamente ajudaram nesta longa e árdua jornada e ainda peço desculpas se esqueci de mencionar alguém que contribuiu para o desenvolvimento do trabalho.

O rio atinge seus objetivos porque
aprendeu a contornar obstáculos. (Lao Tsé)

SANTANA, Simone Vasconcelos. **Remoção biológica de nitrogênio em sistema de lodos ativados com reator anóxico/aeróbio com adição de fonte externa de carbono.** 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2011.

RESUMO

Neste trabalho foi avaliado o desempenho de um sistema de tratamento biológico, composto por reator anóxico seguido de aeróbio, na remoção de nitrogênio de lixiviados de aterro de resíduos sólidos urbanos com adição de fonte externa de carbono para a desnitrificação. A unidade experimental era composta de reator anóxico (27L), reator aeróbio (60 a 100L) e decantador (19L). O sistema foi operado em fluxo contínuo, em função do TDH do reator aeróbio, com recirculação do efluente nitrificado para o primeiro reator - anóxico ($R_i = 2,5Q$) e recirculação de lodo (1,0Q). O reator anóxico foi operado ao longo das 5 (cinco) fases com TDH de 3 dias. No reator aeróbio, o TDH foi de 10 dias (Fases I, II, III e IV) e de 8 dias na Fase V. Ao final da Fase V foram realizados ensaios, em batelada, para determinação da velocidade de desnitrificação via nitrito e via nitrato. Nas Fases II, IV e V foi adicionado etanol como fonte externa de carbono para a desnitrificação. Nas Fases I e II, com concentrações médias de NKT no afluente de 1021 e 812 mg N-NH₄/L, a eficiência média de remoção de nitrogênio em termos de NKT e N-amoniacal foi de 63 e 69%. Ao passo que nas Fases III, IV e V, com concentrações médias de NKT no afluente de 418, 376 e 323 mg N-NH₄/L, a eficiência média foi em torno de 78% para o NKT e de 93% para o N-amoniacal. Nas fases sem adição de fonte externa de carbono a remoção de nitrogênio total foi insignificante, enquanto nas Fases II, IV e V, com adição de fonte externa de carbono, a remoção de nitrogênio total foi em torno de 31, 36 e 62%, respectivamente. As características do lixiviado usado nas Fases III, IV e V, com menores concentrações de NKT, comparado ao das Fases I e II, favoreceu a nitrificação. As velocidades médias (e as velocidades médias específicas) de desnitrificação, para concentrações de nitrato de 206 a 50 mgN-NO₃/L, variaram de 18,69 a 8,40 mg N/h (0,049 a 0,014 mg N/mg SSV.h) e para concentrações de nitrito de 117 a 38 mgN-NO₂/L variaram de 14,24 a 8,81 mgN/h (0,017 a 0,014 mg N/mg SSV.h). A eficiência média de remoção de DQO permaneceu em torno de 20%.

Palavras-chave: Lixiviado. Aterro sanitário. Remoção de nitrogênio. Nitrificação. Desnitrificação.

SANTANA, S. V. ***Biological removal of nitrogen in an activated sludge system with anoxic/ aerobic reactor with addition of external source of carbon.*** Dissertation (Master's Degree in Building Engineering and Sanitation) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2011.

ABSTRACT

In this paper, the performance of a biological treatment, compounded by anoxic reactor followed by aerobic, in the nitrogen removal of landfill leachate in urban solid waste with the addition of external source of carbon for the denitrification. The experimental unit consisted of an anoxic reactor (27L), an aerobic reactor (60 to 100L) and a decanter (19L). The system was operated in continuous flow, according to the HRT of the aerobic reactor, with recirculation of nitrified effluent for the first anoxic reactor ($R_i = 2,5Q$) and recirculation of sludge ($1,0Q$). The anoxic reactor was operated for 5 (five) phases with HRT of 3 days. In the aerobic reactor, the HRT was 10 (ten) days (Phases I, II, III and IV) and 8 (eight) in Phase V. At the end of Phase V, batch tests were done in order to determine the speed of denitrification via nitrite and nitrate. In Phases II, IV and V ethanol was added as an external source of carbon for the denitrification. In Phases I and II, with average concentrations of NKT in the affluent of 1021 and 812 mg N-NH₄/L, the average efficiency of nitrogen removal in terms of MKT and N-ammonia was 63 and 69%. Whereas in Phases III, IV and V, with average concentrations of NKT in the affluent of 418, 376 and 323 mg N-NH₄/L, the average efficiency was around 78% for NKT and 93% for N-ammonia. In phases without the addition of an external source of carbon for the total nitrogen removal was insignificant, while in Phases II, IV and V, with addition of external source of carbon, the total nitrogen removal was around 31, 36 and 62%, respectively. The characteristics of the leachate which was used in Phases III, IV and V, with lower concentration of NKT, compared to the one in Phases I and II, favoured the nitrification. The average speed (and the specific average speed) of denitrification, for nitrate concentrations of 206 to 50 mgN-NO₃/L varied from 18,69 to 8,40 mg N/h (0,049 to 0,014 mg N/mg SSV.h) and for nitrite concentrations of 117 to 38 mgN-NO₂/L varied from 14,24 to 8,81 mgN/h (0,017 to 0,014 mg N/mg SSV.h). The average efficiency of DQO removal remained around 20%.

Key words: Landfill leachate. Landfill. Nitrogen removal. Nitrification. Denitrification.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	– Esquema ilustrativo do processo anóxico/aeróbio	26
Figura 3.2	– Percurso metabólico das reações de nitrificação e desnitrificação	27
Figura 3.3	– Inibição dos microorganismos nitrificantes em função da presença de compostos nitrogenados	29
Figura 4.1	– Localização do aterro controlado de Londrina – PR.	33
Figura 4.2	– Esquema do sistema de lodos ativados.	34
Figura 4.3	– Sistema experimental piloto.	35
Figura 4.4	– Reatores utilizados nos ensaios de desnitrificação via N-nitrato e via Nnitrito	39
Figura 5.1	– Variação do pH ao longo do tempo de operação do sistema	45
Figura 5.2	– Variação de Alcalinidade ao longo do tempo de operação do sistema.....	45
Figura 5.3	– Variação de NKT ao longo do tempo de operação	49
Figura 5.4	– Variação de N-amoniaco ao longo do tempo de operação.....	49
Figura 5.5	– Estimativa da concentração de NH ₃ , nos reatores anóxico e aeróbio durante o tempo de operação	51
Figura 5.6	– Variação de Nitrito ao longo do tempo de operação do sistema.....	55
Figura 5.7	– Variação de Nitrato ao longo do tempo de operação do sistema.....	55
Figura 5.8	– Variação das concentrações de DQO Total e eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo de operação do sistema	58
Figura 5.9	– Variação das concentrações de DQO Filtrada e eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo de operação do sistema	58
Figura 5.10	– Variação dos Sólidos em Suspensão Totais (SST) ao longo do tempo de operação do sistema (afluente e efluente)	62
Figura 5.11	– Variação dos Sólidos em Suspensão Totais (SST) ao longo do tempo de operação do sistema (anóxico e aeróbio)	62
Figura 5.12	– Variação dos Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV) ao longo do tempo de operação do sistema	63
Figura 5.13	– Variação dos Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV) ao longo do tempo de operação do sistema (anóxico e aeróbio).....	64

Figura 5.14 – Variação do NMP de BOA - bactérias oxidadoras de amônia, e valores de N-amoniaco nos reatores anóxico e aeróbio - (a), e Variação do NMP de BON - bactérias oxidadoras de nitrito, valores de nitrato e nitrito no reator aeróbio – (b)	66
Figura 5.15 – Valores de Nitrogênio oxidado e de nitrogênio total (N oxidado + NKT) no efluente, variação do NMP de bactérias desnitrificantes e dos sólidos em suspensão totais (SST) do conteúdo do reator aeróbio.	68
Figura 5.16 – Morfologia de bactérias encontradas no reator aeróbio e em cultura purificada de oxidadoras de nitrito: (a) lodo bruto; (b) oxidadoras de nitrito	69
Figura 5.17 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9,5 horas de duração do Ensaio 1 (Reator 1)	71
Figura 5.18 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9,5 horas de duração do ensaio (Reator 2).....	72
Figura 5.19 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 8 horas de duração do Ensaio 2 (Reator 1)	73
Figura 5.20 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 8 horas de duração do Ensaio 2 (Reator 2)	73
Figura 5.21 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 3 (Reator 1)	74
Figura 5.22 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 3 (Reator 2)	75
Figura 5.23 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9 horas de duração do Ensaio 4 (Reator 1)	77
Figura 5.24 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9 horas de duração do Ensaio 4 (Reator 2)	78
Figura 5.25 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 5 (Reator 1)	79
Figura 5.26 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 5 (Reator 2)	79
Figura 5.27 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 4,5 horas de duração do Ensaio 6 (Reator 1)	80

Figura 5.28 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 4,5 horas de duração do Ensaio 6 (Reator 2)	81
Figura 5.29 – Concentrações iniciais de N-nitrato e N-nitrito x Velocidades específicas de remoção de N-nitrato e N-nitrito para os ensaios de desnitrificação via N-nitrato e N-nitrito	83

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	– Consumo de oxigênio, alcalinidade e carbono inorgânico e quantidade de células bacterianas formadas na nitrificação	28
Tabela 4.1	– Parâmetros físico-químicos analisados para o afluente, conteúdo dos reatores e efluente final, frequência de análises e métodos utilizados.....	37
Tabela 4.3	– Quantidades de KNO ₃ e etanol adicionadas para cada ensaio via Nnitrito	40
Tabela 4.4	– Quantidades de NaNO ₂ e etanol adicionadas para cada ensaio via Nnitrito	41
Tabela 5.1	– Características do lixiviado utilizado na operação do sistema	42
Tabela 5.2	– Resumo estatístico dos resultados de pH e alcalinidade nas cinco fases de operação do sistema	44
Tabela 5.3	– Resumo estatístico dos resultados de NKT e N-amoniaco das cinco fases de operação do sistema	48
Tabela 5.4	– Resumo estatístico dos resultados de nitrito e nitrato de todas as fases de operação	54
Tabela 5.5	– Resumo estatístico dos resultados de DQO de todas as fases de operação	57
Tabela 5.6	– Resumo estatístico dos resultados de SST e SSV de todas as fases de operação.....	61
Tabela 5.7	– Valores médios de Carga Aplicada (A/M),Carga Removida (U), Carga Volumétrica Aplicada e Carga Volumétrica Removida para todas as fases de operação do sistema.....	65
Tabela 5.8	– Valores iniciais do liquor misto antes do início dos ensaios de cinética de desnitrificação via N-nitrato.....	70
Tabela 5.9	– Equações de remoção de N-nitrato e as respectivas velocidades de remoção	71
Tabela 5.10	– Valores iniciais do liquor misto antes do início dos ensaios de cinética de desnitrificação via N-nitrito	76
Tabela 5.11	– Equações de remoção de N-nitrito e as respectivas velocidades de remoção	77

Tabela 5.12 – Valores iniciais e finais de DQO, variação de DQO e variação de SSV nos seis ensaios de cinética de desnitrificação via N-nitrato e N-nitrito.....	82
---	----

LISTA DE QUADROS

Quadro 3.1 - Composição dos lixiviados de acordo com a idade do aterro.	22
Quadro 3.2 – Processos de tratamentos distintos, parâmetros e eficiências de remoção.....	23
Quadro 3.3 – Distribuição entre as formas de amônia.	25
Quadro 4.1 – Etapas e fases de operação do sistema.	37

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

DQO _{Total}	Demanda Química de Oxigênio Total
DQO _{Filtrada}	Demanda Química de Oxigênio Filtrada
N	Nitrogênio
N-NH ₄ ⁺	Nitrogênio na forma de íon amônio
N-NO ₂	Nitrogênio na forma de nitrito
N-NO ₃	Nitrogênio na forma de nitrato
NKT	Nitrogênio Kjeldahl Total
pH	potencial hidrogeniônico, sendo uma grandeza que indica acidez, neutralidade ou alcalinidade de uma solução
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
TDH	Tempo de Detenção Hidráulico

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	18
2. OBJETIVOS.....	20
2.1. Objetivo geral.....	20
2.2. Objetivos específicos.....	20
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	21
3.1. Características do lixiviado.....	21
3.2. Tratamento biológico de lixiviados	23
3.3. Remoção biológica de nitrogênio	25
3.3.1. Nitrificação	26
3.3.2. Desnitrificação.....	30
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	33
4.1. Instalação experimental	34
4.2. Operação e monitoramento do sistema	35
4.3. Quantificação dos organismos nitrificantes e desnitrificantes pelo NMP (Número Mais Provável).....	38
4.3.1 Determinação do NMP (número mais provável) de bacterias nitrificantes e desnitrificantes.	38
4.3.2 Análise microscópica do lodo	38
4.4. Ensaio para a determinação da cinética de desnitrificação.....	39
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	42
5.1. Apresentação e análise dos resultados obtidos nas cinco fases de operação.....	42
5.1.1. Análise de NMP (Número Mais Provável).....	66
5.2. Ensaio para determinação da velocidade de desnitrificação.....	70
5.2.1 Ensaio para determinação da velocidade de desnitrificação via Nitrato ..	70
5.2.7. Considerações sobre os ensaios de cinética de desnitrificação via nitrato e nitrito.....	81

6. CONSIDERAÇÕES FINAIS	85
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	86
APÊNDICE A	91

1 INTRODUÇÃO

Apesar dos avanços tecnológicos, que propiciaram o desenvolvimento de diversas técnicas eficientes para o tratamento dos resíduos sólidos, a disposição no solo ainda é a prática mais utilizada, especialmente no Brasil e nos países em desenvolvimento. A opção pela disposição dos resíduos sólidos em aterros sanitários deve-se basicamente à simplicidade e ao baixo custo do método, comparado a outras tecnologias (XU *et al*, 2010; GOMES, 2009).

A formação do lixiviado em aterros é decorrente dos processos bioquímicos que ocorrem durante a degradação dos resíduos, além de outros fatores, como a umidade dos resíduos e a infiltração de águas pluviais na massa de resíduos aterrados (NECZAJ, OKONIEWSKA, KACPRZAK, 2005).

Diversos fatores contribuem para que o lixiviado seja complexo e apresente significativas variações qualitativas e quantitativas, entre eles: a dinâmica de decomposição dos resíduos ao longo do tempo, as variações na forma de operação do aterro sanitário, a composição dos resíduos depositados, o volume de precipitações, entre outras características hidrometeorológicas (MARINGONDA, 2008).

O lixiviado é composto por uma diversidade de substâncias orgânicas e inorgânicas, porém a idade do aterro é um fator importante na sua composição. De acordo com Shouliang *et al*. (2008), ocorre o decréscimo da concentração de alguns constituintes conforme aumenta a idade do aterro.

Em lixiviados de aterros novos, com menos de dez anos de operação, existem compostos orgânicos voláteis, além do nitrogênio orgânico e amoniacal, além de outros poluentes. Dessa forma, é possível verificar valores reduzidos de pH, valores altos de DQO e DBO, alta razão DBO/DQO e elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e alcalinidade (WANG *et al*, 2003).

No caso de aterros antigos, o lixiviado tende a apresentar elevado teor de nitrogênio amoniacal e de matéria orgânica recalcitrante, resultando em decréscimo da razão DBO/DQO, uma vez que a matéria orgânica facilmente biodegradável já foi consumida. Por isso, lixiviados de aterros antigos caracterizam-se pela baixa razão DBO/DQO, valores elevados de pH, de alcalinidade e de nitrogênio amoniacal, (WANG *et al*, 2003).

Dessa forma, em lixiviados de aterros antigos, o tratamento biológico não é efetivo para remoção de DQO, uma vez que a matéria orgânica que ainda está presente é de difícil biodegradação. No entanto, o tratamento biológico pode ser utilizado na remoção de nitrogênio.

Entre os métodos utilizados para a remoção de compostos nitrogenados de lixiviado de aterro está a nitrificação/desnitrificação, em que o nitrogênio amoniacal é convertido a nitrito/nitrato e posteriormente reduzido a nitrogênio molecular.

Tendo em vista os problemas que podem ser causados pelo lançamento de lixiviados de aterros no meio ambiente, é importante que o tratamento dessas águas residuárias incorpore a remoção do nitrogênio. No entanto, devido às elevadas concentrações de nitrogênio no lixiviado, considerado tóxico para os próprios organismos que realizam a nitrificação, é importante a obtenção de parâmetros de projeto e operação que viabilizem esse tipo de tratamento e que visem a redução dos custos.

O presente trabalho dá continuação aos estudos desenvolvidos por Maringonda (2008) e Trennepohl (2009), que operaram o mesmo tipo de sistema experimental para remoção de nitrogênio de lixiviados de aterro de resíduos sólidos urbanos, porém com valores de TDH iguais nos reatores anóxico e aeróbio. Neste estudo com base na literatura serão usados TDHs menores no reator anóxico em relação ao aeróbio.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliação do desempenho de um sistema composto por tanque anóxico e aeróbio com recirculação do efluente nitrificado, na remoção de nitrogênio de lixiviados de aterro de resíduos sólidos urbanos, variando-se o TDH, com e sem adição de fonte externa de carbono para a desnitrificação.

2.2 Objetivos específicos

- ✓ avaliar a eficiência do sistema e a remoção de matéria orgânica e nitrogênio para diferentes tempos de detenção hidráulica;
- ✓ avaliar a eficiência de nitrificação e desnitrificação nas diferentes fases de operação;
- ✓ determinar a velocidade das reações de desnitrificação em reatores em batelada.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Características dos lixiviados

A composição do lixiviado pode variar em consequência da composição e solubilidade dos resíduos, bem como do potencial de mudança do resíduo com relação ao tempo (SALEM *et al.*, 2008).

A produção de lixiviado no primeiro estágio de decomposição dos resíduos ocorre em condições aeróbias, produzindo substâncias complexas, em meio com pH neutro, liberação de calor e subsequente aumento da temperatura (80-90°C). Após a fase aeróbia, o meio, no interior do aterro, sofre uma depleção de oxigênio, com início da fase anaeróbia, em que ocorrem as fases acidogênica/acetogênica, com geração de ácidos orgânicos voláteis e elevação na concentração de metais pesados disponíveis (SALEM *et al.*, 2008, RENO *et al.*, 2008).

Em seguida, ocorre a fase metanogênica de decomposição, em que ocorre a produção de metano. O lixiviado nesta fase apresenta valores de pH próximos à neutralidade, baixa relação DBO/DQO e elevada quantidade de nitrogênio na forma amoniacal (SALEM *et al.*, 2008, RENO *et al.*, 2008).

O lixiviado possui constituição complexa e seus principais constituintes são matéria orgânica (ácidos graxos, substâncias húmicas, fenóis, alcoóis, componentes aromáticos, etc), metais pesados e outras substâncias como nitrogênio nas formas orgânica e amoniacal, organoclorados e sais inorgânicos (SHOULIANG *et al.*, 2008; BERNARD *et al.*, 1997).

Estudos mostram que o pH do lixiviado pode variar entre 5,8 e 8,5 em virtude da atividade biológica existente. Observa-se também valor elevado de alcalinidade, que se acentua em consequência da presença de amônia (NH₃), que captura os prótons e forma carbonatos de amônia. Para lixiviados provenientes de aterros antigos, a razão DBO/DQO é pequena, em consequência da elevação relativa da quantidade de matéria orgânica recalcitrante se comparada à matéria orgânica biodegradável (BERNARD *et al.*, 1997).

No Quadro 3.1 são mostradas as diferentes características de lixiviados de aterro de acordo com a idade do mesmo.

Quadro 3.1 - Composição dos lixiviados de acordo com a idade do aterro.

Idade do aterro	Local	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	Relação DBO/DQO	pH	SS (mg/L)	NKT (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	Referência
N	Itália	19900	4000	0,20	8	-	-	3917	[a]
N	Peru	10800-11000	16200-20000	0,5-0,6	7,3-7,8	-	-	1120-2500	[b]
N	Canadá	13800	9660	0,70	5,8	-	212	42	[c]
I	Grécia	5350	1050	0,20	7,9	480	1100	940	[d]
I	Taiwan	6500	500	0,08	8,1	-	-	5500	[e]
I	Itália	5050	1270	0,25	8,38	-	1670	1330	[f]
A	Finlândia	556	62	0,11	-	-	192	159	[g]
A	França	500	7,1	0,01	7,5	130	540	430	[h]
A	Brasil	3460	150	0,04	8,2	-	-	800	[i]

N: novo; I: intermediário; A: antigo.

FONTE: adaptado de RENOUE *et al.*, 2008 e WANG *et al.*, 2003.

a. DI PALMA, L.; FERRANTELLI, P.; MERLIN, C.; PETRUCCI, E. Treatment of industrial landfill leachate by means of evaporation and reversis osmosis. *Waste Manage*, v. 22, p.951-955, 2002.

b. TIMUR, H.; OZTURK, I.; ALTINBAS, M.; ARIKAN, O.; TUYLUOGLU, B. S. Anaerobic treatability of leachate: a comparative evaluation for three different reactor systems. *Water Sci. Technol*, v. 42, p. 287-292, 2000.

c. HENRY, J. G.; PRASSAD, D.; YOUNG, H. Removal of organics from leachates by anaerobic filter, *Water Res*, v. 21, p. 1395-1399, 1987.

d. TATSI, A. A.; ZOUBOULIS, I.; MATIS, K. A.; SAMARAS, P. Coagulation-flocculation pretreatment of sanitary landfill leachates, *Chemosphere*, v. 53, p. 737-744, 2003.

e. WU, J. J.; WU, C.; MA, H., HANG, .C.C. Treatment of landfill leachate by ozone-based advanced oxidation processes, *Chemosphere*, v. 54, p 997-1003, 2004.

f. FRASCARI, D.; BRONZINI, F.; GIORDANO, G; TEDIOLI, G.; NOCENTINI, M. Long-term characterization, lagoon treatment and migration potential of landfill leachate: a case study in an active Italian Landfill, *Chemosphere* 54, pp 335-343, 2004.

g. HOILJOKI, T. H.; KETTUNEN, R. H.; RINTALA, J. A. Nitrification of anaerobically pretreated municipal landfill leachate at low temperature, *Water Res*. 34, p. 1435-1446, 2000.

h. TREBOUET, D.; SCHLUMPF, J. P.; JAOUEN, P.; MALERIAT, J. P.; QUEMENEUR, F. Effect of operating conditions on the nanofiltration of landfill leachates: pilot-scale studies, *Environ. Technol.*, v. 20, p. 587-596, 1999.

i. SILVA, A. C.; DEZOTTI, M.; SANT'ANNA Jr, G.L.. Treatment and detoxification of a sanitary landfill leachate. *Chemosphere*, v. 55. p. 207-214. 2004.

3.2 Tratamento de lixiviados

Em consequência da complexidade e variabilidade das características do lixiviado, não existe um tipo de tratamento que seja universal. Por isso, o tratamento de lixiviado de aterros é um procedimento complexo, de custo elevado e geralmente pode requerer a aplicação de vários processos combinados. Dessa forma, o tratamento dependerá das características do lixiviado em questão (SHOULIANG *et al.*, 2008).

Os principais tipos de tratamento atualmente aplicados são: recirculação de lixiviado na própria massa de resíduos, tratamento combinado com esgoto doméstico, processos aeróbios e anaeróbios de biodegradação e métodos físico-químicos, como oxidação química, adsorção, coagulação, floculação, entre outros (RENOU *et al.*, 2008).

No Quadro 3.2 são apresentados alguns métodos de tratamento de lixiviados que vêm sendo estudados.

Quadro 3.2 – Processos de tratamentos distintos, parâmetros e eficiências de remoção em sistemas de tratamento de lixiviado de aterro

Processo de Tratamento (lixiviado)	DQO (mg O ₂ /L)	DBO/DQO	pH	Volume do reator (L)	TDH (dias)	Eficiência de Remoção (DQO e N-NH ₄ ⁺)	Referência
Lodos ativados (contínuo)	5000-6000	-	-	5	0,5-2	97% DQO 87,5% N-NH ₄ ⁺	[a]
Lodos ativados em batelada seqüencial	2560	0,07	8,6	-	20-40	48-69% DQO >99% N-NH ₄ ⁺	[b]
Biofilme (leito móvel)	5000	0,2	>7,5	8	20-24	81% DQO 85% NH ₃	[c]
UASB	1500-3200	0,61-0,71	6,5-7,0	40	0,96-1,3	65-75% DQO	[d]
Coagulação/Floculação (FeCl ₃)	7400-8800	0,05-0,06	8,5-9,0	-	-	40-90% DQO	[e]

FONTE: adaptado de RENOU *et al.*, 2008.

a. BAE, J. H.; KIM, S.; CHANG, H. Treatment of landfill leachates: ammonia removal via nitrification and denitrification and further DQO reduction via Fenton's treatment followed by activated sludge. *Water Sci. Technol.*, v. 36, p. 341-348, 1997.

b. LO, I. Characteristics and treatment of leachates from domestic landfills. *Environ. Int.*, v. 22, p. 433-442, 1996.

c. LOUKIDOU, M. X.; ZOUBOULIS, A. I. Comparison of two biological treatment process using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment. *Environ. Pollut.*, v. 111, p.273-281, 2001.

d. KETTUNEN, R. H.; RINTALA, J. A. Performance of an on-site UASB reactor treating leachate at low temperature. *Water Res.*, v. 32, p. 537-546, 1998.

e. RIVAS, F. J.; BELTRAN, F.; GIMENO, O.; ACEDO, B.; CARVALHO, F. Stabilized leachates: ozone-activated carbon treatment and kinetics. *Water Res.*, v. 37, p. 4823-4834, 2003.

Para a remoção de nitrogênio por tratamento biológico é interessante destacar a utilização da nitrificação, em que bactérias do gênero *Nitrossomonas sp* e *Nitrospira sp* convertem o nitrogênio amoniacal a nitrito e, posteriormente, bactérias do gênero *Nitrobacter sp* e *Nitrospira sp* realizam a conversão do nitrito para nitrato, em meio aeróbio. Ambos os gêneros de bactérias utilizam o CO₂ como fonte de carbono para biossíntese e oxidam compostos nitrogenados para a obtenção de energia. A eficiência do processo de nitrificação depende da temperatura, pH, concentração de amônia e concentração de biomassa (ANTONIOU *et al.*, 1990; PHILIPS *et al.*, 2002).

Pesquisas mostram alguns métodos empregados para o tratamento de lixiviados, principalmente com a utilização de processo biológico para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio, por meio de nitrificação e desnitrificação (HE *et al.*, 2006). Entretanto, o tratamento biológico aeróbio pode apresentar desvantagem, como o custo elevado de sua operação e a produção excessiva de lodo (HOILIJOKI *et al.*, 2000).

Trabelsi *et al.* (2009) utilizaram lixiviado proveniente de aterro, em fase intermediária de decomposição, com as seguintes características: pH = 8,11; DQO = 7200 mg/L; NKT = 3010 mg/L; N-NH₄⁺ = 1694 mg/L; NO₂/NO₃ = 120 mg/L; SSV = 273 mg/L e realizaram tratamento biológico em batelada com fase seguida de fase aeróbia, sendo que na fase anóxica utilizou-se TDH de 112 dias e na fase aeróbia, TDH de 7 dias. Os autores verificaram remoção de 94% de DQO, 92% de N-NH₄⁺ e 63% de NKT.

Spagni e Marsili-Libelli (2008) estudaram a remoção de nitrogênio e matéria orgânica de lixiviados de aterro, em sistema de tratamento biológico utilizando reator em batelada sequencial, com concentrações iniciais de DQO e nitrogênio amoniacal de, respectivamente, 2600 mg/L e 1200 mg/L. A eficiência da nitrificação e de remoção de nitrogênio oxidado foram de 98% e 95%, respectivamente, enquanto que a eficiência de remoção de DQO permaneceu entre 20 e 30%, em virtude da baixa biodegradabilidade do lixiviado. Bae *et al* (1997) estudaram o tratamento de lixiviado de aterro sanitário em um sistema de lodos ativados com tempo de detenção hidráulica de 0,5 a 2 dias, com concentração inicial de aproximadamente 2000 mg N/L e obtiveram 87,5% de remoção de nitrogênio amoniacal.

O tratamento biológico para lixiviados com elevada quantidade de matéria orgânica recalcitrante torna-se limitado, uma vez que apenas uma pequena parcela da DQO é passível de ser biodegradada, principalmente quando a razão DBO/DQO < 0,5 (RENOU *et al.*, 2008).

3.3 Remoção biológica de nitrogênio

Aproximadamente 80% da atmosfera terrestre é composta por nitrogênio em sua forma gasosa. Nas águas residuárias, o nitrogênio pode apresentar-se nas seguintes formas: amônia livre (NH_3), nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_4^+ + \text{NH}_3$), nitrogênio orgânico, nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-) (EPA, 2009).

A distribuição entre as formas de N-amoniacal depende do pH do meio, conforme Quadro 3.3.

Quadro 3.3 – Distribuição entre as formas de nitrogênio amoniacal.

pH	$\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$
pH < 8,0	NH_4^+
pH = 9,5	50% NH_3 / 50% NH_4^+
pH > 11	NH_3

FONTE: Von Sperling, 2002.

Para o estudo da remoção de nitrogênio, deve-se considerar a dinâmica do ciclo do nitrogênio, composto por quatro processos básicos: assimilação, amonificação, nitrificação e desnitrificação. Na nitrificação e desnitrificação, o nitrogênio amoniacal é convertido a nitrito (NO_2^-) e este é posteriormente convertido a nitrato (NO_3^-), que na desnitrificação é reduzido a N_2 . Na remoção de nitrogênio de lixiviados de aterros, os principais processos a serem estudados são a nitrificação autotrófica e a desnitrificação heterotrófica.

Deve-se considerar que o sistema de remoção biológica de nitrogênio é um processo lento. O controle operacional das condições aeróbias e anóxicas é, também, considerado complexo. Estudos mostraram que a nitrificação e a desnitrificação ocorrem preferencialmente em tempos ou espaços diferentes, para que o sistema funcione com eficiência (EPA, 2009).

Existem vários processos de remoção biológica de nitrogênio em estudo, como por exemplo, a oxidação anaeróbia de nitrogênio amoniacal, conhecida como

ANAMMOX, em que o nitrogênio amoniacal é oxidado a nitrogênio gasoso utilizando o nitrito como receptor de elétrons, bem como os processos de nitrificação/desnitrificação e desnitrificação via curta (VILLAVÉRDE, 2004).

Uma configuração típica utilizada para a remoção biológica de nitrogênio, pelo processo de nitrificação/desnitrificação, consiste em um sistema de lodo único, composto de um reator anóxico seguido de um reator aeróbio. No reator anóxico, o nitrato produzido no reator aeróbio é reduzido a nitrogênio gasoso. Dessa forma, existe a recirculação do liquor misto do ambiente aeróbio para o ambiente anóxico (Figura 3.1).

