



UNIVERSIDADE  
ESTADUAL DE LONDRINA

---

FELIPE GUSTAVO TRENNEPOHL

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO EM LIXIVIADO DE  
ATERRO DE RESÍDUOS, EM SISTEMA PILOTO DE LODOS  
ATIVADOS COM FONTE EXTERNA DE CARBONO**

---

LONDRINA – PARANÁ

2009

FELIPE GUSTAVO TRENNEPOHL

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO EM LIXIVIADO  
DE ATERRO DE RESÍDUOS, EM SISTEMA PILOTO DE  
LODOS ATIVADOS COM FONTE EXTERNA DE CARBONO**

Dissertação apresentada ao Programa de Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento da Universidade Estadual de Londrina, como requisito parcial à obtenção ao título de Mestre.

Orientador: Prof. Dr. Fernando Fernandes  
Co-Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Deize Dias Lopes

LONDRINA – PARANÁ

2009

## Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

T794r Trennepohl, Felipe Gustavo.

Remoção biológica de nitrogênio em lixiviado de aterro de resíduos, em sistema piloto de lodos ativados com fonte externa de carbono / Felipe Gustavo Trennepohl. - Londrina, 2009.  
129 f. : il.

Orientador: Fernando Fernandes.

Co-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, 2009.

Inclui bibliografia.

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

CDU 628.4

FELIPE GUSTAVO TRENNEPOHL

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO EM LIXIVIADO DE  
ATERRO DE RESÍDUOS, EM SISTEMA PILOTO DE LODOS  
ATIVADOS COM FONTE EXTERNA DE CARBONO**

Dissertação apresentada ao Programa de Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento da Universidade Estadual de Londrina, como requisito parcial à obtenção ao título de Mestre.

**BANCA EXAMINADORA**

---

Prof. Dr. Fernando Fernandes Universidade  
Estadual de Londrina

---

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Sandra Márcia Cesário Pereira da  
Silva Universidade Estadual de Londrina

---

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Rejane Helena Ribeiro Universidade  
Federal de Santa Catarina

Londrina, 06 de Abril de 2009.

## **AGRADECIMENTOS**

A Deus, por me dar vida e possibilitar que eu concretize mais esta etapa da minha existência.

Agradeço a meu pai, Erlon, e a memória da minha mãe, Eliane, por me darem VIDA, amor, uma boa estrutura familiar e acreditarem no meu desenvolvimento pessoal e profissional.

A Andréia, companheira e amiga, por fazer meus dias mais agradáveis.

Ao orientador, Prof. Dr. Fernando Fernandes, por compartilhar seu conhecimento, pela orientação e por todo aprendizado durante a realização deste trabalho.

À Prof. Dra. Deize Dias Lopes, co-orientadora deste trabalho, pela dedicação em todas as horas e por suas inúmeras contribuições.

À Prof. Dra. Sandra M. C. P. Silva, pelas importantes contribuições ao longo deste trabalho.

Aos Audinil e André, pela amizade e pela grande colaboração na montagem e operação dos experimentos.

Aos colegas do projeto Gisselma, Alessandra, Caroline, Basílio, Carlos Eduardo e Renan, pela colaboração nas análises de laboratório.

Aos colegas da turma 2007.1 do mestrado em Engenharia de Saneamento, Leila, Alessandro, Márcia, Danilo e Leandra, pela amizade, aprendizado e bons momentos ao longo desta caminhada.

Aos funcionários da UEL: Pedrinho, que sempre alegre está disposto a ajudar, e ao Francisco, sempre atencioso.

À FINEP, que através do edital PROSAB 5 disponibilizou subsídio financeiro para o desenvolvimento deste trabalho.

Ao CNPq, pelo fornecimento da bolsa de auxílio.

À todos àqueles que contribuíram de alguma forma, meu muito obrigado de coração!!!

***"De tanto ver triunfar as nulidades, de tanto ver prosperar a desonra, de tanto ver crescer a injustiça, de tanto ver agigantarem-se os poderes nas mãos dos maus, o homem chega a desanimar; a rir-se da honra, a ter vergonha de ser honesto."***

***Rui Barbosa***

TRENNEPOHL, Felipe Gustavo. **Remoção biológica de nitrogênio em lixiviados de aterro de resíduos, em sistema piloto de lodos ativados com fonte externa de carbono.** 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) - Universidade Estadual de Londrina.

## RESUMO

O presente trabalho buscou avaliar o desempenho do sistema de tratamento biológico por lodos ativados, composto por reator anóxico e aeróbio para a remoção de nitrogênio através do processo de nitrificação - desnitrificação dos lixiviados provenientes de aterros de Resíduos Sólidos Urbanos. O dispositivo experimental era constituído de uma caixa de acumulação dos lixiviados, reator anóxico, reator aeróbio e decantador - sistema de um único lodo. A operação do sistema foi dividida em três Fases, com fluxo contínuo, todas com tempo de detenção hidráulica total de 13 dias. Na Fase I, não houve adição de fonte externa de carbono, a taxa de recirculação do lodo era de 0,5 a 0,7.Q e a recirculação interna (do reator aeróbio para o anóxico) era de 1,0.Q. Na Fase II a operação foi idêntica a Fase I, porém com adição de etanol como fonte externa de carbono para a desnitrificação (reator anóxico). Na Fase III, aumentou-se a recirculação interna para 3,0.Q, mantendo-se a adição de etanol. Na Fase I o sistema mostrou ótimo desempenho na oxidação do nitrogênio amoniacal, que apresentou remoção média de 99,8%, sendo a concentração de entrada  $440 \pm 42$  mgN-NH<sub>4</sub>/L e de  $1 \pm 1$  mgN-NH<sub>4</sub>/L no efluente final. A concentração de nitratos no efluente final foi de  $465 \pm 62$  mgN-NO<sub>3</sub>/L, com remoção média de 3%. Na Fase II o sistema apresentou desempenho idêntico na oxidação do nitrogênio amoniacal, com remoção média de 99,8%, sendo a concentração de  $433 \pm 56$  mgN-NH<sub>4</sub>/L na entrada e de  $1 \pm 1$  mgN-NH<sub>4</sub>/L no efluente final. A concentração de nitratos no efluente final foi de  $268 \pm 144$  mgN-NO<sub>3</sub>/L, com remoção média de 36%. Na Fase III a remoção média de nitrogênio amoniacal foi de 98,1%, sendo a concentração de  $470 \pm 44$  mgN-NH<sub>4</sub>/L no lixiviado *in natura* e de  $9 \pm 7$  mgN-NH<sub>4</sub>/L no efluente final. A concentração de nitratos no efluente final foi de  $158 \pm 74$  mgN-NO<sub>3</sub>/L, com remoção média de 64%. A remoção dos nitratos nas Fases II e III é atribuída a desnitrificação ocorrida no reator anóxico. Isto demonstrou que a utilização de fonte externa de carbono é uma alternativa atrativa em aterros sanitários antigos, com baixa relação DBO/DQO, e elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal.

**Palavras-chave:** Remoção de N-amoniacal. Lodos ativados. Lixiviado. Aterro sanitário. Nitrificação/desnitrificação. Fonte externa de carbono. Etanol.

TRENNEPOHL, Felipe Gustavo. **Nitrogen biological removal from leachate of Sanitary Landfill, operating an activated sludge system in pilot-scale using external source of carbon.** 2009. Dissertation (Master's Degree in Engineering of Buildings and Sanitation) - Universidade Estadual de Londrina, Londrina. 2009.

## ABSTRACT

The present research evaluated the benefits of biological treatment using activated sludge, constituted by an anoxic reactor and an aerobic reactor, to provide nitrification-denitrification process treating leachate from a Municipal Solid Waste landfill. The experimental device was constituted by a storage container of untreated leachate, an anoxic reactor, an aerobic reactor and a secondary clarifier - one sludge system. It was operated in three Stages, with continuous flow, all using a hydraulic retention time of thirteen days. In Stage one, there was no addition of external carbon source, with sludge recirculation range from 0,5 to 0,7.Q and internal recirculation (from aerobic reactor to anoxic reactor) range was 1,0.Q. During Stage two there were same features from Stage one, except from addition of ethanol as external carbon source. In Stage three, were used a higher range of internal recirculation, of 3,0.Q, adding ethanol. In Stage one, results showed that average ammonia nitrogen removal was about 99,8%, with inflow concentration of  $440 \pm 42$  mgN-NH<sub>4</sub>/L and outflow of  $1 \pm 1$  mgN-NH<sub>4</sub>/L. The outflow nitrate concentration was  $465 \pm 62$  mgN-NO<sub>3</sub>/L, with average removal of 3%. In Stage two, it was showed identical behavior on ammonium nitrogen oxidation, with average removal of 99,8%. The inflow concentration was  $433 \pm 56$  mgN-NH<sub>4</sub>/L and outflow was  $1 \pm 1$  mgN-NH<sub>4</sub>/L. The outflow nitrate concentration was  $268 \pm 6144$ mgN-NO<sub>3</sub>/L, with average removal of 36%. In Stage three, results showed that average ammonia nitrogen removal was about 98,1%, with inflow concentration of  $470 \pm 44$  mgN-NH<sub>4</sub>/L and outflow of  $9 \pm 7$  mgN-NH<sub>4</sub>/L. The outflow nitrate concentration was  $158 \pm 74$  mgN-NO<sub>3</sub>/L, with average removal of 64%. Nitrate removal occurred during Stages two and three is due to denitrification, wich takes place in anoxic reactor. It has showed that use of an external carbon source is an feasible alternative for treatment of leachate from aged municipal solid waste landfills, with low BOD/COD rate and high ammonium concentration.

**Key words:** Ammonium removal. Activated sludge. Leachate, Sanitary landfill. Nitrification/Denitrification. External Carbon Source. Ethanol.

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 3.1</b> - Composição média dos resíduos sólidos domiciliares em algumas cidades brasileiras, média no país, no México, Suécia e Estados Unidos ....	17
<b>Tabela 3.2</b> - Composição do lixiviado em termos de média e intervalo de parâmetros com nas fases acidogênica e metanogênica e média dos valores para parâmetros onde não é observada diferença entre as fases acidogênica e metanogênica .....	20
<b>Tabela 3.3</b> - Composição dos lixiviados de acordo com a idade do aterro .....	21
<b>Tabela 3.4</b> - Eficiência de remoção de DQO e $N-NH_4^+$ em sistemas aeróbios para o tratamento de lixiviados de aterro sanitário .....	24
<b>Tabela 3.5</b> - Eficiência de remoção de DQO sistemas anaeróbios para o tratamento de lixiviados de aterro sanitário .....	26
<b>Tabela 3.6</b> - Eficiência de processos de precipitação/coagulação para o tratamento de lixiviados .....	30
<b>Tabela 3.7</b> - Valores de nitrato, nitrito e nitrogênio amoniacal em corpos receptores de água doce e num efluente qualquer .....	35
<b>Tabela 3.8</b> - Taxas de desnitrificação com diferentes fontes de carbono .....	42
<b>Tabela 4.1</b> - Caracterização dos metais presentes no lixiviado <i>in natura</i> proveniente do aterro controlado de Londrina (MANGIERI, 2008) .....	48
<b>Tabela 4.2</b> - Fases de operação do experimento .....	53
<b>Tabela 4.3</b> - Parâmetros monitorados, metodologias empregadas e frequência de análise .....	53
<b>Tabela 4.4</b> - Equações utilizadas para o cálculo da concentração afluente ao reator anóxico para as Fases I, II e III, em função das taxas de recirculação .....	55
<b>Tabela 5.1</b> - Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do pH e da alcalinidade monitorados ao longo do período de operação .....	58
<b>Tabela 5.2</b> - Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do NKT e do N-amoniacal monitorados ao longo do período de operação .....	64
<b>Tabela 5.3</b> - Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do nitrato e do nitrito monitorados ao longo do período de operação.....	69
<b>Tabela 5.4</b> - Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação da DQO total e filtrada monitorados ao longo do período de operação .....	77

<b>Tabela 5.5</b> - Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos sedimentáveis e do IVL .....	81
<b>Tabela 5.6</b> - Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos suspensos totais, fixos e voláteis .....	83
<b>Tabela 5.7</b> - Relação DBO/DQO do lixiviado <i>in natura</i> nas três fases de operação do sistema piloto.....	90
<b>Tabela 5.8</b> - Valores médios de Carga aplicada (A/M), carga removida (U), carga volumétrica aplicada e a carga volumétrica removida em termos de N-amoniacal para os reatores anóxico e aeróbio, nas Fases I, II e III .....	92
<b>Tabela A.1</b> - Resultados do monitoramento de Alcalinidade e pH para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	112
<b>Tabela A.2</b> - Resultados do monitoramento de N-amoniacal e NKT para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	114
<b>Tabela A.3</b> - Resultados do monitoramento de nitrito e nitrato para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	116
<b>Tabela A.4</b> - Resultados do monitoramento de sólidos totais e sedimentáveis para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	118
<b>Tabela A.5</b> - Resultados do monitoramento da DQO total e filtrada para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	119
<b>Tabela A.6</b> - Resultados do monitoramento de temperatura, oxigênio dissolvido e DBO <sub>5</sub> para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	120
<b>Tabela A.7</b> - Resultados do monitoramento de sólidos em suspensão para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	122
<b>Tabela A.8</b> - Resultados de amônia livre nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	124
<b>Tabela A.9</b> - Resultados de carga aplicada e removida, em termos de N-amoniacal, nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.....	125
<b>Tabela A.10</b> - Resultados de carga volumétrica aplicada e carga volumétrica removida, em termos de N-amoniacal, nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	126
<b>Tabela A.11</b> - Resultados do tempo de retenção celular ( $6_{RC}$ ), nos reatores anóxico e aeróbio, para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados .....	127

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 3.1</b> - Variação na geração de gás e nas características do lixiviado ao longo da vida do aterro .....	19
<b>Figura 3.2</b> - Ciclo do nitrogênio na biosfera .....	32
<b>Figura 3.3</b> - Inibição da nitrificação em função da concentração de Nitrito ou N-amoniaco e do pH .....	38
<b>Figura 3.4</b> - Nitrificação em função da temperatura .....	40
<b>Figura 3.5</b> - A taxa de nitrificação total em função do pH .....	40
<b>Figura 3.6</b> - Desnitrificação em função do pH .....	44
<b>Figura 4.1</b> - Localização do aterro controlado de Londrina, Paraná (Google Earth, 2008) .....	46
<b>Figura 4.2</b> - Esquema do piloto de lodos ativados .....	49
<b>Figura 4.3</b> - Fotografia do piloto de lodos Ativados .....	49
<b>Figura 4.4</b> - Vista geral do reator anóxico .....	51
<b>Figura 4.5</b> - Dosador de etanol no reator anóxico .....	52
<b>Figura 4.6</b> - Esquema para o cálculo do balanço de massa na entrada do reator anóxico .....	54
<b>Figura 5.1</b> - Variação do pH ao longo do tempo de operação do sistema piloto .....	59
<b>Figura 5.2</b> - Variação da alcalinidade ao longo da operação do sistema piloto e a quantidade de etanol adicionada no reator anóxico .....	62
<b>Figura 5.3</b> - Alcalinidade no lixiviado <i>in natura</i> e no reator anóxico (medida e calculada) .....	63
<b>Figura 5.4</b> - Variação do NKT no lixiviado <i>in natura</i> e no efluente e a eficiência na remoção de NKT .....	65
<b>Figura 5.5</b> - Variação do N-amoniaco ao longo da operação do sistema piloto .....	66
<b>Figura 5.6</b> - Concentração de N-amoniaco no lixiviado <i>in natura</i> e no reator anóxico (medida e calculada) .....	67
<b>Figura 5.7</b> - Proporção da concentração de NKT e N-amoniaco no lixiviado <i>in natura</i> ao longo das três fases de operação do sistema .....	67
<b>Figura 5.8</b> - Proporção da concentração de NKT e N-amoniaco no efluente final ao longo das três fases de operação do sistema .....	68
<b>Figura 5.9</b> - Relação DQO:N no reator anóxico .....	70
<b>Figura 5.10</b> - Flotação ocorrida no decantador secundário, após o início da Fase III ...	71

<b>Figura 5.11</b> - Variação da concentração de nitratos ao longo da operação do sistema piloto e a quantidade de etanol adicionada no reator anóxico a partir da Fase II .....	73
<b>Figura 5.12</b> - Flotação ocorrida no decantador secundário, após o início da Fase III .....	74
<b>Figura 5.13</b> - Variação da concentração de nitritos ao longo da operação do sistema piloto .....	75
<b>Figura 5.14</b> - Variação das concentrações de amônia livre nos reatores anóxico e aeróbio ao longo das três Fases de monitoramento do sistema piloto ....	76
<b>Figura 5.15</b> - Variação da DQO total no lixiviado <i>in natura</i> e no efluente, bem como a eficiência na remoção da DQO total ao longo da operação do sistema piloto .....	78
<b>Figura 5.16</b> - Variação da DQO filtrada ao longo da operação do sistema piloto .....	79
<b>Figura 5.17</b> - Variação do IVL ao longo da operação do sistema piloto .....	80
<b>Figura 5.18</b> - Variação dos sólidos sedimentáveis ao longo da operação do sistema piloto .....	82
<b>Figura 5.19</b> - Variação dos sólidos suspensos voláteis ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado <i>in natura</i> , reator anóxico, reator aeróbio, efluente e retorno do lodo (recirculação externa) .....	86
<b>Figura 5.20</b> - Variação dos sólidos totais ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado <i>in natura</i> , reator anóxico, reator aeróbio e efluente .....	87
<b>Figura 5.21</b> - Tempo de retenção celular no conjunto anóxico+aeróbio e no reator aeróbio ao longo do monitoramento das três Fases de operação do sistema piloto .....	88
<b>Figura 5.22</b> - Variação da DBO5 ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado <i>in natura</i> , reator anóxico, reator aeróbio e efluente .....	89
<b>Figura 5.23</b> - Variação da DBO5 ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado <i>in natura</i> , lixiviado <i>in natura</i> + etanol e efluente .....	90
<b>Figura 5.24</b> - Variação do oxigênio dissolvido ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado <i>in natura</i> , reator anóxico, reator aeróbio e efluente .....	91
<b>Figura 5.25</b> - Correlação entre carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniaco, no reator anóxico para as Fases I, II e III .....	93
<b>Figura 5.26</b> - Correlação entre carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniaco, no reator aeróbio para as Fases I, II e III .....	93

<b>Figura 5.27</b> - Consumo da alcalinidade devido à oxidação do nitrogênio amoniacal no reator aeróbio. OBS: não foi descontada a alcalinidade devido à introdução de bicarbonato de sódio .....	95
<b>Figura 5.28</b> - formação teórica de nitrato, a concentração determinada no reator aeróbio e as concentrações de NKT e N-amoniacal no lixiviado <i>in natura</i> .....	95
<b>Figura 5.29</b> - Balanço do nitrogênio. Considerou-se NKT do lixiviado <i>in natura</i> , o NKT efluente, e o NOx efluente (NO <sub>2</sub> +NO <sub>3</sub> ). Em amarelo o nitrogênio removido .....	96
<b>Figura 5.30</b> - Floco de lodo do reator aeróbio com aumento de 6000X pela técnica de varredura eletrônica. Presença de bactérias filamentosas .....	99
<b>Figura 5.31</b> - Floco de lodo do reator aeróbio com aumento de 7500X pela técnica de varredura eletrônica. Presença de bactérias filamentosas .....	99
<b>Figura 5.32</b> - Floco de lodo do reator aeróbio com aumento de 24000X pela técnica de varredura eletrônica. Presença de bactérias em forma de cocos e bacilos.....	100
<b>Figura 5.33</b> - <i>Euglypha sp.</i> ( <i>Ameba</i> ) mostrada com ampliação de 4000X .....	100
<b>Figura 5.34</b> - <i>Aspidisca sp.</i> (ciliado) identificado no lodo do reator aeróbio, ampliado no microscópio eletrônico .....	101
<b>Figura 5.35</b> - <i>Trachelophyllum sp.</i> (ciliado) identificado no lodo do reator aeróbio, ampliado no microscópio eletrônico .....	101
<b>Figura 5.36</b> - <i>Trachelomonas ssp.</i> (flagelado) identificado no lodo do reator aeróbio, ampliado no microscópio eletrônico .....	102

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	13
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	15
2.1 Geral .....	15
2.2 Específicos .....	15
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	16
3.1 Geração de resíduos sólidos urbanos .....	16
3.2 Produção e Composição dos Lixiviados Provenientes de Aterros de Resíduos Sólidos .....	17
3.3 Sistemas Biológicos para Tratamento de Lixiviados Provenientes de Aterros de Resíduos Sólidos Urbanos .....	21
3.3.1 Sistemas biológicos para tratamento de lixiviados no Brasil .....	27
3.4 Sistemas Físico-químicos para o Tratamento de lixiviado de aterro .....	28
3.5 Nitrogênio na Natureza .....	31
3.6 Distúrbios Ambientais Provocados pelo Lançamento de Compostos Nitrogenados .....	33
3.7 Distúrbios Ambientais Provocados pelo Lançamento de Compostos Nitrogenados .....	35
3.8 Remoção Biológica do Nitrogênio Presente em efluentes Domésticos, Industriais e de Aterros de Resíduos Sólidos Domésticos .....	36
3.8.1 Nitrificação .....	36
3.8.2 Desnitrificação .....	42
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	47
4.1 Localização e Características do Aterro Controlado de Londrina .....	47
4.2 Lixiviado .....	48
4.2.1 Características do Lixiviado .....	48

4.3 Dispositivo Experimental .....	49
4.4 Operação do Sistema.....	54
4.5 Parâmetros Monitorados .....	55
4.6 Cálculo das Concentrações Afluente ao Reator Anóxico em cada Fase.....	55
4.7 Cálculo do Tempo de Retenção Celular ( $dc$ ) .....	57
4.8 Análise Microbiológica.....	58
<b>5 APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>59</b>
5.1 Apresentação e Análise dos Resultados.....	59
5.2 Avaliação do Processo de Nitrificação/Desnitrificação.....	94
5.2.1 Fase 1 .....	96
5.2.2 Fase II .....	98
5.2.3 Fase III .....	99
5.3 Análise Microbiológica .....	100
<b>6 CONCLUSÕES.....</b>	<b>104</b>
<b>7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....</b>	<b>106</b>
<b>8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>107</b>
<b>GLOSSÁRIO.....</b>	<b>113</b>
<b>APÊNDICE A .....</b>	<b>114</b>

## 1 INTRODUÇÃO

O aumento dos padrões de consumo e da industrialização, em muitos países, vem acompanhado pelo rápido crescimento na geração de resíduos sólidos domésticos e industriais. Tanto a geração *per capita* quanto a geração total de resíduos sólidos urbanos (RSU) continua a crescer. Um exemplo é a cidade do Rio de Janeiro, onde a geração de RSU, em 1994, era de 6200 t/dia e passou para 8042 t/dia em 1997, sendo que neste período o crescimento populacional foi praticamente zero (RENOU *et al.*, 2008).

No Brasil, aproximadamente 93% dos RSU gerados são dispostos no solo, sendo que 37% em aterros controlados, 36% em aterros sanitários e 21% em lixões (GOMES, 2009). Estima-se que 52 % dos resíduos gerados na França, 90% na Polônia e 95% em Taiwan são destinados aos aterros sanitários (Agence De l'Environnement, 2002<sup>1</sup> *apud* RENOU *et al.*, 2008; DI PALMA *et al.*, 2002). A partir de lei aprovada em 2002, a França não aceita, nos aterros sanitários, resíduos sólidos que não os últimos, ou seja, aqueles que restam depois de esgotadas todas as alternativas de reutilização, reciclagem ou qualquer outra ação visando a obtenção de energia ou materiais destes. Em Taiwan, a expectativa é que até o ano de 2010, 70% dos resíduos sólidos gerados sejam encaminhados para a incineração, visando a geração de calor e energia.