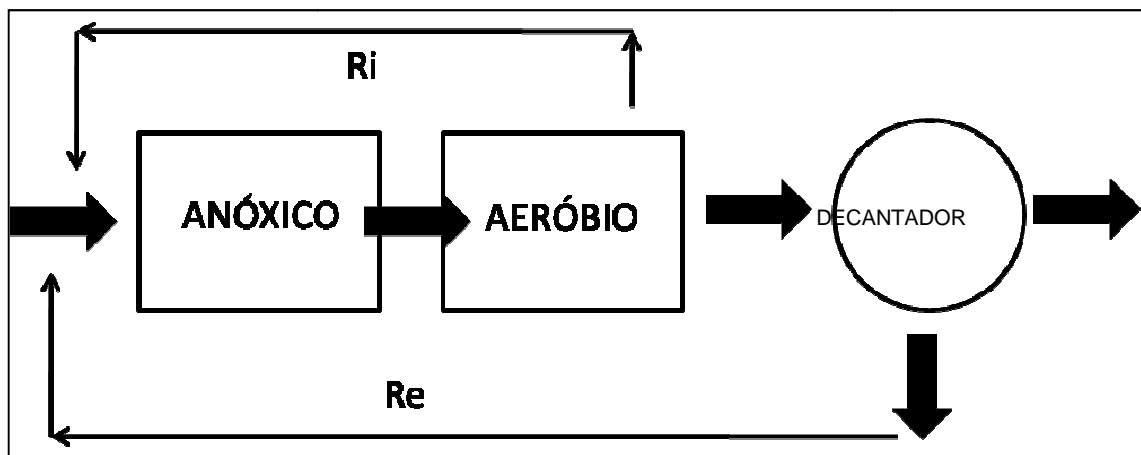


Figura 3.1 – Esquema ilustrativo do processo anóxico/aeróbio. Ri = recirculação interna; Re = recirculação externa.

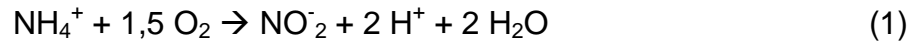
FONTE: Adaptado de EPA (2009).

3.3.1 Nitrificação

A nitrificação consiste na oxidação do nitrogênio amoniacal a nitrito e posteriormente a nitrato por microorganismos autotróficos, que obtêm sua energia da oxidação de compostos inorgânicos de nitrogênio, principalmente íon amônio (NH_4^+) e nitrito (NO_2^-) e usam o carbono inorgânico como fonte de carbono para síntese de novas células, em que o oxigênio molecular é o receptor de elétrons (Figura 3.2) (AKERMAN, 2005; KHIN; ANNACHHATRE, 2004).

Os microrganismos nitrificantes requerem quantidade elevada de oxigênio para manterem suas funções ($> 2 \text{ mg/L OD}$) (EPA, 2009).

As principais reações globais do processo de nitrificação são mostradas nas Equações 1 e 2:



O percurso metabólico das reações de nitrificação e desnitrificação ocorre na seguinte sequência: durante a nitrificação, o nitrogênio amoniacal é convertido a hidroxilamina. A hidroxilamina é oxidada a nitrito e então, o nitrito é oxidado a nitrato. Na desnitrificação, o nitrato é reduzido a nitrito que então, é convertido a nitrogênio gasoso. A Figura 3.2 mostra o referido percurso metabólico (EPA, 2009; KHIN; ANNACHHATRE, 2004).

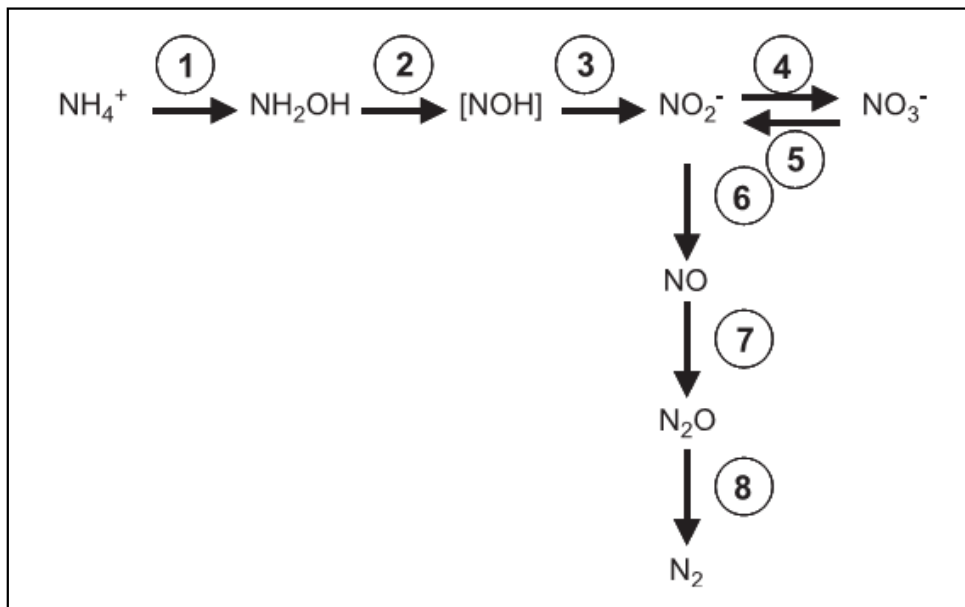


Figura 3.2 – Percurso metabólico das reações de nitrificação e desnitrificação.

FONTE: KHIN e ANNACHHATRE (2004).

Os microrganismos nitrificantes apresentam taxa de crescimento inferior a dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea. Em consequência desse fato, em sistemas em que o objetivo principal é a nitrificação, a idade do lodo deve propiciar o crescimento das bactérias nitrificantes (VON SPERLING, 1997).

O consumo de oxigênio, alcalinidade, carbono inorgânico e a formação de novas células na nitrificação estão ilustrados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Consumo de oxigênio, alcalinidade e carbono inorgânico e quantidade de células bacterianas formadas na nitrificação.

<i>Quantidade de nitrogênio amoniacal oxidado a nitrato</i>	<i>Quantidade consumida/produzida</i>
1 g	Consumo de 4,57 g de oxigênio Consumo de 7,14 g de alcalinidade Consumo de 0,08 g de carbono inorgânico Produção de 0,16 g de novas células

FONTE: EPA (2009).

A nitrificação geralmente ocorre na faixa de pH entre 6,5 e 8,0. A oxidação do nitrogênio amoniacal é um processo em que pode ocorrer a diminuição nos valores de pH, em consequência da liberação de íons H^+ , que consomem a alcalinidade do meio, por isso é necessário o controle desta para evitar o decréscimo do pH que pode reduzir a atividade das bactérias nitrificantes (KHIN e ANNACHHATRE, 2004; EPA, 2009).

Nessas condições, ou seja, $pH < 6,5$, o equilíbrio NH_3/NH_4^+ é deslocado aumentando a concentração do íon amônio (NH_4^+) e a de amônia livre (NH_3) é reduzida. Como as bactérias oxidadoras de nitrogênio amoniacal usam como substrato a amônia livre, isto pode afetar o crescimento destas. Dessa forma, as bactérias oxidadoras de nitrito proliferam-se em número maior do que as oxidadoras de nitrogênio amoniacal (HELLINGA *et al.*, 1998 apud ANNACHHATRE, 2004).

Entretanto, com a elevação nos valores de pH ($pH > 8$), existe a formação de amônia livre em excesso, que inibe, principalmente, a oxidação do nitrito. A partir de 10 mg NH_3/L , pode ter início a inibição das bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal, como as bactérias do gênero *Nitrosomonas*, prejudicando a nitrificação. A inibição total destas bactérias ocorre em concentrações próximas a 150 mg NH_3/L . As bactérias oxidantes de nitrito são mais sensíveis a amônia livre, ocorrendo inibição destas na faixa de 0,1 a 1,0 mg/L (Figura 3.3) (ANTHONISEN *et al.*, 1976).

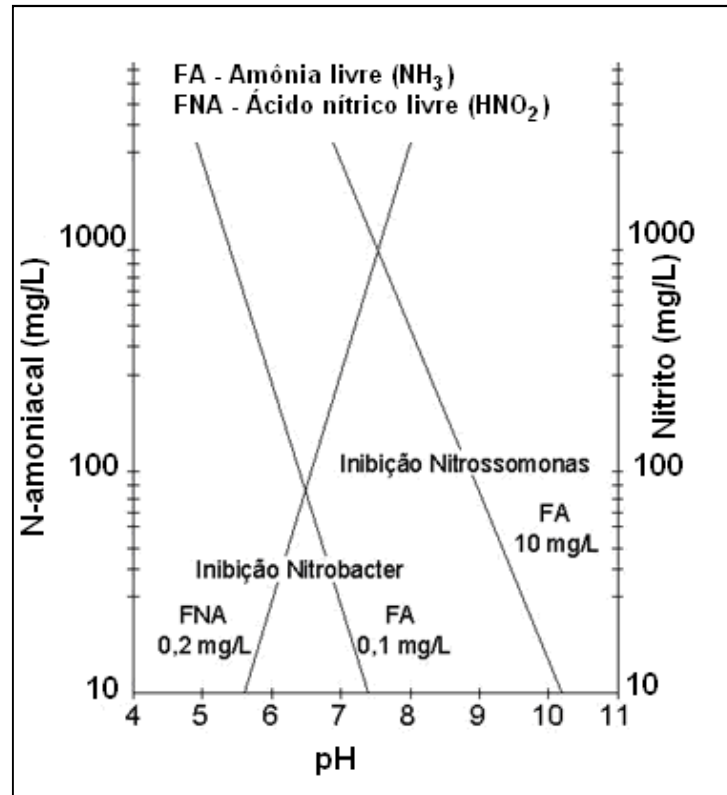


Figura 3.3 – Inibição dos microorganismos nitrificantes em função da presença de compostos nitrogenados.

FONTE: Anthonisen *et al.* (1976).

Outro fator que pode inibir a nitrificação é a deficiência de oxigênio no sistema. As bactérias oxidadoras de nitrito possuem menor afinidade com o oxigênio se comparadas às bactérias oxidadoras de nitrogênio amoniacoal. Dessa forma, a baixa quantidade de oxigênio dissolvido no sistema restringe principalmente o crescimento das bactérias oxidadoras de nitrito (EPA, 2009).

A temperatura também influencia na velocidade de remoção biológica de nitrogênio. As velocidades de nitrificação e desnitrificação se elevam com o aumento da temperatura. Em geral, a velocidade de nitrificação dobra a cada aumento de 8 a 10°C de temperatura. A taxa de crescimento máxima dos organismos nitrificantes (μ_{max}) é afetada pela temperatura, e pode ser representada pela Equação 3 (VON SPERLING, 1997).

$$\mu_{max(T)} = \mu_{max(20^{\circ}C)} \cdot \theta^{(T-20)} \quad (3)$$

Em que:

$\mu_{max(T)}$ = taxa de crescimento máxima a uma temperatura T (d⁻¹)

θ = coeficiente de temperatura

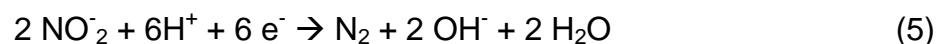
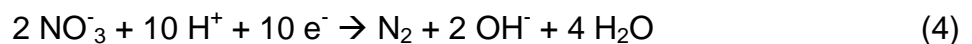
T = temperatura (°C).

No processo de nitrificação ocorre o consumo de alcalinidade, que é recuperada em cerca de 63% durante a desnitrificação (EPA, 2009).

A idade do lodo para nitrificação em um sistema de lodos ativados é função da taxa de crescimento bacteriano (relacionada à temperatura), da concentração de OD no reator e do pH. Em meio com a presença de OD em quantidade satisfatória, pH adequado e temperatura média de 20°C a idade do lodo pode variar entre 4 a 7 dias (EPA, 2009).

3.3.2 Desnitrificação

A desnitrificação biológica consiste em um processo de redução de nitrogênio oxidado a nitrogênio gasoso em meio anóxico, isto é, um meio em que os aceptores de elétrons serão o nitrito e/ou nitrato. É realizada por microorganismos heterotróficos dos quais se pode citar aqueles do gênero *Pseudomonas* e *Micrococcus*, que utilizam o nitrito e o nitrato como aceptores de elétrons na ausência de oxigênio molecular. As substâncias doadoras de elétrons podem ser metanol, acetato, etanol, glicose, entre outras. As reações fundamentais da desnitrificação estão apresentadas nas Equações 4 e 5. (MARINGONDA, 2008; KHIN e ANNACHHATRE, 2004).



As reações de desnitrificação ocorrem mais rapidamente que as reações de nitrificação, pois o crescimento das bactérias heterotróficas é mais rápido que das bactérias autotróficas.

A maior parte das bactérias envolvidas no processo de desnitrificação são facultativas, ou seja, na ausência de oxigênio, utilizam outro receptor de elétrons, como o nitrito ou o nitrato. Dessa forma, o meio necessário para ocorrer a desnitrificação é denominado anóxico, pois não possui oxigênio molecular em seu meio, apenas oxigênio combinado a nitrito/nitrato (EPA, 2009).

As fontes de carbono necessárias às bactérias heterotróficas no processo de desnitrificação podem ser: matéria orgânica solúvel biodegradável presente na própria água residuária, matéria orgânica solúvel produzida por hidrólise de material particulado, matéria orgânica oriunda da biomassa formada a partir do decaimento bacteriano e fontes externas de carbono, como o metanol, etanol, acetato, glicose, glicerol, entre outras (EPA, 2009).

Geralmente, são necessários 4 g de DBO para 1 g de nitrato reduzido. Com base na relação DBO:N necessários para a desnitrificação, são necessárias 2,47 g de metanol para a desnitrificação de 1 g de nitrato (EPA, 2009). Isso pode tornar o processo oneroso, pois no caso de lixiviados de aterro que não possuem matéria orgânica facilmente biodegradáveis disponível em quantidade necessária, torna-se indispensável a adição de uma fonte externa de carbono.

A presença de oxigênio pode reduzir a desnitrificação. A quantidade de OD pode variar entre 0,10 e 0,50 mg OD /L sem causar a redução significativa da desnitrificação. Valores de OD acima dessa faixa podem reduzir a atividade de desnitrificação, uma vez que parte da matéria orgânica seria oxidada pelas bactérias utilizando o nitrogênio como receptor de elétrons (EPA, 2009).

Nas reações de desnitrificação é liberada alcalinidade. De acordo com a estequiometria das reações, a desnitrificação produz 3,57 mg CaCO_3 /L de alcalinidade para 1 mg/L de nitrato reduzido a N_2 . A biomassa heterotrófica produzida é estimada em 0,4 g de SSV produzidos para 1 g de DQO consumida (EPA, 2009).

A desnitrificação também pode ocorrer a partir da redução de nitrito. Neste caso, a nitrificação é realizada parcialmente, ocorrendo apenas a oxidação do nitrogênio amoniacal a nitrito. Como o tempo de nitrificação é menor, reduz-se o consumo de oxigênio no sistema. Comparando-se a remoção de nitrogênio via nitrito com a tradicional, via nitrato, foi estimado que a demanda de energia e fonte de carbono são respectivamente 25% e 40% menores (HELLINGA et al 1998).

É importante a utilização da desnitrificação no mesmo sistema em que acontece a nitrificação, pois acarreta na economia de oxigênio, juntamente com a economia de energia; economia de alcalinidade; melhor operação do decantador (evita a geração de lodo ascendente) e no controle de nutrientes (evitando a eutrofização) (VON SPERLING, 1997).

Wu *et al.*, 2009 utilizaram tratamento biológico em duas fases para tratar lixiviado de aterro municipal. A Fase I era composta de dois reatores UASB em série seguido de reator anóxico/aeróbio (60 dias) e na Fase II, o efluente da Fase I era tratado por reator em batelada sequencial (SBR) com fase anóxica e aeróbia para a remoção do nitrogênio amoniacal residual (60 dias). Utilizando lixiviado com as seguintes características: DQO = 9500 mg/L; N-NH_4^+ = 2000 mg/L; pH = 7,5; SST = 3200 mg/L; Nitrogênio Total = 2500 mg/L; NO_2/NO_3 = 7,75 mg/L, o sistema atingiu remoção de 80% de Nitrogênio total e de 97% de nitrogênio amoniacal. Acetato foi utilizado como fonte externa de carbono para a desnitrificação.

Maringonda (2008), estudando um sistema de lodos ativados composto por reator anóxico e aeróbio em série observou que a aplicação de processo de tratamento biológico para remoção de nitrogênio de lixiviados é viável, mesmo quando o afluente possui elevadas concentrações de N-amoniacal (373 – 1110 mg $\text{N-NH}_3/\text{L}$). A remoção de N-amoniacal sem a utilização do controle automático de pH e com TDH de 20 dias foi de até 73%, já com a utilização deste sistema e operando com TDHs de 20 e 13 dias, foi obtida remoção média de N-amoniacal de 99%. Por outro lado, a melhor eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, foi de 49% utilizando TDH de 20 dias e de apenas 27% para TDH de 13 dias. A relação DBO/DQO do lixiviado utilizado era de aproximadamente 0,07.

Trennepohl (2009) em seu estudo concluiu que o sistema de crescimento em suspensão compostos de reator anóxico seguido de aeróbio mostrou-se viável na remoção de elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal (entre 323 e 576 $\text{mgN-NH}_3/\text{L}$) para o tempo de detenção hidráulica de 13 dias, 6,5 dias para cada reator. Durante todas as fases, a eficiência média ficou entre 98 a 99,8%, ou seja, praticamente toda carga aplicada ao conjunto reator anóxico e reator aeróbio foi removida. O autor sugere para trabalhos futuros avaliar o desempenho do sistema para tempos de detenção hidráulica inferiores a 13 dias, principalmente reduzindo o TDH do reator anóxico em relação ao aeróbio.

Morling (2010) utilizando reatores em batelada seqüenciais em escala real para tratamento de lixiviado verificou 100% de nitrificação e remoção de nitrogênio entre 90 e 95%. Nesse mesmo estudo, foram verificadas baixas quantidades de metais pesados no lodo gerado, demonstrando um dos pontos que tornam o sistema viável.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Para o desenvolvimento do trabalho, foi utilizado o lixiviado proveniente do aterro controlado de Londrina – PR. O Aterro Municipal de Londrina – PR localiza-se na estrada do Limoeiro Gleba Cambé lote 25 C, a uma distância de 9 km do centro do município de Londrina – PR, longitude 51°06' Oeste e latitude 23°20' Sul e possui área de 19 ha (Figura 4.1).

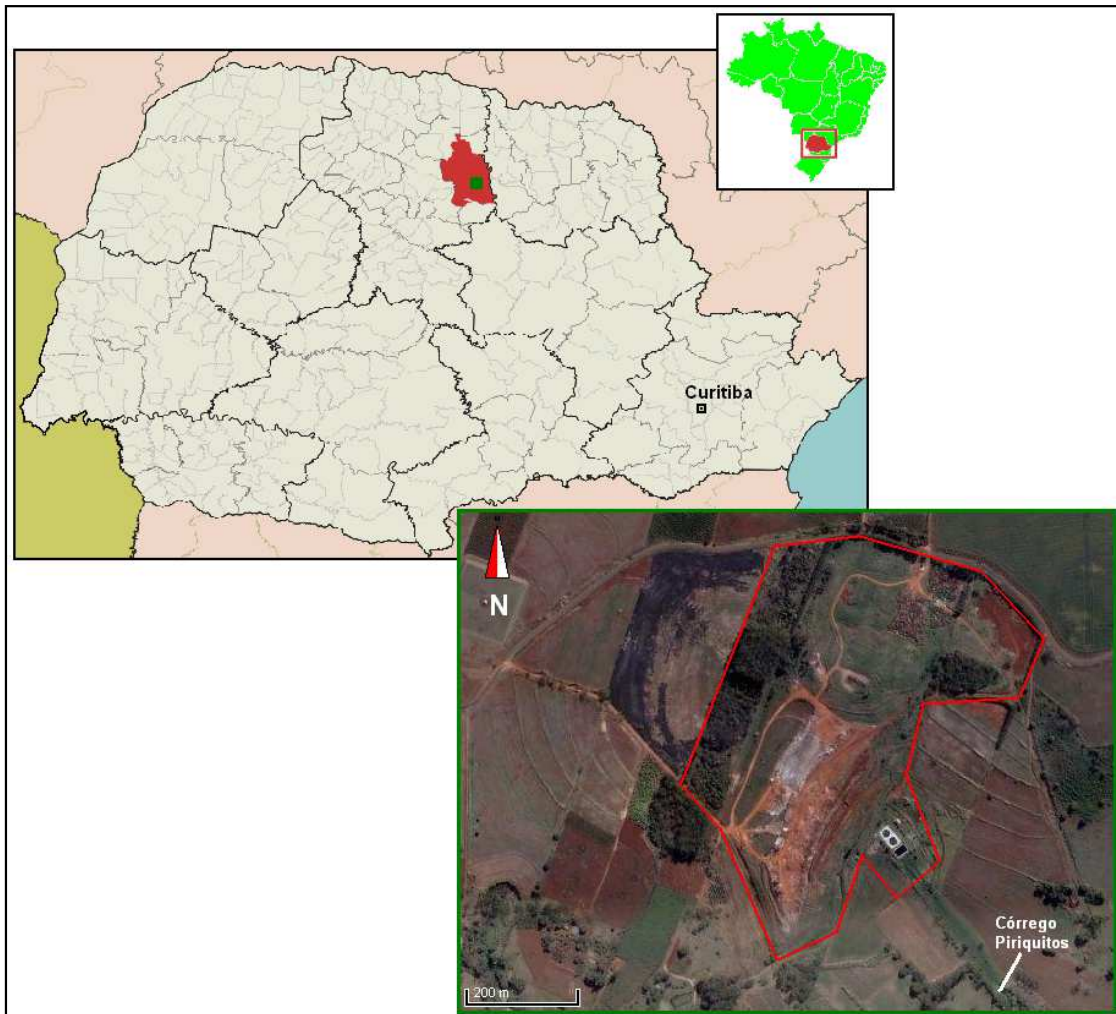


Figura 4.1 – Localização do aterro controlado de Londrina – PR.

Fonte: Trennepohl (2009).

O aterro controlado de Londrina-PR iniciou suas atividades em 1979 e localiza-se em um terreno de fundo de vale na microbacia do córrego dos Periquitos. O local recebia resíduos sólidos domiciliares e resíduos de poda. Suas atividades foram encerradas em 2010, portanto permaneceu em atividade por aproximadamente 32 anos (AUDIBERT, 2011).

4.1 Instalação experimental

A instalação experimental, em escala piloto, é composta por reator anóxico (27L), reator aeróbio (90 a 60 L em função da fase de operação) e decantador (19,6L). Nas Figuras 4.2 e 4.3, respectivamente, podem ser observados o esquema e uma fotografia do sistema experimental.

O reator anóxico (27 L), alimentado com lixiviado “in natura”, recebe o efluente nitrificado do reator aeróbio, por meio da recirculação interna. O lodo do sistema é recirculado do decantador para o reator anóxico, que possui misturador mecânico para a manutenção dos sólidos em suspensão e homogeneização do meio. O reator aeróbio é alimentado com o efluente do reator anóxico.

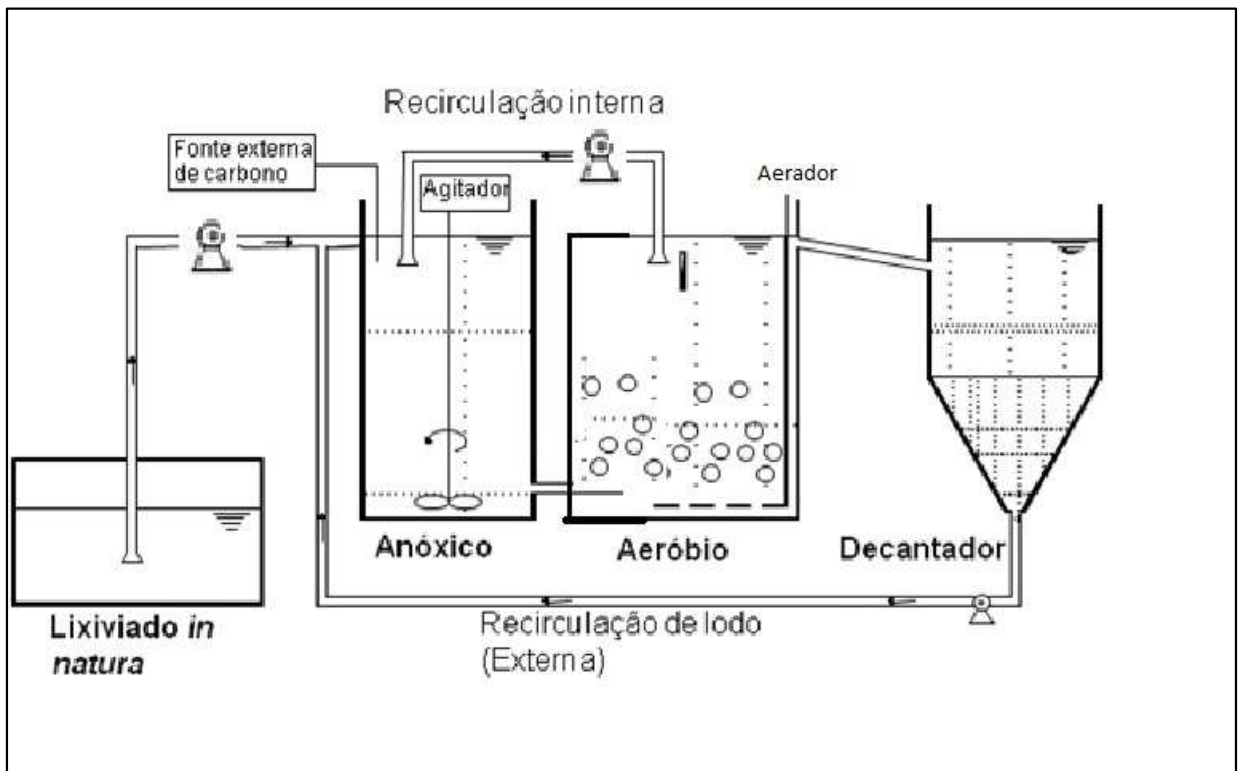


Figura 4.2 – Esquema do sistema de lodos ativados.

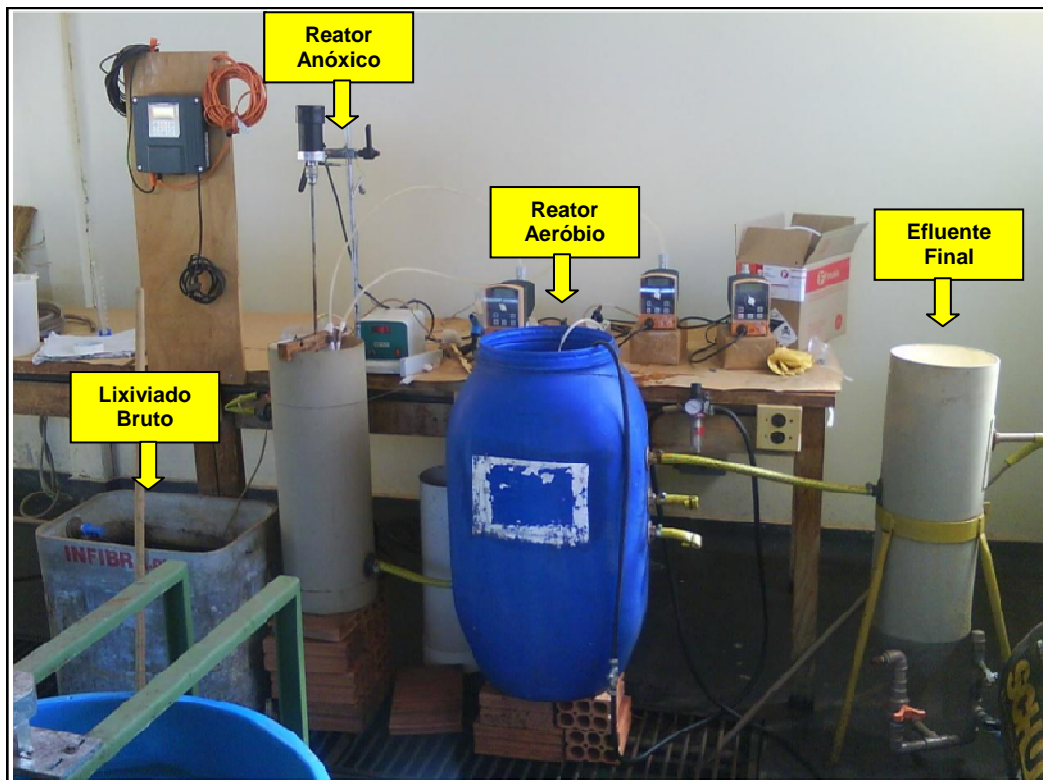


Figura 4.3 - Sistema experimental piloto.

4.2 Operação e monitoramento do sistema

O lixiviado, proveniente do aterro controlado de Londrina-PR (lixiviado bruto), foi armazenado em um reservatório de 5000 L, que alimenta um reservatório de 100 L de onde o lixiviado é bombeado para o reator anóxico. Foram realizadas duas coletas de lixiviado, ambas utilizando caminhão-fossa, que foi lavado anteriormente para evitar a contaminação do lixiviado. A primeira coleta foi realizada em meados de 2009 e a segunda coleta foi realizada em maio de 2010.

No reator anóxico (27 L) ocorre o processo de desnitrificação, por meio da adição de fonte externa de carbono de fácil degradação (etanol). O tempo de detenção hidráulica foi mantido em 3 dias para todas as fases de operação em razão de que a velocidade da desnitrificação é maior que a velocidade de nitrificação. Os tempos de detenção hidráulica adotados para a nitrificação foram selecionados com base nos tempos já utilizados nas primeiras fases de operação do sistema por Maringonda (2008) e Trennepohl (2009).

Os ensaios foram realizados em duas etapas: a primeira etapa realizada no segundo semestre de 2009, com duração de 188 dias, dividida em duas fases – sem adição de fonte externa de carbono e com adição de fonte externa de carbono. A segunda etapa foi realizada em 2010 e início de 2011, com duração de 217 dias, com três fases, como mostra o Quadro 4.1. A partida do sistema ocorreu em batelada, com duração aproximada de dois meses, a fim de que houvesse crescimento da biomassa e o processo de nitrificação se tornasse estável.

Cumprir referir que houve uma nova partida do sistema no início da Fase III. Para a melhor interpretação e discussão dos resultados, as duas etapas serão apresentadas de maneira contínua.

Para a correção dos valores de pH, quando necessário, foi adicionado bicarbonato de sódio (NaHCO_3). Da mesma forma, ocorreu a adição de H_2SO_4 para a diminuição de valores de pH, quando necessário, principalmente nas fases em que ocorreram desnitrificação.

A alimentação do reator anóxico foi feita por uma bomba marca Prominent tipo GALA 1602PPB200UA010100; para a recirculação interna foi utilizada uma bomba marca Prominent tipo GALA 1005PPE200UA110000 e para a adição da solução de etanol foi utilizada uma bomba Prominent tipo GALA 1000PPB200UA012100. Na aeração do reator aeróbio, utilizou-se um tubo de PVC com diâmetro de 1" ligado a um anel formado por tubo de PVC perfurado, localizado no fundo do reator, sendo a tubulação alimentada por um compressor Schulz, com potência de 1 HP e capacidade de 130 L .

A solução de etanol adicionada variou entre 10 a 30 mL de etanol em 1 L, sendo que a DQO média do etanol calculada por meio do método do refluxo fechado foi de aproximadamente $1,8 \cdot 10^6 \text{ mgO}_2/\text{L}$.