Segundo KJELDSEN *et al.* (2002), o principal motivo pelo qual o destino dos resíduos gerados são os aterros sanitários está relacionado ao fator econômico, pois é menos oneroso quando comparado a outras alternativas de tratamento e eliminação de RSU, como por exemplo, incineração, compostagem etc.

O principal problema relacionado aos aterros sanitários é a geração do lixiviado, que contém grande quantidade de matéria orgânica biodegradável e refratária (substâncias húmicas), bem como nitrogênio amoniacal, sais inorgânicos e, em alguns casos, concentrações razoáveis de metais pesados (KJELDSEN *et al.*, 2002).

---

<sup>1</sup> Agence De l'Environnement et de Maîtrise de l'Energie, Enquête sur lês installations de traitement dès déchets ménagers et assimilés, 2002.

O nitrogênio amoniacal pode causar inibição à atividade biológica quando em altas concentrações, tornando o tratamento de efluentes por vias biológicas limitado (ANTHONISEN *et. al.*, 1976; SEDLAK, 1991; HENZE *et. al.*, 1997).

O presente trabalho deu prosseguimento à pesquisa desenvolvida por MARINGONDA (2008), sendo parte integrante da rede de Resíduos Sólidos do Edital 5 do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB). O tema das pesquisas foi *Tratamento biológico de lixiviados de resíduos sólidos urbanos, com remoção de nitrogênio e alternativas de não lançamentos em recursos hídricos*. O Grupo de Saneamento da UEL desenvolveu pesquisas utilizando processos de tratamento biológicos e físico-químicos, para remoção de nitrogênio em lixiviados de aterros de resíduos sólidos urbanos.

A remoção biológica do nitrogênio amoniacal consiste no processo de nitrificação/desnitrificação. Esta condição é obtida quando, em um sistema, proporcionam-se zonas de aeração e zonas anóxicas, com tempos de detenção celular suficiente para a manutenção de bactérias que oxidam o nitrogênio amoniacal, bem como atendendo as maiores demandas de oxigênio para que ocorra a nitrificação.

O presente trabalho é justificado pelo grande número de aterros sanitários e controlados em operação no Brasil, implicando na geração de lixiviados que, quando não tratados adequadamente, provocam diversos impactos negativos ao meio ambiente, devido as elevadas concentrações de matéria orgânica, nitrogênio amoniacal e outras substâncias que compõe os lixiviados. Há que se citar a Legislação Ambiental vigente, especialmente a Resolução CONAMA 357/2005, que enquadra os corpos hídricos em classes e estabelece os padrões para o lançamento de efluentes em corpos hídricos.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 GERAL**

A presente pesquisa avaliou o desempenho de um sistema de lodos ativados de um único lodo, composto por reator anóxico (pré-desnitrificação) e aeróbio, na remoção de nitrogênio proveniente de lixiviado de Aterro de Resíduos Sólidos Urbanos pelo processo de nitrificação – desnitrificação.

### **2.2 ESPECÍFICOS**

- Avaliar a eficiência do processo de nitrificação e correlacionar os resultados com os valores estimados de amônia livre ( $\text{NH}_3$ ) no meio;
- Avaliar a eficiência da desnitrificação sem fonte externa de carbono;
- Avaliar o desempenho do sistema na desnitrificação, quando utilizando fonte externa de carbono;
- Avaliar a influência de diferentes taxas de recirculação interna no desempenho do sistema de tratamento, com ênfase na remoção de nitrogênio.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 GERAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

A partir da revolução industrial, período caracterizado por mudanças tecnológicas que afetaram profundamente o processo produtivo de bens de consumo, com grande impacto econômico e social, as sociedades passaram a transformar matérias-primas com grande rapidez. No período anterior, a produção era artesanal, de pequenas quantidades de bens de consumo, visando atender a consumidores próximos ao local da produção.

A produção dos bens de consumo ultrapassou fronteiras e facilitou o comércio, processo esse intensificado pelo fenômeno da globalização, que promoveu o aprofundamento da integração econômica, política e social entre os países.

Todo este processo fez com que houvesse aumento da população mundial, o desenvolvimento de tecnologias, a intensificação da urbanização e outros fatores que contribuem para o bem-estar e a longevidade do Homem. Por outro lado, provocou aumento significativo na geração de resíduos sólidos, tanto a quantidade *per capita* quanto o total gerado, especialmente pelos países desenvolvidos, onde há maior poder aquisitivo e a quantidade de produtos comercializados é maior.

As características dos resíduos gerados por uma comunidade dependem de um grande número de variáveis, que vão desde questões sócio-econômicas até fatores climáticos, geográficos e culturais. A complexidade dos processos industriais modernos se reflete na grande variedade de materiais introduzidos no dia-a-dia das sociedades, gerando resíduos de diversos tipos no meio urbano.

No Brasil os resíduos sólidos domésticos têm como principal componente a matéria orgânica, que corresponde de 40 a 70% da composição destes em peso. A Tabela 3.1 mostra a composição média dos resíduos sólidos em algumas cidades brasileiras, no México, Suécia e Estados Unidos.

**Tabela 3.1** – Composição média dos resíduos sólidos domiciliares em algumas cidades brasileiras, média no país, no México, Suécia e Estados Unidos.

Material	% em relação ao peso total					Estados Unidos <sup>(1)</sup>
	Porto Alegre, RS <sup>(2)</sup>	Florianópolis, SC <sup>(2)</sup>	Brasil (média) <sup>(1)</sup>	México <sup>(1)</sup>	Suécia <sup>(1)</sup>	
Papel e papelão	15,01	10,8	24,5	20,0	30	44
Plástico	12,41	14,2	2,9	3,8	6	10
Metal e lata	2,53	2,6	2,3	3,2	5	7
Vidro	1,91	4,9	1,6	8,2	7	5
Matéria orgânica	52,1	46,7	52,5	54,4	33	-
Outros	16,04	20,8	16,2	10,4	19	34

<sup>(1)</sup> IBGE, 2002.

<sup>(2)</sup> OROFINO, 2002.

Percebe-se pela Tabela 3.1 que grande parte dos resíduos sólidos é passível de reciclagem, gerando assim benefícios econômicos, sociais e ambientais. Percebe-se também que no Brasil a maior fração dos resíduos é de composição orgânica, o que irá favorecer a biodegradação e solubilização de compostos quando estes forem aterrados, o que culminará na geração de lixiviados.

### 3.2 PRODUÇÃO E COMPOSIÇÃO DOS LIXIVIADOS PROVENIENTES DE ATERROS DE RESÍDUOS SÓLIDOS

Os principais subprodutos da decomposição dos resíduos sólidos no aterro sanitário são o lixiviado e o biogás. O primeiro é de grande interesse ambiental devido ao potencial poluidor das águas subterrâneas e das águas superficiais. O segundo é o biogás, que pode ser utilizado como fonte de energia.

A interação entre o processo de biodegradação da fração orgânica dos resíduos sólidos e a infiltração das águas pluviais na massa de resíduos propicia a solubilização de componentes orgânicos e inorgânicos, gerando um líquido de coloração escura, de composição variável, comumente denominado lixiviado. (KJELDSEN *et al.*, 2002).

Diversos fatores contribuem para que o lixiviado seja complexo e apresente significativas variações em sua composição. A idade do aterro sanitário e o grau de estabilização do material sólido disposto têm grande influência na composição do lixiviado. Outros fatores, como: características do material aterrado, grau de

compactação, quantidade de infiltração de água e regime de chuvas também podem ser responsáveis pela qualidade e quantidade do lixiviado que será produzido (QASIN & CHANG, 1994).

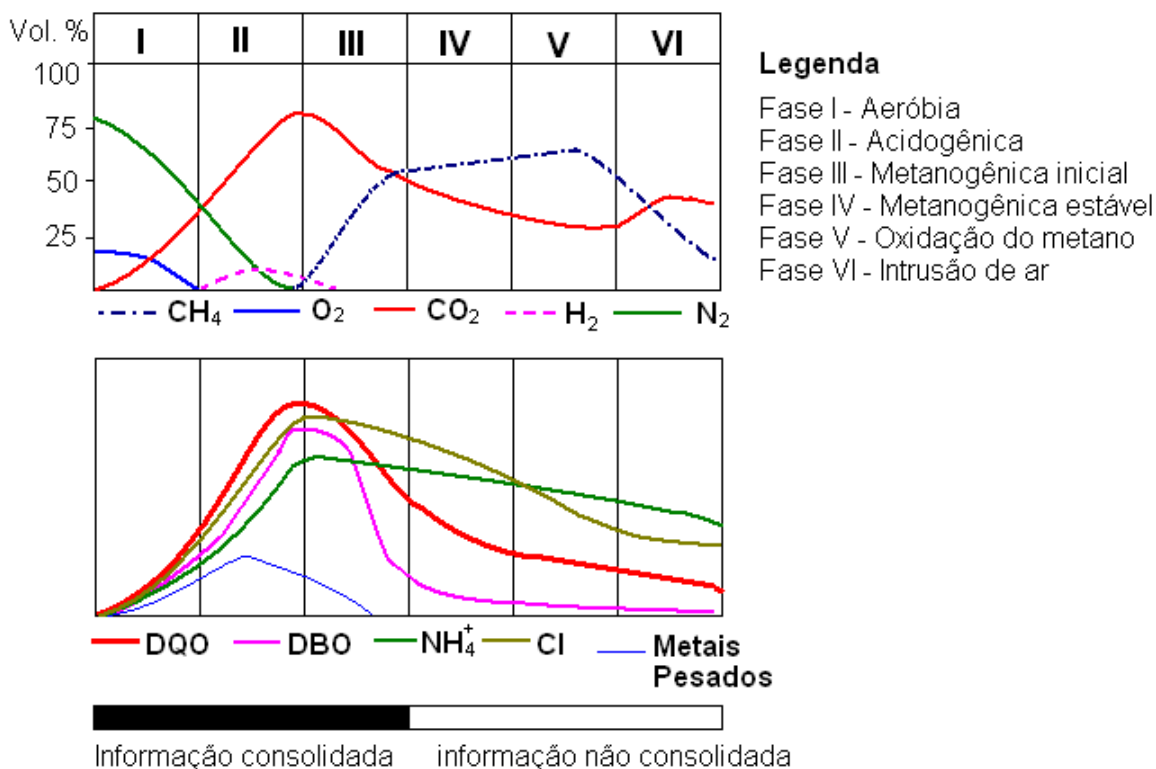
Devido à severidade dos impactos causados nas águas subterrâneas por aterros construídos sem critérios de engenharia e sistema de coleta e tratamento de lixiviados, devem ser adotados critérios que incluem a instalação de barreiras impermeabilizantes, drenos para coleta de lixiviados e o tratamento dos mesmos (KJELDSEN *et al.*, 2002). O lançamento de lixiviados em águas superficiais está relacionado com a depleção do oxigênio dissolvido, modificações na fauna e flora do corpo hídrico a jusante do lançamento e toxicidade devido à presença de nitrogênio amoniacal (KJELDSEN *et al.*, 2002).

Nos aterros sanitários comuns que recebem resíduos domésticos, comerciais e resíduos industriais misturados, mas sem receber quantidades significativas de um resíduo químico específico, o lixiviado pode ser caracterizado como uma solução aquosa de quatro grupos de poluentes (KJELDSEN *et al.*, 2002):

- *Matéria Orgânica Dissolvida*: quantificada em DQO (demanda química de oxigênio) ou TCO (carbono orgânico total), ácidos graxos voláteis e compostos refratários como ácidos húmicos e fúlvicos;
- *Macrocomponentes Inorgânicos*: Cálcio ( $\text{Ca}^{2+}$ ), Magnésio ( $\text{Mg}^{2+}$ ), Sódio ( $\text{Na}^+$ ), Potássio ( $\text{K}^+$ ), Amônia ( $\text{NH}_4^+$ ), Ferro ( $\text{Fe}^{2+}$ ), Manganês ( $\text{Mn}^{2+}$ ), Cloro ( $\text{Cl}^-$ ), Sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ), Bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ );
- *Metais Pesados*: Cádmio ( $\text{Cd}^{2+}$ ), Cromo ( $\text{Cr}^{3+}$ ), Cobre ( $\text{Cu}^{2+}$ ), Chumbo ( $\text{Pb}^{2+}$ ), Níquel ( $\text{Ni}^{2+}$ ) e Zinco ( $\text{Zn}^{2+}$ );
- *Compostos Orgânicos Xenobióticos (XOCs)*: originados em indústrias químicas, nas quais estão presentes em concentrações relativamente baixas (concentrações menores que 1 mg/L de cada componente). Entre eles são comumente encontrados hidrocarbonetos aromáticos, fenóis e pesticidas.

Quando os resíduos são aterrados, inicia-se uma série de reações químicas e biológicas que favorecem a decomposição dos RSU. Geralmente os resíduos passam por pelo menos quatro fases de decomposição: (I) fase aeróbia inicial, (II) fase anaeróbia acidogênica, (III) fase inicial metanogênica, e (IV) fase metanogênica

estável (CHRISTENSEN & KJELDSEN, 1995<sup>2</sup> *apud* KJELDSEN *et al.*, 2002). A Figura 3.1 mostra a variação na geração de gás e nas características do lixiviado ao longo da vida do aterro.



**Figura 3.1** – variação na geração de gás e nas características do lixiviado ao longo da vida do aterro.

Fonte: FARQUHAR & ROVERS (1973)<sup>3</sup> *apud* KJELDSEN *et al.* (2002).

A influência da fase de decomposição dos resíduos aterrados nas características dos lixiviados pode ser vista na Tabela 3.2, que é baseada numa série de estudos realizados por EHRIG (1983<sup>4</sup>, 1988<sup>5</sup>) *apud* KJELDSEN *et al.* (2002) em diversos aterros sanitários na Alemanha. Segundo KJELDSEN *et al.* (2002) existe pouca informação sobre a composição de compostos orgânicos dissolvidos nos lixiviados de aterros sanitários, sendo que geralmente uma relação DBO<sub>5</sub> /DQO baixa sugere que o lixiviado possui

<sup>2</sup> CHRISTENSEN, T. H.; KJELDSEN, P. Landfill emissions and environmental impact: An introduction. In *SARDINIA '95, Fifth International Landfill Symposium, Proceedings*, Volume III, CHRISTENSEN, T. H.; COSSU, R.; STEGMANN, R. Ed. CISA, Cagliari, Italy, 3, 1995.

<sup>3</sup> FARQUHAR, C. J.; ROVERS, F.A. (1973). Gas production during refuse decomposition, *Water Air Soil Pollut.* 2, 483.

<sup>4</sup> EHRIG, H. –J.. Quality and quantity of sanitary landfill leachate, **Waste manag. Res.**, v.1, n. 53, 1983.

<sup>5</sup> EHRIG, H. –J. Water and element balances of Landfills, in *The Landfill*, BACCINI, P., Ed.

pequenas concentrações de ácidos graxos voláteis e grande quantidade de compostos húmicos e fúlvicos.

As características do lixiviado podem ser usualmente representadas por parâmetros básicos, como DQO, DBO, relação DBO/DQO, pH, sólidos em suspensão, nitrogênio amoniacal, nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e metais pesados (RENOU *et al.*, 2008).

A concentração de NKT no lixiviado não é dependente da fase na qual o aterro se encontra, segundo sugere a bibliografia, sendo as concentrações elevadas tanto na fase acidogênica quanto na metanogênica função do conteúdo de proteínas na sua composição (AKERMAN, 2005). Em geral, as concentrações de nitrato e nitrito são baixas nos lixiviados *in natura*, devido a desnitrificação que ocorre na fase acidogênica e as condições anaeróbias do aterro sanitário, que não permitem a oxidação do nitrogênio amoniacal (CLÉMENT, 1995).

**Tabela 3.2** – Composição do lixiviado em termos de média e intervalo de parâmetros com nas fases acidogênica e metanogênica e média dos valores para parâmetros onde não é observada diferença entre as fases acidogênica e metanogênica.

Parâmetro	Fase Acidogênica		Fase Metanogênica		Média
	Média	Intervalo	Média	Intervalo	
pH	6,1	4,5 - 7,5	8,0	7,5 - 9,0	-
Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO <sub>5</sub> )	13.000	4.000 - 40.000	180	20 - 550	-
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	22.000	6.000 - 60.000	3.000	500 - 4.500	-
Relação DBO <sub>5</sub> /DQO	0,58	-	0,06	-	-
Sulfato	500	70 - 1.750	80	10 - 420	-
Cálcio	1.200	10 - 2.500	60	20 - 600	-
Magnésio	470	50 - 1.150	180	40 - 350	-
Ferro	780	20 - 2.100	15	3 - 280	-
Manganês	25	0,3 - 65	0,7	0,03 - 45	-
Amônia-N	-	-	-	-	740
Cloretos	-	-	-	-	2.120
Potássio	-	-	-	-	1.085
Sódio	-	-	-	-	1.340
Fósforo Total	-	-	-	-	6
Cádmio	-	-	-	-	0,005
Cromo	-	-	-	-	0,28

OBS.: Todos os valores em mg/L exceto pelo pH e a relação DBO<sub>5</sub> /DQO, que são adimensionais.

Fonte: EHRIG (1983; 1988) *apud* KJELDEN *et. al.* (2002).

A Tabela 3.3 mostra a variação destes parâmetros para lixiviados gerados em diversos países ao longo da idade do aterro sanitário. No que se refere à idade, um aterro novo tem menos de cinco anos, um aterro intermediário tem de cinco a dez anos e um aterro antigo tem mais de dez anos (CHIAN & DeWALLE, 1976<sup>6</sup> *apud* RENOUE *et al.*, 2008).

**Tabela 3.3** – 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 <sub>3</sub> (mg/L)	Referência
N	Canadá	13800	9660	0,70	5,8	-	212	42	HENRY <i>et al.</i> , 1987
N	China	13000	5000	0,38	7,4	2000	11000	-	LO, 1996
N	Grécia	70900	26800	0,38	6,2	950	3400	3100	TATSI <i>et al.</i> , 2003
I	Grécia	5350	1050	0,20	7,9	480	1100	940	TATSI <i>et al.</i> , 2003
I	Taiwan	6500	500	0,08	8,1	-	-	5500	WU <i>et al.</i> , 2003
I	Itália	5050	1270	0,25	8,38	-	1670	1330	FRASCARDI <i>et al.</i> , 2004
A	Finlândia	556	62	0,11	-	-	192	159	HOILIJOKI <i>et al.</i> , 2000
A	França	500	7,1	0,01	7,5	130	540	430	TREBOUET <i>et al.</i> , 1999
A	Brasil	3460	150	0,04	8,2	-	-	800	SILVA <i>et al.</i> , 2004

N: novo; I: intermediário; A: antigo.

Fonte: adaptado de RENOUE *et al.*, 2008.

### 3.3 SISTEMAS BIOLÓGICOS PARA TRATAMENTO DE LIXIVIADOS PROVENIENTES DE ATERROS DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

O objetivo do tratamento biológico dos lixiviados de aterros sanitários é transformar os constituintes orgânicos em compostos estáveis, não putrescíveis, com remoção eficiente de DBO, DQO e nitrogênio amoniacal do líquido tratado (FERNANDES *et al.*, 2006).

Devido a confiabilidade, simplicidade e alto custo-benefício, o tratamento biológico é comumente utilizado para remoção das cargas de DBO, por microorganismos, que degradam a matéria orgânica em gás carbônico e outros

<sup>6</sup> CHIAN, E. S. K.; DeWALLE, F. B. (1976). Sanitary Landfill leachates and their treatment, J. *Environ. Eng. Div.*, p411-431, 1976.

subprodutos em condições aeróbias e em gás natural (composto principalmente por metano e gás carbônico) em condições anaeróbias (LEMA *et al.*, 1988<sup>7</sup> *apud* RENO *et al.*, 2008).

Os processos biológicos são muito eficientes na remoção de compostos orgânicos e nitrogenados em lixiviados de aterros novos, quando a relação DBO/DQO apresenta maiores valores (> 0,5). Porém, com o passar do tempo, os compostos orgânicos passam a ser refratários, principalmente ácidos húmicos e fúlvicos, o que tende a limitar a eficácia do processo biológico (RENO *et al.*, 2008).

O tipo de biodegradação que ocorre em determinado processo biológico de efluentes líquidos é definido pela tecnologia de tratamento empregada. Geralmente os processos anaeróbios empregam lagoas anaeróbias, reatores de fluxo ascendente ou fluxo horizontal e filtros biológicos anaeróbios. Já nos processos aeróbios utilizam-se lagoas facultativas e aeróbias, lagoas aeradas, lodos ativados e suas variações, e filtros biológicos aeróbios (FERNANDES *et al.*, 2006). Em todos os casos, o tratamento tem por objetivo aperfeiçoar os processos que ocorreriam naturalmente, visando à remoção da matéria orgânica e, em alguns casos, nutrientes como nitrogênio e o fósforo.

As concentrações de nitrogênio total nos lixiviados sofrem variações, como já citado anteriormente, atingindo valores de 1200 mg/L, dependendo das condições do aterro. Este fator influencia tanto na toxicidade quanto pelo aumento do consumo de oxigênio, no caso de processo aeróbio, uma vez que a depleção de oxigênio é alta na oxidação de nitrogênio (FERNANDES *et al.*, 2006).

O tratamento aeróbio permite a remoção parcial dos compostos orgânicos biodegradáveis e promove a oxidação do nitrogênio amoniacal. Os principais processos biológicos aeróbios utilizados são os de crescimento suspenso da biomassa, tais como lagoas aeróbias, sistemas de lodos ativados convencionais e reatores em batelada sequencial (RBS). A Tabela 3.4 mostra a eficiência de alguns sistemas aeróbios para o tratamento de lixiviados de aterros sanitários.

---

<sup>7</sup> LEMA, J. M.; MENDEZ, R.; BLASQUEZ, R. Characteristics of landfill leachates and alternatives for their treatment: a review, **Water Air Soil Pollut.**, v. 40, p 223-250, 1988.

BAE *et al.* (1999) utilizou um sistema de lodos ativados associado com um sistema de radiação por feixe eletrônico para tratar o lixiviado do aterro sanitário de Kimpo, na Coreia. A DBO inicial do lixiviado era de 1370 mg/L e a DQO de 3130 mg/L. O sistema de lodos ativados funcionou por batelada, com ciclo de 72 horas, e obteve uma eficiência de 98% na remoção de DBO e 70% na remoção de DQO. Não há informações sobre o nitrogênio amoniacal. Como pós-tratamento foi adotado um sistema de radiação por feixe eletrônico para remoção da matéria orgânica refratária, que obteve eficiência superior a 50%.

**Tabela 3.4** – Eficiência de remoção de DQO e N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> em sistemas aeróbios para o tratamento de lixiviados de aterro sanitário.