Para a avaliação do sistema foram determinados os seguintes parâmetros físico-químicos: DQO, pH, alcalinidade, série de sólidos e de nitrogênio, cuja frequência de análise e o método utilizado estão descritos na Tabela 4.1.

Quadro 4.1 – Etapas e fases de operação do sistema.

ETAPAS	A (2009)	Fase	TDH (dias)		Recirculação		Fonte externa carbono (etanol)	Tempo op. (dias)
			anóxico	aeróbio	Ri (interna)	Re (externa)		
	A (2009)	I	3	10	0,5 Q	1,0 Q	não	160
		II					sim	58
	B (2010)	III*					não	77
		IV					sim	80
		V					8	sim

* Nova partida do sistema.

Tabela 4.1 – Parâmetros físico-químicos analisados para o afluente, conteúdo dos reatores e efluente final, frequência de análises e métodos utilizados.

Parâmetro	Frequencia (semanal)				Método (Standart)
	Aflu.	Anox.	Aer.	Eflu.	
pH	3x	3x	3x	3x	Potenciométrico (4500 – H ⁺ B)
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	3x	3x	3x	3x	Titulação Potenciom. (2320 B)
Sólidos Suspensão (mg. L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Gravimétrico (2540 D/2540 E)
NKT (mg NH ₃ .L ⁻¹)	1x	-	-	1x	Kjeldahl (4500-Norg/4500-NH ₃ C)
N-amoniaco (mg NH ₃ .L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Titulométrico (4500- NH ₃ B/C)
Nitrato (mg NO ₃ .L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Colorimétrico*
Nitrito (mg NO ₂ .L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Colorimétrico (4500- NO ₂ – B)
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Refluxo Fechado (5220 D)

*Método do ácido salicílico (Cataldo et al., 1975). As outras metodologias seguem os procedimentos descritos pelo "STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER" (2005)

Para a estimativa dos valores de amônia livre no sistema, foram utilizadas as Equações 6 e 7. A temperatura média adotada foi de 20°C.

$$NH_3 = \frac{[N\text{-amoniaco}]}{1+10^{pKa-pH}} \quad (6)$$

$$pKa = 10,05 - 0,032T \quad (7)$$

Para os cálculos das eficiências de remoção de nitrogênio, utilizou-se a Equação 8:

$$Ef. Rem. N. = \frac{([NKT]+[N-NO_2]+[N-NO_3])_{af} - ([NKT]+[N-NO_2]+[N-NO_3])_{ef}}{([NKT]+[N-NO_2]+[N-NO_3])_{af}} \times 100, \quad (8)$$

Em que:

Ef. Rem. N. = eficiência de remoção de nitrogênio,

$([NKT] + [N - NO_2] + [N - NO_3])_{af}$ = soma das concentrações de NKT, N-nitrito e N-nitrato do afluente.

$([NKT] + [N - NO_2] + [N - NO_3])_{ef}$ = soma das concentrações de NKT, N-nitrito e N-nitrato do efluente.

4.3. Quantificação dos organismos nitrificantes e desnitrificantes pelo NMP (Número Mais Provável)

4.3.1 Determinação do NMP de bactérias nitrificantes e desnitrificantes.

As coletas de amostras para a determinação dos organismos nitrificantes e desnitrificantes pelo método do número mais provável (NMP) foram realizadas nos dias 59, 91, 110, 127, 132, 143, 148, 163 da primeira etapa de operação do sistema. As amostras foram coletadas no reator aeróbio, inclusive aquelas para determinação do NMP das desnitrificantes uma vez que o sistema era de lodo único e os reatores de mistura completa.

Os ensaios para a contagem do NMP das bactérias nitrificantes e desnitrificantes foram realizados segundo as metodologias apresentadas em Blaich (2009). O cálculo do NMP foi realizado com a combinação das respostas positivas, utilizando a Tabela Padrão de Probabilidade encontrada no “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA AWWA WPCF 2005).

Para a determinação do NMP das bactérias desnitrificantes foi utilizada a metodologia de Tiedje (1984), conforme descrito em Blaich (2009). O cálculo do NMP foi realizado com a combinação das respostas positivas, utilizando a Tabela Padrão de Probabilidade encontrada no “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA AWWA WPCF 2005).

4.3.2 Análise microscópica do lodo

Os exames microbiológicos do conteúdo do reator aeróbio foram realizados no Laboratório de Microscopia Eletrônica e Microanálise da Universidade Estadual de Londrina. As amostras foram fixadas com glutaraldeído à 2,5% em

tampão fosfato 0,1 M e observadas no microscópio eletrônico de varredura (FEI Quanta 200), em diversos aumentos, como descrito em Blaiçh (2009).

4.4. Ensaios para a determinação da cinética de desnitrificação

Foram realizados ensaios utilizando-se o liquor misto oriundo do reator anóxico, para determinar a velocidade de desnitrificação. Os ensaios foram realizados após a Fase V, considerando-se a estabilização do sistema.

Para a realização dos ensaios, foram utilizados frascos de vidro de capacidade volumétrica de 1 L, em duplicata, com vedação por tampas constituídas em material sintético. Os ensaios foram divididos em duas partes: desnitrificação via nitrato e desnitrificação via nitrito. Os testes foram realizados em temperatura ambiente.

A Figura 4.4 mostra os reatores utilizados nos ensaios.

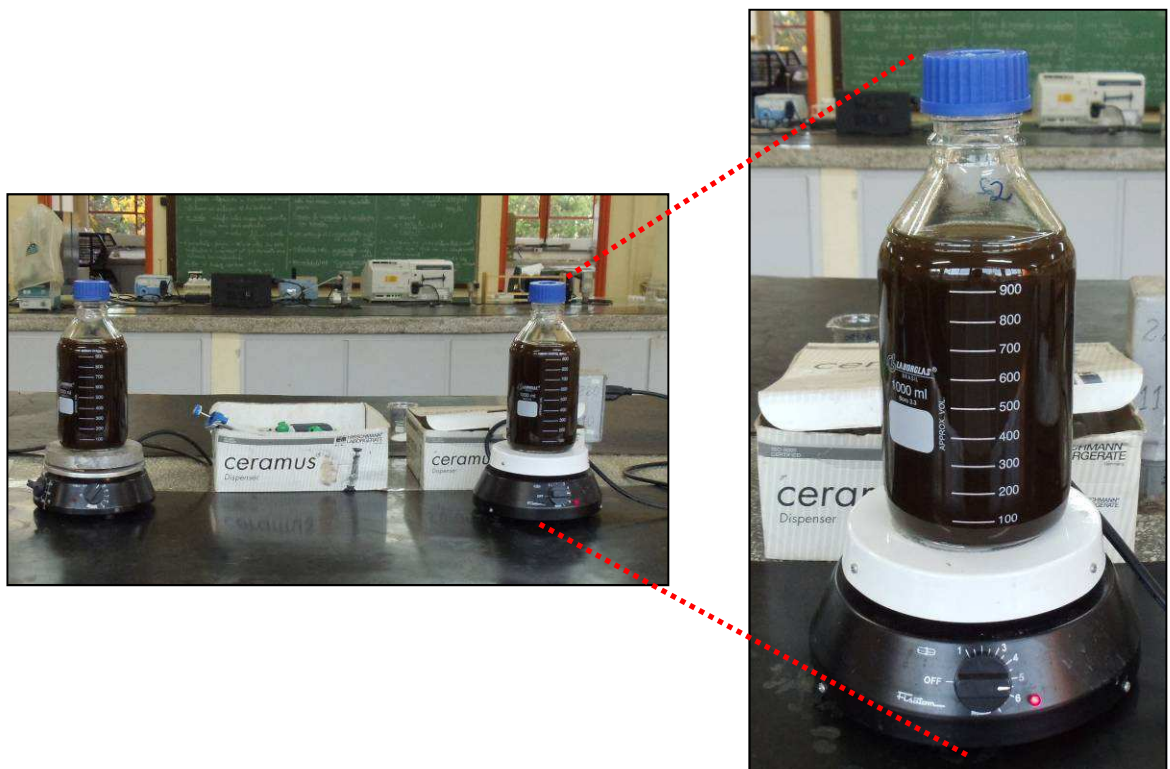


Figura 4.4 – Reatores utilizados nos ensaios de desnitrificação via nitrato e via nitrito.

Para a desnitrificação via nitrato, foram realizados três ensaios para diferentes concentrações de nitrato. A Tabela 4.2 mostra as quantidades de KNO_3 adicionadas para cada ensaio, bem como as respectivas quantidades de etanol.

Tabela 4.2 – Quantidades de KNO_3 e etanol adicionadas para cada ensaio via N-nitrato.

<i>Concentração aproximada de N-nitrato (início do ensaio)</i>	<i>Quantidade de KNO_3 adicionado</i>	<i>Quantidade de etanol adicionado</i>
Ensaio 1 - 50 mg/L	321 mg	0,4 mL
Ensaio 2 - 100 mg/L	577 mg	0,6 mL
Ensaio 3 - 150 mg/L	938 mg	0,9 mL

Em seguida, os frascos foram vedados com tampa de borracha, que permitia a passagem de seringa com agulha, que era utilizada para realizar as coletas de amostras para as análises. Depois de vedados, os frascos foram colocados em um agitador magnético, para promover a homogeneização do meio.

Foram realizadas análises preliminares do liquor misto, referentes às concentrações de SST, SSF e SSV, N-amoniaco, pH e alcalinidade. Após iniciado o ensaio, amostras foram coletadas para determinação das concentrações de nitrato e nitrito, em intervalos de tempo de acordo com as concentrações iniciais de nitrato: a cada meia hora, para os ensaios com concentração inicial em torno de 50 mg N- NO_3/L ; a cada uma hora para os ensaios com concentração inicial de aproximadamente 100 N- NO_3/L ; e a cada uma hora e meia para os com concentração inicial em torno de 150 N- NO_3/L .

As análises para a verificação de DQO foram realizadas a cada 3 horas. Findava-se o ensaio quando não se constatava a presença de nitrogênio oxidado no meio. Após o término do ensaio, foram determinadas as concentrações de SST, SSF e SSV e DQO no meio.

Para a desnitrificação via nitrito, foram realizados ensaios para diferentes concentrações iniciais de nitrito (Tabela 4.3). Os ensaios procederam-se do mesmo modo em que ocorreram os ensaios de desnitrificação a partir do nitrato, já descritos anteriormente. A Tabela 4.3 mostra as quantidades de NaNO_2 adicionadas para cada ensaio, bem como as respectivas quantidades de etanol.

Tabela 4.3 - Quantidades de NaNO₂ e etanol adicionadas para cada ensaio via N-nitrito.

<i>Concentração aproximada de N-nitrito</i>	<i>Quantidade de NaNO₂ adicionado</i>	<i>Quantidade de etanol adicionado</i>
Ensaio 4 - 50 mg/L	246 mg	0,4 mL
Ensaio 5 - 100 mg/L	492 mg	0,8 mL
Ensaio 6 - 150 mg/L	740 mg	1,0 mL

Para o cálculo das velocidades de consumo de nitrato e nitrito, foi utilizada a equação de ordem zero:

$$C_N = C_{N0} - k_0 \cdot (t - t_0) \quad (9)$$

Em que,

C_N = concentração de nitrogênio no tempo t

C_{N0} = concentração inicial de nitrogênio

k_0 = constante de ordem zero (mgN.h⁻¹) – taxa de desnitrificação

t_0 = tempo inicial

A taxa específica de desnitrificação foi obtida a partir da divisão da taxa de desnitrificação pela média das concentrações inicial e final de SSV no respectivo teste.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

O presente capítulo é destinado à apresentação dos resultados obtidos durante o período de operação do sistema piloto composto por reator anóxico seguido de aeróbio. Para facilitar a apresentação e avaliação dos resultados, estes foram divididos em:

5.1. Apresentação e avaliação dos resultados obtidos nas cinco fases de operação do sistema

5.2. Ensaio para determinação da velocidade de desnitrificação.

5.1 Apresentação e análise dos resultados obtidos nas cinco fases de operação.

A média dos parâmetros físico-químicos do lixiviado utilizado neste estudo são apresentados na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Características do lixiviado utilizado na operação do sistema.

	pH	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	NKT (mg N-NH ₄ /L)	N-amoniacal (mg N-NH ₄ /L)	Nitrito (mg N- NO ₂ /L)	Nitrato (mg N- NO ₃ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1ª Coleta (Fases I e II)	8,6	4774	964	843	0,0	0,0	2869	22	22
2ª Coleta (Fases III, IV e V)	8,6	3071	449	373	0,5	0,0	1254	20	15

Foi possível verificar que o lixiviado utilizado nas Fases I e II apresentou valores superiores de alcalinidade, NKT, N-amoniacal e DQO com relação aos valores encontrados nos lixiviados das Fases III, IV e V.

O lixiviado da primeira coleta apresentava características de lixiviado proveniente de aterro em fase metanogênica de decomposição. O lixiviado oriundo da segunda coleta também apresentou características de aterro em fase metanogênica, entretanto encontrava-se diluído.

A Tabela 5.2 apresenta o resumo estatístico (média, desvio padrão, coeficiente de variação e valores máximo e mínimo) dos resultados obtidos

referentes aos valores de pH e alcalinidade das Fases I, II, III, IV e V. Os resultados destes parâmetros em função do tempo são apresentados nas Figuras 5.1 e 5.2.

O pH do lixiviado bruto sofreu poucas variações, permanecendo entre 8,25 e 9,10 em todas as fases de operação, o que pode caracterizar o lixiviado como proveniente de aterro na fase metanogênica de decomposição. No reator anóxico, os valores de pH também apresentaram variação pequena, oscilando entre 8,03 e 8,78.

Foi possível verificar que o liquor misto do reator anóxico apresentou valores de pH inferiores aos do lixiviado bruto. Esse fato ocorreu em consequência da diluição do liquor misto do reator anóxico devido a recirculação interna do sistema, isto é, do efluente nitrificado do reator aeróbio para o anóxico, com a finalidade de promover a desnitrificação. Threnepohl (2009) obteve valores de pH variando entre 7,88 a 8,58 no reator anóxico.

Com relação ao reator aeróbio, na Fase I foi possível observar valores de pH abaixo de 6,5, provavelmente em consequência do consumo de alcalinidade na nitrificação. Por isso, foi necessário adicionar bicarbonato de sódio (NaHCO_3) para correção do pH. Após o 160º dia (início da Fase II), o pH alcançou valores acima de 7,5 e, ao final da Fase II, observou-se valores maiores que 8,5. No início da Fase II foi adicionada fonte externa de carbono para promover a desnitrificação, o que pode ter favorecido a elevação do pH no sistema, pois a desnitrificação gera alcalinidade.

Na Fase III, os valores de pH no reator aeróbio oscilaram entre 6,58 e 8,06. De acordo com EPA (2009), os valores recomendados de pH para a nitrificação devem estar entre 6,5 e 8,0. Dessa forma, os valores de pH observados no sistema estiveram na faixa adequada para promover a nitrificação.

Na Fase IV, como ocorreu na Fase II, foi possível observar elevação nos valores de pH no reator aeróbio, que oscilaram entre 7,00 e 8,19, possivelmente em decorrência da desnitrificação, que gerou alcalinidade e a consequente elevação nos valores de pH, da mesma forma que na Fase II.

O efluente final apresentou a mesma tendência do reator aeróbio, oscilando entre 6,85 e 8,72, exceto no início da Fase I, durante o período de adaptação.

Tabela 5.2 - Resumo estatístico dos resultados de pH e alcalinidade nas cinco fases de operação do sistema.

Fase I – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono								
Estatística	pH				Alcalinidade (mgCaCO₃/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	9,07	8,78	8,93	8,72	5572	4617	4411	5304
Mínimo	8,30	8,03	6,32	6,85	4600	433	134	199
Média					5170	2106	294	457
Des. Padrão	0,25	0,18	0,48	0,49	244	801	585	984
CV (%)	2,85	2,23	6,92	6,37	5	38	199	215

Fase II – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	pH				Alcalinidade (mgCaCO₃/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	9,10	9,04	8,83	8,75	4666	3252	2127	2262
Mínimo	8,25	7,88	7,10	7,07	2040	1713	229	251
Média					4012	2550	1397	1432
Des. Padrão	0,25	0,38	0,46	0,44	858	486	669	617
CV (%)	2,88	4,55	5,58	5,32	21	19	48	43

Fase III – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono								
Estatística	pH				Alcalinidade (mgCaCO₃/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	8,71	8,52	8,06	7,98	3293	1753	649	556
Mínimo	8,40	7,71	6,58	7,09	3099	176	102	200
Média					3200	1075	335	359
Des. Padrão	0,09	0,20	0,42	0,24	53	394	183	111
CV (%)	1,05	2,42	5,75	3,16	1,66	36,65	64,63	30,92

Fase IV – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	pH				Alcalinidade (mgCaCO₃/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	8,83	8,81	8,19	8,62	3379	1274	539	2780
Mínimo	8,61	8,46	7,00	7,12	2729	737	110	97
Média					2929	1046	356	658
Des. Padrão	0,08	0,11	0,42	0,52	207	220	167	875
CV (%)	0,92	1,28	5,45	6,60	7,07	21,03	46,91	132,98

Fase V- TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 8 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	pH				Alcalinidade (mgCaCO₃/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	8,75	8,62	8,53	8,48	2669	1523	811	1025
Mínimo	8,56	8,58	8,25	8,34	2559	1508	802	915
Média					2614	1516	807	970
Des. Padrão	0,13	0,03	0,20	0,10	77	10	7	78
CV (%)	1,50	0,35	2,38	1,19	2,95	0,66	0,87	8,04

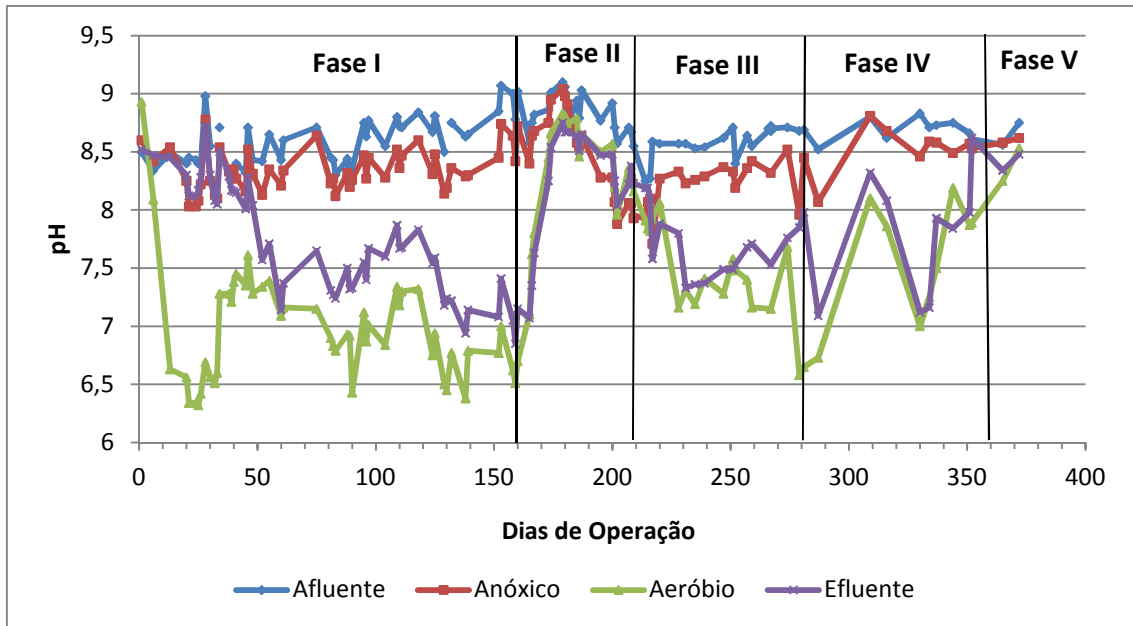


Figura 5.1 – Variação do pH ao longo do tempo de operação do sistema.

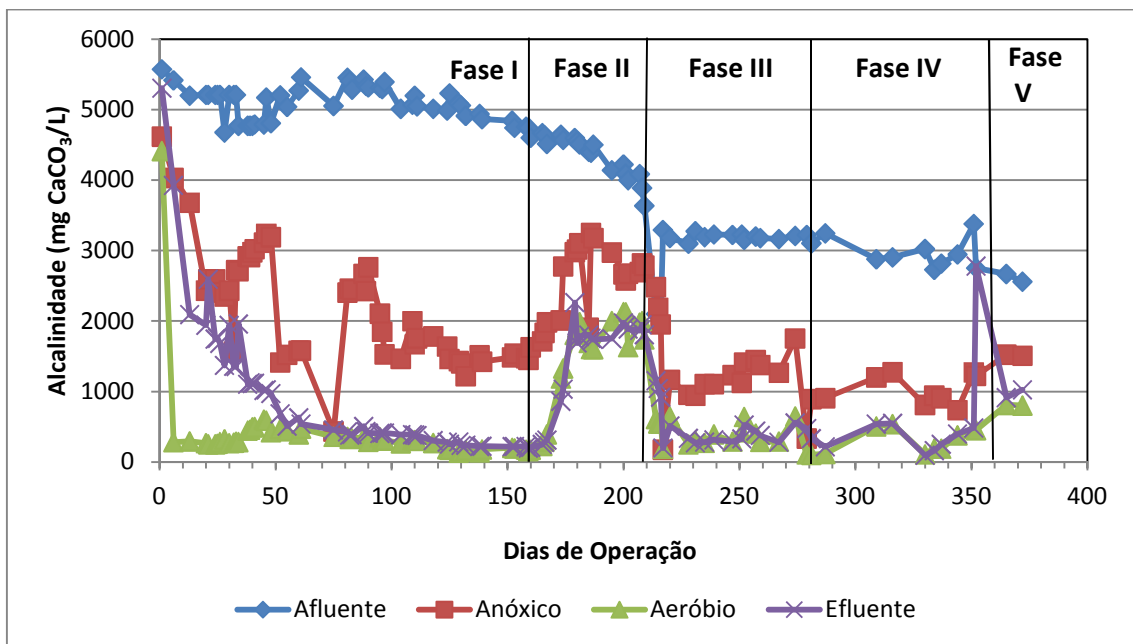


Figura 5.2 – Variação de Alcalinidade ao longo do tempo de operação do sistema.

Nas Fases I e II, o lixiviado bruto apresentou valores de alcalinidade que variaram entre 2040 mg CaCO₃/L a 5572 mg CaCO₃/L. Nas Fases III, IV e V, os valores de alcalinidade variaram entre 2559 mg CaCO₃/L e 3379 mg CaCO₃/L.

Nas Fases I e III, sem adição de fonte externa de carbono, os valores de alcalinidade encontrados no reator anóxico foram inferiores aos valores do lixiviado bruto e variaram entre 176 mg CaCO₃/L e 4617 mg CaCO₃/L. Os valores menores

que os encontrados para o lixiviado bruto podem ter sido devido a diluição do lixiviado por meio da recirculação externa e interna.

Nas Fases II, IV e V, os valores de alcalinidade do reator anóxico variaram entre 737 mg CaCO₃/L e 3252 mg CaCO₃/L. O aumento da concentração de alcalinidade na Fase II ocorreu em virtude da desnitrificação no reator anóxico, que gera em torno de 3,57g de alcalinidade (CaCO₃) por grama de nitrogênio oxidado reduzido para N₂, equivalendo a aproximadamente 50% da alcalinidade consumida para a nitrificação (EPA, 2009).

Na Fase I, o reator aeróbio apresentou valores entre 134 mg CaCO₃/L e 4411 mg CaCO₃/L, cujos maiores valores foram detectados nas fases de adaptação do sistema, principalmente nos primeiros quarenta dias. Na Fase II, ocorreu um aumento na concentração de alcalinidade atingindo 2127 mg CaCO₃/L, como possível consequência da alcalinidade gerada pela desnitrificação.

Na Fase III, os valores de alcalinidade variaram entre 102 mg CaCO₃/L e 649 mg CaCO₃/L no reator aeróbio. Na Fase IV, foi observada elevação nos valores de alcalinidade no reator aeróbio. Essa elevação também foi observada no reator anóxico e no efluente final. Esse fato pode indicar a ocorrência de desnitrificação promovida pela adição de fonte externa de carbono. Entretanto, essa elevação também pode ter sido produzida por perda na eficiência da nitrificação e, conseqüentemente, redução do consumo de alcalinidade.

Na Fase V, os valores de alcalinidade no reator aeróbio permaneceram entre 802 mg CaCO₃/L e 811 mg CaCO₃/L. Isso deve-se à liberação de íons H⁺ durante a nitrificação, consumindo alcalinidade do meio (EPA, 2009).

Os valores de alcalinidade no efluente final foram similares aos encontrados no reator aeróbio em todas as fases, sendo ligeiramente inferiores na Fase II. Os valores de alcalinidade apresentaram coerência com os valores obtidos de pH. Pode ter ocorrido desnitrificação no decantador, o que possibilitou elevação nos valores de alcalinidade no efluente final.

Em todas as fases, foi observada que a concentração de alcalinidade no reator anóxico foi superior às concentrações do reator aeróbio e do efluente final.

A Tabela 5.3 apresenta o resumo estatístico (média, desvio padrão, coeficiente de variação e valores máximo e mínimo) dos resultados obtidos referentes aos valores de NKT e N-amoniaco em todas as fases de operação do

sistema. Os valores destes no sistema ao longo do tempo são mostrados nas Figuras 5.3 e 5.4.

No lixiviado bruto, foram encontrados valores de NKT que oscilaram entre 865 mg N-NH₄/L e 1101 mg N-NH₄/L na Fase I e entre 660 mg N-NH₄/L e 904 mg N-NH₄/L na Fase II. Os valores de NKT do lixiviado variaram entre 373 mg N-NH₄/L e 489 mg N-NH₄/L na Fase III, 312 mg N-NH₄/L a 428 mg N-NH₄/L na Fase IV e 302 mg N-NH₄/L e 354 mg N-NH₄/L na Fase V.

Os valores de NKT das Fases III, IV e V foram inferiores aos valores observados nas Fases I e II, indicando a diferença entre os lixiviados utilizados. Observa-se que dependendo do período do ano, fato este constatado em trabalhos anteriores (MARINGONDA, 2008 e TRENNEPOHL, 2010), diferentes coletas podem resultar em lixiviados com características diferentes.

Os valores de NKT no efluente final foram menores que os do lixiviado bruto em todas as fases do sistema. A eficiência média de remoção de NKT obtida foi de 63% para as Fases I e II e 78% para as Fases III, IV e V.

Tabela 5.3 - Resumo estatístico dos resultados de NKT e N-amoniaco das cinco fases de operação do sistema.

Fase I – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono						
Estatística	NKT (mg N-NH₄/L)		N-Amoniaco (mg N-NH₃/L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	1101	1017	993	799	653	977
Mínimo	865	239	739	287	81	112
Média	1021	337	869	441	186	258
Des. Padrão	158	187	89	130	124	202
CV (%)	16	55	10	30	67	78
Fase II – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono						
Estatística	NKT (mg N-NH₄/L)		N-Amoniaco (mg N-NH₃/L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	904	441	1257	522	351	325
Mínimo	660	218	532	375	216	174
Média	812	358	756	484	278	253
Des. Padrão	87	84	261	61	59	57
CV (%)	11	23	34	13	21	22
Fase III – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono						
Estatística	NKT (mg N-NH₄/L)		N-Amoniaco (mg N-NH₃/L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	489	241	483	223	192	97
Mínimo	373	49	224	13	13	16
Média	418	97	392	110	56	41
Des. Padrão	37	37	101	74	58	26
CV (%)	9	38	26	67	103	63
Fase IV – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono						
Estatística	NKT (mg N-NH₄/L)		N-Amoniaco (mg N-NH₃/L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	428	249	445	125	54	52
Mínimo	312	0	287	74	0	0
Média	376	96	369	95	12	16
Des. Padrão	35	83	49	18	18	18
CV (%)	9	86	13	19	150	112
Fase V - TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 8 dias; Fonte externa de carbono						
Estatística	NKT (mg N-NH₄/L)		N-Amoniaco (mg N-NH₃/L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	354	58	335	124	53	22
Mínimo	302	36	313	9	0	0
Média	323	46	327	67	18	7
Des. Padrão	27	11	13	58	30	13
CV (%)	8	24	4	87	167	186

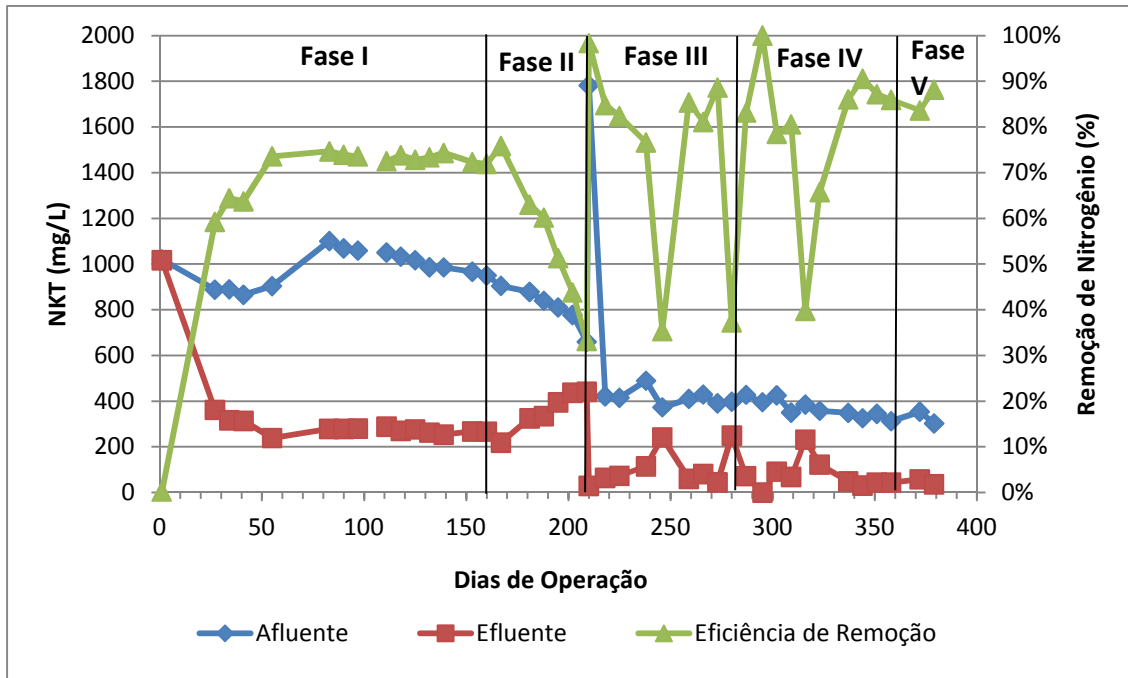


Figura 5.3 – Variação de NKT ao longo do tempo de operação.

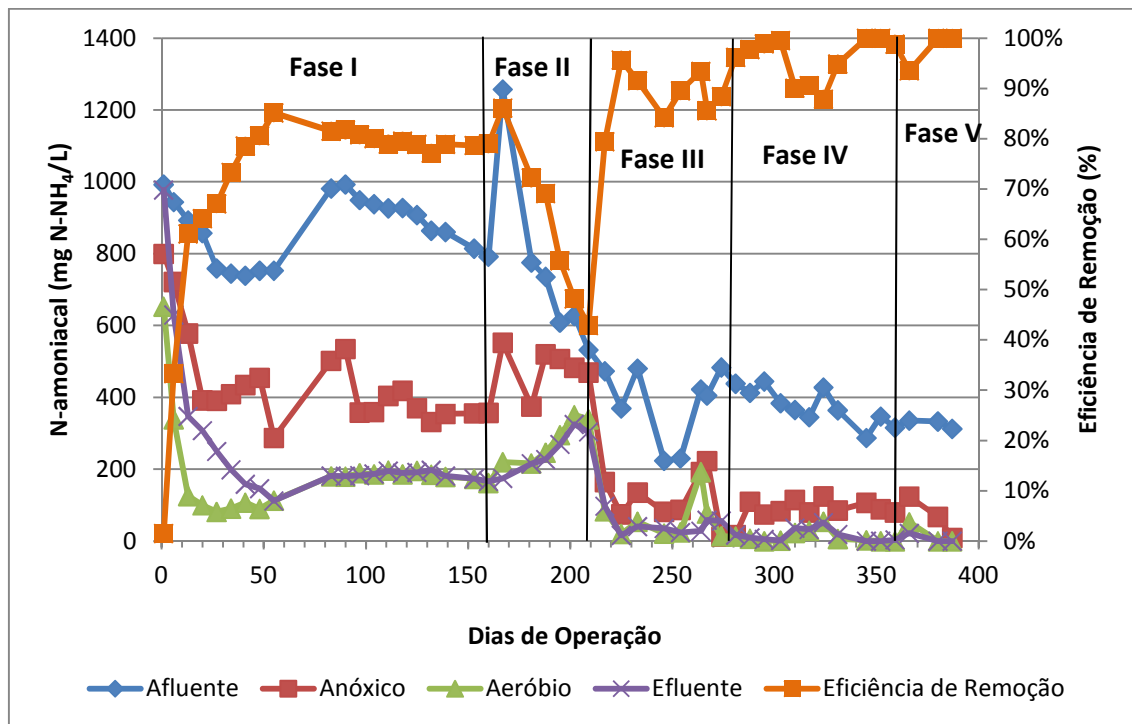


Figura 5.4 – Variação de N-amoniaco ao longo do tempo de operação.

Em relação ao N-amoniaco, o lixiviado bruto apresentou valores que variaram entre 739 mg N-NH₄/L e 993 mg N-NH₄/L na Fase I e entre 532 e 1257 mg N-NH₄/L na Fase II. Nas Fases III, IV e V, os valores do lixiviado bruto variaram entre 224 mg N-NH₄/L e 483 mg N-NH₄/L.

O reator anóxico apresentou valores de N-amoniaco sempre menores em relação aos valores do lixiviado bruto. Parte dessa redução nos valores de N-amoniaco ocorreu possivelmente em virtude da diluição do lixiviado no reator anóxico por meio da recirculação interna e externa. Essa diluição favorece o processo biológico de nitrificação, uma vez que reduz a concentração de N-amoniaco no reator aeróbio. Portanto, a configuração utilizada, reator anóxico antes do reator aeróbio favorece a nitrificação em sistema cujo afluente apresenta elevadas concentrações de N-amoniaco.

No reator aeróbio, foram verificados valores de N-amoniaco que oscilaram entre 81 mg N-NH₄/L e 653 mg N-NH₄/L, na Fase I, e entre 216 mg N-NH₄/L e 351 mg N-NH₄/L na Fase II. Esses valores mostram que o sistema não realizou a nitrificação total do N-amoniaco presente no lixiviado bruto, pois a eficiência média obtida de remoção de N-amoniaco nas Fases I e II foi de 69%.

Nas Fases III, IV e V, os valores de N-amoniaco no reator aeróbio variaram entre 0 mg N-NH₄/L e 192 mg N-NH₄/L. Observou-se remoção média de 93% de N-amoniaco nas Fases III, IV e V, indicando a boa eficiência de nitrificação ao longo destas fases. Pode-se afirmar que a oxidação de N-amoniaco verificada nas Fases III, IV e V foi maior que nas Fases I e II. Isto pode ter ocorrido pela mudança nas características do afluente, pois o lixiviado utilizado nas Fases I e II apresentou concentrações de NKT e N-amoniaco superiores aos valores encontrados no lixiviado utilizado nas Fases III, IV e V. Por isso, pode ter ocorrido inibição parcial da nitrificação na Fase II que pode ter sido responsável pela menor eficiência das Fases I e II.

Dessa forma, foi possível realizar a comparação entre os sistemas operados por Maringonda (2008) e Trennepohl (2009) em relação à remoção de N-amoniaco. Maringonda (2008) utilizou TDH de 13 e 20 dias e obteve 99% de remoção de N-amoniaco. Trennepohl (2009), operando o sistema com TDH de 13 dias em cada reator (anóxico e aeróbio) obteve entre 98% e 99,8% de remoção de N-amoniaco. Neste trabalho, obteve-se em média 70% de remoção de N-amoniaco nas Fases I e II (TDH reator anóxico = 03 dias e TDH reator aeróbio = 10 dias) e 93% de remoção de N-amoniaco nas Fases III, IV e V (TDH reator anóxico = 03 dias e TDHs do reator aeróbio = 10 e 8 dias).

A Figura 5.5 apresenta a variação dos valores estimados de amônia livre ao longo do tempo de operação do sistema, calculados pela Equação 6, utilizando temperatura média de 20°C.

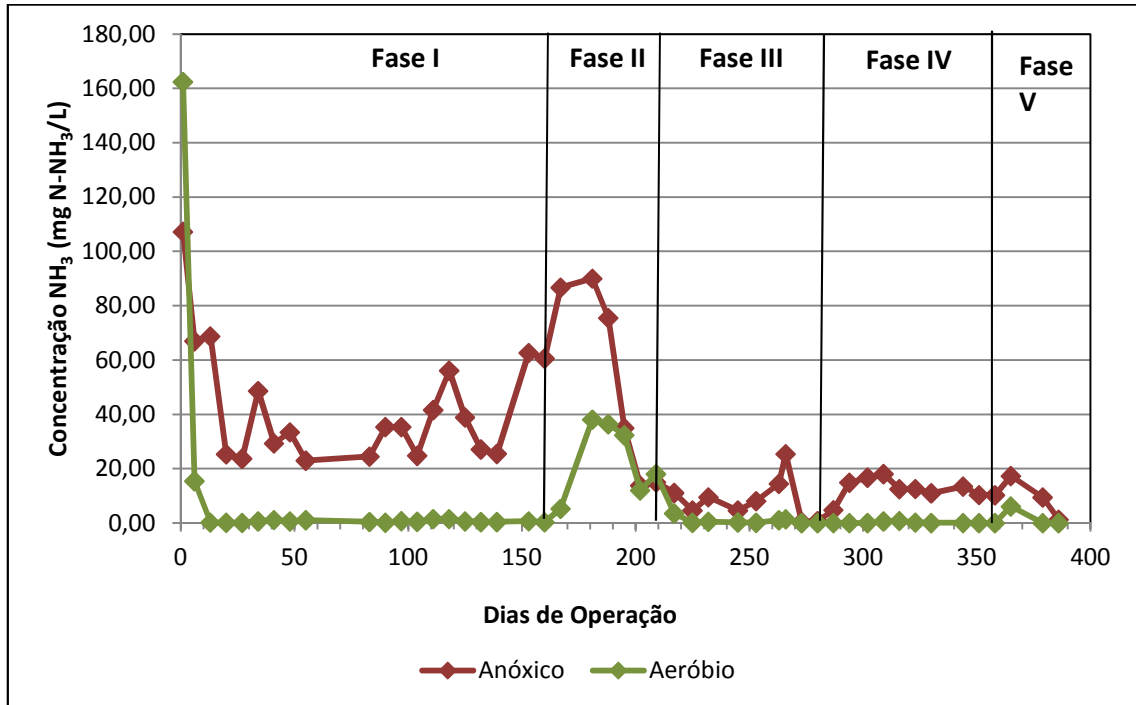


Figura 5.5 – Estimativa da concentração de NH₃, nos reatores anóxico e aeróbio durante o tempo de operação.

Os valores de amônia livre no reator aeróbio foram menores que no reator anóxico, permanecendo na maior parte do tempo de operação do sistema próximos de zero. Houve elevação nos valores de amônia livre nos reatores anóxico e aeróbio na Fase II, pois com a adição de fonte externa de carbono para promover a desnitrificação, parte da alcalinidade consumida na nitrificação foi devolvida ao meio, com conseqüente aumento de pH, propiciando também a elevação nos valores de amônia livre.

Segundo Anthonisen *et al.* (1976), as formas não ionizadas de nitrogênio amoniacal e de nitrito – amônia livre (NH₃) e ácido nitroso (HNO₂) – causam inibição das bactérias nitrificantes. Dessa forma, foi verificado que na Fase II pode ter ocorrido inibição das bactérias nitrificantes, pois no reator aeróbio, foi possível verificar o valor médio de 23,7 mg N-NH₃/L. De acordo com Anthonisen *et al.* (1976), a partir de 10 mg NH₃/L, ocorre o início da inibição de bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal. As bactérias oxidantes de nitrito são mais sensíveis a amônia livre, ocorrendo inibição destas a partir de 0,1 mg/L.

Segundo Henze, *et al* (1997) e Kim *et al* (2006) apud Maringonda (2008), o gás amoníaco até 10 mg NH₃/L não inibe a nitrificação, entretanto na concentração de 150 mg NH₃/L a inibição é total.

A Tabela 5.4 apresenta o resumo estatístico (média, desvio padrão, coeficiente de variação e valores máximo e mínimo) dos resultados obtidos referentes aos valores de nitrito e nitrato das fases de operação do sistema. Os valores destes no sistema ao longo do tempo de operação são verificados nas Figuras 5.6 e 5.7.

No lixiviado bruto, não foram detectadas concentrações significativas de nitrito e nitrato como era esperado, visto que o lixiviado bruto não possui oxigênio, portanto, não favorecendo a oxidação do N-amoniaco. Além disso, as quantidades de nitrito e nitrato que poderiam existir em sua composição tendem a ser removidas por desnitrificação na fase acidogênica do aterro (CLÉMENT, 1997).

No reator anóxico foi verificada a presença de nitrito e nitrato devido a recirculação do efluente nitrificado do reator aeróbio para o reator anóxico. Na Fase I, os valores de nitrito variaram entre 1,5 e 411 mg N-NO₂/L e na Fase II, os valores de nitrito variaram entre 0 e 0,8 mg N-NO₂/L. As maiores concentrações de nitrito na Fase I devem-se ao período de adaptação do sistema, em que ocorreu a nitrificação e, porém, a nitratação ainda não havia sido estabelecida. Os menores valores de nitrito na Fase II devem-se a nitrificação completa e possivelmente a desnitrificação.

As concentrações de nitrato variaram de 0 a 669,5 mg N-NO₃/L na Fase I e de 0 a 321,4 mg N-NO₃/L na Fase II. Foi possível observar uma redução gradual das concentrações de nitrato, em decorrência da adição de fonte externa de carbono (etanol) que promoveu a desnitrificação.

Na Fase III, as concentrações de nitrito no reator anóxico variaram entre 4,6 e 372 mg N-NO₂/L, sendo que nas Fases IV e V os valores de nitrito variaram respectivamente entre 0 e 14 mg N-NO₂/L e 2 e 8 mg N-NO₂/L. Dessa forma, é possível afirmar que os maiores valores de nitrito verificados na Fase III foi em decorrência do período de adaptação do sistema e os menores valores das Fases IV e V foram obtidos em decorrência da nitrificação, além de que a desnitrificação pode ter contribuído para essa redução.

As concentrações de nitrato variaram entre 50 e 398 mg N-NO₃/L na Fase III e entre 0 e 260 mg N-NO₃/L e 0 e 24 mg N-NO₃/L nas Fases IV e V

respectivamente. A redução nas concentrações de nitrato ao longo das fases VI e V foi devido a desnitrificação.

Cortez *et al.* (2011) observaram eficiências de remoção de nitrato próximas a 100% em lixiviado de aterro antigo, utilizando um biodisco em escala de bancada, operado em batelada com TDH de 10 dias. Cumpre referir que a utilização de biomassa fixa associada à operação em batelada propiciaram maior controle do sistema, possibilitando resultados mais favoráveis.

Metcalf e Eddy (2003) recomendam manter o pH entre 7,2 a 8,0 para promover a desnitrificação. Dessa forma, no caso de lixiviado de aterro, foi necessária a redução do pH por meio da adição de H_2SO_4 para adequar os valores de pH aos recomendados.

Tabela 5.4 - Resumo estatístico dos resultados de nitrito e nitrato de todas as fases de operação.

Fase I – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono								
Estatística	Nitrato (mgN-NO ₃ /L)				Nitrito (mgN-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	nd	669	826	856	0	411	1671	1202
Mínimo	nd	0	0	0	0	1	1	0,5
Média	nd	214	287	275	0	236	474	399
Des. Padrão	nd	259	331	317	0	235	447	335
CV (%)	-	121	115	115	-	100	94	84
Fase II – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	Nitrato (mgN-NO ₃ /L)				Nitrito (mgN-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	nd	321	685	750	0	0,8	165	115
Mínimo	nd	0	0	0	0	0	0,5	0
Média	nd	49	154	183	0	0,5	28	16
Des. Padrão	nd	113	255	292	0	0,3	56	40
CV (%)	-	231	165	159	-	69	201	254
Fase III – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono								
Estatística	Nitrato (mgN-NO ₃ /L)				Nitrito (mgN-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	nd	398	469	436	1,8	372	544	544
Mínimo	nd	50	139	130	0	4,6	0,4	1,0
Média	nd	163	240	229	0,4	218	325	329
Des. Padrão	nd	110	113	97	0,6	150	226	215
CV (%)	nd	67,48	47,08	42,36	150	68,81	69,54	65,35
Fase IV – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	Nitrato (mgN-NO ₃ /L)				Nitrito (mgN-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	nd	260	387	300	0,2	14	140	69
Mínimo	nd	0	29	48	0	0	0,4	0,4
Média	nd	88	167	130	0,1	2,8	21	15
Des. Padrão	nd	80	110	66	0,1	4,1	38	20
CV (%)	nd	90,91	65,87	50,77	100	146,43	180,95	133,33
Fase V - TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 8 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	Nitrato (mgN-NO ₃ /L)				Nitrito (mgN-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	nd	24	90,	84	5	8	44	17
Mínimo	nd	0	31	24	0,2	2	20	11
Média	nd	8	70	62	2	4	29	13
Des. Padrão	nd	14	34	33	2	3	13	3
CV (%)	nd	177,21	48,57	53,22	104,17	62,22	44,83	26,15

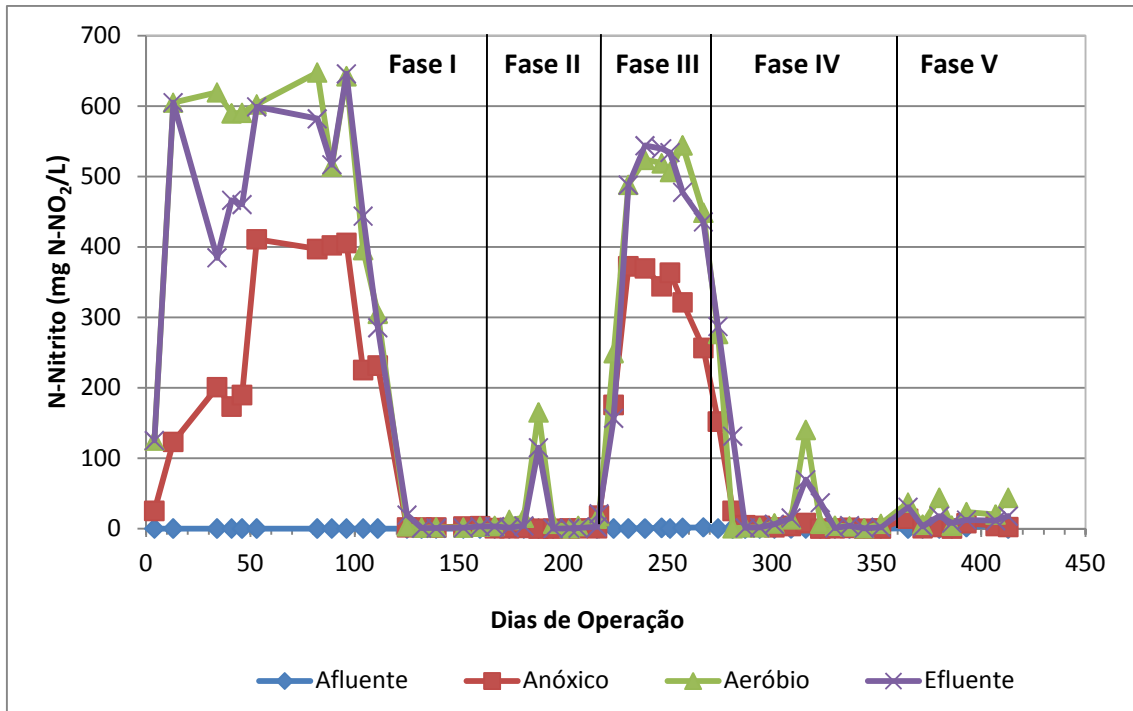


Figura 5.6 – Variação de Nitrito ao longo do tempo de operação do sistema.

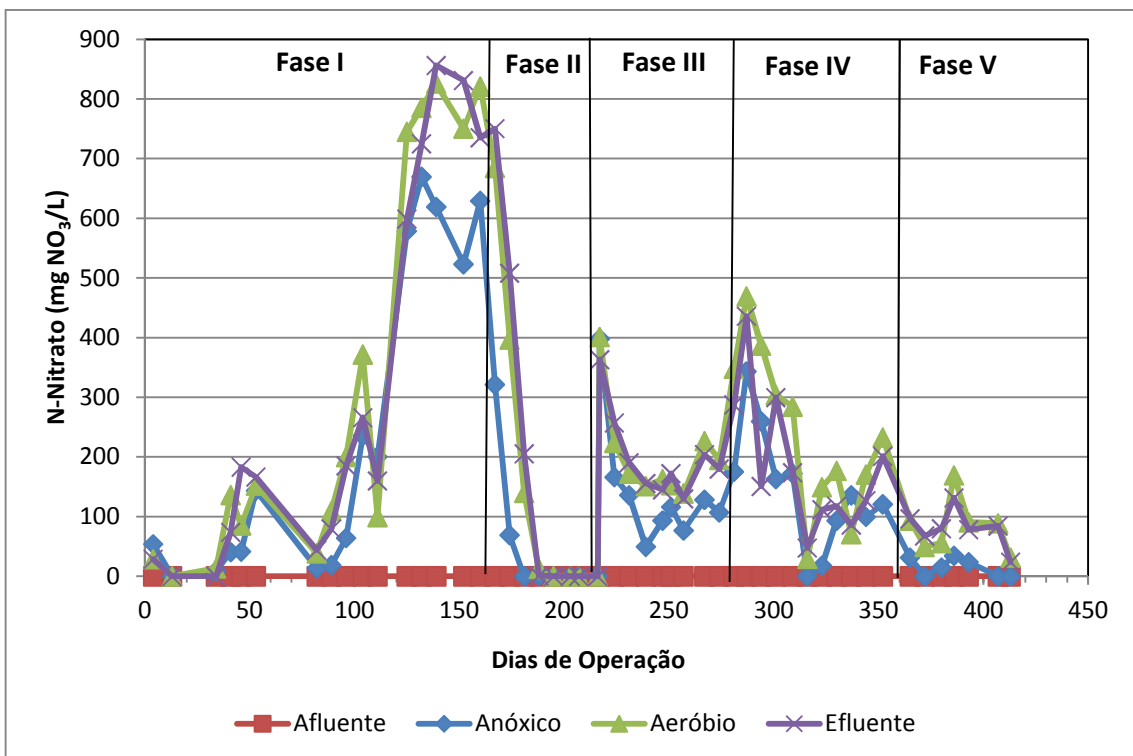


Figura 5.7 – Variação de Nitrato ao longo do tempo de operação do sistema.

Durante a operação da Fase III, foram observados valores elevados de concentração de nitrito no liquor misto do reator anóxico, do aeróbio e no efluente final. Esse fato pode ter ocorrido em consequência da nova partida do sistema

ocorrida no início da Fase III. Na partida, que foi realizada em batelada, foi utilizado um lixiviado com concentração elevada de nitrogênio amoniacal, o que pode ter provocado elevação nos valores de nitrito no início da Fase III. No entanto foi observado um declínio nos valores de nitrito nos mesmos reatores e aumento da concentração de nitrato, fato esse determinado pela ocorrência de nitratação no sistema.

Na Fase III, os valores de nitrato variaram entre 139 mg/L e 469 mg/L no reator aeróbio, sendo possível verificar a elevação dos valores ao longo do tempo, em consequência do estabelecimento da rota de nitrificação. Com a adição de fonte externa de carbono no reator anóxico, foi possível verificar o decréscimo dos valores de nitrato ao longo do tempo de operação do sistema.

Na Fase IV verificou-se a variação de nitrato entre 29 e 387 mg N-NO₃/L no reator aeróbio e na Fase V os valores de nitrato variaram entre 31 e 90 mg N-NO₃/L. Os valores de nitrato obtidos nestas fases foram inferiores aos valores verificados na Fase III, o que mostra a ocorrência da desnitrificação.

As concentrações de nitrito e nitrato no efluente final apresentaram resultados similares ao do liquor misto do reator aeróbio, em virtude do reator ser de mistura completa, porém com valores inferiores aos do reator aeróbio.

Trennepohl (2009), utilizando um sistema com configuração similar ao deste trabalho, obteve desnitrificação utilizando TDH de 13 dias no reator aeróbio. Neste trabalho, mesmo com a redução do tempo de detenção hidráulico do reator anóxico para 3 dias, foi possível observar a remoção satisfatória de nitrogênio oxidado.

A Tabela 5.5 apresenta o resumo estatístico (média, desvio padrão, coeficiente de variação e valores máximo e mínimo) dos resultados obtidos referentes aos valores de DQO de todas as fases de operação do sistema. A variação dos dados está apresentada nas Figuras 5.8 e 5.9.

Tabela 5.5 - Resumo estatístico dos resultados de DQO de todas as fases de operação.

Fase I – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono						
Estatística	DQO _{total} (mg O ₂ /L)		DQO _{filtrada} (mg O ₂ /L)			
	Afluente tot	Efluente tot	Afluente filt.	Anóxico filt.	Aeróbio filt.	Efluente filt.
Máximo	3387	3170	3213	3238	3430	3090
Mínimo	2275	1850	2150	1750	1725	1575
Média	3097	2697	2788	2663	2685	2584
Des. Padrão	328	419	333	425	488	471
CV (%)	10	15	12	16	18	18
Fase II – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono						
Estatística	DQO _{total} (mg O ₂ /L)		DQO _{filtrada} (mg O ₂ /L)			
	Afluente tot	Efluente tot	Afluente filt.	Anóxico filt.	Aeróbio filt.	Efluente filt.
Máximo	3225	2937	2938	3987	2238	2862
Mínimo	1087	2263	1087	2613	1663	2013
Média	2585,7	2547	2337	3303	2025	2240
Des. Padrão	635,8	217	556	560	194	265
CV (%)	25	9	24	17	10	12
Fase III – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono						
Estatística	DQO _{total} (mg O ₂ /L)		DQO _{filtrada} (mg O ₂ /L)			
	Afluente tot	Efluente tot	Afluente filt.	Anóxico filt.	Aeróbio filt.	Efluente filt.
Máximo	1713	1738	1638	1538	1463	1413
Mínimo	1313	838	838	763	638	688
Média	1553	1453	1340	1306	1169	1113
Des. Padrão	127	305	229	365	373	305
CV (%)	8	21	17	28	32	27
Fase IV – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono						
Estatística	DQO _{total} (mg O ₂ /L)		DQO _{filtrada} (mg O ₂ /L)			
	Afluente tot	Efluente tot	Afluente filt.	Anóxico filt.	Aeróbio filt.	Efluente filt.
Máximo	1160	910	1110	1010	785	760
Mínimo	960	685	685	560	585	510
Média	1072	807	972	782	715	688
Des. Padrão	70	61	123	110	61	71
CV (%)	7	8	13	14	9	10
Fase V - TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 8 dias; Fonte externa de carbono						
Estatística	DQO _{total} (mg O ₂ /L)		DQO _{filtrada} (mg O ₂ /L)			
	Afluente tot	Efluente tot	Afluente filt.	Anóxico filt.	Aeróbio filt.	Efluente filt.
Máximo	1010	885	910	810	710	710
Mínimo	885	660	735	585	610	585
Média	935	791	860	698	679	660
Des. Padrão	54	97	84	92	47	54
CV (%)	6	12	10	13,18	6,92	8,18

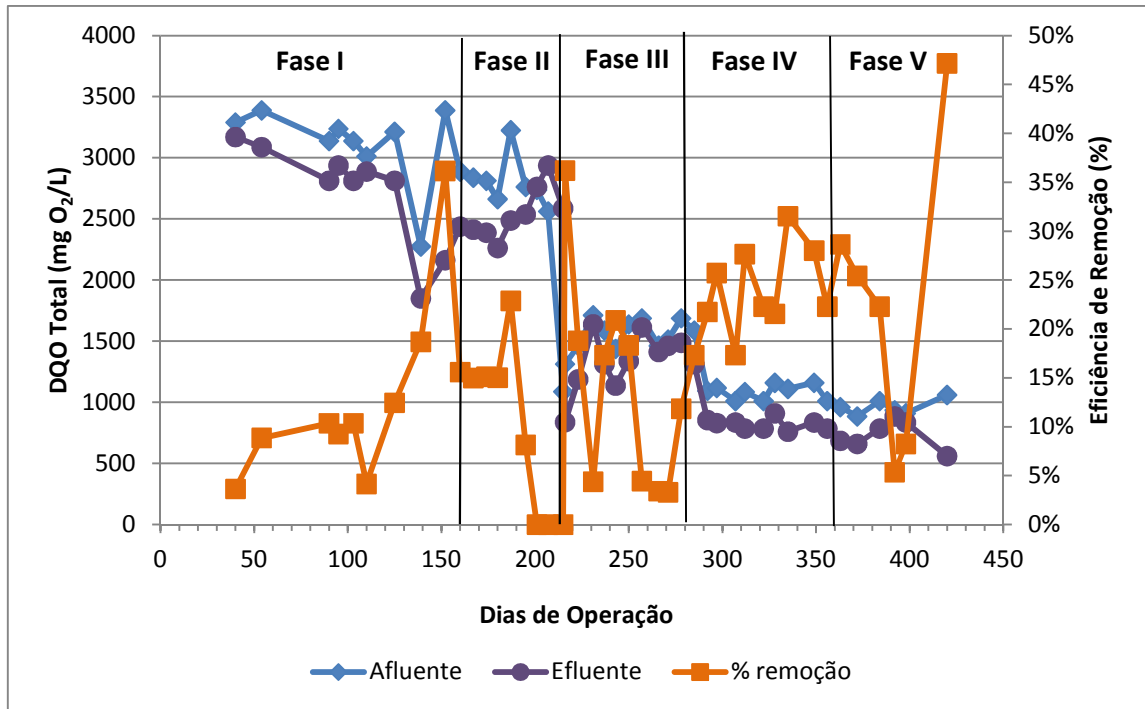


Figura 5.8 – Variação das concentrações de DQO Total e eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo de operação do sistema.

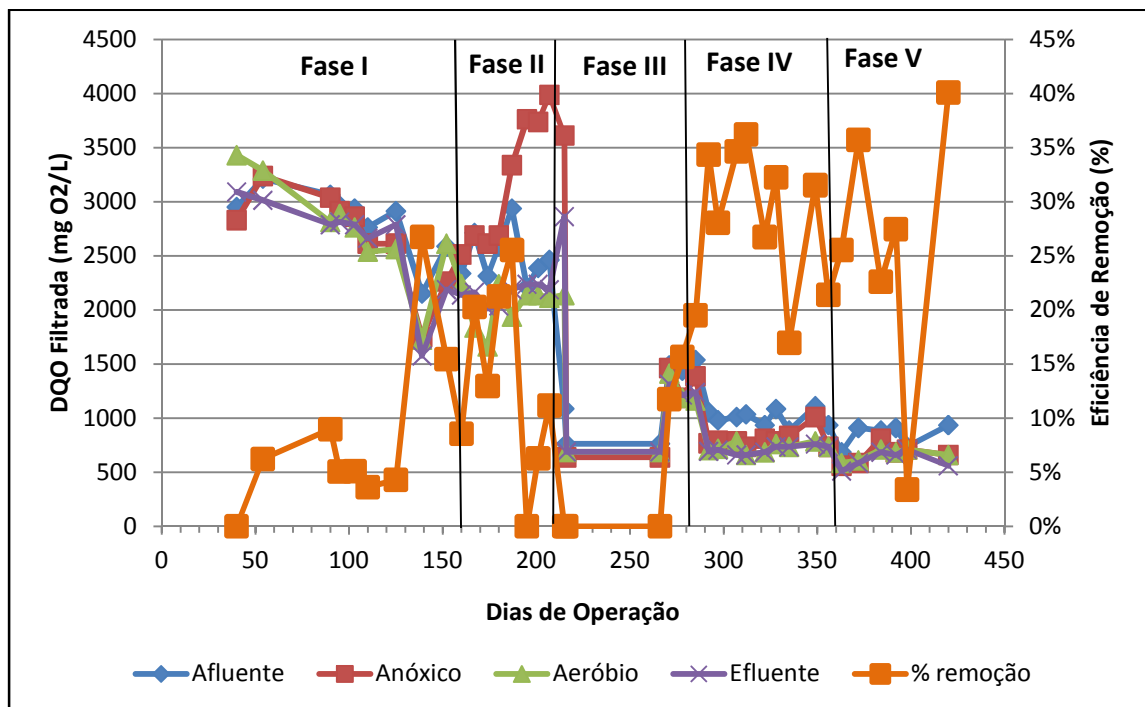


Figura 5.9 – Variação das concentrações de DQO Filtrada e eficiências de remoção de DQO ao longo do tempo de operação do sistema.

Na Fase I, os valores das concentrações de DQO total no lixiviado bruto variaram entre 2275 mg O₂/L e 3387 mg O₂/L e as concentrações de DQO Filtrada variaram entre 2150 mg O₂/L e 3213 mg O₂/L. Na Fase II foi possível verificar que os

valores de DQO total do lixiviado bruto variaram de 1087 mg O₂/L a 3225 mg O₂/L e as concentrações de DQO filtrada variaram entre 1087 mg O₂/L e 2938 mg O₂/L.

Os valores de DQO total no efluente final variaram entre 1850 mg O₂/L e 3170 mg O₂/L na Fase I e entre 2263 e 2937 na Fase II. Em relação à DQO filtrada, os valores permaneceram entre 1575 mg O₂/L e 3090 na Fase I e entre 2013 e 2862 na Fase II. A média de remoção de DQO total nas Fases I e II foi de 11% e de DQO filtrada nas Fases I e II foi de 10%.