Alimentação			Condições operacionais				Remoção Global (%)	Referência
DQO (mg/L)	DBO/DQO	pH	Tipo de sistema	Volume	T (°C)	TDH (dias)		
5518	0,7	5,8	Lagoa aerada	1000 m <sup>3</sup>	-	> 10	97 DQO	ROBINSON & GRANTHAM, 1988
765 - 3090	0,43 - 0,53	8,7 - 12,5	(1) Lagoa aerada (2) Lagoa de polimento (escala de laboratório)	(1) 113.400 m <sup>3</sup> (2) 4528 m <sup>3</sup>	- -	20	89 DQO	MAEHLUM, 1995
2000 - 4600	0,41 - 0,59	12 - 13	Lodos ativados	5,9 L	21	6,25	46 - 64 DQO	KETTUNEN & RINTALA, 1996
5000 - 6000	-	-	Lodos ativados	5 L	25	0,5 - 2	97 DQO 87,5 N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	BAE <i>et al.</i> , 1997
2560	0,07	8,6	Reator em batelada sequencial	-	-	20-40	48 - 69 DQO > 99 NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	LO, 1996
9500	-	7	Reator em batelada sequencial	18,8 L	20	1,25	74 DQO	KARGI & PAMUKOGLU, 2003

Fonte: adaptado de RENO *et al.*, 2008.

A digestão anaeróbia como tratamento para o lixiviado permite a continuação do processo iniciado na própria massa de resíduos, sendo apropriado para efluentes com alta carga orgânica, como são os lixiviados de aterros sanitários novos (POKHREL *et al.*, 2004). Ao contrário do processo aeróbio, a digestão anaeróbia conserva a energia e produz uma quantidade menor de sólidos, porém a reação de degradação da matéria orgânica é mais lenta (BARRUETA *et al.*, 1992<sup>8</sup> *apud* RENOU *et al.*, 2008). O metano proveniente da digestão anaeróbia pode ser utilizado para o aquecimento do reator ou reaproveitado para outra finalidade.

Alguns dos sistemas anaeróbios utilizados para tratar lixiviados são: lagoa anaeróbia, reatores seqüenciais em batelada (SBR) e reator anaeróbio de manta de lodo (UASB). A Tabela 3.5 mostra a eficiência de alguns sistemas anaeróbios para o tratamento de lixiviados.

---

<sup>8</sup> BERRUETA, J.; CASTRILLON, L.; Anaerobic treatment of leachates in UASB reactors, **Journal Chemical. Technol. Biotechnol.**, v. 54 (1992), p. 33–37, 1992.

**Tabela 3.5** – Eficiência de remoção de DQO sistemas anaeróbios para o tratamento de lixiviados de aterro sanitário.

Alimentação			Condições operacionais				Remoção Global (%)	Referência
DQO (mg/L)	DBO/DQO	pH	Tipo de sistema	Volume	T (°C)	TDH (dias)		
37000 - 66660	0,4 - 0,6	-	Lagoa anaeróbia	6 L	35	1 - 20	92,5 DQO	LIN, 1991
800 - 2000	-	-	lagoa anaeróbia	900 L	17	0,72	20 DQO	WELANDER & HENRYSSON, 1998
546 - 5770 (TOC)	0,53	7,3 - 7,8	Reator anaeróbico em batelada sequencial (RBS)	2 L	35	1,0 - 1,5	73,9 DQO	TIMUR & OZTURK, 1997
5750	-	8,6	Reator anaeróbico em batelada sequencia (RBS)	5 L	25	-	62 DQO	UYGUR & KARGI, 2004
3000 - 4300	0,65 - 0,67	6,8 - 7,4	UASB	0,38 L	11 - 24	0,4 - 1,4	45 - 71 DQO	KETTUNEN <i>et al.</i> , 1996
1500 - 3200	0,61 - 0,71	6,5 - 7,0	UASB	40 L	13 - 23	1,0 - 1,3	65 - 75 DQO	KETTUNEN & RINTALA, 1988

Fonte: adaptado de RENO *et al.*, 2008.

### 3.3.1. Sistemas biológicos para tratamento de lixiviados no Brasil

A variabilidade na composição, oscilações de vazão ao longo do ano e a falta de parâmetros confiáveis para o dimensionamento fazem com que os poucos sistemas de tratamento biológico de lixiviados implantados no Brasil apresentem desempenho medíocre. Na prática, muitas instalações foram dimensionadas com base em parâmetros definidos para o tratamento de esgotos sanitários domésticos, cuja composição e biodegradabilidade diferenciam-se muito dos lixiviados (FERNANDES *et al.*, 2006).

Em Santa Catarina realizou-se um estudo com sistema de lagoas em escala piloto, dispostas em série, que consistia em uma lagoa anaeróbia, uma lagoa facultativa e uma lagoa de maturação. O sistema funcionou com uma vazão de 60 L/dia e tempo de detenção hidráulica de 15 dias. A lagoa anaeróbia funcionou com taxa de aplicação volumétrica de 0,3 Kg.DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.dia. A lagoa facultativa foi dimensionada com taxa de aplicação superficial de 250 KgDBO<sub>5</sub>/ha.dia e a lagoa de maturação com a taxa de aplicação superficial de 175 KgDBO<sub>5</sub>/ha.dia. Operando nestas condições e com temperatura na faixa de 23 a 26° C, o sistema apresentou remoção média de 83% para a DQO e 93% para o nitrogênio amoniacal (FERNANDES *et al.*, 2006). O lixiviado utilizado no piloto era proveniente do aterro sanitário do município de Biguaçu (região metropolitana de Florianópolis).

No aterro controlado do município de Londrina/PR, desenvolveu-se uma pesquisa de monitoramento da lagoa aerada de mistura completa em escala real, tal como esta era operada pela Prefeitura local. A vazão média de lixiviado era de 0,76 L/s (65,6 m<sup>3</sup>/d), com tempo de detenção hidráulica de 16,1 dias. A eficiência média de remoção de DBO ficou na faixa de 40% e a DQO na faixa de 30% (FERNANDES *et al.*, 2006).

CONTRERA *et al.* (2005) utilizou um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) para tratar o lixiviado proveniente do aterro de Rio Claro (SP). O aterro estava sendo operado há apenas três meses e apresentava uma relação DBO/DQO de aproximadamente 0,61. O sistema, funcionando com TDH de 2,5 dias, obteve remoção de 79% de DQO e 3% de nitrogênio amoniacal. A alta

eficiência deste sistema na remoção de DQO foi devido à elevada fração orgânica biodegradável, pois se tratava de um aterro sanitário novo.

### 3.4 SISTEMAS FÍSICO-QUÍMICOS PARA O TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO

Os processos físico-químicos incluem a redução de sólidos em suspensão, partículas coloidais, material flutuante, cor e compostos tóxicos por flotação, coagulação/floculação, absorção e adsorção, precipitação química ou por *air stripping*. O tratamento físico-químico para lixiviado de aterros é utilizado como complemento a linha de tratamento (pré-tratamento ou purificação) ou para tratar um poluente específico (por exemplo, o *stripping* de amônia) (RENOU *et al.*, 2008).

A coagulação/floculação pode ser utilizada para tratar lixiviados já estabilizados, como é o caso dos aterros antigos (SILVA *et al.* (2004); KANG & HWANG (2000); MONJE RAMIREZ & ORTA DE VELASQUEZ (2004)). É muito utilizada como pré-tratamento em sistemas biológicos ou no pós-tratamento, como polimento, para remover matéria orgânica refratária (RENOU *et al.*, 2008). Os coagulantes mais utilizados são: sulfato de alumínio, sulfato férrico, cloreto férrico e o cloro-sulfato férrico (AMOKRANE *et al.* (1997); EHRIG (1984)<sup>9</sup> *apud* RENOU *et al.* (2008)). A Tabela 3.6 mostra a eficiência de alguns sistemas de tratamento físico-químico por precipitação e coagulação para lixiviados de aterro sanitário.

Atualmente um dos métodos mais utilizados para eliminar altas concentrações de nitrogênio amoniacal nas águas residuárias é o *air stripping* (RENOU *et al.*, 2008). No caso dos lixiviados de aterro sanitário, o *air stripping* pode ser utilizado como pré-tratamento para diminuir as concentrações de nitrogênio amoniacal. MARTTINE *et al.* (2002) reportou uma redução de 89% no nitrogênio amoniacal do lixiviado de um aterro quando este foi submetido a um pH de 11, a temperatura de 20°C, com TDH 24 horas. Recentemente, OZTURK *et al.*(2003) e SILVA *et al.* (2004) alcançaram redução de 85 e 99,5 %

---

<sup>9</sup> EHRIG, H. –J. Treatment of sanitary landfill leachate: biological treatment. **Waste management Research**, 2, pp. 131-152, 1984.

de nitrogênio amoniacal no tratamento de lixiviados, utilizando o tratamento por *air stripping*.

**Tabela 3.6** – Eficiência de processos de precipitação/coagulação para o tratamento de lixiviados.

DQO (mg/L)	DBO/DQO	pH	Tipo de sistema	Coagulante/ precipitante	Concentração	Remoção Global (%)	Referência
4100	0,05	8,2	coagulação/floculação	$\text{FeCl}_3$ ou $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	0,01 - 0,07 M	40 - 50 DQO	AMOKRANE <i>et. al.</i> , 1997
-	-	-	coagulação/floculação	$\text{FeCl}_3 + \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	0,738 + 1,136 g/L	55 - 70 cor	ZAMORA <i>et. al.</i> , 2000
3460	0,04	8,2 - 8,5	coagulação/floculação	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	0,7 g/L	10 - 25 DQO	TIMUR & OZTURK, 1997
1585	0,07	8,2	precipitação	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	1 g/L	27 DQO	BAIG <i>et. al.</i> , 1999
7511	0,19	8,22	precipitação	$\text{MgCl}_2 \cdot 6(\text{H}_2\text{O}) + \text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12(\text{H}_2\text{O})$ ( $\text{Mg}:\text{NH}_4:\text{P O}_4=1:1:1$ )		40 DQO 98 N- $\text{NH}_4^+$	LI <i>et. al.</i> , 1999

Fonte: adaptado de RENOUE *et al.*, 2008.

### 3.5 NITROGÊNIO NA NATUREZA

O nitrogênio molecular ( $N_2$ ), presente na atmosfera e dissolvido no oceano, representa a maior fração de nitrogênio existente na terra (aproximadamente 78% das partículas do ar). Este nitrogênio torna-se reativo e biologicamente viável para plantas e algas somente nas seguintes condições: processo de fixação biológica; reações químicas desencadeadas por descargas elétricas na atmosfera e atividade vulcânica. A geração de  $N_2$  também pode ocorrer artificialmente, através da produção industrial de fertilizantes ou na queima de combustíveis fósseis (HOWARTH, 2004).

Fontes naturais que contribuem para a ocorrência de nitrogênio no meio líquido são: precipitação atmosférica, poeira e fixação biológica realizada pelas cianobactérias ou pelas algas verdes. Estes organismos são autotróficos, ou seja, fixam o nitrogênio e realizam a fotossíntese retirando do gás carbônico ( $CO_2$ ) todo o carbono que necessitam para suas atividades metabólicas. Algumas outras bactérias fixadoras de nitrogênio vivem no solo simbioticamente em raízes de algumas leguminosas (MADIGAN; MARTINKO; PARKER, 1997<sup>10</sup>; VAN BENTHUM<sup>11</sup>, 1998 *apud* QUEIROZ, 2006).

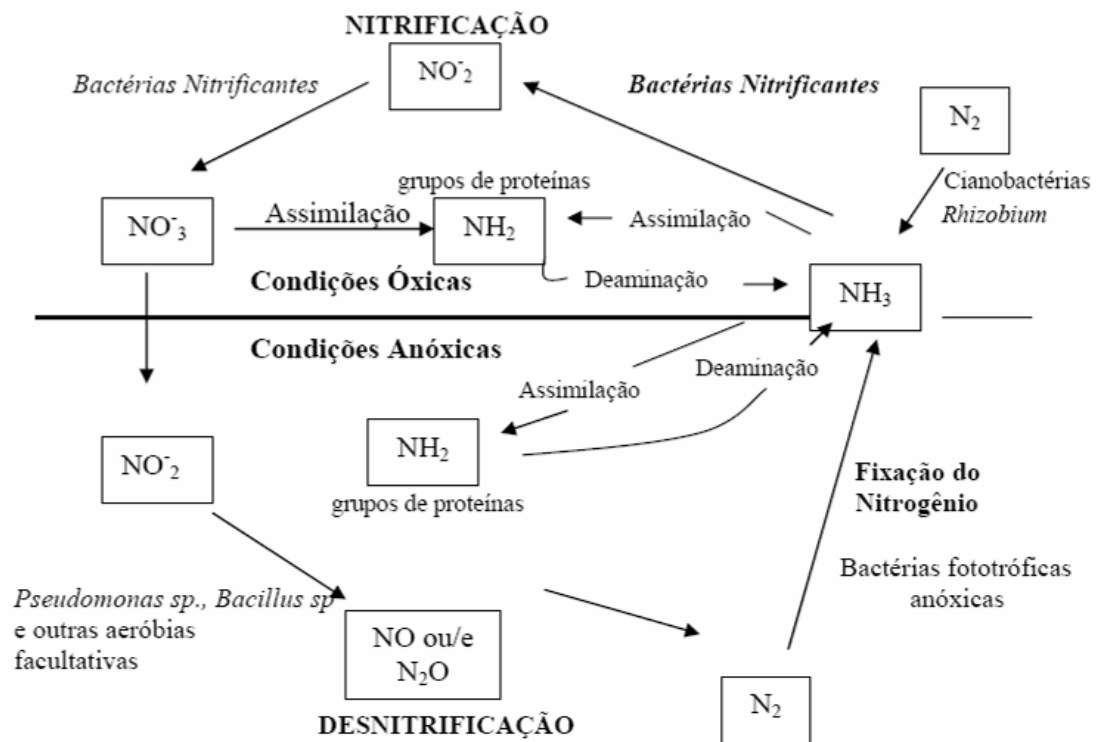
A etapa seguinte do ciclo do  $N_2$  na biosfera é realizada por microorganismos (bactérias nitrificantes, fungos e actinomicetos) que oxidam a nitrito ( $NO_2^-$ ) e posteriormente a nitrato ( $NO_3^-$ ) em ambientes com disponibilidade de  $O_2$ .

O ciclo é fechado por microorganismos heterotróficos, que necessitam de uma fonte de carbono fornecedora de elétrons necessários às suas atividades metabólicas, que em condições anóxicas (ausência de  $O_2$ ) realizam a redução do nitrogênio oxidado ( $NO_2^-$ ;  $NO_3^-$ ) a  $N_2$  gasoso. O Ciclo do Nitrogênio é mostrado na Figura 3.2.

---

<sup>10</sup> MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J. *Brock biology of microorganisms*. 8<sup>a</sup> ed. New Jersey. Prentice Hall, 1997.

<sup>11</sup> VAN BENTHUM, W. *Integrated nitrification and denitrification in biofilm airlift reactors: biofilm development, process design and hydrodynamics*. Delft, 1998. Tese (Doutorado) – Universidade de Delft. Holanda, 1998.



**Figura 3.2** – Ciclo do nitrogênio na biosfera.

Fonte: adaptado de MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; PARKER, J. (1997).

A agência norte-americana de proteção ambiental – USEPA (1993) reporta em seus documentos que a quantidade de nitrogênio incorporado no ambiente anualmente pelos processos oriundos de atividades humanas, tais como fixação devido a processos industriais e disposição de efluentes *in natura*, ultrapassa em 10% a quantidade de Nitrogênio fixada pelos ecossistemas terrestres antes do advento da agricultura moderna e da intensificação da urbanização. Esse acúmulo de Nitrogênio vem afetando principalmente os ecossistemas aquáticos.

Merecem destaque os lançamentos, no meio líquido, dos compostos nitrogenados oriundos das mais diversas atividades antrópicas: esgotos domésticos, o escoamento superficial em diversas culturas agrícolas fertilizadas artificialmente com produtos ricos em amônia, o lixiviado oriundo da degradação dos resíduos sólidos urbanos e águas residuárias resultantes da decomposição dos dejetos da criação de animais em escala industrial (QUEIROZ, 2006).

### 3.6 DISTÚRBIOS AMBIENTAIS PROVOCADOS PELO LANÇAMENTO DE COMPOSTOS NITROGENADOS

Dentre os distúrbios mais graves provocados pelo excesso de N nos corpos hídricos, destacam-se: (I) a depleção dos níveis de oxigênio dissolvido na massa líquida; (II) a proliferação de macrófitas aquáticas e algas; (III) a toxicidade aos organismos aquáticos e (IV) os riscos à saúde pública (USEPA, 1993).

#### *(I) Depleção de oxigênio dissolvido*

A depleção dos níveis de oxigênio nos corpos hídricos receptores de efluentes orgânicos, pode ser atribuída tanto a uma forma direta como indireta. A forma direta de depleção de oxigênio está relacionada com a nitrificação, enquanto a forma indireta está vinculada com a bioestimulação de macrófitas aquáticas, que quando morrem tornam-se fonte de matéria orgânica para microorganismos existentes no meio, os quais irão utilizar essa matéria orgânica para sua síntese metabólica tendo o oxigênio como aceptor de elétrons (SEZERINO, 2006).

A USEPA (1993) destaca que em muitos casos é menos impactante ao ambiente lançar um efluente contendo nitrato ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ) em detrimento do nitrogênio amoniacal, pois o primeiro já se encontra no seu máximo estágio de oxidação.

#### *(II) Proliferação de macrófitas aquáticas e algas*

A proliferação de macrófitas aquáticas e algas, também conhecida como eutrofização, pode resultar na deterioração da qualidade das águas, promovendo a depleção do oxigênio na massa líquida. Assim, pode afetar a respiração dos peixes e organismos aquáticos, bem como comprometer os usos múltiplos da água, notadamente perante o fornecimento de água potável, pois está relacionado a alterações organolépticas (odor e gosto) e a ressuspensão de metais como o ferro e o manganês em sedimentos sob condições anóxicas (CEPIS, 2000).

#### *(III) Toxicidade aos organismos aquáticos*

A toxicidade aos organismos aquáticos está relacionada à presença de nitrogênio amoniacal. A amônia dissolvida na água corresponde às frações de amônia molecular, ou não ionizada ( $\text{NH}_3$ ) e a amônia ionizada ( $\text{NH}_4^+$ ), sendo que a toxicidade está vinculada à amônia não ionizada (USEPA, 1993).

A amônia é tóxica não somente aos peixes, mas também para quase todos os animais aquáticos (BAIRD, 1979<sup>12</sup> *apud* SEZERINO, 2006), principalmente em lagos com baixa concentração de oxigênio. As concentrações tóxicas de amônia não ionizada variam entre 0,6 a 2 mg/L, afetando de forma direta a fisiologia do animal (EL-SHAFI *et al.*, 2004), causando degeneração na pele e danificação das brânquias e rins, além de retardar o crescimento (INMINO-ORBE *et al.*, 2003).

#### *(IV) Riscos à saúde pública*

As formas de N que mais implicam em riscos à saúde são o nitrito (NO<sub>2</sub>) e o nitrato (NO<sub>3</sub>). A principal relação destes ânions com a saúde pública é a potencialidade de promover metemoglobinemia em crianças (causado por excesso de NO<sub>3</sub>) e a carcinogenicidade relacionada ao NO<sub>2</sub> (USEPA, 1993).

O desenvolvimento de metemoglobinemia a partir do nitrato nas águas potáveis (que de alguma forma entrou em contato com esgoto doméstico ou outro efluente com este composto) depende de sua conversão bacteriana para nitrito durante a digestão, o que pode ocorrer na saliva e no trato gastrointestinal. As crianças pequenas, principalmente menores de 3 meses de idade, são bastante suscetíveis ao desenvolvimento desta doença devido às condições mais alcalinas de seu sistema gastrointestinal, fato também observado em pessoas adultas que apresentam gastroenterites, anemia, porções do estômago cirurgicamente removidas e mulheres grávidas (ALABURDA & NISHIHARA, 1998).

Casos de metemoglobinemia foram relacionados com águas cujas concentrações de nitrato ultrapassavam 10 mg-N /L (SEZERINO, 2006).

Cânceres gástricos estão associados à presença de nitrito nas águas de consumo, pois este nitrito pode formar nitrosaminas e nitrosamidas quando combinados com aminas secundárias e aminas presentes em alimentos (USEPA, 1993; SEZERINO, 2006; ALABURDA & NISHIHARA, 1998). Tanto as nitrosaminas como as nitrosamidas estão relacionadas com o aparecimento de tumores em animais de laboratório (ALABURDA & NISHIHARA, 1998).

---

<sup>12</sup> BAIRD, R., BOTTOMLEY, J., TAITZ, H. Ammonia toxicity and pH control in fish toxicity bioassays of treated wastewater. **Water Research**, v.13, 181-184, 1979.

### 3.7 DISTÚRBIOS AMBIENTAIS PROVOCADOS PELO LANÇAMENTO DE COMPOSTOS NITROGENADOS

Diante dos possíveis problemas à saúde pública e ao ambiente aquático, os órgãos ambientais restringem o lançamento de compostos nitrogenados em corpos hídricos.

O Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA), através da Resolução nº 357 de 17 de março de 2005, que *dispõe sobre a classificação dos corpos de água e dá diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes*, determina as concentrações máximas de compostos nitrogenados em corpos hídricos, de acordo com a classe, e em efluentes. A Tabela 3.7 mostra as concentrações máximas de nitrito, nitrato e nitrogênio amoniacal total para os corpos hídricos de classe 1, 2 e 3 e para os efluentes a serem lançados em corpos receptores.

**Tabela 3.7** – Valores de nitrato, nitrito e nitrogênio amoniacal em corpos receptores de água doce e num efluente qualquer.

Classe do corpo hídrico receptor	Nitrato (mg-N/L)	Nitrito (mg-N/L)	Nitrogênio amoniacal total			
			pH ≤ 7,5 (mg-N/L)	7,5 < pH ≤ 8,0 (mg-N/L)	8,0 < pH ≤ 8,5 (mg-N/L)	pH 8,5 (mg-N/L)
	Classe 1	10,0	1,0	3,7	2,0	1,0
Classe 2	10,0	1,0	3,7	2,0	1,0	0,5
Classe 3	10,0	1,0	13,3	5,6	2,2	1,0
Efluente	-	-	20	20	20	20

Fonte: CONAMA 357/2005.

A Resolução CONAMA nº 397 de 03 de abril de 2008, que complementa a Resolução 357/05, desobriga os sistemas de tratamento de esgotos sanitários a atingir a concentração de 20 mg-N/L para o nitrogênio amoniacal total. Nos sistemas de tratamento de lixiviados, a resolução 357/05 continua restritiva no tocante as concentrações de N-amoniacal.

Alguns estados possuem Resoluções mais restritivas que o CONAMA no tocante ao lançamento de lixiviados de aterro sanitário ou controlado, mesmo que após o tratamento deste. No Paraná existe a Resolução Conjunta Nº 01 – SEMA/IAP de 2004, que trata dos projetos de aterros sanitários. Esta Resolução torna obrigatória a utilização de dispositivos que permitam a recirculação dos lixiviados na própria massa de resíduos sólidos do aterro sanitário, *com a finalidade de preservar o lençol freático de qualquer contaminação, por menor que venha a ser* (Item 9,

Anexo 1).