Na Fase III, as concentrações de DQO Total no lixiviado bruto variaram de 1313 mg O₂/L a 1713 mg O₂/L e os valores de DQO Filtrada do lixiviado bruto variaram de 763 mg O₂/L a 1538 mg O₂/L. Na Fase IV, os valores de DQO Total no lixiviado bruto variaram de 960 mg O₂/L a 1160 mg O₂/L e os valores de DQO Filtrada do lixiviado bruto variaram de 560 mg O₂/L a 1010 mg O₂/L. Na Fase V, os valores de DQO Total do lixiviado bruto variaram entre 885 mg O₂/L e 1010 mg O₂/L e de DQO Filtrada entre 735 mg O₂/L e 910 mg O₂/L. A média de remoção de DQO Total das Fases III, IV e V foi de 20% e de DQO Filtrada, a média de remoção foi de 22%.

A remoção de DQO ao longo do tempo de operação do sistema foi pequena, em torno de 11% nas Fases I e II e de 20% nas Fases III, IV e V. Maringonda (2008), utilizando um sistema em condições similares ao deste trabalho alimentado com lixiviado do mesmo aterro, obteve valores de eficiência de remoção de DQO que variaram entre 16% e 27%.

De acordo com Shouliang *et al.*, 2008 lixiviados de aterro antigo apresentam matéria orgânica recalcitrante em sua composição, não sendo possível sua degradação por meio de tratamento biológico.

A parcela do nitrogênio não amonificado pode estar associada ao nitrogênio orgânico relacionado a matéria orgânica recalcitrante (SHOULIANG *et al.*, 2008), correspondendo a 13% dos valores de NKT nas Fases I e II e 4% dos valores de NKT nas Fases III, IV e V.

Cortez *et al.* (2011) obtiveram eficiências satisfatórias na remoção de nitrogênio oxidado (nitrato) utilizando sistema biológico, entretanto, a concentração de carbono no efluente final ainda foi considerada elevada em consequência da presença de matéria orgânica recalcitrante no lixiviado.

Os resultados observados referentes aos valores de DQO filtrada não variaram significativamente com relação aos observado de DQO total. Na Fase II, os

valores de DQO no reator anóxico foram elevados pela adição de etanol para a desnitrificação. Pode-se afirmar que apesar da adição de etanol no reator anóxico, não houve elevação dos valores finais de DQO. Observou-se que a adição de etanol pode ter facilitado a degradação da matéria orgânica existente no lixiviado.

A Tabela 5.6 apresenta o resumo estatístico (média, desvio padrão, coeficiente de variação e valores máximo e mínimo) dos resultados obtidos referentes aos valores de SST e SSV em todas as fases de operação do sistema. As Figuras 5.10 e 5.11 representam as concentrações de Sólidos em Suspensão Totais (SST) e Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV) em função do tempo de operação para o lixiviado bruto afluente, reatores anóxico e aeróbio e efluente final.

Tabela 5.6 - Resumo estatístico dos resultados de SST e SSV de todas as fases de operação.

Fase I – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono								
Estatística	SST (mg/L)				SSV (mg/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	32	118	182	46	32	116	164	46
Mínimo	12	10	22	6	12	10	22	6
Média	19	54	81	20	20	52	75	19
Des. Padrão	6	34	49	12	6	33	45	12
CV (%)	30	64	60	57	29	63	61	60

Fase II – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	SST (mg/L)				SSV (mg/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	45	425	420	385	45	400	420	305
Mínimo	16	94	100	46	16	90	100	46
Média	25	217	230	148	25	207	227	133
Des. Padrão	9	125	113	108	9	118	113	84
CV (%)	34	57	49	73	34	57	50	63

Fase III – TDH anóxico = 3 dias; TDH aeróbio = 10 dias; Sem fonte externa de carbono								
Estatística	SST (mg/L)				SSV (mg/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	12	72	196	22	12	70	176	22
Mínimo	2	10	12	0	2	10	12	0
Média	7	41	92	11	7	39	84	11
Des. Padrão	4	25	68	9	4	24	60	9
CV (%)	53	60	73	76	53	61	71	76

Fase IV – TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 10 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	SST (mg/L)				SSV (mg/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	66	242	210	84	38	202	160	64
Mínimo	10	48	52	4	10	48	48	4
Média	29	135	114	30	22	114	99	25
Des. Padrão	19	70	53	28	11	54	41	21
CV (%)	66	52	47	94	51	47	42	85

Fase V - TDH anóxico = 3; TDH aeróbio = 8 dias; Fonte externa de carbono								
Estatística	SST (mg/L)				SSV (mg/L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	52	670	705	115	22	585	290	75
Mínimo	0	115	130	14	0	115	105	14
Média	17	307	289	62	12	269	182	43
Des. Padrão	17	181	209	37	8	151	76	21
CV (%)	102	59	72	60	62	56	42	48

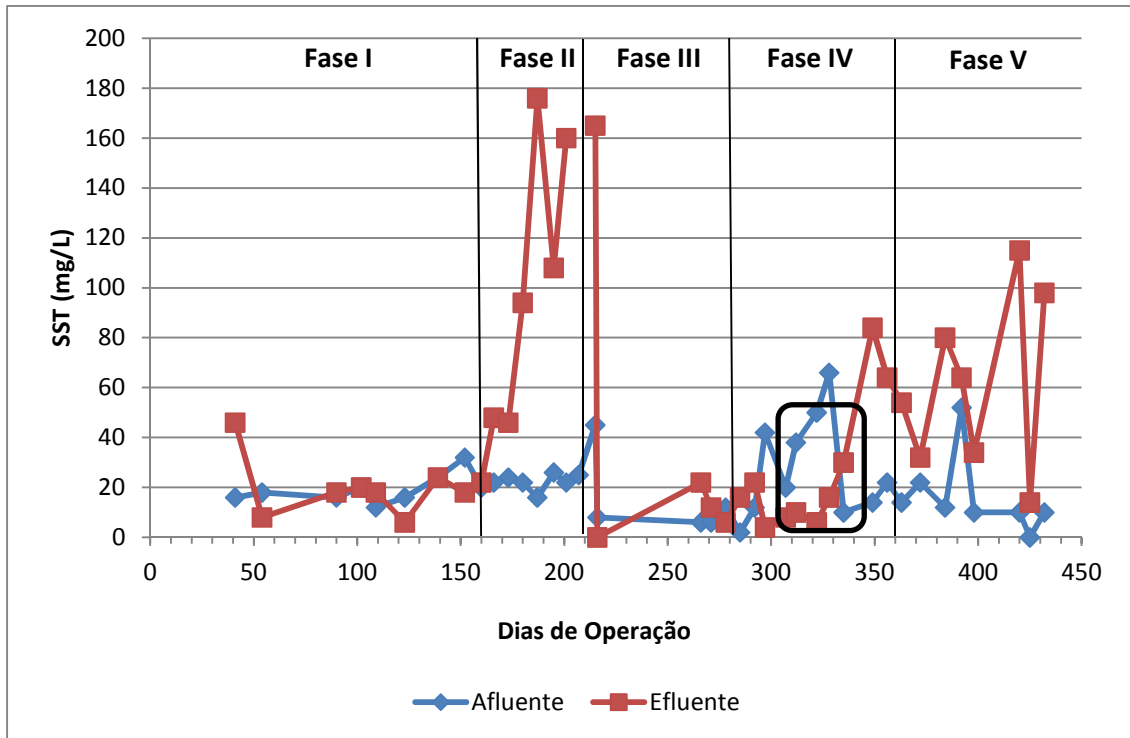


Figura 5.10 - Variação dos Sólidos em Suspensão Totais (SST) ao longo do tempo de operação do sistema (afluente e efluente).

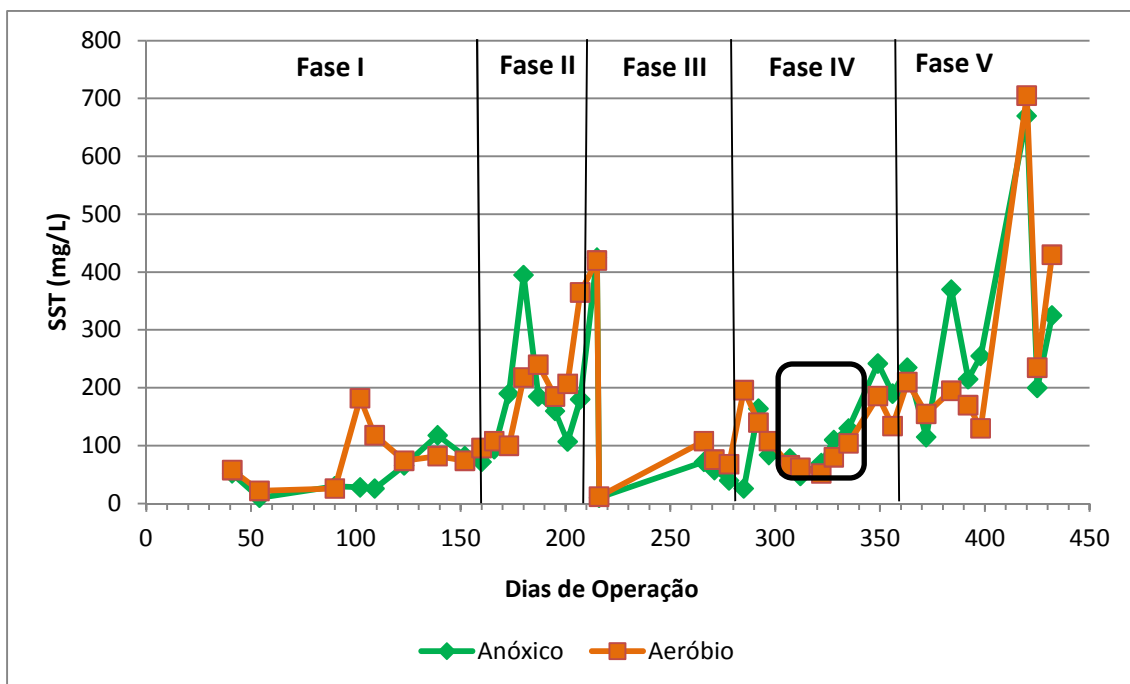


Figura 5.11 - Variação dos Sólidos em Suspensão Totais (SST) ao longo do tempo de operação do sistema (anóxico e aeróbio).

É importante ressaltar que em parte da Fase IV houve um problema mecânico no misturador, afetando os valores de sólidos obtidos, conforme está destacado nas Figuras 5.10 e 5.11.

Na Fase I, as concentrações médias de SST nos reatores anóxico e aeróbio foram respectivamente 54 mg/L e 81 mg/L. Com a adição de fonte externa de carbono (Fase II), houve aumento nas concentrações de sólidos em suspensão nos reatores anóxico e aeróbio para 217 mg/L e 230 mg/L respectivamente.

O mesmo ocorreu com os valores de SSV no sistema, que aumentaram após a adição de etanol no sistema, passando dos valores médios de 52 mg/L e 75 mg/L, na Fase I, nos reatores anóxico e aeróbio respectivamente, na Fase I para 207 mg/L e 227 mg/L nos reatores anóxico e aeróbio na Fase II.

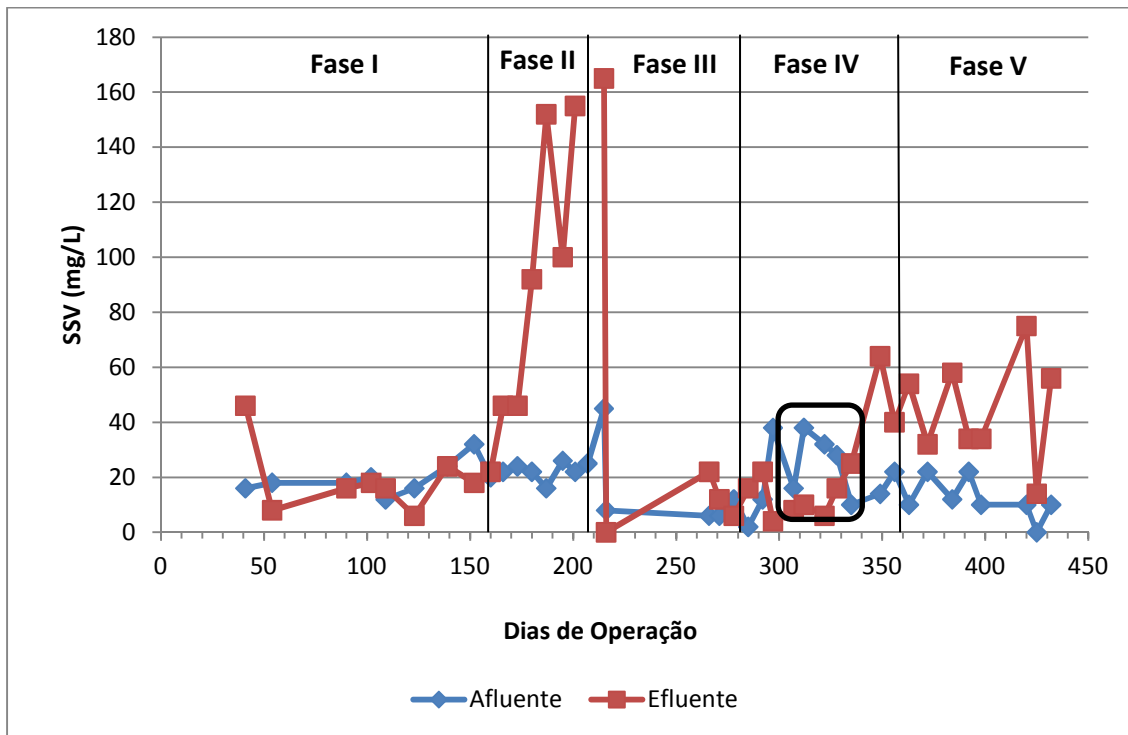


Figura 5.12 – Variação dos Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV) ao longo do tempo de operação do sistema.

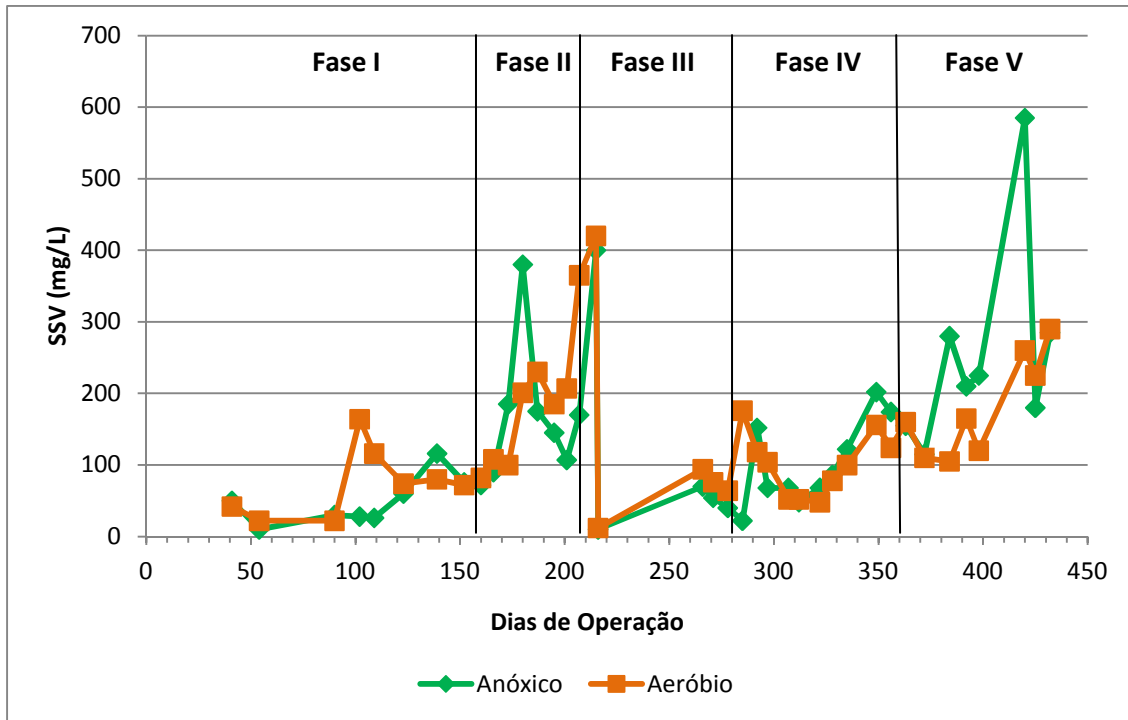


Figura 5.13 - Variação dos Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV) ao longo do tempo de operação do sistema (anóxico e aeróbio).

O aumento de sólidos em suspensão após a adição de etanol está relacionado crescimento da biomassa heterotrófica.

No início da Fase III, em que não foi adicionada fonte externa de carbono (etanol) observou-se novamente menor produção de SSV, indicando uma baixa produção de biomassa.

De acordo com EPA (2009), a biomassa heterotrófica produzida na desnitrificação é estimada em 0,4 g de SSV para 1 g de DQO consumida.

Em parte da Fase IV houve problema no sistema de homogeneização do reator anóxico, por isso as concentrações de sólidos em suspensão decresceram no meio desta fase.

Na Fase V, a concentração de SSV permaneceu entre 80 e 100 mg/L.

A Tabela 5.7 mostra a carga aplicada (A/M), a carga removida (U), a carga volumétrica aplicada e a carga volumétrica removida em termos de N-amoniaco no reator aeróbio para todas as fases.

Tabela 5.7 – Valores médios de Carga Aplicada (A/M), Carga Removida (U), Carga Volumétrica Aplicada e Carga Volumétrica Removida para todas as fases de operação do sistema.

Fase	Carga aplicada (A/M)	Carga removida (U)	Carga volumétrica aplicada (CVA)	Carga volumétrica removida (CVR)
	g NH ₄ /g SSV.dia	g NH ₄ /g SSV.dia	g NH ₄ / m ³ .dia	g NH ₄ / m ³ .dia
	Aeróbio	Aeróbio	Aeróbio	Aeróbio
I	8,0	4,9	38,4	21,8
II	2,8	1,2	46,9	19,9
III	1,3	0,9	11,1	7,9
IV	1,1	1,0	9,5	8,2
V	0,6	0,4	8,4	6,2

Houve redução da razão ou relação A/M da Fase I para a Fase II. Isto foi devido ao aumento da biomassa com a adição de etanol.

As relações A/M foram menores nas Fases III, IV e V quando comparadas com as Fases I e II, em consequência das características do lixiviado que nesta etapa apresentava-se mais diluído.

Os valores de A/M obtidos por Maringonda (2008) variaram entre 0,06 e 0,18 para o reator aeróbio, em todas as fases de operação. Tais valores foram inferiores aos verificados neste trabalho.

A carga volumétrica aplicada e a carga volumétrica removida verificada nas Fases I e II apresentaram resultados coerentes com aqueles observados em Maringonda (2008) e Trennepohl (2009).

5.1.1 Análise de NMP (Número Mais Provável)

A avaliação dos valores de NMP de bactérias nitrificantes (oxidadoras de N-amoniacal e nitrito) e desnitrificantes foi realizada apenas nas duas primeiras fases de operação do sistema.

A Figura 5.14 mostra os valores da estimativa do número mais provável (NMP) de bactérias oxidadoras de N-amoniacal.

Pode-se observar que a partir do decréscimo das concentrações de nitrito (120º dia) e, conseqüentemente, aumento das concentrações de nitrato no reator aeróbio verificou-se aumento do NMP das oxidadoras de nitrito. Por outro lado, observou-se que houve redução do NMP das bactérias oxidadoras de N-amoniacal, uma vez que nesses testes não foi detectado nitrito. Acredita-se que todo o nitrito foi transformado em nitrato, mas este não foi testado nos tubos do ensaio de NMP que deram negativos para nitrito. Por isso, não se pode afirmar que houve redução do NMP de oxidadoras de N-amoniacal.

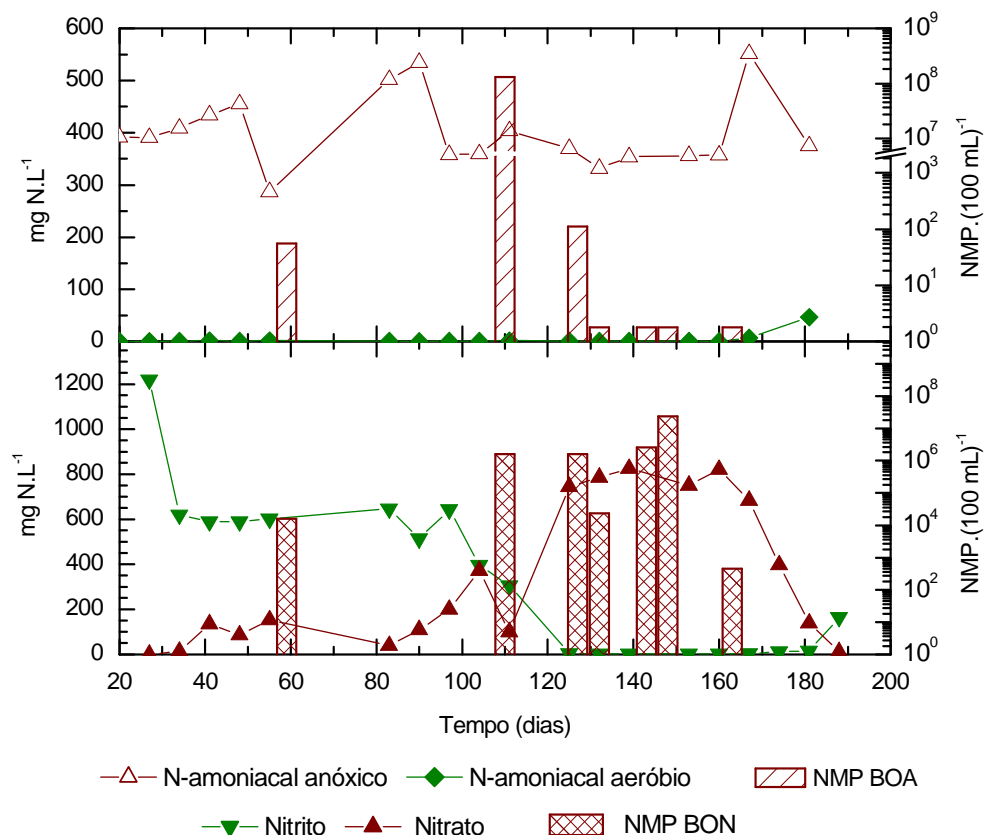


Figura 5.14 - Variação do NMP de BOA - bactérias oxidadoras de amônia, e valores de N-amoniacal nos reatores anóxico e aeróbio - (a), e Variação do NMP de BON - bactérias oxidadoras de nitrito, valores de nitrato e nitrito no reator aeróbio - (b).

Nos resultados de NMP dos dias 59 e 110 as concentrações de nitrito ainda se apresentavam elevadas, indicando que a taxa de oxidação de N-amoniaco a nitrito era elevada e que a oxidação deste para nitrato era baixa, possivelmente devido as concentrações de amônia livre, cujos valores no reator anóxico nesse período variaram de 28 a 51 mg $\text{NH}_3\cdot\text{L}^{-1}$, apesar dos valores de amônia livre no reator aeróbio serem baixos

A menor concentração de N-amoniaco no reator aeróbio, em relação ao anóxico, indica a remoção de N-amoniaco pela nitrificação. Este processo consome a alcalinidade por isso favorece a redução do pH, que tem influência no equilíbrio $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$, deslocando-o no sentido de formação NH_4^+ , diminuindo as concentrações de amônia livre e permitindo a rápida oxidação de nitrito.

5.1.1.1 Desnitrificação

A estimativa de bactérias desnitrificantes apresentou variações de $3,5 \times 10^8$ à $3,3 \times 10^5$ bactérias/100 mL, nas amostras da Fase I, e foi de $2,4 \times 10^{10}$ bactérias por 100 mL na amostra da Fase II. Conforme pode ser observado na Figura 5.15, o NMP máximo ocorreu na amostra do 163º dia de operação, cuja coleta foi realizada três dias após o início da adição de etanol (Fase II). Etchebere *et al.*, (2002) obteve NMP da ordem de $2,4 \times 10^7$ de bactérias desnitrificantes por 100 mL em reator anóxico alimentado com lixiviado.

Após o início da adição de etanol (160º dia) as concentrações de sólidos em suspensão começaram a aumentar confirmando a tendência apresentada pelo resultados de NMP. As concentrações de nitrito e nitrato no efluente, Figura 5.15, demonstram que a partir do início da adição de etanol houve aumento na eficiência de desnitrificação.

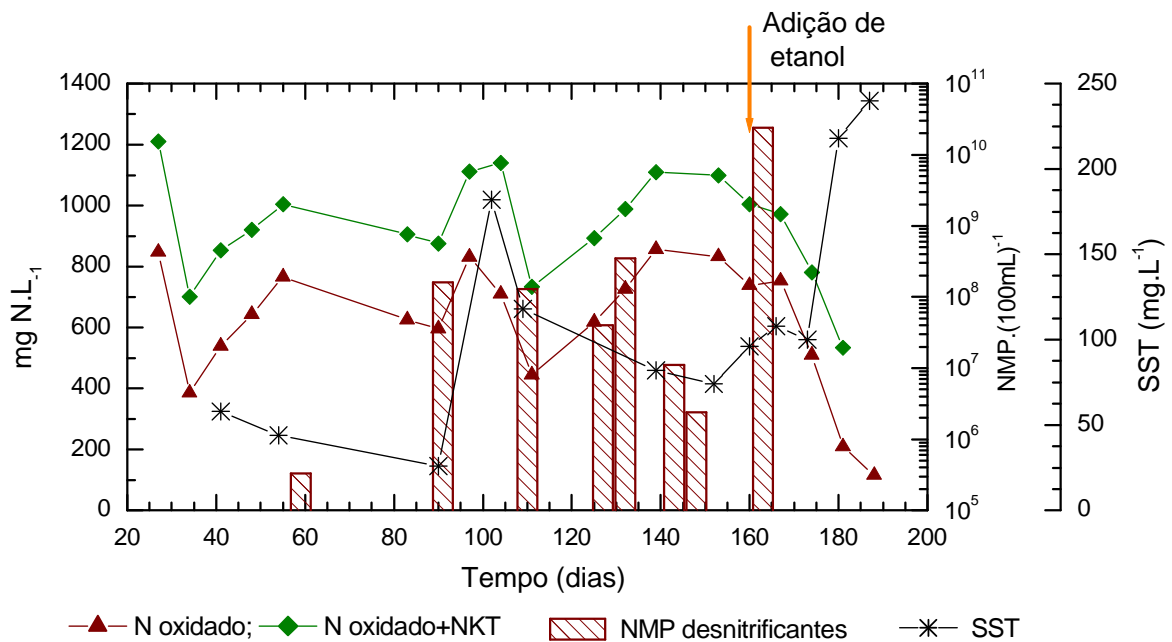
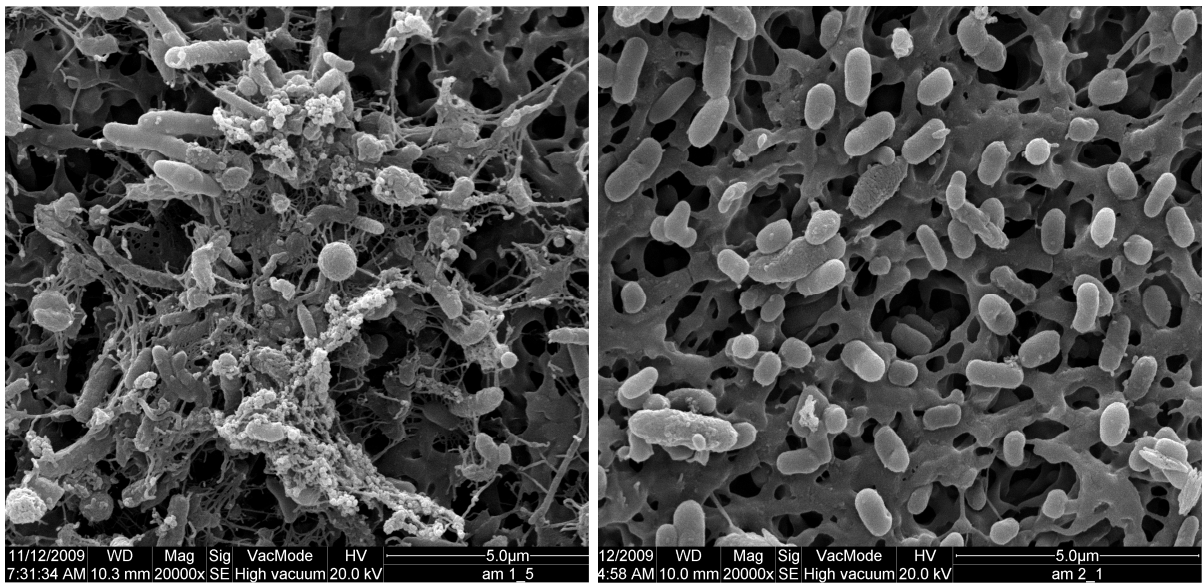


Figura 5.15 - Valores de Nitrogênio oxidado e de nitrogênio total (N oxidado + NKT) no efluente, variação do NMP de bactérias desnitrificantes e dos sólidos em suspensão totais (SST) do conteúdo do reator aeróbio.

Apesar de o lixiviado utilizado apresentar baixa concentração de matéria orgânica de fácil biodegradação, relação DBO/DQO menor que 0,1 conforme Maringonda (2008), os valores de NMP das bactérias desnitrificantes na Fase I foram altos. Hirooka *et al.* (2009), por meio de análises de PCR-DGGE de amostras de NMP, após incubação por 40 dias, em meio seletivo para bactérias oxidadoras de N-amoniaco, constatou a presença predominantemente de bactérias heterotróficas. Indicando que as bactérias oxidadoras de nitrogênio ou os seus subprodutos (polímeros) foram usadas como fonte de carbono pelas as bactérias heterotróficas. Estudos têm apontado baixas porcentagens de organismos nitrificantes em relação à biomassa heterotrófica, mesmo em sistema com baixas concentrações de carbono e com nitrificação eficiente (DIONISI *et al.*, 2002; LI *et al.*, 2007).

Nas Figuras 5.16a e 5.16b são mostradas as morfologias observadas em microscópio eletrônico de varredura, respectivamente, no lodo do reator aeróbio, ao final da Fase I, e em amostra de tubo do ensaio com meio nutriente seletivo para oxidadoras de nitrito, repicado a partir de amostras de um tubo de ensaio, com os mesmo tipos de meio, positivo na diluição de 10^{-6} . Na amostra de lodo do reator (Fig. 5.16a) é observada maior diversidade de morfologias, como cocos e bacilos

alongados. Por outro lado na amostra obtida a partir do meio seletivo para oxidadoras de nitrito (Fig. 5.16b) nota-se a presença de bacilos curtos.



(a)

(b)

Figura 5.16 - Morfologia de bactérias encontradas no reator aeróbio e em cultura purificada de oxidadoras de nitrito: (a) lodo bruto; (b) oxidadoras de nitrito.

5.2 Ensaio para determinação da velocidade de desnitrificação.

Os ensaios para determinação da velocidade de desnitrificação foram realizados ao final da Fase V (com adição de etanol e TDH de 3 dias e 8 dias, respectivamente nos reatores anóxico e aeróbio, utilizando o liquor misto do reator anóxico, para a determinação das velocidades de desnitrificação via nitrito e nitrato.

5.2.1 Ensaio para determinação da velocidade de desnitrificação via Nitrato

Antes do início dos ensaios, foram medidos os valores iniciais de N-amoniaco, pH, alcalinidade e SSV, conforme mostrado na Tabela 5.8.

Tabela 5.8 – Valores iniciais dos parâmetros do liquor misto antes do início dos ensaios de cinética de desnitrificação via N-nitrato.

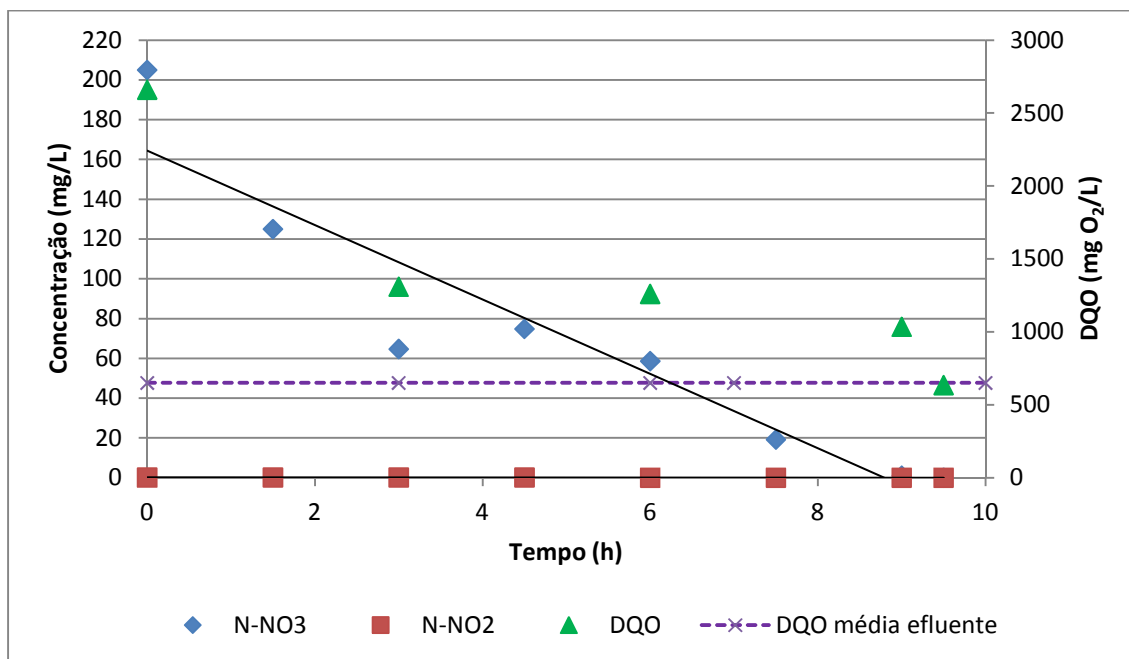
	Parâmetros	Reator 1 (mg/L)		Reator 2 (mg/L)	
		Inicial	final	Inicial	final
ENSAIO 1	SSV	540	620	540	670
	N-amoniaco	8,87	-	8,87	-
	pH	8,43	-	8,43	-
	alcalinidade	1244	-	1244	-
ENSAIO 2	SSV	585	670	585	920
	N-amoniaco	14	-	14	-
	pH	8,47	-	8,47	-
	alcalinidade	1310	-	1310	-
ENSAIO 3	SSV	670	520	670	800
	N-amoniaco	17,36	-	17,36	-
	pH	8,45	-	8,45	-
	alcalinidade	1323	-	1323	-

A Tabela 5.9 mostra as equações de remoção de nitrato e nitrito e as respectivas velocidades específicas, para todos os ensaios realizados.

Tabela 5.9 – Equações de remoção de N-nitrato e as respectivas velocidades de remoção.

Ensaio	Concentração Inicial C_0 (mg N .L ⁻¹)	Equações de remoção ($C = C_0 - k.t$)	Velocidades Médias de Remoção (mg/L.h)	Velocidades Específicas de Remoção (mgN.mgSSV ⁻¹ .h ⁻¹)
Ensaio 1 – Reator 1	205,6	$y=164,3-18,69.t$ ($R^2=0,881$)	18,69	0,049
Ensaio 1 – Reator 2	154,1	$y=131,5-14,65.t$ ($R^2=0,923$)	14,65	0,036
Ensaio 2 – Reator 1	101,1	$y=86,46-13,10.t$ ($R^2=0,945$)	13,10	0,021
Ensaio 2 – Reator 2	114,7	$y=108,3-16,02.t$ ($R^2=0,919$)	16,02	0,021
Ensaio 3 – Reator 1	49,5	$y=51,98-8,40.t$ ($R^2=0,949$)	8,40	0,014
Ensaio 3 – Reator 2	63,2	$y=66,71-11,50.t$ ($R^2=0,895$)	11,50	0,016

Os resultados das concentrações de nitrato e nitrito ao longo do tempo para os Reatores 1 e 2 referentes ao Ensaio 1 para determinação da velocidade de desnitrificação estão apresentados nas Figuras 5.17 e 5.18.

**Figura 5.17** – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9,5 horas de duração do Ensaio 1 (Reator 1).

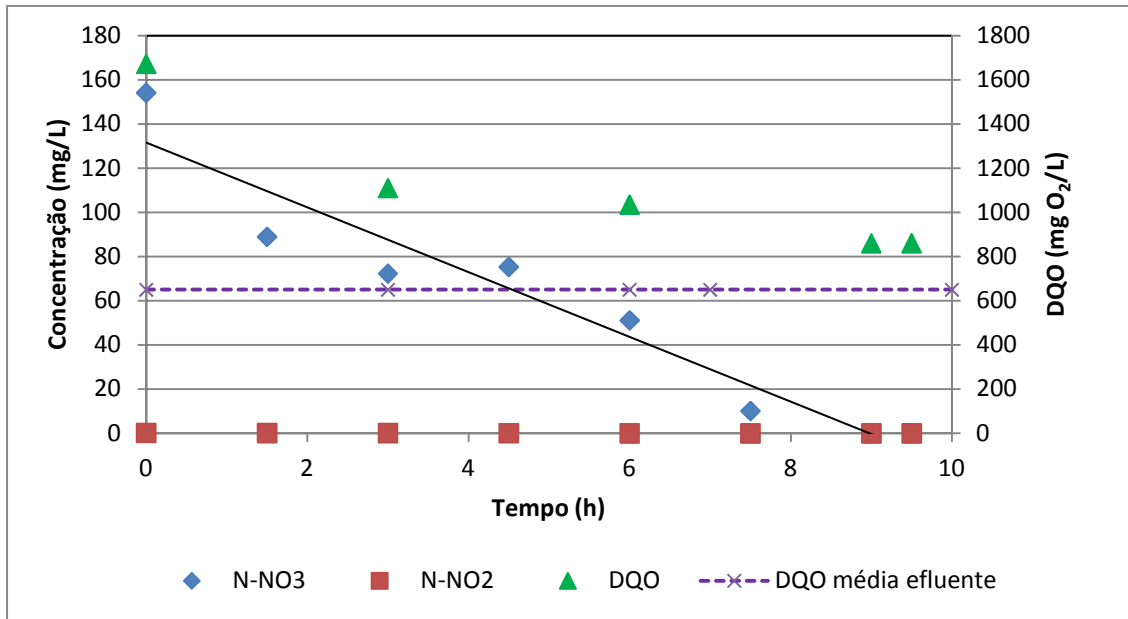


Figura 5.18 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9,5 horas de duração do ensaio (Reator 2).

Foi possível verificar o decréscimo na concentração de nitrato, atingindo a concentração zero após nove horas e meia de operação.

Em ambos os reatores foi possível verificar o mesmo comportamento na remoção de nitrato, sendo que no início do ensaio, verificou-se decréscimo da concentração de nitrato seguida de um período sem consumo aparente, e novamente decréscimos das concentrações até atingir a concentração zero. Isso provavelmente pode ter ocorrido em consequência da imprecisão do método de aferição de nitrato e também por uma possível inibição a partir da 3ª hora de operação.

Em relação à concentração de nitrito, foi possível verificar que em ambos os reatores, os valores de nitrito permaneceram próximos à zero.

O consumo de DQO ao longo do tempo de operação do sistema está relacionado ao consumo de etanol para a desnitrificação, atingindo valores de DQO, após 9,5 h de operação, inerentes aos do próprio efluente utilizado.

Foi observado que os resultados de DQO apresentaram comportamento semelhante ao das concentrações de nitrato, o que indica a possibilidade de inibição da desnitrificação após aproximadamente 3 horas do início do ensaio, pois foi observada redução tanto no consumo de nitrogênio como no de DQO.

Verificou-se que a velocidade média de remoção de nitrato, no Ensaio 1, foi para os reatores 1 e 2, respectivamente de 18,69 mg N/L.h e de 14,65 mg N/L.h.

Consequentemente, a velocidade específica de remoção de nitrato foi de $0,049 \text{ mg N.mg SSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ e de $0,036 \text{ mg N.mg SSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$, no reator 1 e 2.

Os resultados das concentrações de nitrato e nitrito do Ensaio 2 ao longo do tempo para os Reatores 1 e 2 estão apresentados nas Figuras 5.19 e 5.20.

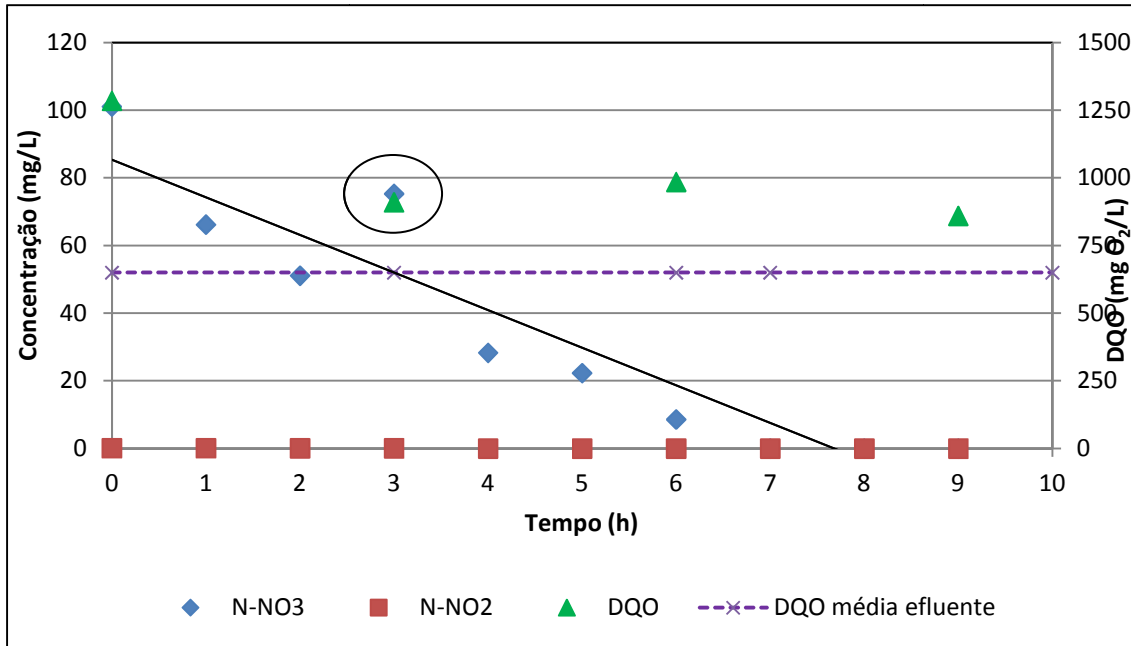


Figura 5.19 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 8 horas de duração do Ensaio 2 (Reator 1).

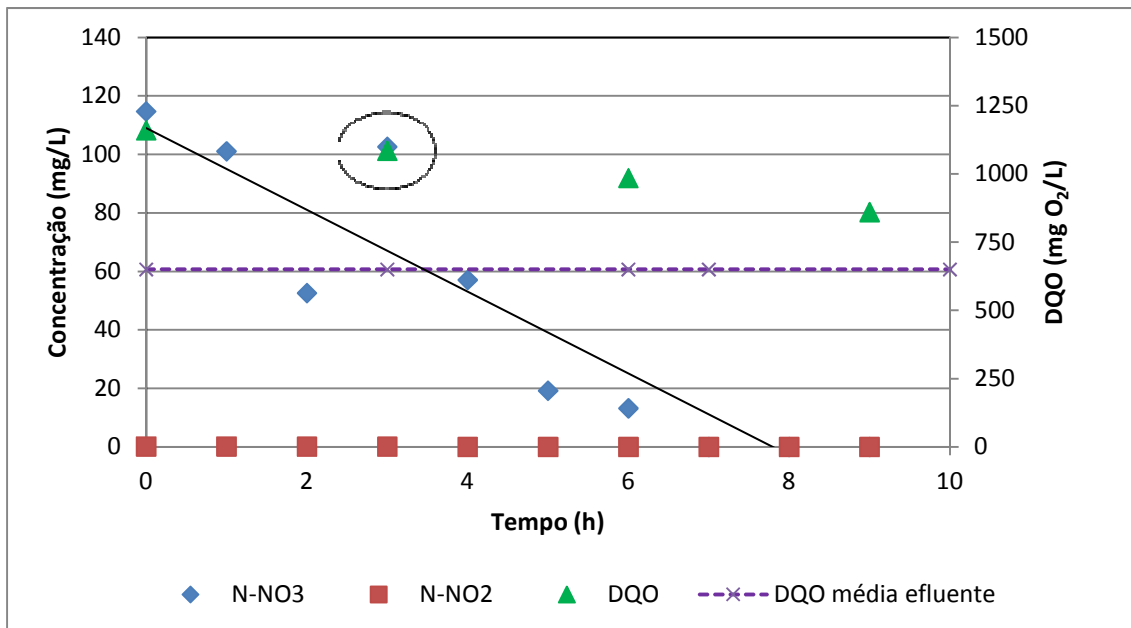


Figura 5.20 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 8 horas de duração do Ensaio 2 (Reator 2).

De acordo com as Figuras 5.19 e 5.20, referentes aos Reatores 1 e 2, observou-se decréscimo inicial na concentração de nitrato. Em seguida, foi possível verificar que houve redução na velocidade de desnitrificação, seguido de decréscimo acentuado da concentração de nitrato até atingir a concentração zero, após oito horas de operação do sistema. Os valores de nitrito permaneceram próximos à zero. O comportamento verificado neste ensaio foi similar ao observado no Ensaio 1.

Observa-se que houve consumo de DQO, provavelmente consumo de etanol. As concentrações finais de DQO aproximaram-se das concentrações do lixiviado bruto.

Os resultados das concentrações de nitrato e nitrito no Ensaio 3 ao longo do tempo para os Reatores 1 e 2 estão apresentados nas Figuras 5.21 e 5.22.

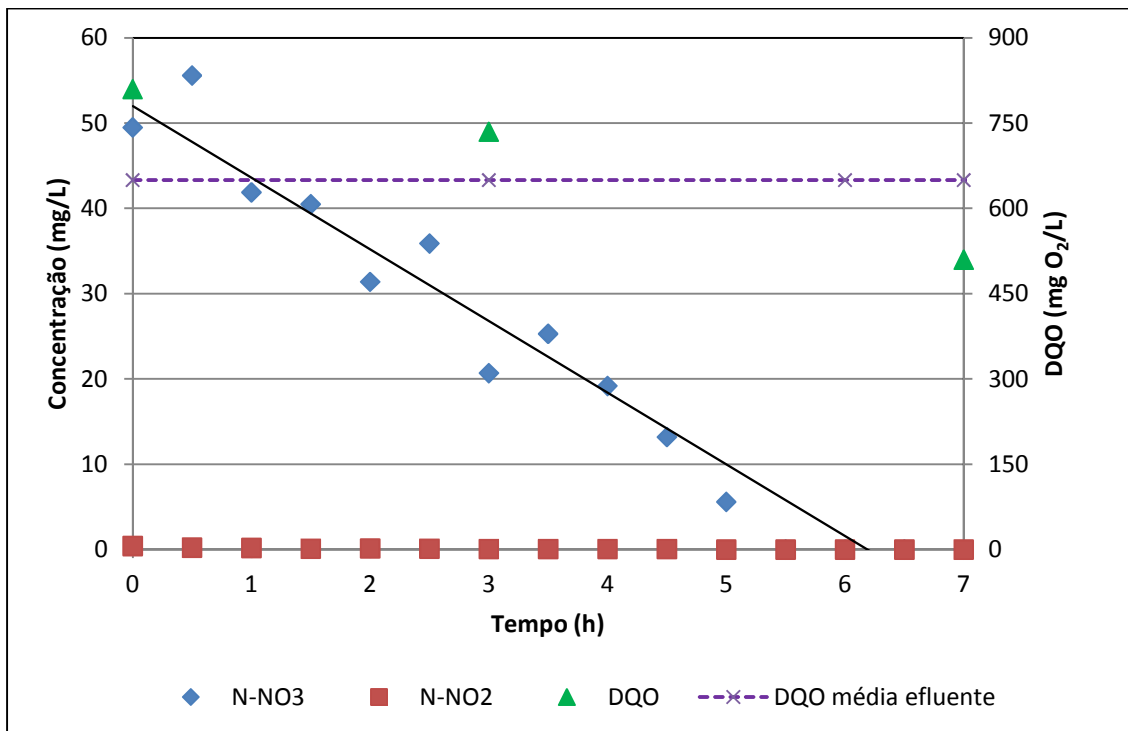


Figura 5.21 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 3 (Reator 1).

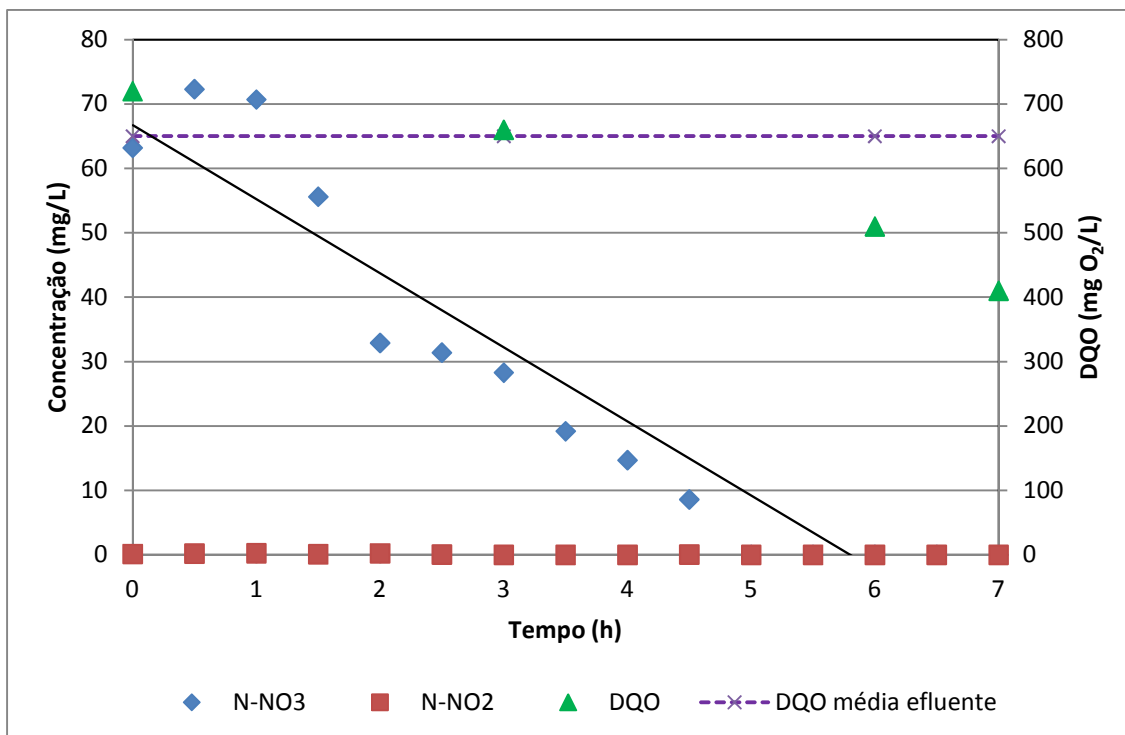


Figura 5.22 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 3 (Reator 2).

A Figura 5.21, referente ao Reator 1 mostra que houveram pequenas variações nos valores de nitrato, diminuindo ao longo do tempo, até atingir a concentração zero. Os valores de nitrito permaneceram próximos à zero no início do ensaio. As variações nas concentrações de nitrato podem ter sido oriundas da imprecisão do método de determinação de nitrato, já que foi utilizado o método do ácido salicílico (Cataldo, 1975) para determinação de nitrato no lixiviado.

De acordo com a Figura 5.22, referente ao Reator 2, observou-se aumento inicial na concentração de nitrato na primeira hora de operação. Tal fato pode ser atribuído à homogeneização do meio que propiciou a melhor mistura do Nitrato adicionado no início do ensaio. Em seguida, verificou-se queda na concentração de nitrato, atingindo a concentração zero após cinco horas de operação do Reator 2. Os valores de nitrito permaneceram próximos à zero neste ensaio.

Os valores de DQO do Reator 1 sofreram decréscimo até a 3ª hora do ensaio. No Reator 2, houve diminuição sucessiva nos valores de remoção de DQO, em consequência do consumo de etanol para a desnitrificação.

A velocidade média de remoção de nitrato no Ensaio 3 foi de 8,40 mg N/L.h e de 11,50 mg N/L.h, respectivamente nos reatores 1 e 2. A velocidade

específica de remoção de nitrato foi de 0,014 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ e de 0,016 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ nos reatores 1 e 2.

Observou-se que as velocidades de desnitrificação decresceram em relação ao Ensaio 2.

5.2.2 Ensaios para determinação da velocidade de desnitrificação via Nitrito

Antes do início dos ensaios, foram medidos os valores iniciais de N-amoniacal, pH, alcalinidade, SSV, nitrito e nitrato, conforme mostrado na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 – Valores iniciais do liquor misto antes do início dos ensaios de cinética de desnitrificação via N-nitrito.

	Parâmetros	Reator 1 (mg/L)		Reator 2 (mg/L)	
		Inicial	final	Inicial	final
ENSAIO 4	SSV	760	880	760	640
	N-amoniacal	8,87	-	8,87	-
	pH	8,35	-	8,35	-
	alcalinidade	1341	-	1341	-
	Nitrito	3,25	0	3,25	0
	Nitrato	0	0	0	0
ENSAIO 5	SSV	440	740	440	540
	N-amoniacal	27,7	-	27,7	-
	pH	8,43	-	8,43	-
	alcalinidade	1363	-	1363	-
	Nitrito	0,6	0	0,6	0
	Nitrato	17,7	0	17,7	0
ENSAIO 6	SSV	600	760	600	620
	N-amoniacal	19,48	-	19,48	-
	pH	5,75	-	5,75	-
	alcalinidade	1277	-	1277	-

A Tabela 5.11 mostra as equações de remoção de nitrito e as respectivas velocidades específicas, para todos os ensaios realizados.

Tabela 5.11 – Equações de remoção de N-nitrito e as respectivas velocidades de remoção.

Ensaio	Concentração Inicial C_0 (mg N .L ⁻¹)	Equações da remoção ($C = C_0 - k.t$)	Velocidades Médias de Remoção (mg N/L.h)	Velocidades Específicas de Remoção (mgN.mgSSV ⁻¹ .h ⁻¹)
Ensaio 4 – Reator 1	117,3	$y=121,4-14,24.t$ ($R^2=0,974$)	14,24	0,017
Ensaio 4 – Reator 2	98,7	$y=96,74-11,55.t$ ($R^2=0,980$)	11,55	0,017
Ensaio 5 – Reator 1	54	$y=58,75-9,27.t$ ($R^2=0,948$)	9,27	0,016
Ensaio 5 – Reator 2	60,5	$y=59,72-10,35.t$ ($R^2=0,985$)	10,35	0,021
Ensaio 6 – Reator 1	41,6	$y=37,10-10,11.t$ ($R^2=0,964$)	10,11	0,015
Ensaio 6 – Reator 2	37,8	$y=33,26-8,81.t$ ($R^2=0,941$)	8,81	0,014

Os resultados das concentrações de nitrato e nitrito ao longo do tempo para os Reatores 1 e 2 do Ensaio 4 estão apresentados nas Figuras 5.23 e 5.24.

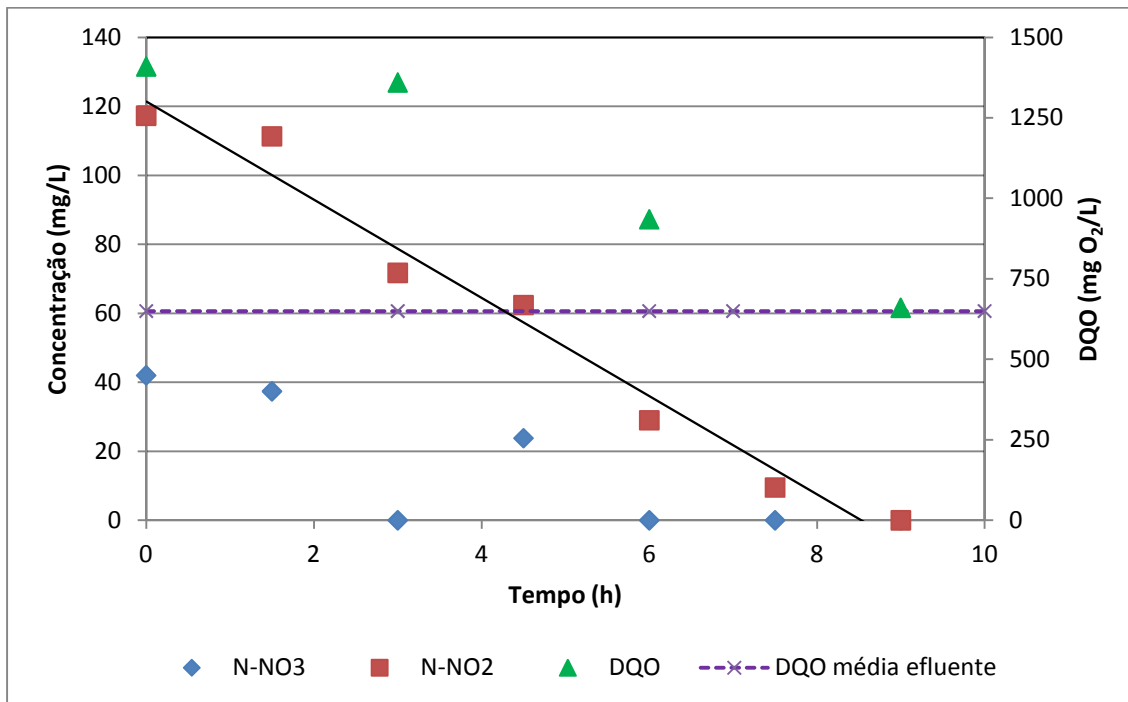


Figura 5.23 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9 horas de duração do Ensaio 4 (Reator 1).

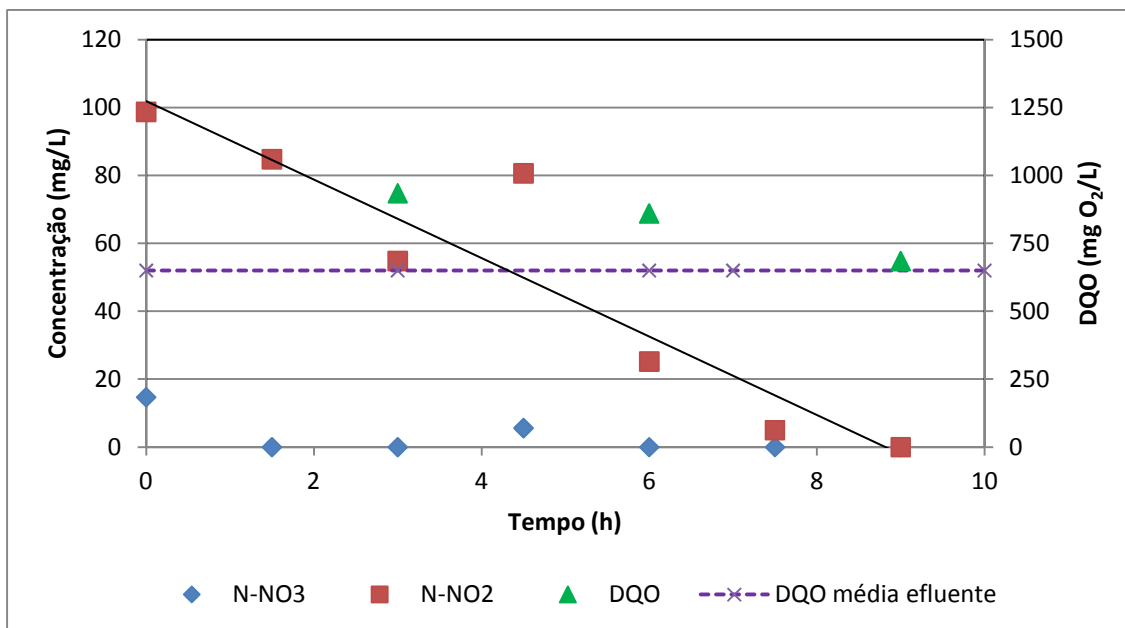


Figura 5.24 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 9 horas de duração do Ensaio 4 (Reator 2).

Conforme a Figura 5.23, referente ao Reator 1, houve queda acentuada de Nitrito atingindo a concentração zero às 9,5 horas de operação. A análise de nitrato realizada antes do início do ensaio indicou que a concentração de nitrato era próxima de zero no liquor misto utilizado no ensaio. As concentrações de nitratos detectadas podem em parte ser devido a interferências por nitrito no método de determinação de nitrato.

A Figura 5.24 mostra decréscimo acentuado nas concentrações de nitrito, até atingir a concentração zero na nona hora de operação do reator. No início de operação do Reator 2, observou-se a presença de 14,7 mg N-NO₃/L, decaindo até atingir a concentração zero na sexta hora.

Foi possível verificar remoção gradual de DQO ao longo das 9 h de operação dos reatores 1 e 2.

As velocidades médias de remoção de N-NO₂ foram de 14,24 mg N/L.h, para o Reator 1, e de 11,55 mg N/L.h para o Reator 2. As velocidades específicas de remoção de nitrito foram 0,017 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ e de 0,017 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ para os reatores 1 e 2.

Os resultados das concentrações de nitrato e nitrito para o Ensaio 5 ao longo do tempo para os reatores 1 e 2 estão apresentados nas Figuras 5.25 e 5.26.