### 3.8 REMOÇÃO BIOLÓGICA DO NITROGÊNIO PRESENTE EM EFLUENTES DOMÉSTICOS, INDUSTRIAIS E DE ATERROS DE RESÍDUOS SÓLIDOS DOMÉSTICOS

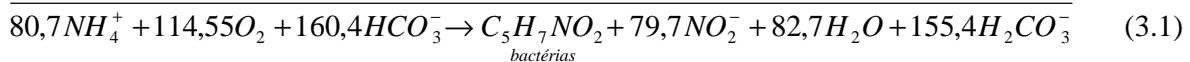
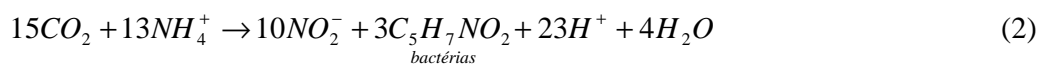
Os processos de remoção biológica de nitrogênio em águas residuárias dependem de condições específicas e grupos de bactérias que realizam a oxidação do nitrogênio amoniacal. Os processos de nitrificação e desnitrificação são detalhados nos itens a seguir.

#### 3.8.1 Nitrificação

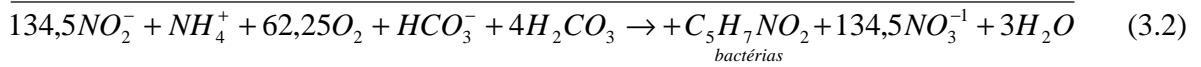
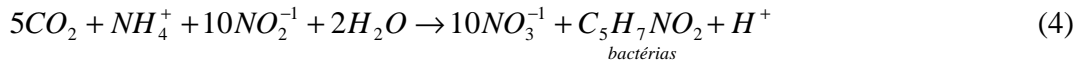
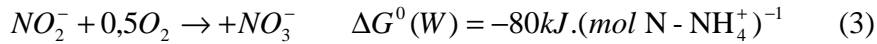
A nitrificação é a oxidação biológica do nitrogênio amoniacal para nitrato, com a formação de nitrito como produto intermediário, via microrganismos *autótrofos quimioossintetizantes* (quimioautótrofos), para os quais o gás carbônico é a principal fonte de carbono, e a energia é obtida através da oxidação de um substrato inorgânico, neste caso o nitrogênio amoniacal.

A nitrificação é um processo que ocorre em duas fases e envolve dois grupos de microrganismos, *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. Na primeira fase – **a nitritação**, a amônia é convertida a nitrito; na segunda fase – **a nitratação**, o nitrito é convertido a nitrato (HENZE, 1997; METCALF & EDDY, 2003).

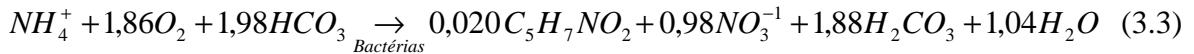
**Nitritação** (bactérias *Nitrosomonas*):



**Nitratação** (bactérias *Nitrobacter*):



A reação global da nitrificação é representada pela Eq. 3.3 (HENZE, 1997; METCALF & EDDY, 2003):



Com base nas Equações (3.1 a 3.3) verifica-se que na oxidação de 1,0 g de  $NH_4^+$  (SEDLAK, 1991; VAN HANDEEL & MARAIS, 1999; METCALF & EDDY, 2003):

- São consumidos aproximadamente 4,3g de  $O_2$ , (ou 4,57g de  $O_2$  desconsiderando-se a parcela devido a síntese celular), dos quais 3,43g  $O_2$  são consumidas na oxidação do íon amônio ( $NH_4^+$ ) para nitrito ( $NO_2^-$ ) e 1,14g  $O_2$  na nitrito ( $NO_2^-$ ) para nitrato ( $NO_3^-$ );
- Ocorre a liberação do íon  $H^+$ , que consome 7,14g de  $CaCO_3^-$  ou 8,64g de  $HCO_3^-$ ;
- Consumo de 0,08 g de carbono inorgânico;
- Produção de 0,15 g de novas células.

A energia liberada nestas reações é utilizada pelos microorganismos nitrificantes na síntese de compostos orgânicos a partir de fontes de carbono inorgânico, como dióxido de carbono, bicarbonato e carbonato. Portanto, a nitrificação está intimamente associada ao crescimento das bactérias nitrificantes (BARNES & BLISS, (1983)<sup>13</sup> *apud* VON SPERLING, 1997).

A taxa de crescimento dos microorganismos nitrificantes é bastante inferior à dos microorganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica carbonácea, sendo que a taxa de crescimento específica máxima das oxidadoras de N-amoniaco é menor (*Nitrosomonas*: 0,6-0,8 dia<sup>-1</sup>) que das oxidadoras de nitrito (*Nitrobacter*: 0,6-1,0 dia<sup>-1</sup>). Assim, em um sistema biológico em que se objetiva a nitrificação, o TRC, ou a idade do lodo, deve ser tal que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que elas sejam varridas do sistema.

<sup>13</sup> BARNES, D.; BLISS, P. J. Biological control of nitrogen in wastewater treatment. E. & F.N. Spon, London, 146p, 1983.

O sistema é controlado, portanto, pelo organismo de crescimento mais lento, no caso, *Nitrosomonas*. As bactérias do gênero *Nitrobacter* têm uma taxa de crescimento mais rápida, razão pela qual quase não há acúmulo de nitritos nos sistemas de tratamento, exceto em condições controladas para tal finalidade (VON SPERLING, 1997).

Na prática, a etapa limitante do processo é a oxidação da amônia, ou seja, a nitrificação. O acúmulo de nitrito em grandes quantidades só ocorrerá quando o sistema estiver operando em condições não estacionárias, ou seja, com variação de carga aplicada, durante a partida ou em caso de arraste de biomassa, ou em outras condições operacionais com temperatura desfavorável ou presença de substâncias inibitórias (HENZE *et al.*, 1997).

METCALF & EDDY (2003) recomendam a concentração mínima de 2,0 mg/L de oxigênio dissolvido no reator aeróbio onde ocorre a nitrificação, para garantir que oxigênio chegue ao interior dos flocos do lodo ativado. Segundo BARNES & BLISS<sup>14</sup> (1983) *apud* VON SPERLING (2006) a concentração crítica de oxigênio dissolvido para que ocorra a nitrificação é de 0,2 mg/L, porém FILOS *et al.*<sup>15</sup> (1996) *apud* LOPES (2000), constataram que a nitrificação foi inibida com concentrações de oxigênio dissolvido de 1,0 mg/L.

Segundo METCALF & EDDY (2003), recomenda-se manter o pH na faixa de 7,2 a 8,0 na operação de reatores aeróbios com nitrificação. SEDLAK (1991) cita que o pH ótimo para que ocorra a nitrificação varia de 6,5 a 8,0, pois este está relacionado com a formação de amônia livre e ácido nitroso livre, que podem causar inibição no processo de nitrificação (ANTHONISEN *et al.*, 1976). A Figura 3.3 mostra a inibição das fases de nitrificação e nitratação em função do pH.

VON SPERLING (2006) assume a seguinte distribuição relativa para o N-amoniaco em função do pH:

pH < 8 praticamente todo N-amoniaco na forma de  $\text{NH}_4^+$ ;

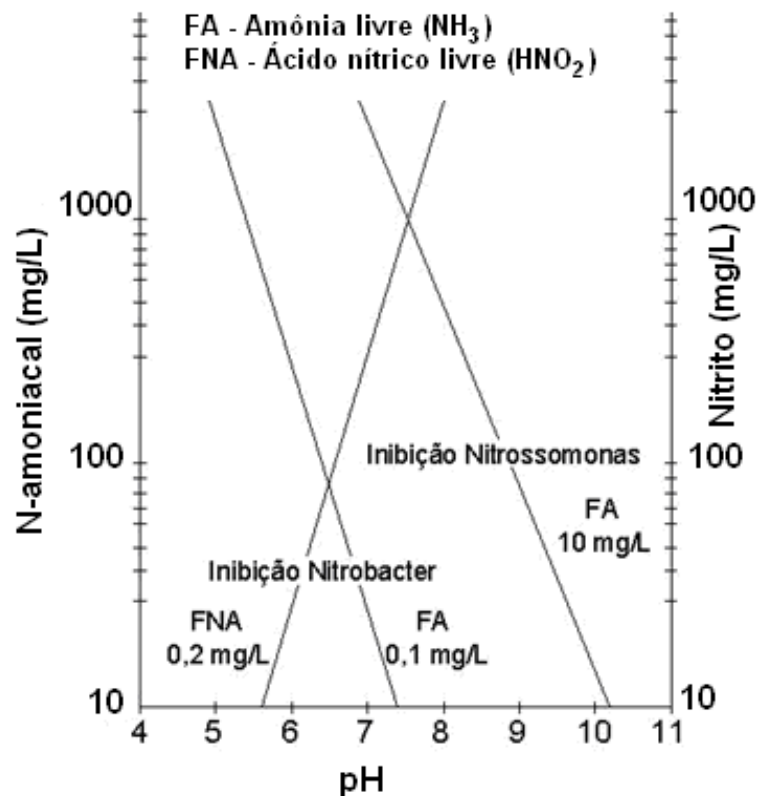
pH = 9,5 aproximadamente 50% de  $\text{NH}_3$  e 50% de  $\text{NH}_4^+$ ;

pH > 11 praticamente todo N-amoniaco na forma de  $\text{NH}_3$ .

---

<sup>14</sup> BARNES, D.; BLISS, P. J. Biological control of nitrogen in wastewater treatment. E. & F.N. Spon, London, 146p, 1983.

<sup>15</sup> FILOS, J.; DIYAMANDOGLU, V.; CARRIO, L.A.; ROBINSON, L. Full-scale evaluation of biological nitrogen removal in the step-feed activated sludge process. **Water Environment Research**, v.68, n.2, march/april 1996.



**Figura 3.3** – Inibição da nitrificação em função da concentração de Nitrito ou N-amoniacoal e do pH.  
Fonte: ANTHONISEN *et. al.* 1976.

Observa-se na Figura 3.3 que as bactérias oxidantes de nitrito são mais sensíveis à amônia livre, ocorrendo inibição destas na faixa de 0,1 a 1,0 mg/L, enquanto que as bactérias oxidadoras de N-amoniacoal são inibidas na faixa de 10 a 150 mg/L de amônia livre (ANTHONISEN *et al.*, 1974; HENZE, 1997; KIM *et al.*, 2006). Portanto é importante manter a concentração de amônia livre em níveis baixos para evitar a inibição da nitrificação.

A concentração de amônia livre (NH<sub>3</sub>), pode ser calculada através das Equações 3.4 e 3.5 (FERRARA<sup>16</sup> *et al.* 1985 *apud* CAMPOS, 1989), que depende da temperatura do líquido no reator.

$$NH_3 = \frac{[N\text{-amoniacoal}]}{1 + 10^{pka - pH}} \quad (3.4)$$

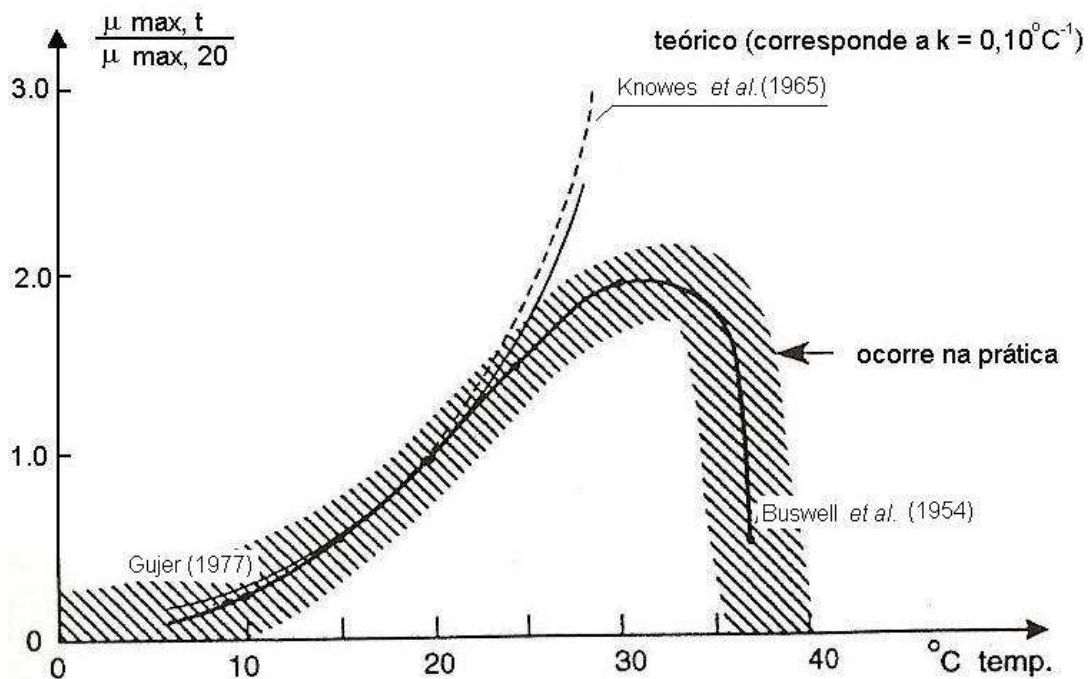
$$pka = 10,05 - 0,032T \quad (3.5)$$

Onde:

$T = \text{temperatura } ^\circ\text{C}$

<sup>16</sup> FERRARA, R.A. & DIMINO, M.A. A case study for season Nitrification economic efficient and water quality preservation. **Journal Water Pollution Control Federation**. v. 57, n. 7, p. 763-769, jul, 19

Por ser um processo biológico que envolve a presença de bactérias, a temperatura tem efeito significativo nas taxas de nitrificação. A Figura 3.4 mostra a nitrificação em função da temperatura. Percebe-se que o modelo encaixa-se bem para as faixas de 10 – 22° C. Em temperaturas maiores (30 – 35° C) a taxa de crescimento é constante. A partir dos 35° C, observou-se que a nitrificação caiu até chegar à zero, mostrando assim que a nitrificação não ocorre em temperaturas termofílicas (50 – 60° C). Para temperaturas entre 0 – 10° C a expressão é aplicável (HENZE *et al.*, 1997).



**Figura 3.4** – Nitrificação em função da temperatura.

Fonte: HENZE *et al.*, 1997

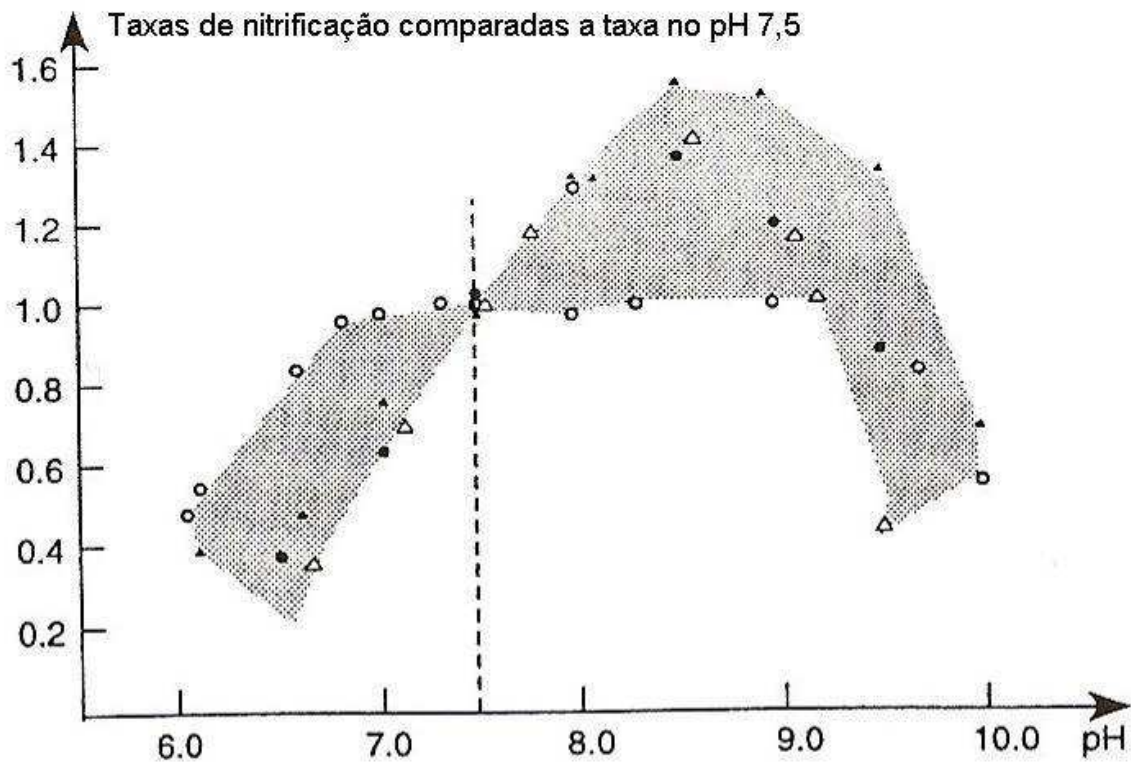


Figura 3.5 – A taxa de nitrificação total em função do pH.

Fonte Sutton & Jank (1976)<sup>17</sup> apud HENZE (1997).

<sup>17</sup> SUTTON, P. M.; JANK, B. E. Design Consideration for biological carbon removal-nitrification systems. *Conf. Proc. Research program for the abatement of municipal pollution under provisions of the Canada-Ontario agreement on Great Lakes water quality*, 1975, s.206-249. (Publ. No. 3), 1976.

### 3.8.2 Desnitrificação

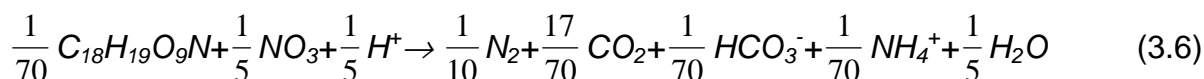
A desnitrificação é a conversão biológica do nitrito ou do nitrato a formas mais reduzidas como N<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O e NO, sendo realizada por uma série de microorganismos *heterotróficos facultativos* que podem utilizar o nitrato ao invés do oxigênio como acceptor de elétrons (SEDLAK, 1991). Os microorganismos *heterotróficos facultativos* envolvidos na desnitrificação são do gênero *Pseudomonas* e *Micrococcus* (ARCEIVALA, 1981<sup>18</sup> *apud* VON SPERLING, 1997).

O sistema de transporte de elétrons nos organismos desnitrificantes é idêntico àquele em condições aeróbias, excetuando-se o último passo, que é a redução do nitrato (ou nitrito). Porém, esta reação é favorável ao oxigênio, portanto em situações onde o oxigênio e o nitrato estiverem presentes, as bactérias não promoverão a desnitrificação, e sim a respiração aeróbia (HENZE *et al.*, 1997). Assim, para que haja desnitrificação, é necessário criar condições anóxicas, ou seja, com a presença de nitrato e ausência de oxigênio.

No processo de oxidação de 1 g N-NH<sub>4</sub>/L são consumidos 7,1 mg/L de alcalinidade, sendo que com a integração da desnitrificação no sistema, teoricamente recupera-se 3,57 mg/L de alcalinidade (VON SPERLING, 1997). Alguns autores (BARNES & BLISS, 1983; ECKERNFELDER JR. & ARGAMAN, 1978, *citados em* VON SPERLING, 1996) indicam uma economia prática um pouco inferior, da ordem de 3,0 mg/L de alcalinidade.

Para que a desnitrificação ocorra, os microorganismos heterotróficos requerem uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons), que pode ser adicionado artificialmente à água residuária, como o metanol, ou estar disponível internamente, como é o caso do esgoto doméstico (VON SPERLING, 1997).

A reação global da desnitrificação utilizando o carbônico orgânico das células bacterianas é mostrada na Eq. 3.6 (HENZE *et al.*, 1997).

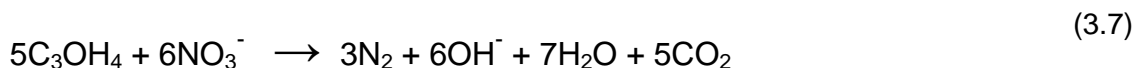


$$\Delta G^{\circ} = -103 \text{ kJ/e-equiv.}$$

<sup>18</sup> ARCEIVALA, S. J. . Wastewater treatment and disposal. Marcel Drekker, New York, 892p, 1981.

Na reação da Eq. 3.6 o consumo é de aproximadamente 3 mg C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>/mg N-NO<sub>3</sub>, ou 4,5 mg DBO<sub>5</sub>/ mg N-NO<sub>3</sub>, incluindo a assimilação.

A reação de desnitrificação quando o metanol é utilizado como fonte externa de carbono é apresentada na Eq. 3.7 (MODIN *et. al*, 2007):



É aconselhável a utilização da fonte de carbono presente no próprio efluente, de forma a tornar o processo mais econômico, diminuir a geração de lodo e promover o consumo de compostos orgânicos que compõe o mesmo (ISAACS *et. al.*, 1995). No processo onde a fonte interna de carbono é utilizada, deve-se garantir que a quantidade carbono orgânico seja o suficiente para realizar a completa desnitrificação.

A taxa de desnitrificação é fortemente influenciada pela natureza da fonte de carbono, sendo que maiores taxas são obtidas com formas mais facilmente degradáveis (ISAACS *et. al.*, 1995). HENZE (1989) comparou as taxas de desnitrificação utilizando diversas fontes de carbono e concluiu que o esgoto doméstico *in natura* possui taxa de desnitrificação de aproximadamente um terço do valor obtido com ácido acético ou o metanol. Comparando o uso para desnitrificação de acetato, glicose e metanol, TAM *et. al.* (1992) e GERBER (1986) *apud* ISAACS *et. al.* (1995), mostraram que o acetato alcança maiores taxas de desnitrificação, seguido do metanol e da glicose. A Tabela 3.8 mostra as taxas de desnitrificação obtidas por alguns autores, para diferentes fontes de carbono.

**Tabela 3.8** – Taxas de desnitrificação com diferentes fontes de carbono.

Fonte de Carbono	Taxa de desnitrificação (g NO <sub>3</sub> -N/ g SSV.dia)	Temperatura (°C)	Referências
Metanol	0,21 a 0,32	25	BECCARI <i>et al</i> , 1983
Metanol	0,12 a 0,90	20	USEPA, 1993
Lodo de esgoto	0,03 a 0,11	15 - 27	USEPA, 1993
Lodo de Esgoto	0,072 a 0,70	-	EKAMA <i>et al</i> , 1984
Metabolismo Endógeno	0,017 a 0,048	12 - 20	USEPA, 1993

BENARD (1975)<sup>19</sup> *apud* SEDLAK (1991) encontrou três taxas distintas de desnitrificação para esgoto sanitário. A primeira taxa é de 50mg/L.h e ocorreu entre 5 – 15 minutos e foi atribuída a produtos da fermentação anaeróbia. A segunda taxa de 16 mg/L.h foi atribuída a assimilação de particulados e compostos mais complexos, durou até que todas as fontes externas de alimento fossem exauridas. A terceira taxa de 5,4 mg/L.h foi atribuída a respiração endógena.

SEDLAK (1991) cita que grande parte dos pesquisadores concorda que a desnitrificação é uma reação de ordem zero, que depende da temperatura e da concentração de oxigênio dissolvido do meio, conforme a Eq. 3.8 (HUI *et al.* (1983)<sup>20</sup> *apud* SEDLAK (1991)):

$$R_{DN(T)} = R_{DN(20)} \cdot K^{(T-20)} \cdot (1 - OD) \quad (3.8)$$

Onde:

$R_{DN(T)}$ : Taxa de desnitrificação a uma determinada temperatura;

$R_{DN(20)}$ : Taxa de desnitrificação a 20° C;

K: constante da reação.

OD: concentração de oxigênio dissolvido (mg/L).

Os valores de K variam de 1,03 a 1,10, sendo que 1,09 é o valor mais utilizado. A taxa de desnitrificação vai depender da concentração e da biodegradabilidade da fonte de carbono. A Eq. 3.8 indica que a taxa de desnitrificação decresce linearmente até zero quando a concentração de oxigênio dissolvido chega a 1,0 mg/L. Desta forma, em termos práticos, desconsidera-se a desnitrificação para concentrações de oxigênio dissolvido acima de 1,0 mg/L (SEDLAK, 1991).

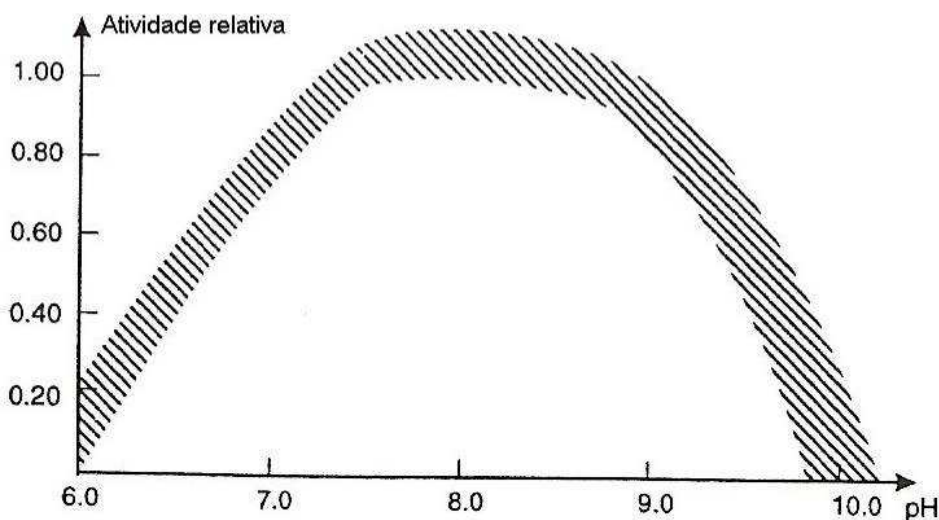
A faixa de pH ideal para o processo de desnitrificação assemelha-se a dos processos biológicos. A Fig. 3.6. ilustra que o pH ótimo está na faixa de 7 a 9 (HENZE *et al.*, 1997). Os valores de pH baixos (< 7) exercem papel importante nos produtos finais da desnitrificação, pois aumenta a concentração de óxidos nítricos, especialmente óxido nitroso (N<sub>2</sub>O), que será produzido em pH baixo. O óxido nítrico (NO), que é um gás fortemente tóxico, dificilmente ocorre em concentrações que

---

<sup>19</sup> BERNARD, J. Biological nutrient removal without the addition of chemicals. **Water Research**, v. 9, 845, 1975.

<sup>20</sup> HUI, A. M. et al. Pilot plant investigations of TF/SC and RBC/SC processes. Presented at the 55<sup>th</sup> WPCF Conference, Atlanta, Georgia, 1983.

causem toxicidade na prática (ANTHONISEN *et al.*, 1976).



**Figura 3.6** – Desnitrificação em função do pH.

Fonte: HENZE *et al.* (1997).

As vantagens da utilização de fonte externa de carbono para realizar a desnitrificação são as maiores taxas alcançadas e a flexibilidade operacional em épocas em que as características do efluente a ser tratado sofram variações, o que é muito comum no caso dos lixiviados de aterros sanitários e controlados.

A dependência da temperatura no processo de desnitrificação se assemelha àquela dos processos aeróbios heterotróficos. A velocidade da reação de desnitrificação aumenta da faixa de 0 – 32° C, permanecendo aproximadamente constante de 32 – 40° C, decrescendo drasticamente até zero quando atinge a temperatura de 45° C (HENZE, 1991).

No trabalho realizado por SHISKOWSKI *et al.* (1998), foram utilizados dois sistemas idênticos e independentes para a nitrificação-desnitrificação. Este era composto por um reator anóxico (5 litros) e um reator aeróbio (10 litros) para tratar um lixiviado com altas concentrações de nitrogênio amoniacal (200 a 1200 mg/L). Para a desnitrificação utilizou-se o metanol como fonte externa de carbono. Um dos problemas do aumento da taxa de carregamento de metanol foi o carreamento do excesso deste (adicionado no reator anóxico) para o reator aeróbio, o que poderia causar inibição da nitrificação, já que ocorre à competição por oxigênio pelas bactérias heterotróficas e/ou toxicidade do metanol às *nitrosomonas*.

SHISKOWSKI *et al.* (1998) cita a influência da liberação de alcalinidade nos

valores de pH no reator aeróbio, que aumentou de 7,5 para 8,3 no sistema 1 e de 7,6 para 8,5 no sistema 2. O aumento no pH foi resultado do progressivo crescimento da taxa de carregamento de metanol. Outra consequência foi o aumento da fração de amônia livre, que passou de 1,2% para 7,2% no sistema 1 e de 1,5% para 11,0% no sistema 2. O autor cita, no entanto, que a inibição da nitrificação devido às concentrações de amônia livre foi apenas moderada nos dois sistemas.

No tocante aos sólidos em suspensão voláteis (SSV), SHISKOWSKI *et al.* (1998) cita que o sistema respondeu rapidamente a adição de metanol. No dia 81, quando o sistema 1 era alimentado com lixiviado possuindo 1000 mg-N/L de nitrogênio amoniacal, a concentração de SSV era de 3000 mg/L no reator anóxico e 2000 mg/L no reator aeróbio. Já no dia 126, com a concentração de nitrogênio amoniacal do lixiviado de 1000 mg-N/L e adição de metanol, a concentração de SSV aumentou para 4300 mg/L no reator anóxico e para 3200 mg/L no reator aeróbio. O sistema 2 reagiu de maneira similar.

MODIN *et al.* (2007), realizou trabalhos utilizando o metano como fonte externa de carbono. Este poderia ser utilizado em estações de tratamento de esgoto (proveniente da digestão anaeróbia do lodo) e em aterros sanitários, uma vez que são gerados no próprio local. A reação envolvida é mostrada na Eq. 3.7. Neste caso, a desnitrificação ocorre devido à associação de organismos metanotróficos e desnitrificadores, onde organismos metanotróficos aeróbios oxidam componentes do metano que são utilizados pelos desnitrificantes que coexistem no meio. As duas maiores desvantagens da utilização do metano como fonte externa de carbono são a alta relação C/N exigida, pois a quantidade de metano produzida pode não ser o suficiente, e a baixa taxa de desnitrificação quando comparado ao metanol. O metanol apresenta uma taxa de desnitrificação de 4,6 mgN/L.h e o metano apresenta a taxa de 0,7 mgN/L.h.

ISAACS *et al.* (1995) encontrou taxas de desnitrificação de 3,5 a 3,6 mg N/(g SSV.h) quando utilizado o hidrolisado como fonte externa de carbono, de 2,1 a 2,4 mg N/(g SSV.h) quando utilizou o acetato e de 0,63 a 0,75 N/(g SSV.h) quando exaurida a fonte externa de carbono, sendo utilizado o próprio lodo em um sistema de tratamento de esgoto por lodos ativados. A razão DQO/N variou de 5,4 a 5,9 g DQO/ g N quando considerado apenas o consumo relativo à desnitrificação.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 LOCALIZAÇÃO E CARACTERÍSTICAS DO ATERRO CONTROLADO DE LONDRINA

Neste trabalho foi utilizado o lixiviado proveniente do aterro controlado do Município de Londrina, com início de operação no ano de 1974, recebendo resíduos sólidos urbanos, hospitalares, de podas de árvores e entulhos. O aterro está situado na região sudeste do município, a 9 km do centro e entre a longitude 51°06' Oeste e a latitude 23°20' Sul, com uma área aproximada de 19,23 ha. No ano de 2001 passou a ser um aterro controlado, quando foi desenvolvido um projeto de readequação da área visando o monitoramento ambiental, o tratamento dos lixiviados e o controle da disposição de resíduos. A Figura 4.1 mostra a localização do aterro controlado de Londrina.

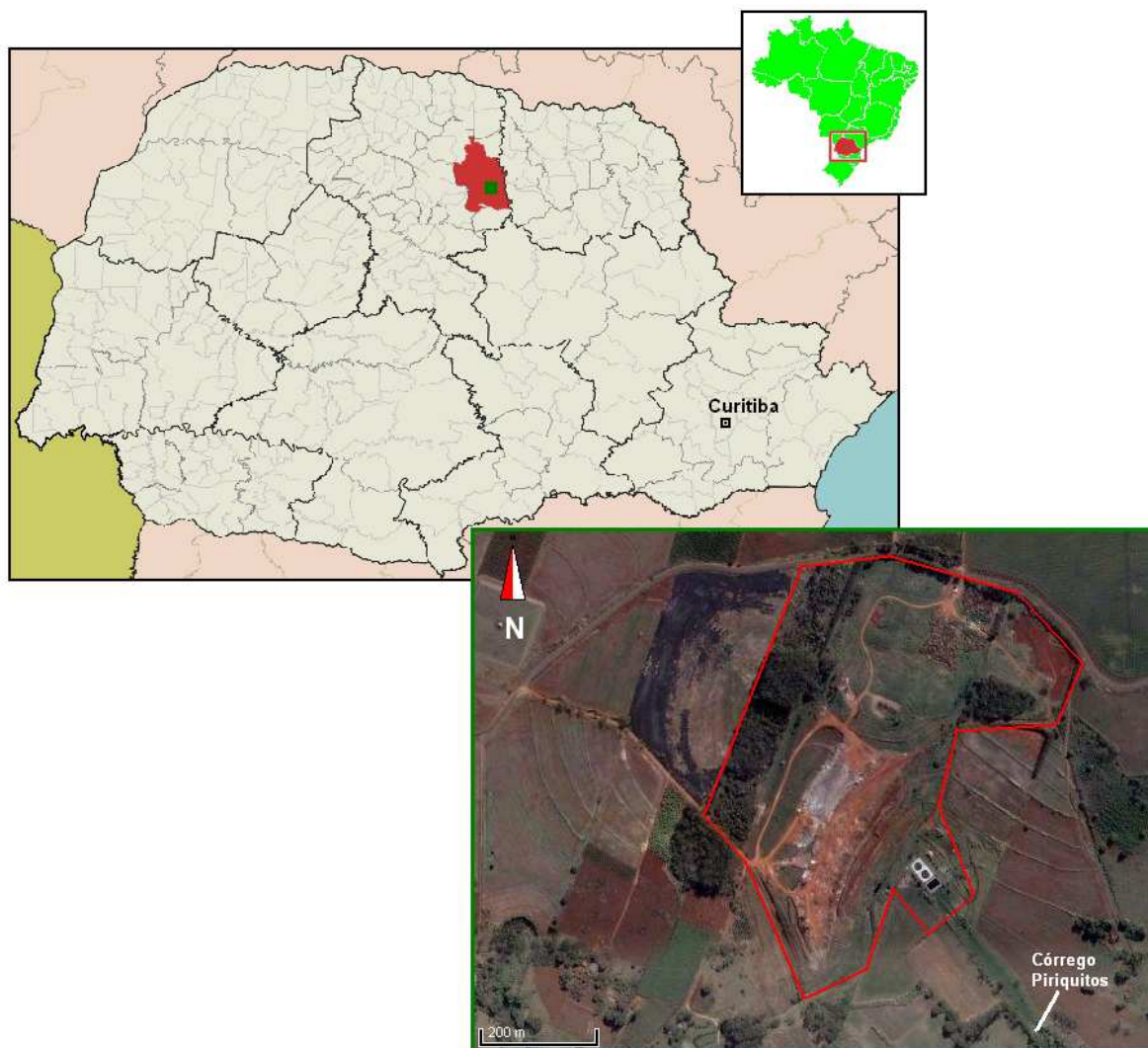


Figura 4.1 – Localização do aterro controlado de Londrina, Paraná (Google Earth, 2008).

À jusante do aterro está localizada a nascente do Córrego Periquitos o qual pertence à sub-bacia hidrográfica do Ribeirão Três Bocas, que integra a bacia hidrográfica do Rio Tibagi. O clima da região é o sub-tropical úmido, possui duas estações bem definidas, verão quente e chuvoso e invernos frios e secos, com temperatura anual média de 21,3°C e precipitação média anual de 1264 mm (PREFEITURA MUNICIPAL DE LONDRINA, 2004).

Atualmente o aterro controlado recebe aproximadamente 380 t/dia de resíduos sólidos urbanos e os resíduos provenientes da poda de árvores e de capina.

## **4.2 LIXIVIADO**

O lixiviado utilizado neste experimento foi coletado no aterro controlado de Londrina. O transporte até o Laboratório de Saneamento, na UEL, foi realizado por um caminhão capacitado com bomba a vácuo, devidamente higienizado para que não houvesse contaminação do lixiviado com outras substâncias.

No laboratório o lixiviado ficava armazenado em uma caixa de fibra de vidro tampada, com capacidade de 5.000 L. Novas cargas de lixiviado *in natura* eram trazidas a cada 2 meses, aproximadamente.

### **4.2.1 Características do Lixiviado**

No trabalho realizado por MANGIERI (2008) foram determinadas as concentrações de metais presentes no lixiviado *in natura* do aterro controlado de Londrina, como mostra a Tabela 4.1.

**Tabela 4.1** – Caracterização dos metais presentes no lixiviado *in natura* proveniente do aterro controlado de Londrina

<b>Parâmetro</b>	<b>Concentração</b>
Potássio	680 mg/L
Cálcio	68 mg/L
Magnésio	114 mg/L
Enxofre	13 mg/L
Sódio	760 mg/L
Cobre	nd*
Zinco	0,14 mg/L
Boro	0,82 mg/L
Ferro	3,32 mg/L
Manganês	0,31 mg/L
Chumbo	nd*
Cádmio	nd*
Níquel	nd*
Cromo	nd*

\* não detectado.

*Fonte: (MANGIERI, 2008).*

A caracterização do lixiviado foi realizada utilizando-se uma amostra simples do lixiviado proveniente do aterro controlado de Londrina. Nota-se que há elevadas concentrações de sódio e de potássio, o que é característico em lixiviados, como mostrado na Tabela 3.2. Outros parâmetros, tais como ferro, magnésio e manganês encontram-se na faixa de concentração preconizada pela bibliografia (Tabela 3.2).

É importante salientar que não foram encontradas concentrações de metais pesados, tais como chumbo, cromo, níquel e cádmio.

### **4.3 DISPOSITIVO EXPERIMENTAL**

Nas Figuras 4.2 e 4.3 são apresentados, respectivamente, o esquema do sistema piloto e uma fotografia do mesmo.

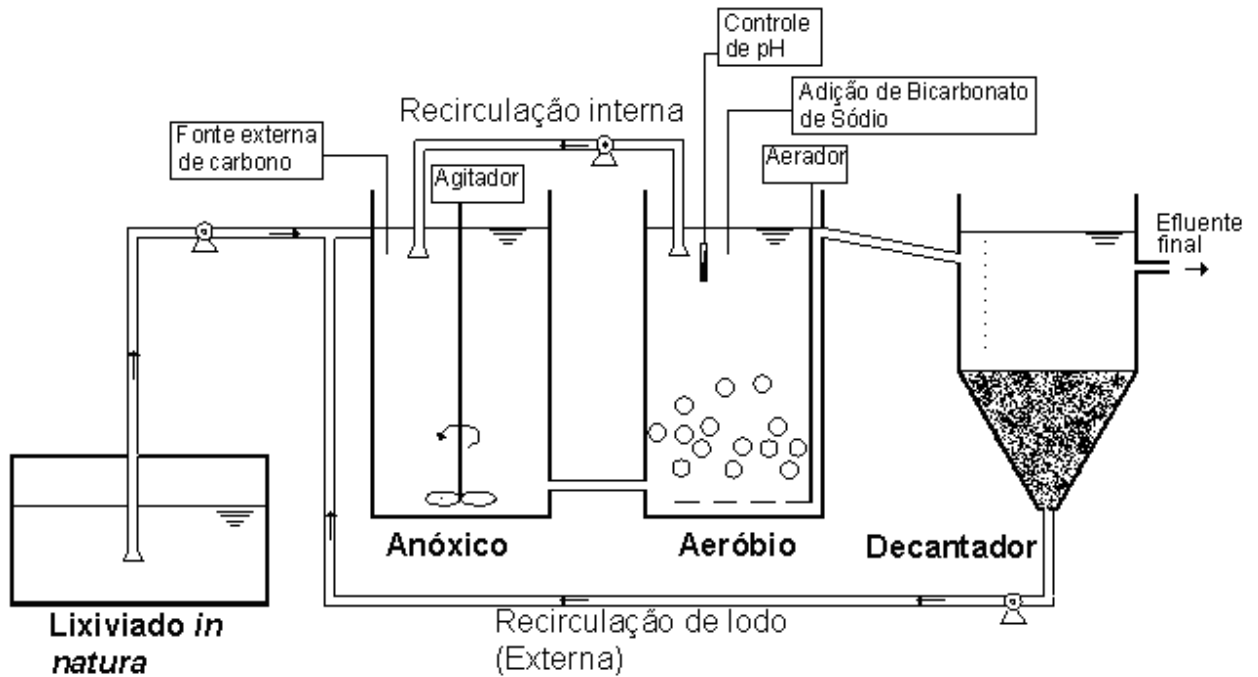


Figura 4.2 – Esquema do piloto de lodos ativados.



Figura 4.3 – Fotografia do piloto de Lodos Ativados.

A instalação experimental em escala piloto é composta por uma caixa de acumulação dos lixiviados, reator anóxico, reator aeróbio e decantador. A caixa

acumuladora de lixiviado *in natura* possui volume útil de 5.000 L e possui uma tubulação conectada a uma caixa d'água de 50L, de onde este é bombeado para a entrada do sistema. O reator anóxico tem o volume útil de 27,5 L, sendo alimentado com lixiviado *in natura* (afluente do sistema), o efluente nitrificado proveniente do reator aeróbio (recirculação interna) e o lodo, proveniente do decantador (recirculação externa ou recirculação do lodo). O reator aeróbio tem o volume de útil 27,5 L e recebe o efluente do reator anóxico. O decantador recebe o efluente proveniente do reator aeróbio, sendo que parte do lodo sedimentado neste é recirculado para o reator anóxico, com o objetivo de manter o  $T_{RC}$  (tempo de retenção celular ou *idade do lodo*) elevado. A alimentação do sistema é contínua, sendo cada reator de mistura completa. Este dispositivo experimental foi utilizado nas pesquisas do PROSAB/FINEP Edital 5 (MARINGONDA, 2008).

A concepção do sistema utilizado neste trabalho, pré-desnitrificação com recirculação do efluente nitrificado, levou em consideração os seguintes aspectos: 1) As características qualitativas e quantitativas do lixiviado mudam ao longo da vida do aterro e sazonalmente; 2) elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal no lixiviado podem causar inibição no tratamento biológico devido à amônia livre.

Tendo em vista estes aspectos, entende-se que a configuração adotada, ou seja, pré-desnitrificação com recirculação do efluente nitrificado, apresenta como flexibilidade a possibilidade de que nos períodos em que a concentração de matéria orgânica biodegradável no lixiviado é elevada, principalmente nos primeiros anos de operação do aterro, que a mesma seja utilizada como doador de elétrons na desnitrificação.

Além disto, a recirculação do efluente nitrificado para o início do sistema favorece a redução das concentrações de amônia livre, uma vez que provoca diluição das concentrações de N-amoniacal, e auxilia na manutenção do pH em patamares inferiores ao do lixiviado *in natura*, que apresenta pH e alcalinidade elevados.

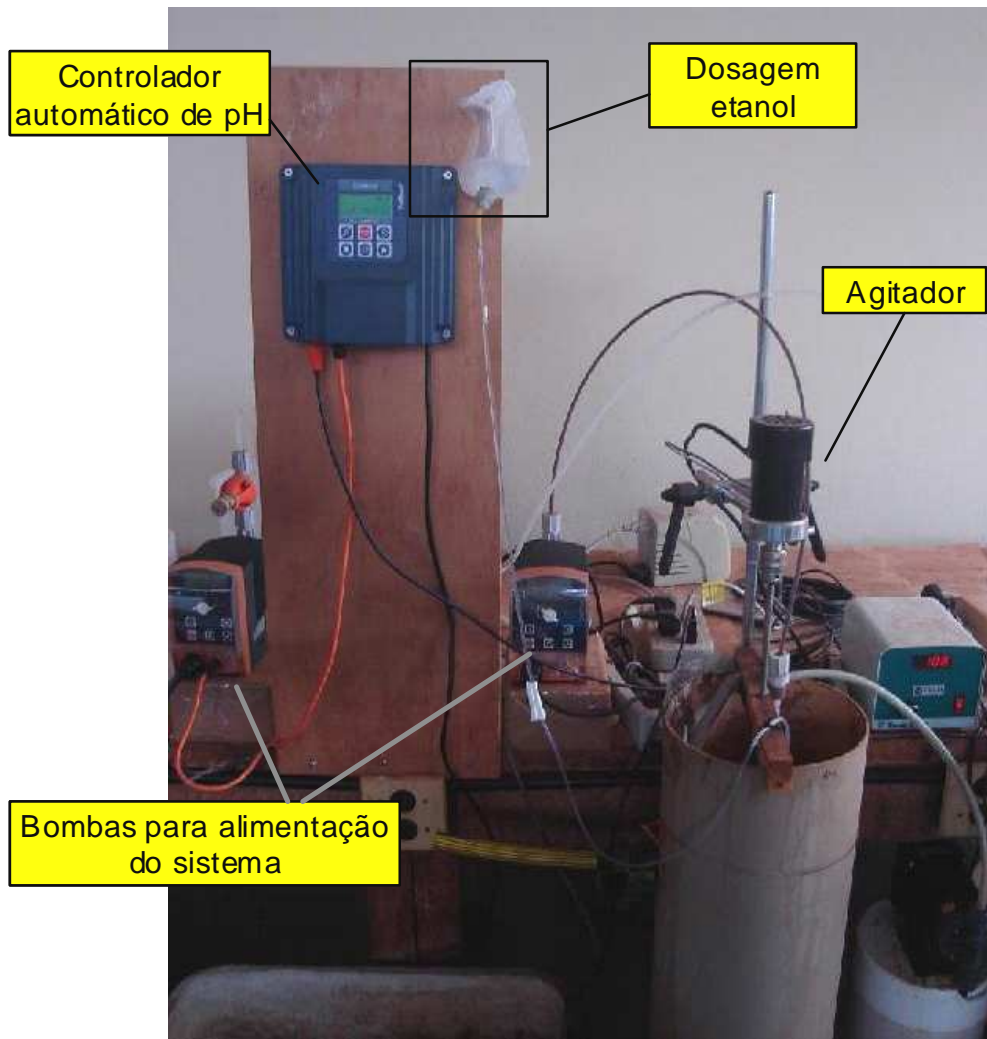
Para a realização do presente trabalho foram realizadas variações nos tempos de detenção hidráulica (TDH) e nas taxas de recirculação interna, além da adição de etanol como fonte externa de carbono para a desnitrificação.

A denominação recirculação externa é a recirculação do lodo a partir do decantador, com alta concentração de sólidos em suspensão. A recirculação interna é feita a partir do reator aeróbio (efluente nitrificado) para o reator anóxico.

Com a finalidade de manter o lodo em suspensão e garantir a adequada homogeneização do afluente e do lodo recirculado, foi instalado um agitador mecânico no reator anóxico.