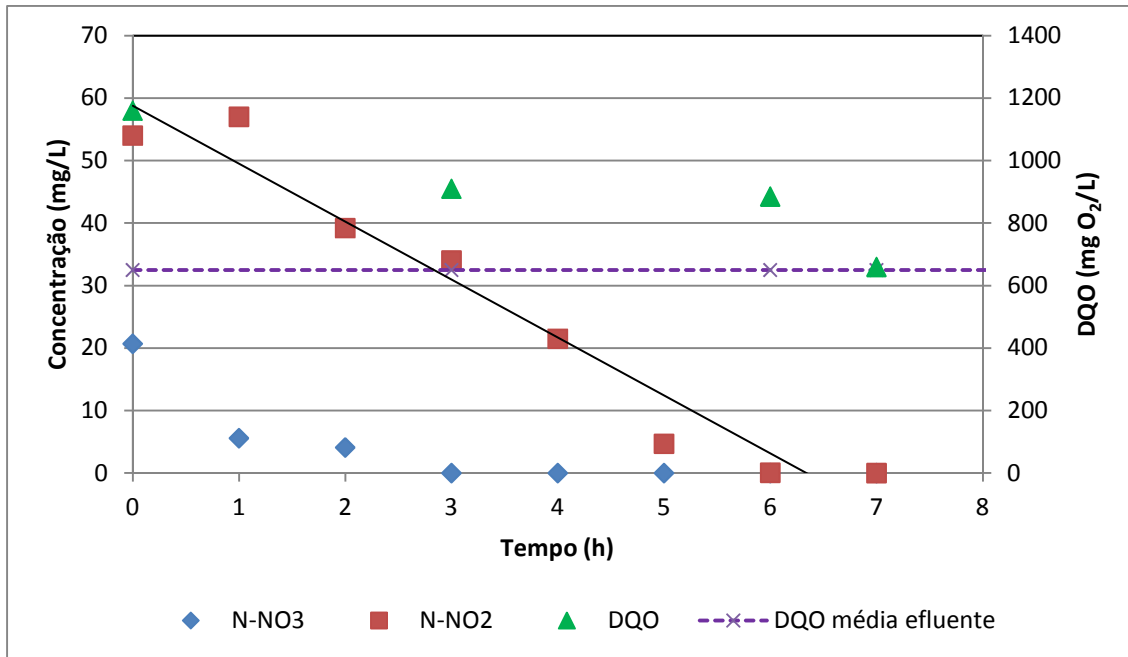


Figura 5.25 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 5 (Reator 1).

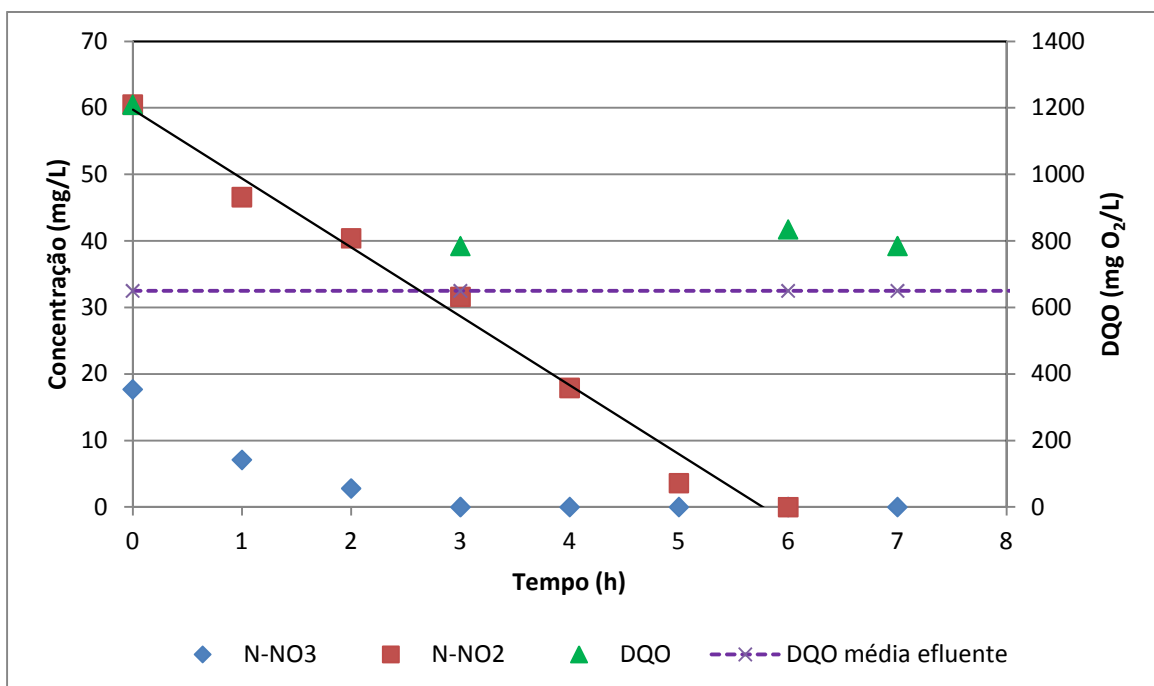


Figura 5.26 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 7 horas de duração do Ensaio 5 (Reator 2).

No Reator 1, foi observada queda progressiva de nitrito ao longo do tempo de operação, fato também observado com as concentrações de nitrato. No Reator 2, verificou-se queda de nitrito, atingindo a concentração zero após seis horas de operação. A remoção total de nitrato foi constatada após três horas de operação.

Foi possível verificar remoção nos valores de DQO em ambos os reatores.

Conforme observado na Tabela 5.11, verificou-se que a velocidade média de remoção de N-NO₂ no Reator 1 foi de 9,27 mg N/L.h e no Reator 2 de 10,35 mg N/L.h, enquanto as velocidades específicas de remoção foram respectivamente de : 0,016 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ e de 0,021 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹.

Os resultados das concentrações de nitrato e nitrito para o Ensaio 6 ao longo do tempo para os Reatores 1 e 2 estão apresentados nas Figuras 5.27 e 5.28.

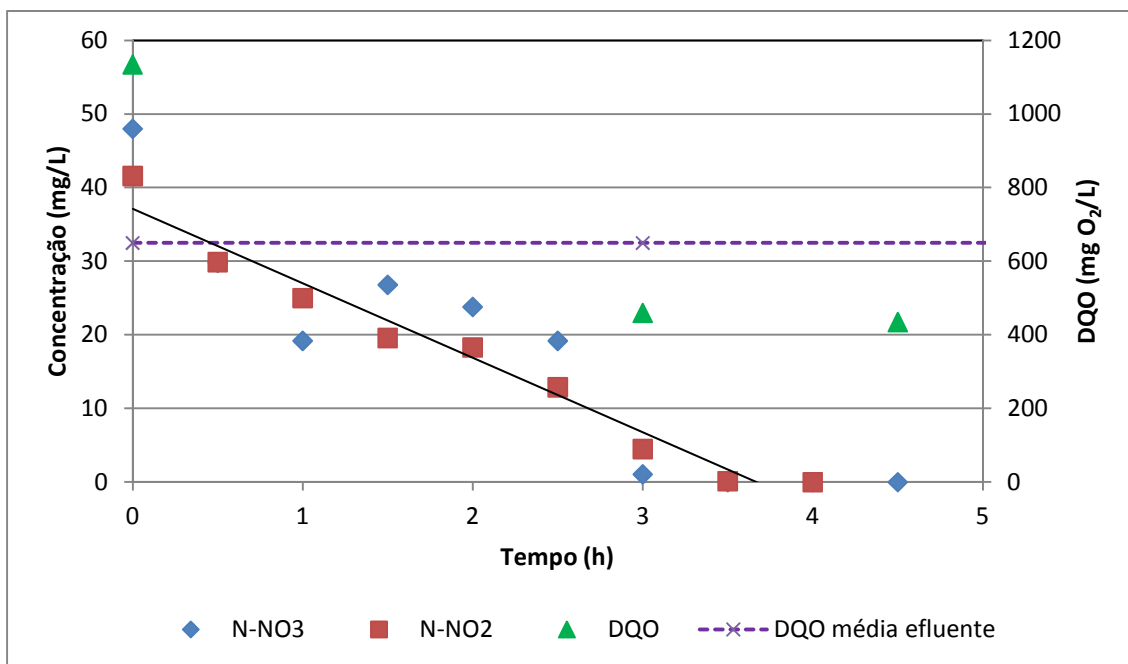


Figura 5.27 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 4,5 horas de duração do Ensaio 6 (Reator 1).

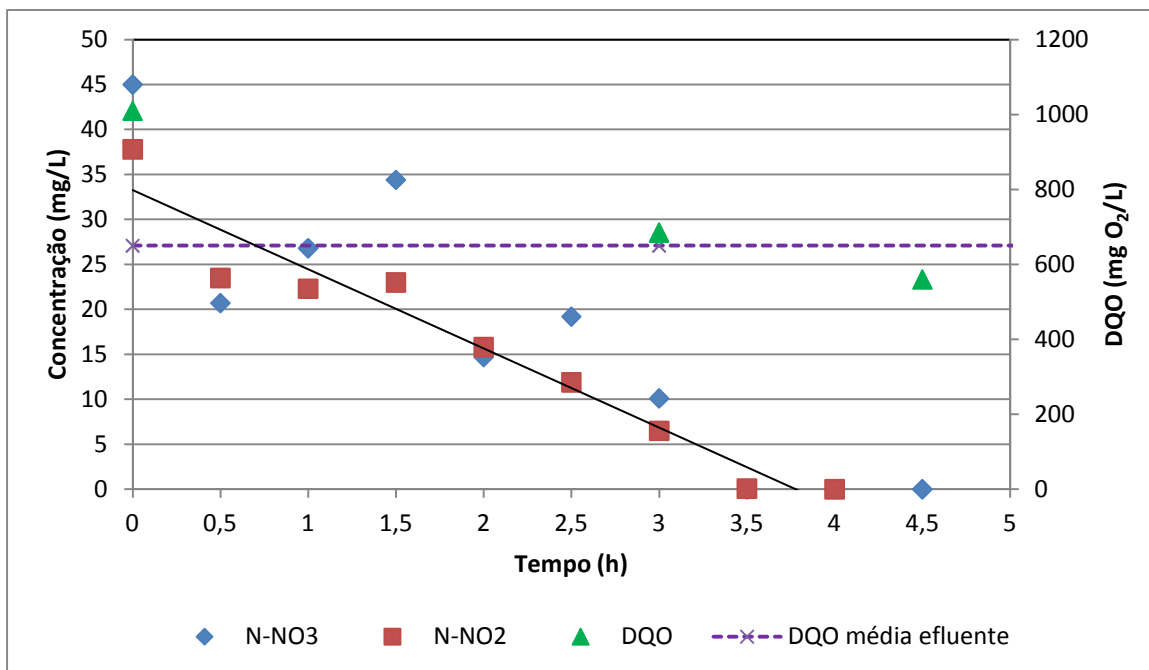


Figura 5.28 – Variação da concentração de N-nitrato e N-nitrito ao longo de 4,5 horas de duração do Ensaio 6 (Reator 2).

Em ambos os reatores deste ensaio foi observada quantidade inicial de nitrato da mesma ordem de magnitude das concentrações de nitrito. No Reator 1 a taxa inicial de desnitrificação foi elevada até atingir a concentração de nitrito igual a zero, em 4,5 horas de operação.

A Figura 5.28, referente ao Reator 2, mostra que o comportamento da remoção de nitrito e nitrato foi similar ao ocorrido no Reator 1, com remoção total de nitrito após 4,5 horas de operação e de nitrato após 3,5 horas de operação.

O valor de pH verificado no início do ensaio foi 5,75, porém não foi corrigido. Esse valor foi inferior aos determinados nos ensaios anteriores, indicando que a atividade nitrificante no reator contínuo era elevada. Apesar do baixo valor do pH não foi verificada inibição da desnitrificação no ensaio com concentração inicial de 50 mg N-NO₂/L. Glass e Silverstein (1998) verificaram inibição com valores de pH inferiores a 6,5.

Foi verificado o decréscimo nos valores de DQO em consequência do consumo de etanol para a desnitrificação em ambos os reatores.

A velocidade média de remoção de nitrito no Reator 1 foi de 10,11 mg N/L.h e no Reator 2 foi de 8,81 mg N/L.h e a velocidade específica foi de 0,015 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ e de 0,014 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹, respectivamente nos reatores 1 e 2.

5.2.7 Considerações sobre os ensaios de cinética de desnitrificação via nitrato e nitrito.

A Tabela 5.12 mostra a variação dos valores de DQO e SSV nos seis ensaios de cinética.

Tabela 5.12 – Valores iniciais e finais de DQO, variação de DQO e variação de SSV nos seis ensaios de cinética de desnitrificação com N-nitrato e com N-nitrito.

Ensaio	DQO ₀ (mg O ₂ /L)	DQO _f (mg O ₂ /L)	Δ DQO - remoção (mg O ₂ /L)	Ef. Rem. DQO	Δ SSV (mg/L)	Δ DQO / N removido
Ensaio 1 – Reator 1	2660	635	2025	76%	480	9,85
Ensaio 1 – Reator 2	1672	860	812	49%	530	5,27
Ensaio 2 – Reator 1	1285	710	575	55%	85	5,69
Ensaio 2 – Reator 2	1160	860	300	26%	335	2,62
Ensaio 3 – Reator 1	810	510	300	37%	0	6,06
Ensaio 3 – Reator 2	710	410	300	42%	130	4,75
Ensaio 4 – Reator 1	1410	660	750	53%	120	6,39
Ensaio 4 – Reator 2	1535	685	850	55%	0	8,61
Ensaio 5 – Reator 1	1160	660	500	43%	300	9,26
Ensaio 5 – Reator 2	1210	785	425	35%	100	7,02
Ensaio 6 – Reator 1	1135	435	700	62%	160	16,83
Ensaio 6 – Reator 2	1010	560	450	45%	20	11,90

Foi possível verificar o decréscimo nos valores de Δ DQO na medida em que houve diminuição na concentração inicial de nitrato a ser removido.

Nos ensaios de desnitrificação via nitrito, observou-se, também, tendência de decréscimo no consumo de DQO (Δ DQO) do Ensaio 4 para o Ensaio 6. Esta redução pode estar relacionada ao decréscimo das concentrações de nitrito e de

nitrato presentes nesses ensaios, uma vez que estes deveriam ser usados como receptores de elétrons.

A variação da concentração de SSV entre o início e o final dos ensaios não apresentaram uma tendência bem definida.

A Figura 5.29 mostra a variação na concentração inicial de nitrato pelas velocidades específicas de desnitrificação.

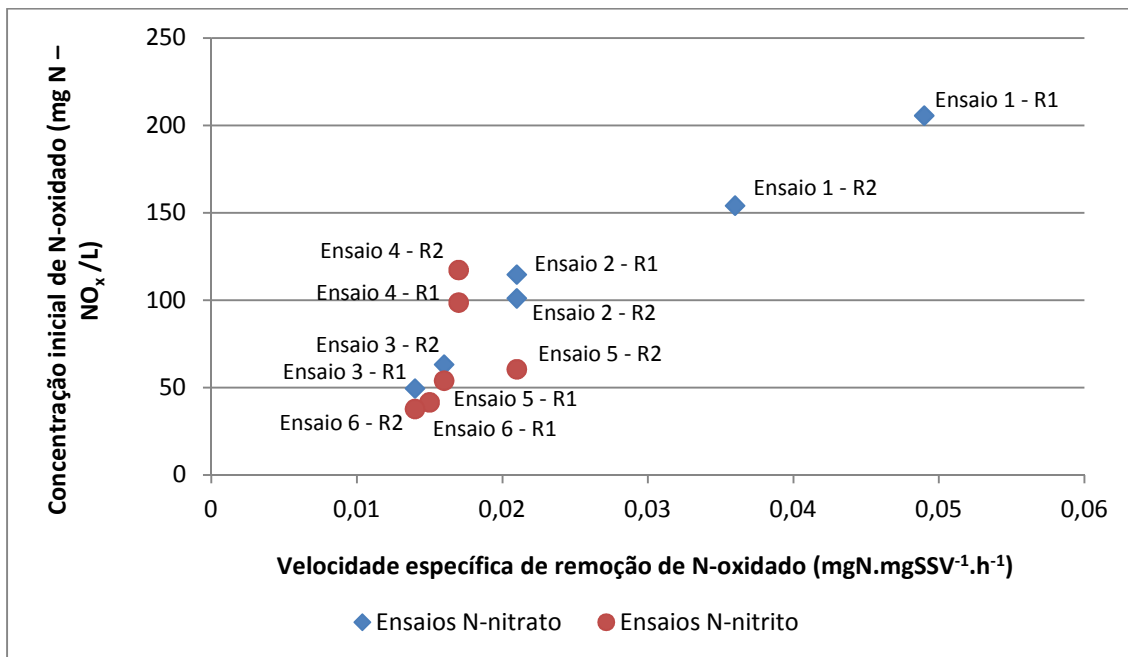


Figura 5.29 – Concentrações iniciais de N-nitrato e N-nitrito x Velocidades específicas de remoção de N-nitrato e N-nitrito para os ensaios de desnitrificação via N-nitrato e N-nitrito

A velocidade de desnitrificação via nitrato decresceu do Ensaio 1 para o 3, conforme decresceram as concentrações iniciais de nitrato.

Nos ensaios de desnitrificação via nitrito as velocidades de desnitrificação não variaram significativamente com a concentração inicial de nitrito, ao contrário dos ensaios em que foram utilizados nitrato como aceptor de elétrons.

Os valores de velocidade de desnitrificação obtidos nos ensaios realizados mostram que a adição de matéria orgânica facilmente biodegradável à água residuária propicia velocidades maiores se comparadas a matéria orgânica da própria água residuária ou ao carbono de origem endógeno. Carucci et al (1996) realizaram testes para verificar a velocidade de desnitrificação com a presença de matéria orgânica endógena e com a adição de matéria orgânica facilmente biodegradável. Sem adição de fonte externa de carbono, a velocidade de

desnitrificação obtida foi de 0,07 mg N-NO₃/mg SSV.d em água residuária com concentração inicial de 100 mg N-NO₃/L. Este valor é inferior aos valores obtidos neste trabalho, em que houve a adição de fonte externa de carbono (etanol).

Moura (2011) utilizando reator estruturado com crescimento aderido e efluente sintético, com menores concentrações de N-nitrato (30 mg N-NO₃/L), se comparadas a deste trabalho, obteve valores de velocidades de redução de N-nitrato a N-nitrito de 0,0034 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ e 0,004 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ e valores de velocidades de desnitrificação via N-nitrito de 0,0023 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹ e 0,0029 mg N.mg SSV⁻¹.h⁻¹. Os valores obtidos no presente trabalho foram superiores aos obtidos por Moura (2011).

As velocidades médias obtidas nos ensaios via nitrato foram superiores às velocidades médias obtidas nos ensaios via nitrito. O mesmo também foi observado com as velocidades específicas, que apresentaram valores maiores nos ensaios via nitrato.

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

O trabalho realizado, empregando reator anóxico, com TDH de 3,0 dias, seguido de reator aeróbio, com TDH de 10 dias - Fases I, II, III e IV, e TDH de 8 dias – Fase V, para o tratamento biológico de lixiviado de aterro de resíduos sólidos, visando a remoção de nitrogênio, permite concluir que:

- Nas Fases I e II, com concentrações médias de NKT no afluente de 1021 e 812 mg N-NH₄/L, a eficiência média de remoção de nitrogênio em termos de NKT e N-amoniaco foi de 63 e 69% e para as Fases III, IV e V, cujas concentrações médias de NKT no afluente eram de 418, 376 e 323 mg N-NH₄/L, foram alcançadas eficiências de remoção em torno de 78% para o NKT e de 93% para o N-amoniaco.

- Nas fases sem adição de fonte externa de carbono a remoção de nitrogênio total foi insignificante, enquanto nas Fases II, IV e V, com adição de fonte externa de carbono, no etanol, a remoção de nitrogênio total foi em torno de 31, 36 e 62%, respectivamente.

- As características do lixiviado usado nas Fases III, IV e V, com menores concentrações de NKT, comparado ao das Fases I e II, favoreceram a nitrificação.

- Nos ensaios, em batelada, as velocidades médias (e velocidades médias específicas) de desnitrificação, para concentrações de nitrato de 206 a 50 mgN-NO₃/L, variaram de 18,69 a 8,40 mg N/h (0,049 a 0,014 mg N/mg SSV.h) e para concentrações de nitrito de 117 a 38 mgN-NO₂/L variaram de 14,24 a 8,81 mgN/h (0,017 a 0,014 mg N/mg SSV.h).

- A eficiência média de remoção de DQO permaneceu em torno de 20%. O lixiviado tratado ainda apresentou valores elevados de DQO. Isso mostra a necessidade da realização de pós-tratamento para a remoção da matéria orgânica recalcitrante remanescente no lixiviado.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

APHA, AWWA, WEF. **Standards Methods for the Examination of Water e Wastewater**, 21^o ed. Washington. D.C, 2005.

ANTHONISEN, A.; LOHER, R.; PRAKASAM, T.; SRINATH, E. **Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid**. Journal of Water Pollution Control. v. 48, p. 835-852, 1976.

ANTONIOU P., HAMILTON J., KOOPMAN B., JAIN R., HOLLOWAY B. , LYBERATOS G. AND SVORONOS S. A. **Efect of temperature and pH on the efective maximum specific growth rate of nitrifying bacteria**. Water Research, v. 24, p. 97 – 101, 1990.

AUDIBERT, J. L. **Avaliação qualitativa e quantitativa do biogás do aterro controlado de Londrina**. 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina. Londrina, Paraná, 2011.

AKERMAN, A. **Feasibility of nitrate-shunt (nitrification) on landfill leachate**. Suez, 2005.

BAE, J-H.; KIM, S.; CHANG, H. **Treatment of landfill leachates: ammonia removal via nitrification and denitrification and further COD reduction via Fenton's treatment followed by activated sludge**. Water Science Technology. v. 36, p. 341-148, 1997.

CARUCCI, A.; RAMADORI, R.; ROSSETTI, S.; TOMEI, M. C. **Kinetics of denitrification reactions in single sludge systems**. Water Research, v. 30, p. 51-56, 1996.

CLÉMENT, B.; COLIN, J. R.; ANNE, L. D. D. **Estimation of the hazard of landfills through toxicity testing of leachates**. Chemosphere, v. 35, p. 2783 – 2796, 1997.

CORTEZ, S.; TEIXEIRA, P.; OLIVEIRA, R.; MOTA, M. **Mature landfill leachate treatment by denitrification and ozonation**. Process Biochemistry. v. 46, p. 148 – 153, 2011.

BERNARD, C.; COLIN, J. R.; ANNE, L. D. **Estimation of the hazard of landfills through toxicity testing of leachates – Comparison of physico-chemical characteristics of landfill leachates with their toxicity determined with a battery of tests**. Chemosphere. v. 35, p. 2783 – 2796, 1997.

BLAICH, C. I. **Dinâmica de Microorganismos nitrificantes e desnitrificantes e sua relação com parâmetros físico-químicos em Lodos Ativados para remoção de nitrogênio de lixiviado de Aterro Sanitário**. Trabalho

de Conclusão de Curso (Graduação em Biologia), Universidade Estadual de Londrina, UEL, Londrina, 2009.

DENG, Y.; ENGLEHARDT, J. D. **Treatment of landfill leachate by the Fenton process.** Water Research. v. 40, p. 3683 – 3694, 2006.

DENG, Y. **Physical and oxidative removal of organics during Fenton treatment of mature municipal landfill leachate.** Journal of Hazardous Materials. v. 146, p. 334 – 340, 2007.

DIONISI, H. M.; LAYTON, A. C.; ROBINSON, K. G.; SAYLER, G. S.; GREGORY, I. R. **Quantification of Nitrosomonas oligotropha-Like AmmoniaOxidizing Bacteria and Nitrospira spp. from Full-Scale Wastewater Treatment Plants by Competitive PCR.** Applied and Environmental Microbiology, v. 68, p. 245-253, 2002.

EPA. **Nutrient control design manual.** EP-C-05-058. 2009.

ETCHEBEHERE, C., ERRAZQUIN, M.I., DABERT, P., MUXI, L. **Community analysis of a denitrifying reactor treating landfill leachate.** FEMS Microbiology Ecology. v. 40, p.97-106, 2002.

GLASS, C.; SILVERSTEIN, J. **Denitrification kinetics of high nitrate concentration water: pH effect of inhibition and nitrite accumulation.** Water Research. v. 32, p. 831-839, 1998.

GOMES, L. P. (coord.). **Estudos de caracterização e tratabilidade de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras.** Rio de Janeiro: ABES. 2009.

GUO, J. S.; ABBAS, A. A.; CHEN, Y. P.; LIU, Z. P; FANG, F.; CHEN, P. **Treatment of landfill leachate using a combined stripping, Fenton, SBR, and coagulation process.** Journal of Hazardous Materials. v. 178, p. 699 – 705, 2010.

HE, R.; LIU, X.; ZHANG, Z.; SHEN, D. **Characteristics of the bioreactor landfill system using an anaerobic-aerobic process for nitrogen removal.** Science Direct. 2006.

HELLINGA C; SCHELLEN A A J C; Mulder J W; van Loosdrecht M C M; HEIJNEN J J. **The SHARON process: AN innovative method for nitrogen removal from ammonium rich wastewater.** Water Sci. Technol. v.37, p. 135–42, 1998.

HIROOKA, K., ASANO, R., NAKAI, Y. **Change in the community structure of ammonia-oxidizing bacteria in activated sludge during selective incubation for MPN determination.** J Ind Microbiol Biotechnol. v.36, p.679-685, 2009.

HOILIJOKI, T. H.; KETTUNEN, R. H.; RINTALA, J. A. ***Nitrification of anaerobically pretreated municipal landfill leachate at low temperature***, *Water Research*. v. 34, p. 1435-1446, 2000.

KANG, Y. H.; HWANG, K. Y. ***Effects of reaction conditions on the oxidation efficiency in the Fenton process***. *Water Research*. v. 34. p. 2786 – 2790, 2000.

KANG, K. H.; SHIN, H. S.; PARK, H. ***Characterization of humic substances present in landfill leachates with different landfill ages and its implications***. *Water Research*, v. 36, p. 4023–4032, 2002.

KATSUMATA, H.; SADA, M.; KANECO, S.; SUZUKI, T.; OHTA, K.; YOBIKO, Y. ***Humic acid degradation in aqueous solution by the photo-Fenton process***. *Chemical Engineering Journal*, v. 137, p. 225 – 230, 2008.

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

KLIMIUK, E.; KULIKOWSKA, D. ***Organics removal from landfill leachate and activated sludge production in SBR reactors***. *Waste Management*, 2005.

LI B.; IRVIN, S.; BAKER, K. ***The variation of nitrifying bacterial population sizes in a sequencing batch reactor (SBR) treating low, mid, high concentrated synthetic wastewater***. *J. Environ.Eng.Sci.* v.6, p.651-663, 2007.

LIN, L.; LAN, C. Y.; HUANG, L. N.; CHAN, G. Y. S. ***Anthropogenic N₂O production from landfill leachate treatment***. *Journal of Environmental Sciences*, 2007.

LOPEZ, A.; PAGANO, M.; VOLPE, A.; DI PINTO, A. C. ***Fenton's pré-treatment of mature landfill leachate***. *Chemosphere*. v. 54. p. 1005 – 1010, 2004.

MARINGONDA, Audinil Junior. ***Remoção de nitrogênio de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos empregando sistema de lodos ativadas, composto por reator anóxico e aeróbio em série***. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Saneamento e Edificações) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina/PR, 2008.

METCALF & EDDY, Inc.; ***Wastewater Engineering: Treatment Disposal Reuse***. McGraw – Hill International Editions. Civil Engineering Series, 2003.

MORLING, S. ***Nitrogen removal and heavy metals in leachate treatment using SBR technology***. *Journal of Hazardous Materials*. v. 174, p. 679 – 686, 2010.

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

NECZAJ, E.; OKONIEWSKA, E.; KACPRZAK, M. **Treatment of landfill leachate by sequencing batch reactor.** Journal of Environmental Sciences, v. 135, p. 357 – 362, 2005.

PHILIPS, S., HENDRIKUS, J., LAANBROCK & VERSTRAETE, W., Origin, causes and effects of increased nitrite concentration in aquatic environments. **Re/Wiews in Environmental Science & Bio/Technology.** v. 1, p. 115-141, 2002.

RAY, M. B.; CHEN, J. P.; WANG, L. K.; PEHKONEN, S. O. Advanced oxidation processes. In: WANG, L. K.; HUNG, Y. T.; SHAMMAS, N. K. **Advanced physicochemical treatment processes.** Nova York: Srpinger-Verlag. v. 4, p. 463 – 481, 2009.

RENOU, S.; GIVAUDAN, J. G.; POULAIN, S.; DIRASSOUYAN, F.; MOULIN, P. **Landfill leachate treatment: review and opportunity.** Journal of Hazardous Materials. v. 150, p. 468 – 493, 2008.

ROMAGNOLLI, R.; LOPES, D. D.; OLIVEIRA L. G. G. **Análise da correlação entre a condutividade elétrica e alcalinidade da água subterrânea da área adjacente ao aterro de resíduos sólidos do município de Londrina – PR.** (Em preparação). 2009.

SALEM, Z.; HAMOURI, K.; DJEMAA, R.; ALLIA, K. **Evaluation of landfill pollution and treatment.** Desalination, v. 220, p. 108 – 114, 2008.

SHOULIANG, H.; BEIDOU, X.; HAICHAN, Y.; LIANSHENG, H.; SHILEI, F.; HONGLIANG, L. **Characteristics of dissolved organic matter (DOM) in leachate with different landfill ages.** Journal of Environmental Sciences, v. 20, p. 492 – 498, 2008.

SILVA, A. C. **Tratamento do percolado de aterro sanitário e avaliação da toxicidade do efluente bruto e tratado.** Dissertação (Mestrado). UFRJ. 2002.

SPAGNI, A.; MARSILI-LIBELLI, S. **Nitrogen Removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating sanitary landfill leachate.** Bioresource Technology, 2008.

SUN, J.; LI, X.; FENG, J.; TIAN, X. **Oxone/Co²⁺ oxidation as na advanced oxidation process: comparison with traditional Fenton oxidation for treatment of landfill leachate.** Water Research. v. 43, p. 4363 – 4369, 2009.

TRABELSI, I.; SELLAMI, I.; DHIFALLAH, T.;MEDHIOUB, K.; BOUSSELMI, L.; GHRABI, A. **Coupling of anoxic and aerobic biological treatment of landfill leachate**. *Desalination*, v. 246, p. 506 – 513, 2009.

TRENNEPOHL, F.G. **Remoção biológica de nitrogênio em lixiviado de aterro de resíduos, em sistema piloto de lodos ativados com fonte externa de carbono**. 104 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Saneamento e Edificações) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, Paraná, 2009.

VILLAVERDE, S. **Recent developments on biological nutrient removal processes for wastewater treatment**. *Reviews in Environment Science and Bio/Technology*, v. 3, p. 171 – 183, 2004.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Introdução à qualidade de águas e ao tratamento de esgotos**. Vol. 2, 2ª ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, 243p, 1997.

VON SPERLING, M.. **Princípio do Tratamento Biológico de Águas Residuárias: Lodos Ativados**. 2ª edição. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 428 p, 2002.

WANG, F.; SMITH, D. W.; GAMAL EL-DIN, M. **Application of advanced oxidation methods for landfill leachate treatment – a review**. *Journal of Environmental and Science*, v. 2, p. 413 – 427, 2003.

WU, L.; PENG, C.; ZHANG, S.; PENG, Y. **Nitrogen removal via nitrite from municipal landfill leachate**. *Journal of Environmental Sciences*. v. 21, p. 1480-1485, 2009.

WU, Y.; ZHOU, S.; QIN, F.; PENG, H.; LAI, Y.; LIN Y. **Removal of humic substances from landfill leachate by Fenton oxidation and coagulation**. *Process Safety and Environmental Protection*. v. 88, p. 276 – 284, 2010.

XU, Z. Y.; ZENG, G. M.; YANG, Z. H.; XIAO, Y.; CAO, M.; SUN, H. S.; JI, L. L.; CHEN, Y. **Biological treatment of landfill leachate with the integration of partial nitrification, anaerobic ammonium oxidation and heterotrophic denitrification**. *Bioresource Technology*, v. 101, p. 79 – 86, 2010.

YU, G.; ZHU, W.; YANG, Z. **Pretreatment and biodegradability enhancement of DSD acid manufacturing wastewater**. *Chemosphere*. v. 37. p. 487 – 494, 1998.

APÊNDICE A

Tabela A.1 – Resultados do monitoramento de pH e Alcalinidade para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Fase I	1	8,5	8,6	8,93	8,52	5572	4617	4411	5305
	6	8,34	8,42	8,09	8,47	5417	4031	282	3924
	13	8,49	8,54	6,63	8,45	5199	3680	294	2093
	20	8,4	8,25	6,56	8,3	5209	2432	269	1941
	21	8,45	8,03	6,34	8,12	5209	2594	252	2594
	24	8,43	8,03	6,34	8,12	5209	2594	252	1746
	25	8,4	8,08	6,32	8,17	5209	2409	260	1756
	26	8,4	8,22	6,42	8,28	5209	2408	283	1683
	28	8,98	8,78	6,69	8,72	4677	2350	323	1372
	30	8,55	8,25	6,56	8,3	5209	2432	269	1941
	32	-	8,13	6,51	8,08	5209	1567	274	1359
	33	-	8,1	6,6	8,05	5209	2722	290	1354
	34	8,71	8,54	7,28	8,5	4771	2710	284	1959
	38	-	8,33	7,28	8,29	4771	2919	448	1104
	39	-	8,27	7,21	8,17	4771	2910	460	1126
	40	-	8,35	7,38	8,16	4771	2977	492	1114
	41	8,4	8,27	7,45	8,15	4791	3020	497	1118
	45	8,32	8,16	7,35	8,01	4788	3114	602	1016
	46	8,71	8,52	7,61	8,28	5170	3239	588	1025
	48	8,43	8,31	7,28	8,04	4808	3191	423	972
52	8,42	8,13	7,34	7,57	5202	1413	471	684	
55	8,65	8,35	7,39	7,71	5040	1522	437	511	
60	8,43	8,21	7,09	7,14	5270	1577	394	629	
	61	8,6	8,34	7,16	7,37	5459	1584	476	541
	75	8,71	8,64	7,15	7,65	5053	433	359	457
	81	8,45	8,23	6,9	7,31	5453	2405	359	429
	82	8,43	8,27	6,83	7,27	5404	2460	329	383
	83	8,3	8,12	6,79	7,24	5285	2450	335	393
	88	8,44	8,32	6,93	7,5	5427	2670	355	506
	89	8,37	8,2	6,92	7,32	5336	2425	365	433
	90	8,36	8,26	6,43	7,33	5315	2763	286	410
	95	8,75	8,47	7,12	7,55	5309	2106	356	406
	96	8,63	8,27	6,87	7,4	5293	1848	306	415
	97	8,77	8,45	7,01	7,67	5393	1529	308	414
104	8,55	8,28	6,84	7,6	5010	1465	266	389	
109	8,8	8,52	7,34	7,87	5068	1999	313	389	
110	8,72	8,36	7,18	7,67	5197	1671	313	385	

(continuação) **Tabela A.1** – Resultados do monitoramento de pH e Alcalinidade para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluyente	Anóxico	Aeróbio	Efluyente	Afluyente	Anóxico	Aeróbio	Efluyente
Fase I	111	8,71	8,47	7,3	7,68	5048,8	1756,8	302,08	376,91
	118	8,84	8,6	7,32	7,83	5012,41	1782,64	271,04	305,66
	124	8,67	8,31	6,75	7,54	4987	1639	185	282
	125	8,81	8,48	6,94	7,59	5232	1461,85	175,92	255,12
	129	8,5	8,14	6,5	7,18	5089	1434	134	286
	130		8,19	6,45	7,24	5059	1399	152	237
	132	8,75	8,36	6,77	7,22	4912	1217,88	168,75	239,2
	138	8,63	8,29	6,38	6,94	4938	1517	140	222
	139	8,65	8,3	6,79	7,14	4865,6	1424	181,09	224,87
	152	8,85	8,45	6,77	7,08	4842	1486	202	219
	153	9,07	8,74	7	7,41	4740,8	1536,8	192,23	222,88
	158	9	8,64	6,62	7,05	4758	1474	177	221
	159	8,78	8,42	6,51	6,85	4742	1450	158	199
	160	9,02	8,72	6,7	7,15	4600	1628	174,32	209,75
	165	8,58	8,4	7,1	7,07	4666	1713	229	251
	166	8,75	8,64	7,62	7,35	4636	1834	294	280
Fase II	167	8,82	8,68	7,8	7,63	4513,6	1982,4	392,43	312,03
	173	8,86	8,75	8,45	8,25	4643	2010	1186	862
	174	9,01	8,95	8,66	8,54	4569	2775	1328	1034
	179	9,1	9,04	8,83	8,75	4597,6	2978,4	1805,6	2262,5
	180	9,06	8,98	8,81	8,67	4551,2	3015,2	1908,8	1690,4
	181	8,72	8,91	8,74	8,67	4508	3104,8	1985,6	1784
	185	8,94	8,58	8,79	8,64	4401,6	1908	1689,6	1802,4
	186	8,79	8,55	8,46	8,51	4388,8	3252	1603,2	1756
	187	9,03	8,64	8,65	8,65	4501,6	3176,8	1602,4	1739,2
	195	8,77	8,28	8,5	8,47	4139,2	2972	2000	1750,4
	200	8,92	8,28	8,57	8,48	4220,8	2664	2127,2	1975,2
	201	8,71	8,07	8,2	8,25	4088,8	2576,8	2126,4	1936
	202	8,57	7,88	7,96	8,04	4000	2673,6	1631,2	1887,2
	207	8,71	8,06	8,36	8,22	4085,6	2694,4	1979,2	1867,2
	208	8,67	8,06	8,33	8,38	3888,8	2819,2	2002,4	1948
	209	8,55	7,93	8,16	8,23	3636	2786,4	1740	1806,4
	214	8,25	7,95	7,91	8,19	2101,6	2481,6	610,4	1154,4
215	8,27	8,07	7,84	8,19	2068,8	2189,6	548,8	1044,8	
216	8,27	8,1	7,82	8,09	2040	1952,8	548	920	
217	8,59	7,71	7,93	7,58	3293,03	176,34	185,75	200,3	
220	8,57	8,27	8,06	7,88	3180,04	1167,16	648,85	512,74	
228	8,57	8,33	7,16	7,8	3098,74	954,72	250,56	337,39	
231	8,57	8,23	7,31	7,33	3275,06	943,31	303,02	273,06	

(continuação) **Tabela A.1** – Resultados do monitoramento de pH e Alcalinidade para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Fase II	235	8,53	8,26	7,19	7,36	3192,02	1106,38	272,21	282,48
	239	8,54	8,29	7,41	7,37	3228,83	1105,95	392,05	315,01
	247	8,62	8,37	7,28	7,49	3222,84	1234,35	290,18	289,33
	251	8,71	8,33	7,58	7,49	3227,12	1123,07	422,86	329,56
	252	8,4	8,19	7,48	7,53	3154,36	1412,4	641,52	527,47
	257	8,64	8,36	7,4	7,68	3200,58	1447,5	405,32	439,98
	259	8,55	8,42	7,16	7,71	3178,33	1377,3	285,9	378,35
Fase III	267	8,7	8,32	7,15	7,53	3164,63	1266,88	291,9	281,62
	274	8,71	8,52	7,68	7,76	3207,43	1753,09	648,85	556,4
	279	8,68	7,96	6,58	7,85	3222,84	333,84	108,86	476,5
Fase IV	281	8,69	8,45	6,65	7,98	3104,71	892,81	101,86	332,98
	287	8,52	8,07	6,73	7,09	3244,24	907,36	115,34	216,86
	309	8,8	8,81	8,1	8,32	2878,85	1202,26	507,17	539,57
	316	8,62	8,68	7,86	8,08	2904,41	1273,73	539,28	550,41
	330	8,83	8,46	7	7,12	3022,54	809,78	109,57	96,73
	334	8,71	8,59	7,25	7,16	2728,93	941,6	192,6	161,78
	337	8,73	8,58	7,5	7,93	2816,24	906,5	191,74	252,52
	344	8,75	8,49	8,19	7,84	2944,64	737,02	379,21	398,04
Fase V	351	8,66	8,57	7,87	7,98	3379,49	1272,87	472,51	483,64
	352	8,61	8,53	7,89	8,62	2752,9	1221,51	452,82	2780,29
	365	8,56	8,58	8,25	8,34	2669,01	1522,82	811,49	915,06
	372	8,75	8,62	8,53	8,48	2559,44	1508,27	802,07	1025,49

Tabela A.2 – Resultados do monitoramento de N-amoniaco e NKT para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ /L)				NKT (mg N-NH ₄ /L)	
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Efluente
Fase I	1	993	800	653	977	1020	1017
	6	944	722	339	629	-	-
	13	893	578	126	347	-	-
	20	857	392	100	308	-	-
	27	759	391	81	250	888	362
	34	745	409	91	199	890	317
	41	739	434	107	158	865	314
	48	753	455	90	146	-	-
	55	753	287	113	112	904	239
	83	981	502	180	181	1101	279
	90	993	535	180	181	1069	279
	97	949	358	189	183	1059	280
	104	938	360	186	187	-	-
	111	927	404	197	195	1050	289
	118	927	418	186	189	1033	270
	125	908	370	196	192	1017	276
	132	864	332	185	197	986	262
	139	860	354	179	181	985	253
	153	814	356	173	174	967	268
160	792	357	162	166	950	267	
Fase II	167	1257	552	220	175	904	218
	181	776	375	216	216	878	325
	188	736	520	246	227	840	334
	195	608	507	295	269	810	395
	202	627	483	351	325	777	437
	209	532	469	339	304	660	441
Fase III	217	473	165	83	97	1782	29
	225	370	75	20	16	421	64
	233	481	135	54	41	415	73
	246	224	82	21	35	489	114
	254	230	87	25	24	373	241
	264	423	192	192	28	410	60
	267	405	223	77	58	429	81
	274	483	13	14	56	391	44
	281	438	17	13	17	398	249
Fase IV	288	413	110	7	9	428	72
	295	445	74	0	5	396	0
	303	384	83	1	2	425	91
	310	365	115	23	36	350	68

(continuação) **Tabela A.2** – Resultados do monitoramento de N-amoniaco e NKT para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	Nitrogênio Amoniaco (mg N-NH ₄ /L)				NKT (mg N-NH ₄ /L)	
		Afluente	Afluente	Efluente	Efluente	Afluente	Efluente
Fase IV	317	345	80	29	33	385	232
	324	428	125	54	52	358	122
	331	364	85	6	19	349	49
	345	287	107	3	0	326	31
	352	347	89	0	0	345	44
	359	316	80	0	4	312	44
	Fase V	366	335	124	53	22	354
380		333	68	0	0	302	36
387		313	9	0	0	385	232

Tabela A.3 – Resultados do monitoramento de nitrito e nitrato para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)				Nitrato (mg N-NO ₃ /L)			
		Afluyente	Anóxico	Aeróbio	Efluyente	Afluyente	Anóxico	Aeróbio	Efluyente
Fase I	4	0	25,07	125,1	125,1	0	53,9	28,7	28,7
	13	0	123,13	604,85	604,85	0	0	0	0
	34	0	200,8	619,4	384,5	0	8,6	13,6	0
	41	0	173,2	589,8	466,1	0	40,5	136,2	73,8
	46	0	189,7	590,4	460,1	0	41,5	85,4	183,1
	53	0	410,8	602,3	598,8	0	143,7	152,1	166,4
	82	0	396,9	647,7	581,9	0	13,6	38,8	43,9
	89	0	402,2	514,1	516,7	0	18,7	109,5	79,2
	96	0	405,5	642,4	645,7	0	64,1	200,3	185,2
	104	0	225,2	395,6	443,7	0	235,6	371,8	265,9
	111	0	231,4	305,1	285,2	0	200,3	99,4	159,9
	125	0	1,7	3,4	19,2	0	578,7	745,2	598,9
	132	0	1,7	1,4	0,724	0	669,5	785,6	725
	139	0	1,51	1,84	0,526	0	619,1	825,9	856,2
	152	0	2,8	1,5	1,02	0	523,2	750,3	831
Fase II	160	0	3,2	2,8	2,8	0	629,2	821	735,1
	167	0	0,7	3,8	2,8	0	321,4	684,7	750,3
	174	0	0,7	12,3	1,4	0	69,1	397,1	508,1
	181	0	0,84	15,48	3,72	0	0	139,76	205,35
	188	0	0	164,98	114,8	0	0,4	12,68	1,08
	195	0	0	7	0	0	0	0	0
	203	0	0,43	0,51	0,43	0	0	0	0
	207	0	0,43	3,88	0,51	0	0	0	0
216	0	0,6	14,16	2,56	0	0	0	0	
Fase III	217	0,4	18,29	17,92	21,05	0	398,03	401,06	363,18
	224	0	175,63	249,15	156,49	0	166,21	223,79	257,12
	231	0,17	372,46	488,12	487,84	0	135,91	172,27	190,45
	239	0,21	369,54	523,75	543,71	0	49,55	151,06	155,61
	247	1,1	343,94	518,79	539,45	0	93,48	163,18	145
	251	0	363,21	506,4	533,94	0	116,21	152,58	172,27
	257	1,1	321,22	544,27	477,49	0	76,82	138,94	129,85
	267	1,79	256,51	448,57	435,49	0	128,33	226,82	204,09
	274	0	151,87	276,47	286,8	0	107,12	195	179,85
	281	0	25,2	0,41	131,21	0	175,3	348,03	287,42
287	0	4,57	1,82	0,99	0	343,48	469,24	435,91	
Fase IV	294	0,17	3,99	1,65	1,58	0	259,7	386,97	150,61
	301	0,23	1,65	7,32	6,19	0	163,18	304,09	299,55
	309	0,2	3,87	13,21	14,98	0	172,27	284,39	173,79

(continuação) **Tabela A.3** – Resultados do monitoramento de nitrito e nitrato para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)			Nitrato (mg N-NO ₃ /L)				
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Afluente	Anóxico
Fase IV	316	0,19	7,97	140,11	69,34	0	0	29,39	47,58
	323	0	0	7,09	36,69	0	17,73	149,55	111,67
	330	0	0,45	4,06	0,79	0	93,48	176,82	117,73
	337	0	1,18	3,25	4,08	0	135,91	70,76	85,91
	344	0	0	0,36	0,36	0	99,55	170,76	126,82
	352	0	0,18	6,79	1,83	0	120,76	232,88	201,06
	365	0,18	13,95	37,01	30,26	0	31,36	93,48	96,52
	372	0,11	0,39	5,69	2,86	0	0	49,55	67,73
	380	0,18	2,18	43,82	17,46	0	14,7	55,61	79,85
	386	0,04	0,18	4,31	7,82	0	34,39	169,24	131,36
Fase V	393	1,9	7,61	23,24	12,16	0	23,79	90,45	78,33
	407	5,07	3,69	20,01	11,06	0	0	88,94	84,39
	413	0,18	2,18	43,82	17,46	0	0	31,36	23,79

Tabela A.4 – Resultados do monitoramento da DQO total e filtrada para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	DQO Total (mg O ₂ /L)		DQO Filtrada (mg O ₂ /L)			
		Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Fase I	40	3290	3170	2950	2830	3430	3090
	54	3387,5	3087,5	3212,5	3237,5	3287,5	3012,5
	90	3137,5	2812,5	3062,5	3037,5	2812,5	2787,5
	95	3237,5	2937,5	2962,5	2912,5	2887,5	2812,5
	103	3137,5	2812,5	2937,5	2862,5	2762,5	2787,5
	110	3012,5	2887,5	2762,5	2612,5	2537,5	2662,5
	125	3212,5	2812,5	2912,5	2612,5	2562,5	2787,5
	139	2275	1850	2150	1750	1725	1575
	152	3387,5	2162,5	2587,5	2262,5	2612,5	2187,5
	160	2887,5	2437,5	2337,5	2512,5	2237,5	2137,5
Fase II	167	2837,5	2412,5	2712,5	2687,5	1837,5	2162,5
	174	2812,5	2387,5	2312,5	2612,5	1662,5	2012,5
	180	2662,5	2262,5	2587,5	2687,5	2237,5	2037,5
	187	3225	2487,5	2937,5	3337,5	1937,5	2187,5
	195	2762	2537	2212	3762	2137	2237
	201	2737	2762	2387	3737	2137	2237
	207	2562	2937	2462	3987	2112	2187
	215	1087	2587	1087	3612	2137	2862
Fase III	216	1312,5	837,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	223	1462,5	1187,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	231	1712,5	1637,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	237	1587,5	1312,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	243	1437,5	1137,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	250	1637,5	1337,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	257	1687,5	1612,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	266	1462,5	1412,5	762,5	637,5	687,5	687,5
	271	1512,5	1462,5	1487,5	1462,5	1412,5	1312,5
	278	1687,5	1487,5	1437,5	1187,5	1187,5	1212,5
285	1587,5	1312,5	1537,5	1387,5	1162,5	1237,5	
Fase IV	292	1092,5	855	1055	767,5	705	692,5
	297	1117,5	830	980	792,5	717,5	705
	307	1010	835	1010	785	785	660
	312	1085	785	1035	735	660	660
	322	1010	785	935	810	685	685
	328	1160	910	1085	785	760	735
	335	1110	760	885	835	735	735
	349	1160	835	1110	1010	785	760
	356	1010	785	935	735	735	735
	363	960	685	685	560	585	510

(continuação) **Tabela A.4** – Resultados do monitoramento da DQO total e filtrada para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	DQO Total (mg O ₂ /L)		DQO Filtrada (mg O ₂ /L)			
		Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Fase V	372	885	660	910	585	610	585
	384	1010	785	885	810	710	685
	392	935	885	910	685	685	660
	398	910	835	735	710	710	710
	420	1060	560	935	660	660	560

Tabela A.5 – Resultados do monitoramento de sólidos em suspensão para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	SST (mg/L)				SSV (mg/L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Fase I	41	16	52	58	46	16	50	42	46
	54	18	10	22	8	18	10	22	8
	90	16	30	26	18	18	30	22	16
	102	20	28	182	20	20	28	164	18
	109	12	26	118	18	12	26	116	16
	123	16	66	74	6	16	60	74	6
	139	24	118	82	24	24	116	80	24
	152	32	82	74	18	32	76	72	18
	160	20	72	96	22	20	72	82	22
Fase II	166	22	94	108	48	22	90	108	46
	173	24	190	100	46	24	185	100	46
	180	22	395	218	94	22	380	201	92
	187	16	185	240	176	16	175	230	152
	195	26	160	185	108	26	145	185	100
	201	22	107	207	160	22	107	207	155
	207	25	180	365	385	25	170	365	305
	215	45	425	420	165	45	400	420	165
Fase III	216	8	10	12	0	8	10	12	0
	266	6	72	108	22	6	70	94	22
	271	6	58	76	12	6	54	76	12
	278	12	40	68	6	12	40	64	6
	285	2	26	196	16	2	22	176	16
Fase IV	292	12	164	140	22	12	152	118	22
	297	42	84	108	4	38	68	104	4
	307	20	78	66	8	16	68	52	8
	312	38	48	62	10	38	48	52	10
	322	50	70	52	6	32	68	48	6
	328	66	110	80	16	28	86	78	16
	335	10	130	104	30	10	122	100	25
	349	14	242	186	84	14	202	156	64
	356	22	190	134	64	22	174	124	40
	363	14	235	210	54	10	155	160	54
Fase V	372	22	115	155	32	22	115	110	32
	384	12	370	195	80	12	280	105	58
	392	52	215	170	64	22	210	165	34
	398	10	255	130	34	10	225	120	34
	420	10	670	705	115	10	585	260	75
	425	0	200	235	14	0	180	225	14

Tabela A.6 – Resultados de amônia livre nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema.

Fase	Dias	Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ /L)		pH		pKa	Amônia Livre (mg N-NH ₃ /L)	
		Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio		Anóxico	Aeróbio
Fase I	1	799,53	652,82	8,6	8,93	9,41	107,23	162,39
	6	721,71	339,13	8,42	8,09	9,41	67,00	15,49
	13	578,29	125,57	8,54	6,63	9,41	68,74	0,21
	20	392,02	99,96	8,25	6,56	9,41	25,37	0,14
	27	390,94	81,45	8,22	6,42	9,41	23,71	0,08
	34	409,27	90,5	8,54	7,28	9,41	48,65	0,67
	41	434,38	107,24	8,27	7,45	9,41	29,34	1,16
	48	454,52	90,04	8,31	7,28	9,41	33,45	0,66
	55	287,32	113,12	8,35	7,39	9,41	23,02	1,07
	83	501,8	180,31	8,12	6,79	9,41	24,48	0,43
	90	534,83	179,86	8,26	6,43	9,41	35,36	0,19
	97	357,95	189,23	8,45	7,01	9,41	35,37	0,75
	104	359,51	186,1	8,28	6,84	9,41	24,81	0,50
	111	404,3	196,55	8,47	7,3	9,41	41,64	1,51
	118	418,46	186,1	8,6	7,32	9,41	56,12	1,50
	125	370,2	195,58	8,48	6,94	9,41	38,92	0,66
	132	331,65	185,21	8,36	6,77	9,41	27,14	0,42
139	354,16	178,97	8,3	6,79	9,41	25,51	0,43	
153	355,72	173,4	8,74	7	9,41	62,66	0,67	
160	357,28	161,81	8,72	6,7	9,41	60,58	0,31	
Fase II	167	552,3	219,76	8,68	7,8	9,41	86,70	5,27
	181	374,66	216,19	8,91	8,74	9,41	90,01	38,08
	188	520,2	246,28	8,64	8,65	9,41	75,52	36,46
	195	507,05	295,32	8,28	8,5	9,41	34,99	32,35
	202	482,54	351,04	7,88	7,96	9,41	13,83	12,03
	209	469,16	339,33	7,93	8,16	9,41	15,04	18,07
Fase III	217	164,63	82,98	8,27	8,06	9,41	11,12	3,55
	225	74,75	20,08	8,23	7,31	9,41	4,63	0,16
	232	135,11	54,43	8,29	7,41	9,41	9,53	0,54
	245	81,65	21,17	8,19	7,48	9,41	4,64	0,25
	253	87,33	24,55	8,42	7,16	9,41	8,11	0,14
	263	192,45	192,45	8,32	7,15	9,41	14,47	1,05
	266	222,93	77,05	8,52	7,68	9,41	25,44	1,41
	273	12,82	13,61	7,96	6,58	9,41	0,44	0,02
280	17,3	13,18	8,07	6,73	9,41	0,76	0,03	
Fase IV	287	109,83	6,83	8,07	6,73	9,41	4,80	0,01
	294	74,27	0	8,81	8,1	9,41	14,91	0,00

(continuação) **Tabela A.6** – Resultados de amônia livre nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema.

Fase	Dias	Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ /L)		pH		pKa	Amônia Livre (mg N-NH ₃ /L)	
		Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio		Anóxico	Aeróbio
Fase IV	302	83,46	1,45	8,81	8,1	9,41	16,76	0,07
	309	114,91	23,22	8,68	7,86	9,41	18,04	0,64
	316	79,83	29,15	8,68	7,86	9,41	12,53	0,80
	323	124,71	54,43	8,46	7	9,41	12,58	0,21
	330	85,4	6,05	8,58	7,5	9,41	11,00	0,07
	344	106,69	2,54	8,57	7,87	9,41	13,47	0,07
	351	88,78	0	8,53	7,89	9,41	10,34	0,00
	358	79,95	0	8,58	8,25	9,41	10,30	0,00
Fase V	365	124,1	52,62	8,62	8,53	9,41	17,32	6,13
	379	67,62	0	8,62	8,53	9,41	9,44	0,00
	386	9,07	0	8,62	8,53	9,41	1,27	0,00

Tabela A.7 – Resultados de carga aplicada e removida, em termos de N-amoniacoal, no reator aeróbio para todo o período de operação do sistema de lodos ativados.

Fase	Dias	Nitrogênio Amoniacal (mg N-NH ₄ /L)	TDH - reator aeróbio	SSV (mg/L)	Carga Aplicada (g N-NH ₄ /g SSV.dia)	Carga Removida (g N-NH ₄ /g SSV.dia)	Carga Volumétrica Aplicada (g N-NH ₄ /m ³ .dia)	Carga Volumétrica Removida (g N-NH ₄ /m ³ .dia)
		Anóxico			Aeróbio	Aeróbio	Aeróbio	Aeróbio
Fase I	41	434	10	42	10,3	7,8	43,4	32,7
	54	287	10	22	13,1	7,9	28,7	17,4
	90	535	10	22	24,3	16,1	53,5	35,5
	102	360	10	164	2,2	1,1	36,0	17,3
	109	404	10	116	3,5	1,8	40,4	20,8
	123	370	10	74	5,0	2,4	37,0	17,5
	139	354	10	80	4,4	2,2	35,4	17,5
	152	356	10	72	4,9	2,5	35,6	18,2
	160	357	10	82	4,4	2,4	35,7	19,5
Fase II	166	552	10	108	5,1	3,1	55,2	33,3
	173	375	10	100	3,7	1,5	37,5	15,5
	180	375	10	201	1,9	0,8	37,5	15,8
	187	520	10	230	2,3	1,2	52,0	27,4
	195	507	10	185	2,7	1,1	50,7	21,2
	201	483	10	207	2,3	0,6	48,3	13,2
	207	469	10	365	1,3	0,4	46,9	13,0
Fase III	266	192	10	94	2,0	1,8	19,2	16,8
	271	223	10	76	2,9	1,9	22,3	14,6
	278	13	10	64	0,2	0,0	1,3	0,0
	285	17	10	176	0,1	0,0	1,7	0,4
Fase IV	292	110	10	118	0,9	0,9	11,0	10,3
	297	74	10	104	0,7	0,7	7,4	7,4
	307	83	10	52	1,6	1,6	8,3	8,2
	312	115	10	52	2,2	1,8	11,5	9,2
	322	80	10	48	1,7	1,1	8,0	5,1
	328	125	10	78	1,6	0,9	12,5	7,0
	335	85	10	100	0,9	0,8	8,5	7,9
	349	107	10	156	0,7	0,7	10,7	10,4
	356	89	10	124	0,7	0,7	8,9	8,9
	363	80	10	160	0,5	0,5	8,0	8,0
Fase V	372	124	8	110	1,1	0,6	15,5	8,9
	384	68	8	105	0,6	0,6	8,5	8,5
	392	9	8	165	0,1	0,1	1,1	1,1

Tabela A.8 – Resultados de N-nitrito, N-nitrato e DQO referentes ao ensaio de cinética de desnitrificação para N-Nitrato (Ensaio 1).

amostra	Hora	Reator 1			Reator 2		
		Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)
1	0	205,6	0,105	2660	154,1	0,171	1672,5
2	1,5	125	0,138	-	88,9	0,105	-
3	3	64,7	0,138	1310	72,3	0,138	1110
4	4,5	74,8	0,138	-	75,3	0,072	-
5	6	58,6	0	1260	51,1	0	1035
6	7,5	19,2	0	-	10,1	0	-
7	9	1,06	0	1035	0	0	860
8	9,5	0	0	635	0	0	860

Tabela A.9 – Resultados de N-nitrito, N-nitrato e DQO referentes ao ensaio de cinética de desnitrificação para N-Nitrato (Ensaio 2).

amostra	Hora	Reator 1			Reator 2		
		Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)
1	0	101,1	0,105	1285	114,7	0,138	1160
2	1	66,2	0,105	-	101,1	0,138	-
3	2	51,1	0,072	-	52,6	0,105	-
4	3	75,3	0,072	910	102,6	0,105	1085
5	4	28,3	0	-	57,1	0	-
6	5	22,3	0	-	19,2	0	-
7	6	8,6	0	610	13,2	0	985
8	7	0	0	-	0	0	-
9	8	0	0	-	0	0	-
10	9	0	0	710	0	0	860

Tabela A.10 – Resultados de N-nitrito, N-nitrato e DQO referentes ao ensaio de cinética de desnitrificação para N-nitrato (Ensaio 3).

amostra	Hora	Reator 1			Reator 2		
		Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)
1	0	49,5	0,43	810	63,2	0,14	710
2	0,5	55,6	0,24	-	72,3	0,2	-
3	1	41,9	0,2	-	70,7	0,27	-
4	1,5	40,5	0,11	-	55,6	0,11	-
5	2	31,4	0,14	-	32,9	0,24	-
6	2,5	35,9	0,11	-	31,4	0,07	-
7	3	20,7	0,07	735	28,3	0	660
8	3,5	25,3	0,07	-	19,2	0	-
9	4	19,2	0,07	-	14,7	0	-
10	4,5	13,2	0,07	-	8,6	0,07	-
11	5	5,6	0	-	0	0	-
12	5,5	0	0	-	0	0	-
13	6	0	0	810	0	0	510
14	6,5	0	0	-	0	0	-
15	7	0	0	510	0	0	410

Tabela A.11 – Resultados de N-nitrito, N-nitrato e DQO referentes ao ensaio de cinética de desnitrificação para N-Nitrito (Ensaio 4).

amostra	Hora	Reator 1			Reator 2		
		Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)
1	0	42	117,3	1410	14,7	98,7	1535
2	1,5	37,4	111,3	-	0	84,8	-
3	3	0	71,7	1360	0	54,8	935
4	4,5	23,8	62,4	-	5,6	80,6	-
5	6	0	29	935	0	25,2	860
6	7,5	0	9,5	-	0	5	-
7	9	0	0	660	0	0	685

Tabela A.12 – Resultados de N-nitrito, N-nitrato e DQO referentes ao ensaio de cinética de desnitrificação para N-Nitrito (Ensaio 5).

amostra	Hora	Reator 1			Reator 2		
		Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)
1	0	20,7	54	1160	17,7	60,5	1210
2	1	5,6	57	-	7,1	46,6	-
3	2	4,1	39,2	-	2,8	40,4	-
4	3	0	34	910	0	31,6	785
5	4	0	21,5	-	0	17,9	-
6	5	0	4,7	-	0	3,6	-
7	6	0	0,072	885	0	0	835
8	7	0	0	660	0	0	785

Tabela A.13 – Resultados de N-nitrito, N-nitrato e DQO referentes ao ensaio de cinética de desnitrificação para N-Nitrito (Ensaio 6).

amostra	Hora	Reator 1			Reator 2		
		Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)
1	0	48	41,6	1135	45	37,8	1010
2	0,5	29,8	29,9	-	20,7	23,5	-
3	1	19,2	25	-	26,8	22,3	-
4	1,5	26,8	19,6	-	34,4	23	-
5	2	23,8	18,3	-	14,7	15,8	-
6	2,5	19,2	12,9	-	19,2	11,9	-
7	3	1,06	4,5	460	10,1	6,5	685
8	3,5	0	0,14	-	0	0,07	-
9	4	0	0	-	0	0	-
10	4,5	0	0	435	0	0	560