O reator aeróbio conta com os seguintes dispositivos para a aeração: tubulação de PVC com diâmetro de 1" perfurado, alimentada por um compressor da marca *Schulz*, com potência de 1 HP e capacidade de 130 L. Foi instalada uma sonda de pH no reator aeróbio, para mantê-lo próximo a 7,3 através da adição de bicarbonato de sódio ( $\text{NaHCO}_3$ ).

A DQO do etanol foi determinada através do método do refluxo fechado, em cinco amostragens, obtendo-se o valor médio de  $1.451.737 \pm 59.525 \text{ mgO}_2/\text{L}$ . Desta forma, adotou-se este valor para os cálculos da diluição do etanol. Foi elaborado um sistema para o gotejamento no reator anóxico utilizando-se um recipiente plástico, do tipo usado na aplicação de soro fisiológico, com capacidade de 500 mL. O etanol foi diluído para facilitar o controle na adição, já que os volumes diários eram pequenos. A diluição variou a 10 a 30 mL para os 500 mL, sendo o restante do volume preenchido com água deionizada. As Figuras 4.4 e 4.5 ilustram o sistema para gotejamento do etanol e a mistura ocorrida no reator anóxico.



**Figura 4.4** – Vista geral do reator anóxico.

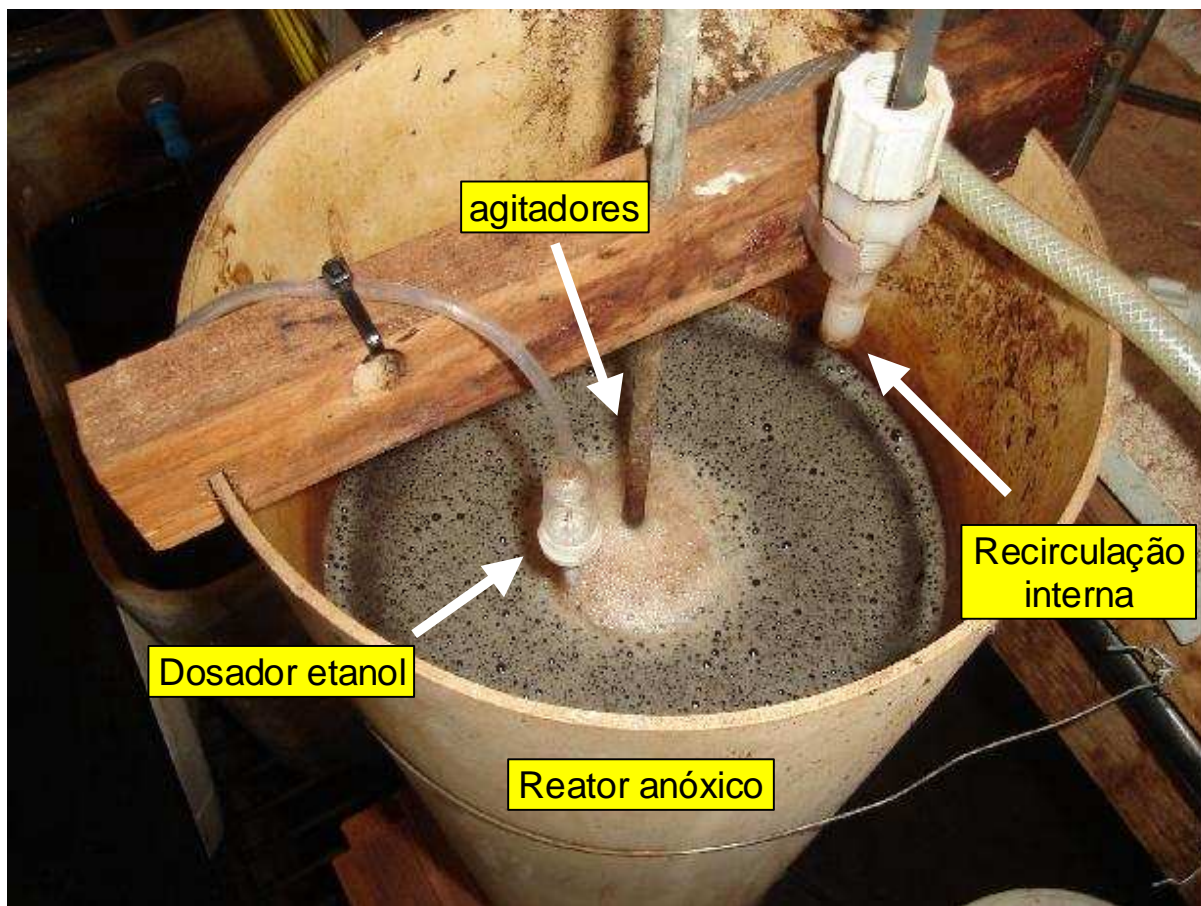


Figura 4.5 – Dosador de etanol no reator anóxico.

#### 4.4 OPERAÇÃO DO SISTEMA

O sistema já se encontrava aclimatado, pois foi operado anteriormente por (MARINGONDA, 2008). A continuação do monitoramento deste piloto é parte do projeto PROSAB/FINEP Edital 5, com modificações na taxa de recirculação interna e a adição de etanol como fonte externa de carbono para auxiliar a desnitrificação no reator anóxico. A Tabela 4.2 mostra os principais parâmetros operacionais do sistema.

O tempo de operação mínimo foi de três vezes o tempo de detenção hidráulica para cada uma das Fases.

**Tabela 4.2** – Fases de operação do experimento.

Fase	TDH (dias)	Qi	Qe	Fonte externa de Carbono
I	13	1,0.Q	(0,5 a 0,7).Q	Não
II	13	1,0.Q	(0,5 a 0,7).Q	Sim
III	13	3,0.Q	(0,5 a 0,7).Q	Sim

Onde:

- TDH: Tempo de Detenção Hidráulico (dias);
- Q: vazão afluente (lixiviado *in natura*);
- Qi: vazão recirculação do efluente do reator aeróbio para o reator anóxico;
- Qe: vazão recirculação do lodo decantado para o reator anóxico.

#### 4.5 PARÂMETROS MONITORADOS

Na Tabela 4.3 são apresentados os parâmetros monitorados, os métodos analíticos utilizados e a frequência de análise na operação do sistema de lodos ativados.

O parâmetro fósforo não foi analisado porque, de acordo com o trabalho de MARINGONDA (2008), este estava disponível em concentração suficiente para as atividades biológicas. A remoção de fósforo neste sistema foi irrelevante.

**Tabela 4.3** – Parâmetros monitorados, metodologias empregadas e frequência de análise.

Parâmetro	Ref. STANDARD METHODS	Frequência				
		<i>In natura</i>	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Lodo
Sólidos Totais	2540 B	1x	-	-	1x	-
Sól. Suspensão	2540 E	1x	1x	1x	1x	1x
DBO	5210 B	Quinz.	-	-	Quinz.	-
DQO	5220 C	1x	1x	1x	1x	-
Alcalinidade	2320 B	3x	3x	3x	3x	-
pH	-----	3x	3x	3x	3x	-
N-amoniacal	4500-NH <sub>3</sub> B e C	2x	2x	2x	2x	-
NKT	4500-N <sub>org</sub> B	1x	-	-	1x	-
Sól. Sediment.	2540 F	-	1x	1x	-	-
Nitrito	4500-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> B	2x	2x	2x	2x	-
Nitrato	Colorimétrico*	2x	2x	2x	2x	-

\* Metodologia de CATALDO (1975), utilizando ácido salicílico.

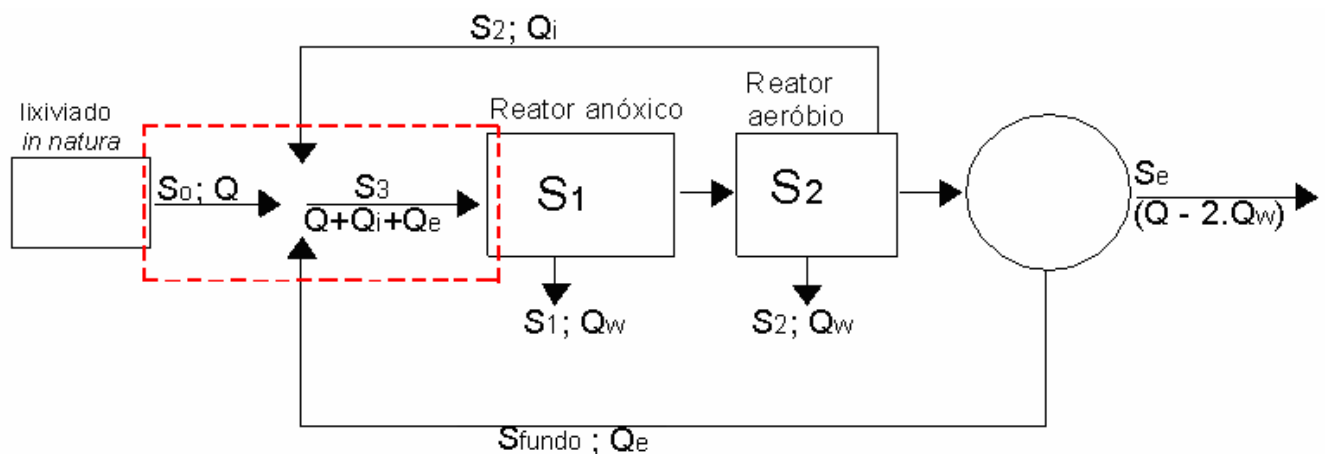
#### 4.6 CÁLCULO DAS CONCENTRAÇÕES AFLUENTE AO REATOR ANÓXICO EM CADA FASE

Na Figura 4.6 apresenta-se o esquema utilizado para o cálculo da concentração afluente ao reator anóxico em cada uma das Fases de operação do

sistema. O quadro pontilhado indica a região considerada para o balanço de massa. Os símbolos indicam as seguintes concentrações/vazões:

- $S_0$  = Concentração do lixiviado *in natura*;
- $S_1$  = Concentração no reator anóxico (medido);
- $S_2$  = Concentração no reator aeróbio;
- $S_3$  = Concentração *afluente* ao reator anóxico (calculado);
- $S_e$  = Concentração do efluente (parte superior do decantador);
- $S_{\text{fundo}}$  = Concentração no fundo do decantador;
- $Q$  = Vazão de entrada no sistema;
- $Q_i$  = Vazão da recirculação interna;
- $Q_e$  = Vazão da recirculação externa;
- $Q_w$  = Vazão de retirada para o monitoramento do sistema.

Para este cálculo fez-se a consideração de que o decantador tem a finalidade de sedimentar os sólidos e que não ocorrem reações bioquímicas neste, o que é uma simplificação do balanço de massa. Por isso foi considerada a mesma concentração  $S_2$ , exceto no caso dos sólidos, tanto para o lodo recirculado como para o efluente. Desconsiderou-se também a contribuição referente à adição de etanol no reator anóxico, para efeito de diluição, uma vez que o volume era muito pequeno.



**Figura 4.6** – Esquema para o cálculo do balanço de massa na entrada do reator anóxico.

As vazões consideradas no balanço de massa são mostradas na Tabela 4.2.

O balanço de massa para as concentrações afluentes ao reator anóxico é mostrado na Eq. 4.1:

$$Q \cdot S_0 + Q_e \cdot S_{\text{fundo}} + Q_i \cdot S_2 = S_3 \cdot (Q + Q_e + Q_i) \quad (4.1)$$

Na Tabela 4.4 são apresentadas as equações utilizadas para o cálculo da

concentração afluyente ao reator anóxico, para as Fases I, II e III de operação do sistema.

**Tabela 4.4** – Equações utilizadas para o cálculo da concentração afluyente ao reator anóxico para as Fases I, II e III, em função das taxas de recirculação.

Fase	Período	S <sub>3</sub>
I	integral	$\frac{S_0 + 0,5.S_{\text{fundo}} + 1,0.S_2}{2,5}$
II	integral	$\frac{S_0 + 0,5.S_{\text{fundo}} + 1,0.S_2}{2,5}$
III	integral	$\frac{S_0 + 0,5.S_{\text{fundo}} + 3,0.S_2}{4,5}$

#### 4.7 CÁLCULO DO TEMPO DE RETENÇÃO CELULAR ( $\theta_c$ )

O tempo de retenção celular ( $\theta_c$ ) foi calculado para o conjunto reator anóxico + reator aeróbio e para o reator aeróbio. Para o primeiro conjunto utilizou-se a seguinte equação:

$$\theta_c = \frac{V_{\text{total}} \left( \frac{SSV_{AN} + SSV_{AE}}{2} \right)}{\left[ 2 \cdot Q_{\text{amostra}} \left( \frac{SSV_{\text{anóxico}} + SSV_{\text{aeróbio}}}{2} \right) + Q_{\text{saída}} \cdot SSV_{\text{saída}} \right]} \quad (4.2)$$

Onde:

$\theta_c$  = tempo de retenção celular (dias);

$V_{\text{total}}$  = Volume do R. Anóxico + R. Aeróbio, em litros;

$SSV_{AN}$  = Concentração sólidos em suspensão voláteis no reator anóxico (mg/L);

$SSV_{AE}$  = Concentração sólidos em suspensão voláteis no reator aeróbio (mg/L);

$SSV_{\text{saída}}$  = Concentração sólidos em suspensão voláteis no efluente final (mg/L);

$Q_{\text{amostra}}$  = Vazão retirada por dia para realização de análises (L/dia);

$Q_{\text{saída}}$  = Vazão de saída do sistema (L/dia);

Para o reator aeróbio a fórmula para o cálculo do  $\theta_c$  é mostrada na Eq. 4.3.

$$\theta_c = \frac{V_{r.aeróbio} \cdot SSV_{aeróbio}}{Q_{amostra} \cdot SSV_{r.aeróbio} + Q_{saída} \cdot SSV_{saída}} \quad (4.3)$$

Onde:

$\theta_c$  = tempo de retenção celular (dias);

$V_{r.aeróbio}$  = Volume do reator aeróbio, em litros;

$SSV_{AE}$  = Concentração sólidos em suspensão voláteis no reator aeróbio (mg/L);

$SSV_{saída}$  = Concentração sólidos em suspensão voláteis no efluente final (mg/L);

$Q_{amostra}$  = Vazão retirada por dia para realização de análises (L/dia);

$Q_{saída}$  = Vazão de saída do sistema (L/dia);

#### 4.8 ANÁLISE MICROBIOLÓGICA

A análise microbiológica do lodo foi realizada através de duas técnicas: microscopia eletrônica de varredura e microscopia óptica. Ambas no Laboratório de Microscopia Eletrônica e Microanálise, na Universidade Estadual de Londrina.

O lodo foi coletado nos reatores anóxico e aeróbio durante a Fase I de operação do sistema, para verificar quais eram os organismos predominantes. Observa-se que como o sistema era de lodo único as características do mesmo eram muito semelhantes nos dois reatores.

## **5 APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E DISCUSSÃO**

Neste capítulo são apresentados, analisados e discutidos os resultados obtidos durante o desenvolvimento da fase experimental. Com o propósito de facilitar a apresentação e avaliação dos mesmos, este capítulo será dividido em três subitens, que são:

- 5.1. Apresentação e análise dos resultados;
- 5.2. Avaliação do processo de nitrificação e desnitrificação;
- 5.3. Análise microbiológica.

### **5.1 APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS**

Os resultados dos parâmetros monitorados durante o período experimental do sistema piloto de lodos ativados, nas Fases I, II e III, são apresentados nas Figuras de 5.1 a 5.23. Nas Tabelas 5.1 a 5.7 são apresentados os resumos estatísticos dos referidos parâmetros de cada Fase, enquanto nas Tabelas A.1 a A.12 do Anexo A são apresentados os resultados completos.

Na Tabela 5.1 são apresentados os valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do pH e da alcalinidade do lixiviado *in natura*, do conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final.

**Tabela 5.1** – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do pH e da alcalinidade monitorados ao longo do período de operação. Fase I n=21, Fase II n=29, Fase III n=23.

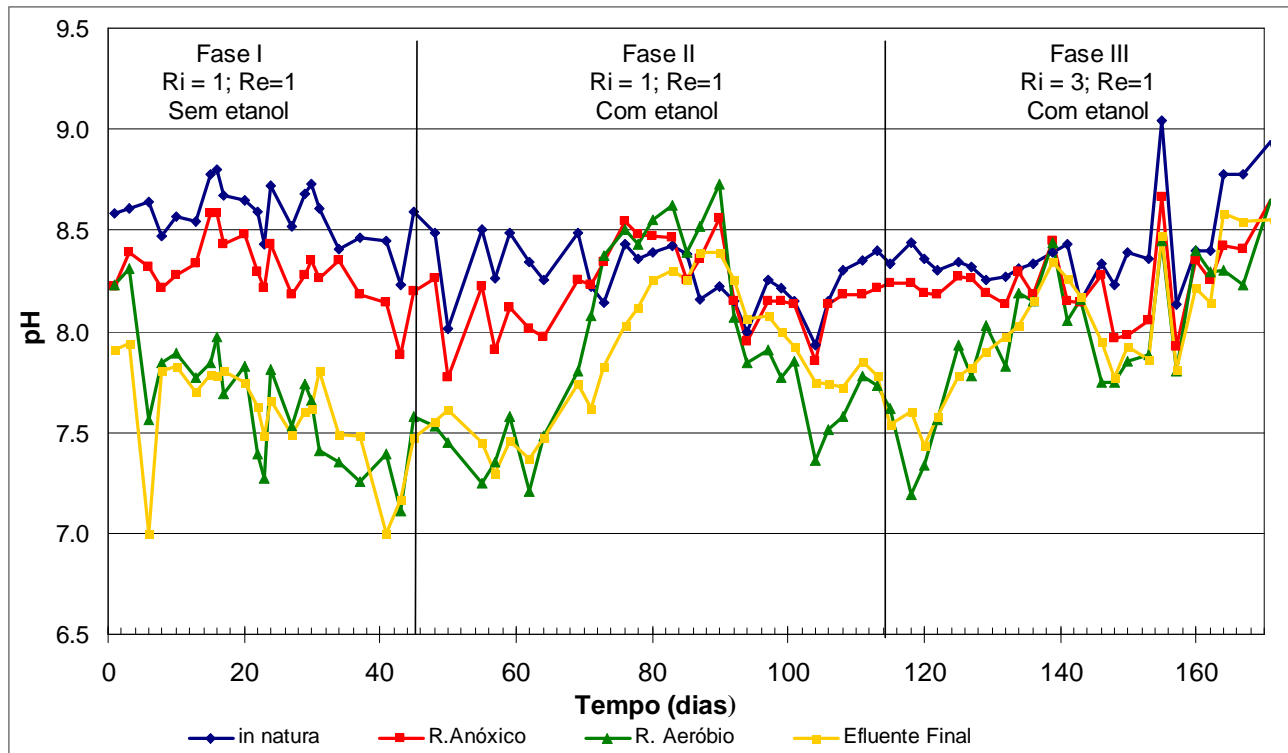
<b>Fase I - TDH = 13 dias Qe = 0,5.Q; Qi = 1,0.Q</b>								
	<b>pH</b>				<b>Alcalinidade (mgCaCO<sub>3</sub>/L)</b>			
<b>Estatística</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	8,80	8,58	8,31	7,94	3291	1223	326	367
Mínimo	8,23	7,88	7,11	7,00	2857	826	157	225
Média	-	-	-	-	3090	986	231	285
Des. Padrão	-	-	-	-	121	105	59	42
CV (%)	-	-	-	-	3,92	10,62	25,42	14,83
<b>Fase II - TDH = 13dias Qe = 0,5.Q; Qi = 1,0.Q; Fonte externa de carbono</b>								
	<b>pH</b>				<b>Alcalinidade (mgCaCO<sub>3</sub>/L)</b>			
<b>Estatística</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	8,59	8,56	8,73	7,89	3252	2019	1628	1323
Mínimo	7,93	7,77	7,19	7,3	2573	786	174	222
Média	-	-	-	-	2957	1461	701	605
Des. Padrão	-	-	-	-	196	391	47	333
CV (%)	-	-	-	-	6,62	26,78	66,99	54,99
<b>Fase III - TDH = 13dias Qe = 0,5.Q; Qi = 3,0.Q; Fonte Externa de Carbono</b>								
	<b>pH</b>				<b>Alcalinidade (mgCaCO<sub>3</sub>/L)</b>			
<b>Estatística</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	9,04	8,66	8,45	8,47	3214	1736	1577	1356
Mínimo	8,13	7,92	7,34	7,43	2685	967	333	389
Média	-	-	-	-	3107	1519	961	913
Des. Padrão	-	-	-	-	160	268	386	350
CV (%)	-	-	-	-	5,13	17,64	40,22	38,35

\* valores mínimos e máximos de cada Fase.

Qi: vazão recirculação do efluente do reator aeróbio para o reator anóxico;

Qe: vazão recirculação do lodo decantado para o reator anóxico.

A variação do pH do lixiviado *in natura*, nos reatores anóxico e aeróbio e no efluente são mostrados na Figura 5.1. Percebe-se que o pH do lixiviado *in natura* sofreu pequena variação nas três fases de operação do sistema, tendo ficado na faixa de 7,93 a 8,80. Estes valores são característicos de aterros sanitários antigos, na fase metanogênica de decomposição dos resíduos, conforme descrito na literatura por diversos autores (TREBOUET *et al.*, 1999; KJELDSEN *et al.*, 2002; SILVA *et al.*, 2004; RENOU *et al.*, 2008).



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

Na Fase I, o pH no reator anóxico manteve-se na faixa de 7,88 a 8,58, enquanto no aeróbio foi mantido entre 7,11 a 8,31 por meio da adição de bicarbonato de sódio. METCALF & EDDY (2003), recomendam manter o pH na faixa de 7,2 a 8,0 na operação de reatores aeróbios com nitrificação, condição esta atendida durante a Fase I. O pH do efluente manteve-se na faixa de 7,00 a 7,94, praticamente, acompanhando as variações do reator aeróbio.

Na Fase II o comportamento do pH foi diferente daquele da Fase I, como pode ser visto na Figura 5.1. Percebe-se que à medida que houve aumento da adição da fonte externa de carbono, o pH aumentou no reator anóxico, no aeróbio e no efluente final, sendo mais significativo nos dois últimos. O pH do reator anóxico aumentou a partir do 64º dia e atingiu o valor máximo nesta fase, que foi de 8,56 no 90º dia. No reator aeróbio, o pH partiu de 7,40 no 64º dia e atingiu o valor máximo de 8,73 no 90º dia. A partir de então o pH oscilou em função do volume de etanol adicionado, em termos de DQO, uma vez que esta não foi mantida constante no decorrer do tempo. O pH do efluente final seguiu a tendência do reator aeróbio, ficando na faixa de 7,30 a 7,89.

Na Fase III o pH do reator anóxico manteve-se na faixa de 8,13 a 8,45 e o do aeróbio ficou na faixa de 7,34 a 8,44, por isso não foi necessária a adição de produto para correção de alcalinidade. Novamente os valores do pH oscilaram de acordo com a carga de etanol adicionada ao reator anóxico. O efluente final seguiu a tendência do reator aeróbio, ficando na faixa de 7,43 a 8,34.

Na Figura 5.2 pode-se verificar a variação da alcalinidade e a concentração de etanol, em termos de DQO adicionada diariamente ao sistema. É importante salientar que a adição do etanol favoreceu a desnitrificação, que gera em torno de 3,57g de alcalinidade ( $\text{CaCO}_3$ ) por grama de nitrogênio, na forma de nitrato, reduzido para  $\text{N}_2$ , o equivalente a aproximadamente 50% da alcalinidade consumida para a nitrificação. O processo de nitrificação e desnitrificação será discutido com maior detalhamento no item 5.2 deste capítulo.

Na Fase I de operação do sistema a alcalinidade do lixiviado *in natura* manteve-se na faixa de  $3090 \pm 121 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ , enquanto que no reator anóxico foi de  $986 \pm 105 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ . Esse decréscimo da alcalinidade no reator anóxico foi devido à recirculação do licor misto do reator aeróbio ( $Q_i$ ) e do lodo decantador ( $Q_e$ ) para a entrada do anóxico, que provocou a diluição do lixiviado *in natura* em relação a alguns parâmetros físico-químicos, inclusive a alcalinidade. No reator aeróbio os valores de alcalinidade ficaram na faixa de  $213 \pm 59 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ , apesar da adição de bicarbonato para corrigir o pH. O elevado consumo de alcalinidade no aeróbio deve-se a oxidação do N-amoniaco, como mostra a Figura 5.5. De forma a manter o pH próximo a 7,30, realizava-se a adição de bicarbonato de sódio ao reator aeróbio, com concentração de  $3 \text{ gNaHCO}_3/\text{L}$  no reator aeróbio. O pH era controlado automaticamente por uma sonda, que acionava o bombeamento de bicarbonato. A alcalinidade média do efluente final foi de  $285 \pm 42 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ .

Na Fase II iniciou-se a adição de etanol como fonte externa de carbono para realizar a desnitrificação. SHISKOWSKI *et. al.* (1998) relatou que o aumento da carga de metanol adicionada ao reator anóxico de um sistema de tratamento de lixiviados resultou na passagem deste para o reator aeróbio, causando inibição parcial da nitrificação, devido à competição com bactérias heterotróficas pela utilização do oxigênio. Por isso a importância do controle da concentração e do tipo de fonte de carbono adicionada à fase anóxica, concomitantemente com as condições operacionais desta, como TDH e concentração de nitrogênio oxidado, para garantir não apenas a desnitrificação, mas também para evitar que o carbono não consumido atinja o sistema de nitrificação.

Inicialmente, a concentração de DQO adicionada ao reator anóxico foi aquém daquela estimada pelo cálculo estequiométrico. Observa-se que havia dúvidas se a presença de uma fonte externa de carbono, facilmente biodegradável – etanol – poderia interferir no consumo da matéria orgânica presente no lixiviado, medida em

termos de DBO, já que esta é mais complexa que àquela presente no etanol. Além disso, havia a possibilidade do etanol chegar ao reator aeróbio, o que favoreceria a atividade das bactérias heterotróficas em prejuízo das nitrificantes, portanto reduzindo a eficiência da nitrificação.

Em pequena quantidade, a adição do etanol provocou sutil aumento da alcalinidade no reator anóxico. Com o aumento da carga de etanol (em mg/dia), no 70º dia de operação do sistema, conforme apresentado na Figura 5.2, nota-se que a alcalinidade foi elevada no reator anóxico e no aeróbio. O cálculo da carga de DQO aplicada, em relação a concentração de nitrogênio oxidado, considerou apenas a DQO devido ao etanol, já que o lixiviado *in natura*, apesar das elevadas concentrações de DQO, apresentava baixos valores de DBO. A alcalinidade média ao reator anóxico nesta fase foi  $1461 \pm 391$  mgCaCO<sub>3</sub>/L. O maior desvio padrão deve-se às variações na carga de DQO aplicada no reator anóxico, já que estas afetam a desnitrificação, que esta diretamente relacionada com a liberação da alcalinidade. No reator aeróbio percebe-se também o aumento da alcalinidade, que passou de 202 mgCaCO<sub>3</sub>/L no 44º dia (início da Fase II) para 1353 mgCaCO<sub>3</sub>/L no 70º dia de operação e atingiu 1628 mgCaCO<sub>3</sub>/L no 90º dia, com valor médio neste período de  $1338 \pm 199$  mgCaCO<sub>3</sub>/L. O efluente apresentou média de  $1296 \pm 324$  mgCaCO<sub>3</sub>/L na Fase II.

Na Fase III o lixiviado *in natura* teve alcalinidade média de  $3107 \pm 160$  mgCaCO<sub>3</sub>/L. A média no reator anóxico foi de  $1519 \pm 268$  mgCaCO<sub>3</sub>/L e no reator aeróbio foi de  $960 \pm 350$  mgCaCO<sub>3</sub>/L. Em termos de alcalinidade, pode-se dizer que as Fases II e III foram similares entre si, verificando-se que houve liberação desta no reator anóxico.

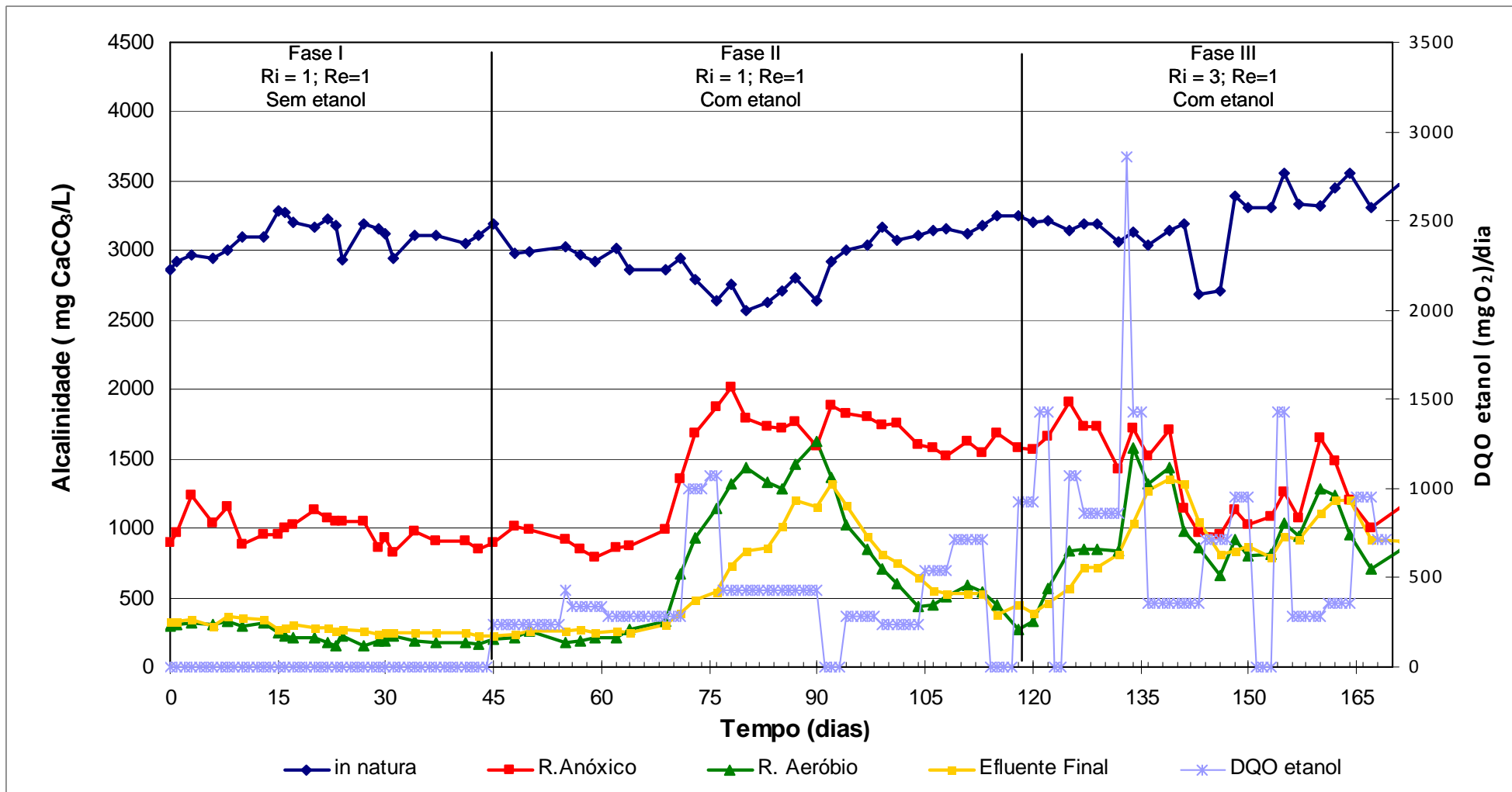
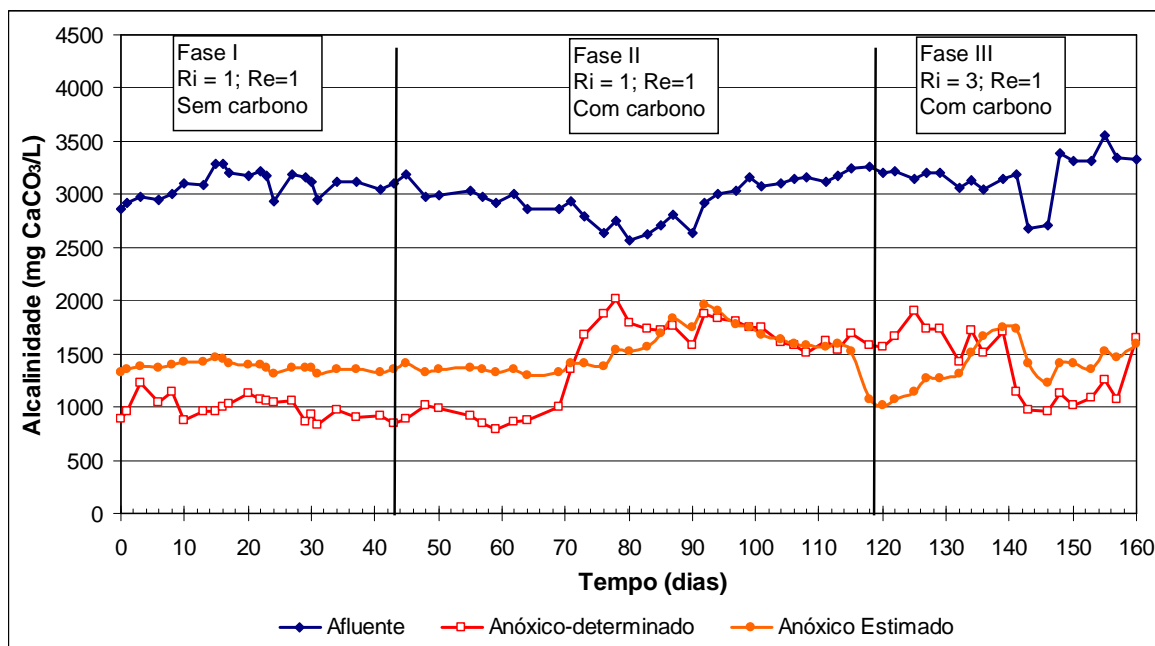


Figura 5.2 – Variação da alcalinidade ao longo da operação do sistema piloto e a DQO adicionada (etanol) ao reator anóxico.

A Figura 5.3 mostra a alcalinidade no lixiviado *in natura* e no reator anóxico (determinada e estimada por meio do balanço de massa). Durante toda Fase I a alcalinidade determinada foi inferior àquela estimada pelo balanço de massa, fato este que pode estar relacionado com a recirculação externa ou interna. No início da Fase II, até o 70º dia, o mesmo ocorreu. Porém, a partir daí, os valores determinados e estimados passaram a ser muito próximos até o final desta Fase. Na Fase III os valores foram ligeiramente diferentes.



**Figura 5.3** – Alcalinidade no lixiviado *in natura* e no reator anóxico (determinada e estimada).

Na Tabela 5.2 são mostrados os valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação do NKT e do N-amoniacoal ao longo do período de monitoramento do sistema.

Em termos de NKT, houve pouca diferença em relação a de eficiência de remoção nas três fases de operação do piloto. Na Fase I, o NKT do lixiviado *in natura* apresentou concentração média de  $540 \pm 22$  mgN-NH<sub>4</sub>/L e o efluente final de  $58 \pm 19$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, com eficiência média de remoção de 89,3 %.

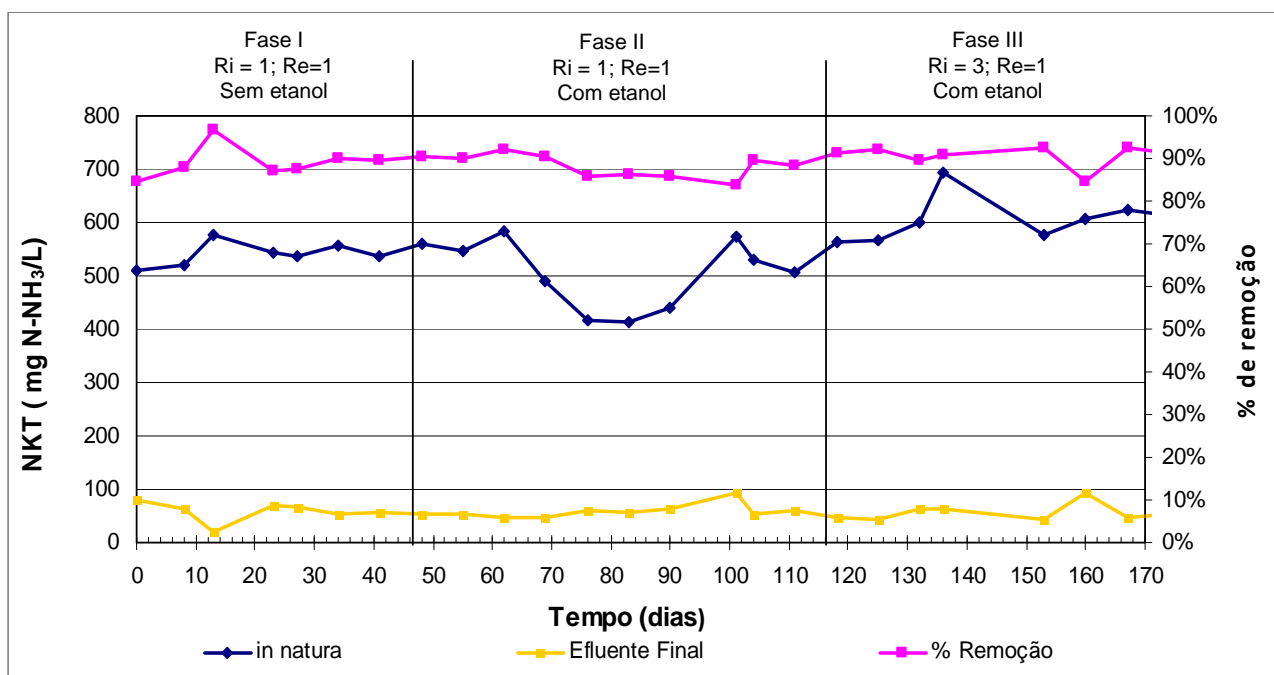
Na Fase II a concentração de NKT no lixiviado *in natura* foi de  $511 \pm 62$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, sendo que o efluente final apresentou concentração média de  $58 \pm 12$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, com eficiência média de remoção de 82,8 %.

Na Fase III a concentração média de NKT no lixiviado *in natura* foi de  $648 \pm 66$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, sendo que o efluente final foi de  $63 \pm 2$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, com eficiência média de remoção de 90,3%.

**Tabela 5.2** – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do NKT e do N-amoniaco monitorados ao longo do período de operação. NKT: Fase I n=7, Fase II n=10, Fase III n= 7. N-amoniaco: Fase I n=9, Fase II n= 21, Fase III n= 16.

<b>Fase I - TDH = 13 dias Re = 0,5; R i= 1,0</b>						
<b>Estatística</b>	<b>NKT (mg N-NH<sub>3</sub>/L)</b>		<b>N-Amoniaco (mg N-NH<sub>3</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	576	79	486	128	6	4
Mínimo	510	19	378	96	0	0
Média	540	58	440	114	1	1
Des. Padrão	22	19	42	11	2	1
CV (%)	4,12	32,63	9,55	9,6	122,19	96,74
<b>Fase II - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 1,0; Fonte externa de carbono</b>						
<b>Estatística</b>	<b>NKT (mg N-NH<sub>3</sub>/L)</b>		<b>N-Amoniaco (mg N-NH<sub>3</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	582	92	535	202	16	4
Mínimo	414	47	323	65	0	0
Média	511	58	433	121	2	1
Des. Padrão	62	12	56	45	4	1
CV (%)	12,18	21,54	12,85	36,88	241,44	139,55
<b>Fase III - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 3,0; Fonte Externa de Carbono</b>						
<b>Estatística</b>	<b>NKT (mg N-NH<sub>3</sub>/L)</b>		<b>N-Amoniaco (mg N-NH<sub>3</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	695	94	499	147	64	17
Mínimo	565	42	383	32	0	1
Média	616	61	470	95	24	9
Des. Padrão	48	20	44	46	23	7
CV (%)	7,75	33,57	9,29	47,8	97,89	97,89

Estes resultados indicam que o processo de amonificação, que consiste na quebra do nitrogênio orgânico e conseqüente transformação deste em nitrogênio amoniaco, não foram influenciados pela mudança das condições operacionais, como a recirculação interna e a adição de etanol no sistema. A Figura 5.4 mostra graficamente as concentrações de NKT no lixiviado *in natura* e no efluente final.



**Figura 5.4** – Variação do NKT no lixiviado *in natura* e no efluente e a eficiência na remoção de NKT.

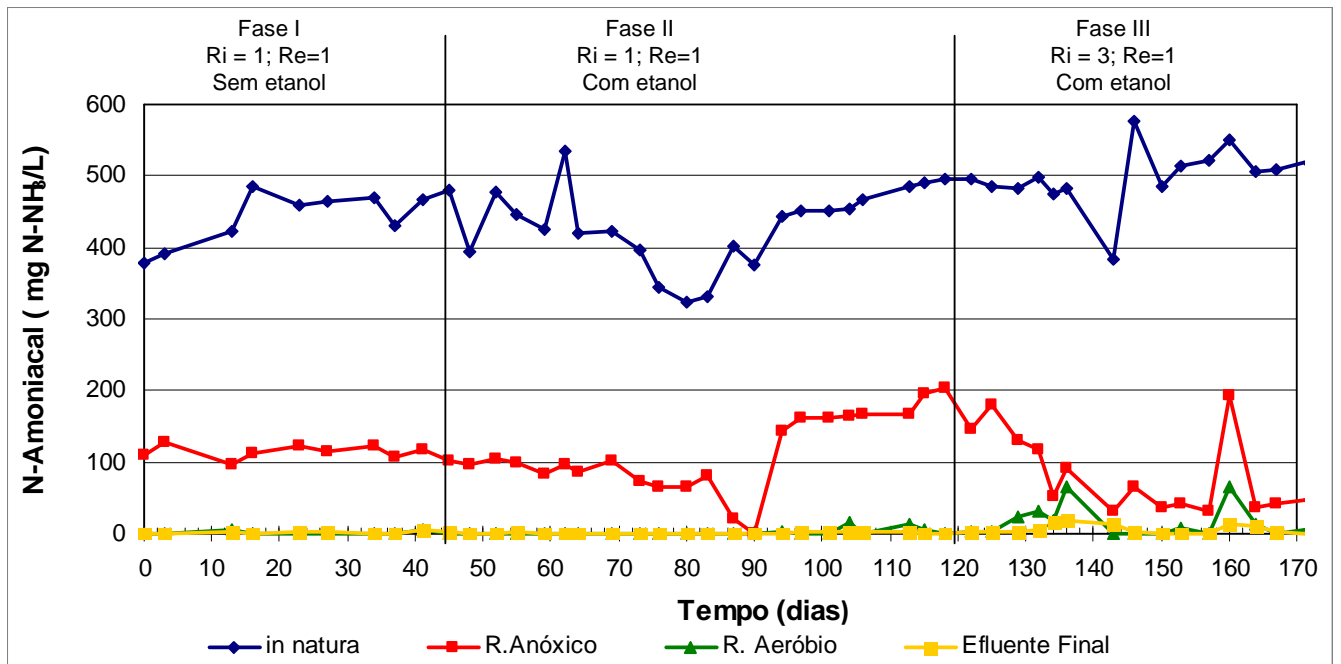
De forma análoga ao NKT, o nitrogênio amoniacal não apresentou variações significativas ao longo da operação nas três fases de operação do sistema. Na Fase I, a concentração de N-amoniacoal no lixiviado *in natura* foi de  $440 \pm 42$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, sendo que a concentração do efluente final foi de  $1 \pm 1$  mgN-NH<sub>4</sub>/L. A eficiência média de oxidação do nitrogênio amoniacal foi de 99,8%. Como esperado, a maior queda nos valores do nitrogênio amoniacal aconteceram no reator aeróbio, onde a concentração média foi de  $1 \pm 2$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, devido a oxidação deste.

Na Fase II, a concentração média de N-amoniacoal foi de  $433 \pm 56$  mgN-NH<sub>4</sub>/L,  $1 \pm 2$  mgN-NH<sub>4</sub>/L e de  $1 \pm 1$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, respectivamente, no lixiviado *in natura*, no reator aeróbio e no efluente final. A eficiência média de oxidação do nitrogênio amoniacal foi de 99,8%.

Na Fase III, as concentrações médias de N-amoniacoal foram de  $470 \pm 44$  mgN-NH<sub>4</sub>/L no lixiviado *in natura*, de  $24 \pm 23$  e  $9 \pm 7$  mgN-NH<sub>4</sub>/L, respectivamente, no reator aeróbio e efluente final. A eficiência média de oxidação do nitrogênio amoniacal foi de 98,1%.

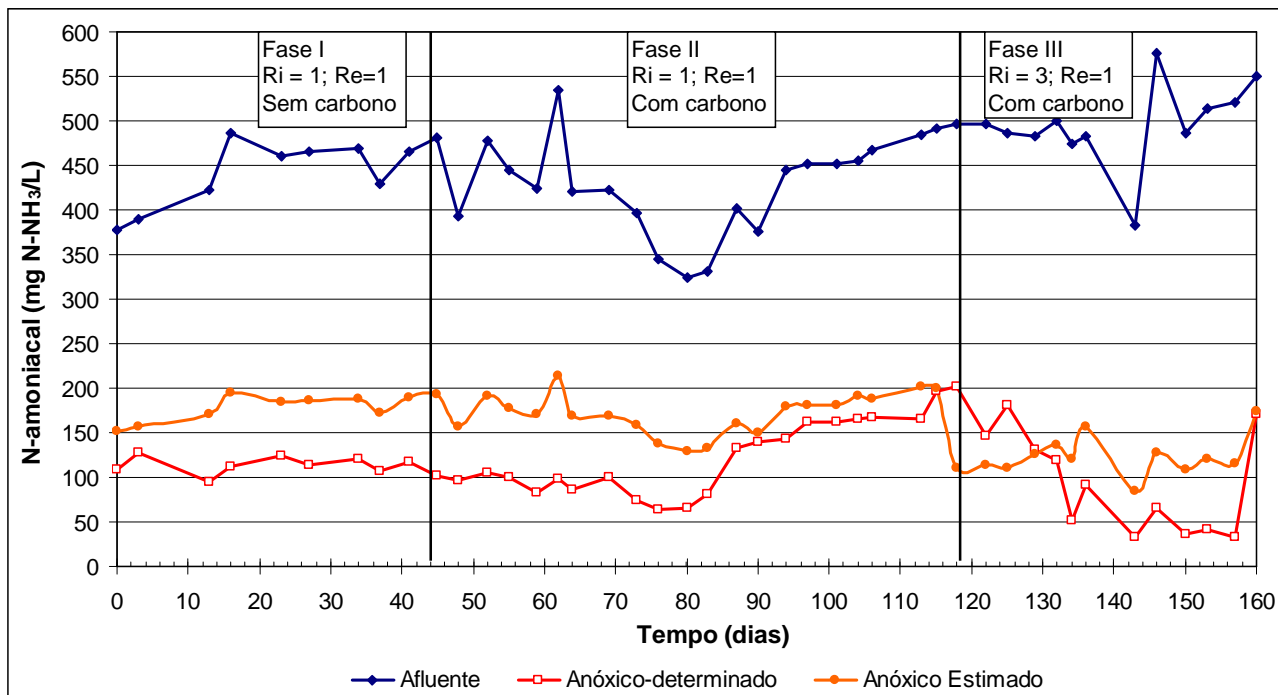
A diminuição da concentração de N-amoniacoal no reator anóxico, percebida nas três fases, está relacionada à recirculação interna e à recirculação do lodo. Na Figura 5.5 é mostrada a concentração de N-amoniacoal do lixiviado *in natura*,

dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final do sistema.



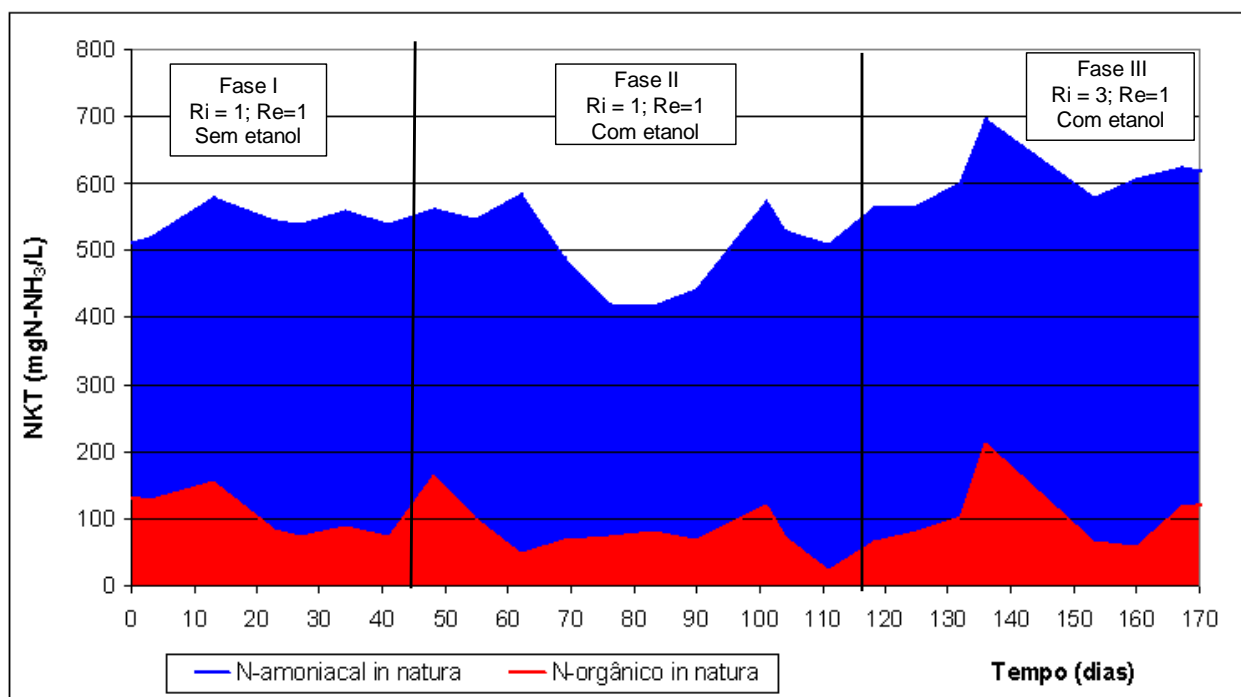
**Figura 5.5** – Variação do N-amoniacoal ao longo da operação do sistema piloto.

A Figura 5.6 mostra as concentrações de N-amoniacoal, determinadas e estimadas através do balanço de massa, no reator anóxico, bem como a concentração no lixiviado *in natura*. Observando-se a Figura 5.6 nota-se que as concentrações de N-amoniacoal no conteúdo do reator anóxico foram menores que aquelas esperadas pelo balanço de massa. Além disso, esse comportamento é semelhante ao verificado com as concentrações de alcalinidade no mesmo reator, Figura 5.3. Isto sugere que ocorriam transformações no reator anóxico, tais como oxidação e assimilação ou perdas, por *stripping*, de N-amoniacoal.



**Figura 5.6** – Concentração de N-amoniaco no lixiviado *in natura* e no reator anóxico (determinada e estimada).

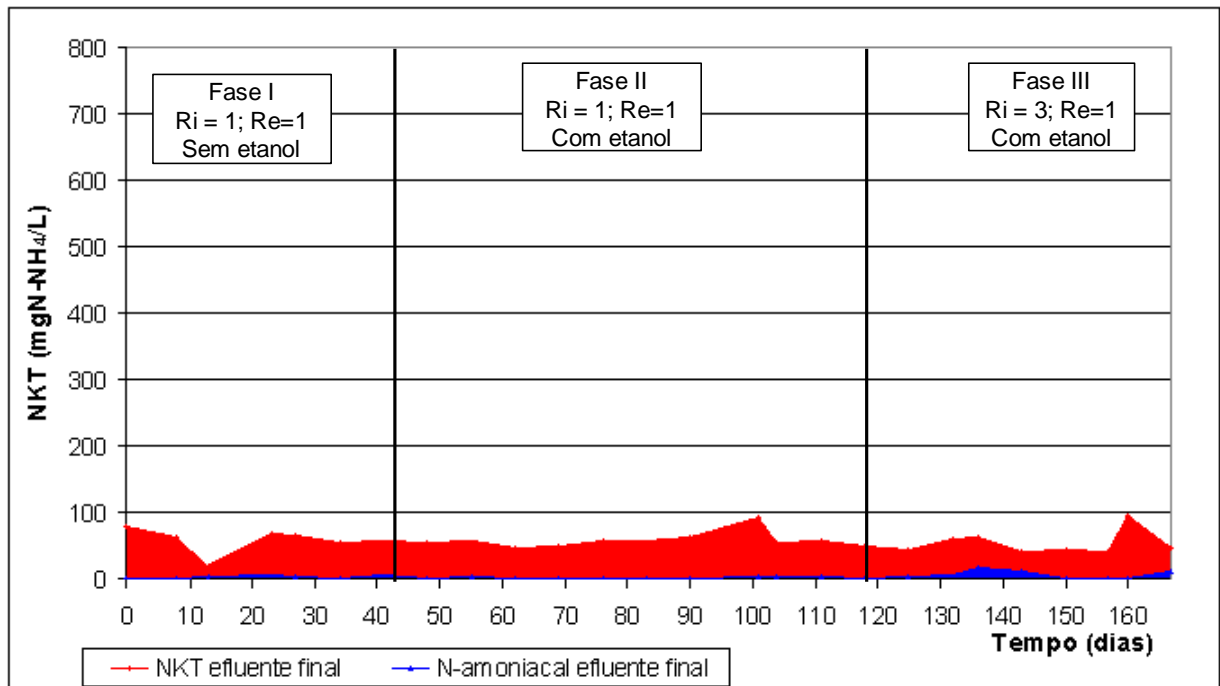
A Figura 5.7 mostra a proporção de NKT e N-amoniaco no lixiviado *in natura* nas três Fases de operação do sistema.



**Figura 5.7** – Proporção da concentração de NKT e N-amoniaco no lixiviado *in natura* ao longo das três fases de operação do sistema.

A Figura 5.8 mostra a proporção de NKT e N-amoniaco no efluente final nas três Fases de operação do sistema. Percebe-se que, praticamente, todo NKT que permaneceu no efluente deve-se a parcela orgânica, que não é degradada,

pois provavelmente está ligada a matéria orgânica lentamente biodegradável.



**Figura 5.8** – Proporção da concentração de NKT e N-amoniaco no efluente final ao longo das três fases de operação do sistema.

Na Tabela 5.3 são mostrados os valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação da concentração de nitrato e nitrito para o período de monitoramento do sistema.

**Tabela 5.3** – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do nitrato e do nitrito monitorados ao longo do período de operação. Para Nitrato e Nitrito: Fase I n=12, Fase II n=24, Fase III n= 17.

<b>Fase I - TDH = 13 dias Re = 0,5; Ri= 1,0</b>								
<b>Estatística</b>	<b>Nitrato (mgN-NO<sub>3</sub>/L)</b>				<b>Nitrito (mgN-NO<sub>2</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	0	492	580	580	0	11,7	0,9	2,0
Mínimo	0	330	451	313	0	0,3	0,0	0,0
Média	0	386	537	465	0	2,5	0,2	0,2
Des. Padrão	0	59	56	62	0	3,9	0,3	0,8
CV (%)	-	15,31	10,51	13,41	-	152,32	216,02	445,21
<b>Fase II - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 1,0; Fonte externa de carbono</b>								
<b>Estatística</b>	<b>Nitrato (mgN-NO<sub>3</sub>/L)</b>				<b>Nitrito (mgN-NO<sub>2</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	0	388	551	522	0	8,9	7,9	5,5
Mínimo	0	1	38	47	0	0,0	0,0	0,0
Média	0	180	289	268	0	1,8	1,2	0,3
Des. Padrão	0	139	143	144	0	2,2	1,9	1,2
CV (%)	-	77,01	49,53	53,84	-	124,12	159,62	350,84
<b>Fase III - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 3,0; Fonte Externa de Carbono</b>								
<b>Estatística</b>	<b>Nitrato (mgN-NO<sub>3</sub>/L)</b>				<b>Nitrito (mgN-NO<sub>2</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	0	230	393	326	0	12,8	14,4	1,8
Mínimo	0	43	59	105	0	0,0	0,0	0,0
Média	0	102	161	158	0	5,3	3,7	0,6
Des. Padrão	0	63	107	74	0	4,3	5,0	0,7
CV (%)	-	61,41	66,35	46,81	-	81,07	36,84	122,09

No início da Fase I, a concentração de nitrato no reator aeróbio estava na faixa de 451 a 580 mgN-NO<sub>3</sub>/L, apenas um pouco abaixo da concentração de NKT, em termos de N, entrando no sistema (510 a 576 mgN-NH<sub>4</sub>/L). A partir do 5º dia de operação a concentração ficou entre 450 a 520 mgN-NO<sub>3</sub>/L, praticamente estabilizando neste patamar durante a Fase I. A concentração média de nitrato no reator aeróbio na Fase I foi de 537 ± 56 mgN-NO<sub>3</sub>/L e no efluente final foi de 465 ± 62 mgN-NO<sub>3</sub>/L. Como esperado, não havia nitrato no lixiviado *in natura*. No reator anóxico a concentração média foi de 386 ± 59 mgN-NO<sub>3</sub>/L, devido a recirculação do interna e a recirculação do lodo.

Na Fase II de operação do sistema teve início a adição de etanol como

fonte externa de carbono. A adição de etanol seguiu a razão DQO/N recomendada por HENZE (1991)<sup>21</sup> *apud* ISAACS & HENZE (1995) para a desnitrificação, que é de 5 a 10 gDQO/gN. Já SHISKOWSKI *et. al.* (1998) recomenda a relação DQO:N de 4:1. A Figura 5.9 mostra a relação DQO:N mantida ao longo das três Fases de operação do sistema. Buscou-se manter a relação na faixa de 5 a 10 gDQO:gN, sendo que em alguns momentos ficou fora desta faixa.

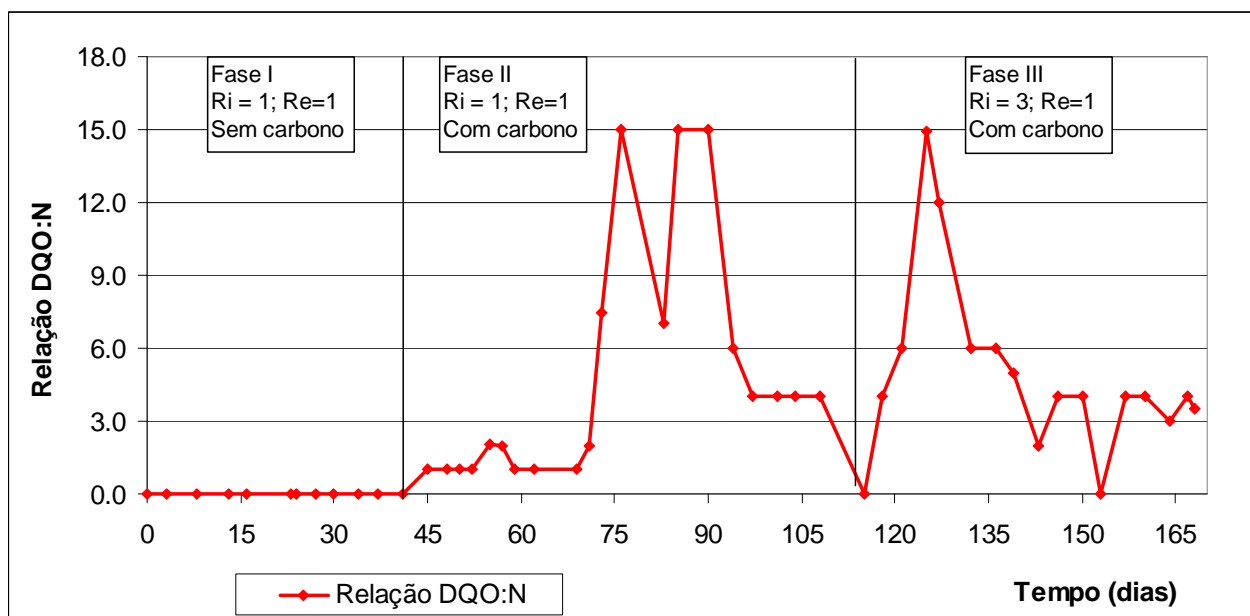


Figura 5.9 – Relação DQO:N no reator anóxico.

Do dia 45 ao dia 58 de operação do sistema (Fase II), utilizou-se a razão DQO/N entre 1 a 3 gDQO/gN, para evitar possíveis interferências negativas no sistema. Porém, esta razão DQO/N apresentou resultado muito aquém do esperado em termos de desnitrificação. A partir do 59º dia passou a utilizar-se a razão na faixa recomendada por HENZE (1991)<sup>17</sup> *apud* ISAACS & HENZE (1995), que é de 5 a 10 gDQO/gN, ou ainda um pouco superior, o que resultou na queda da concentração de nitrato no reator anóxico e, conseqüentemente, no reator aeróbio. No reator anóxico a concentração era de 390 mgN-NO<sub>3</sub>/L no dia 59 e decresceu até chegar em valores inferiores a 50 mgN-NO<sub>3</sub>/L entre os 78º e 95º dias. A concentração média de nitrato no reator anóxico nesta fase foi de 180

<sup>21</sup> HENZE, M. Capabilities of biological nitrogen removal process from wastewater, **Wat. Sci. Technol.**, v. 23, p. 669-679, 1991.

$\pm 139 \text{ mgN-NO}_3/\text{L}$ . O alto valor do desvio padrão é devido às diferentes cargas da fonte externa de carbono adicionadas, que provocaram a oscilação na concentração de nitrato, como pode ser visto no gráfico da Figura 5.11. O reator aeróbio se comportou de maneira similar ao reator anóxico no que se refere à concentração de nitrato. A partir do dia 59, a concentração de nitrato, que era de  $450 \text{ mgN-NO}_3/\text{L}$ , começou a decrescer, atingindo valores abaixo de  $100 \text{ mgN-NO}_3/\text{L}$  entre os dias 78 e 95. A concentração média de nitrato no reator aeróbio nesta Fase foi de  $289 \pm 143 \text{ mgN-NO}_3/\text{L}$ . O efluente final teve concentração média de  $268 \pm 144 \text{ mgN-NO}_3/\text{L}$ .

Na transição da Fase II para a Fase III houve pequena instabilidade operacional, ocorrendo formação de nitrito no reator aeróbio (Figura 5.13). Além disso, ocorreu flotação do lodo no decantador, como pode ser observado na Figura 5.10.

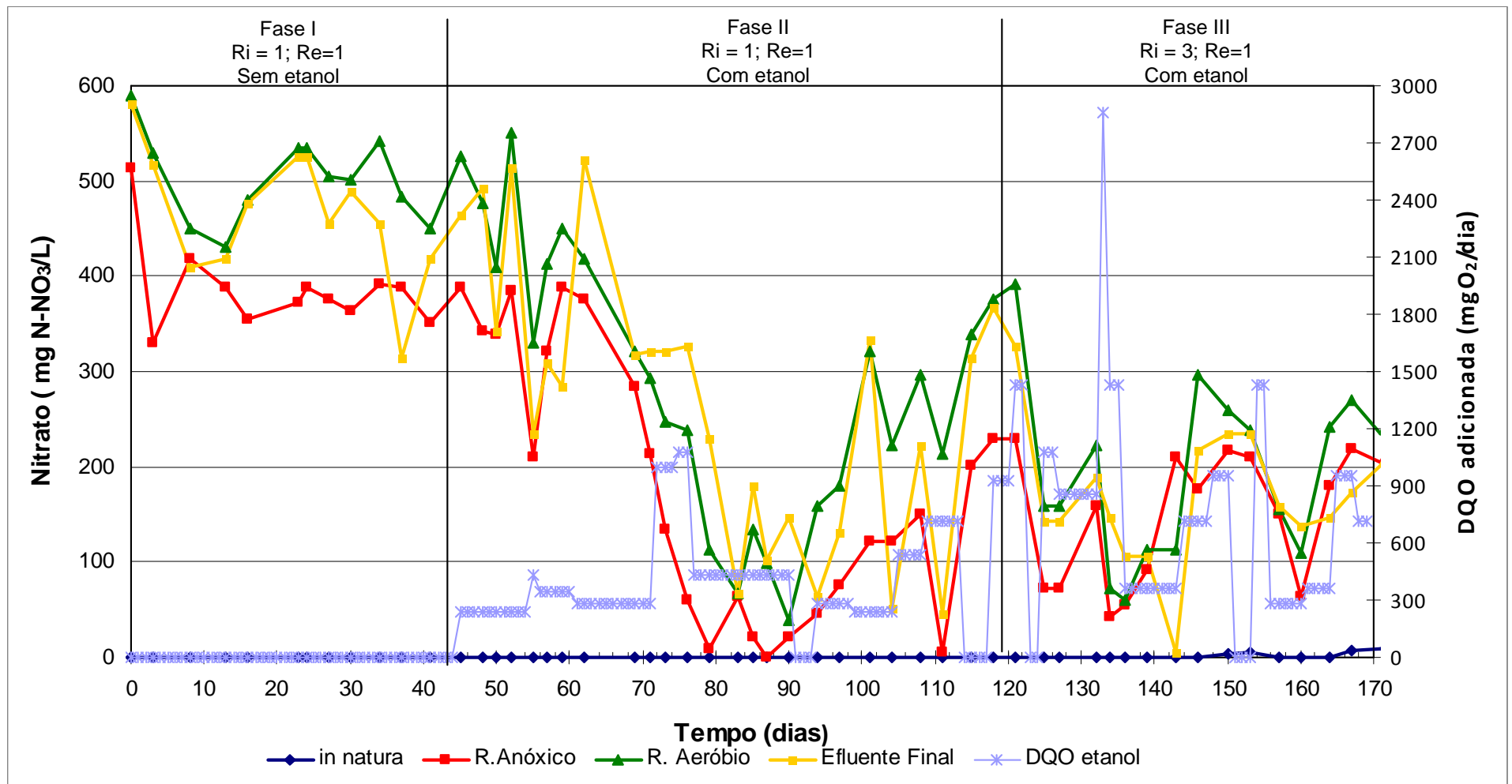


**Figura 5.10** – Flotação ocorrida no decantador secundário, após o início da Fase III.

A flotação ocorrida no decantador foi apenas ao início da Fase III, entre os dias 120 e 130, sendo corrigida através da diminuição na adição da fonte externa de carbono. Este fenômeno coincide com a relação DQO:N de 15, acima do recomendado pela literatura (ISAACS & HENZE, 1995; SHISKOWSKI *et. al.*,1998). A adição de etanol em concentrações mais elevadas favoreceu o aumento do SSV, ocasionando desnitrificação no decantador. Posteriormente não

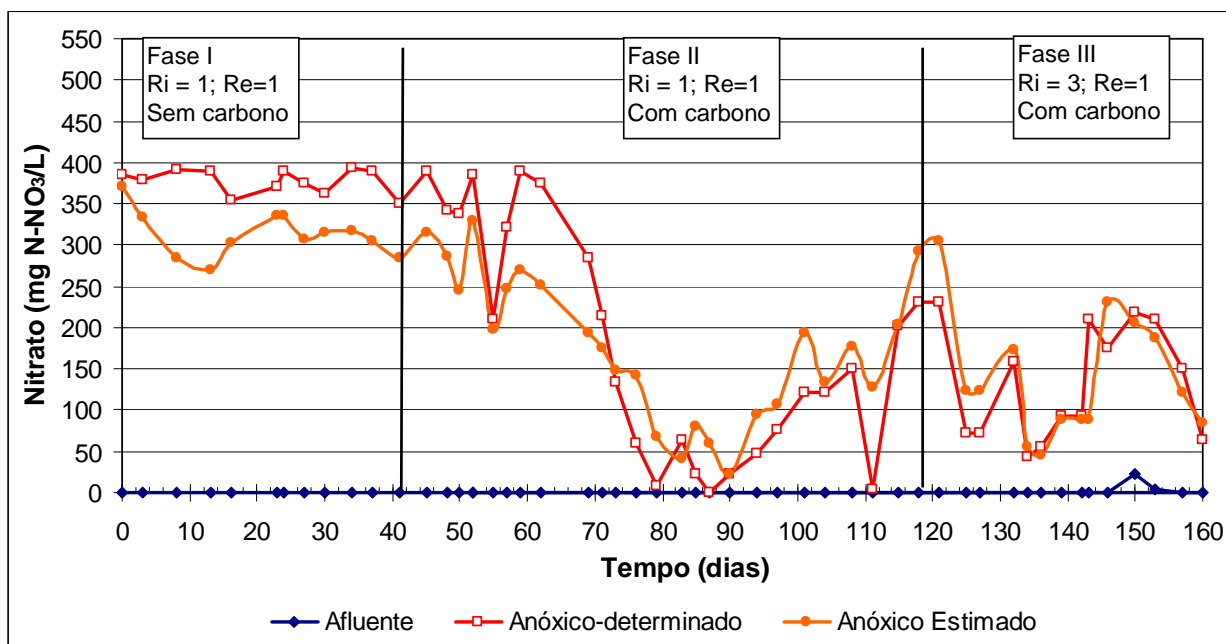
foi verificado outro evento de flotação no decantador secundário.

A Figura 5.11 mostra a variação na concentração de nitrato no lixiviado *in natura*, nos reatores anóxico e aeróbio e no efluente ao longo da operação do piloto. De forma a facilitar a interpretação do efeito da adição de etanol, no eixo secundário mostra-se a DQO externa adicionada nas Fases II e III.



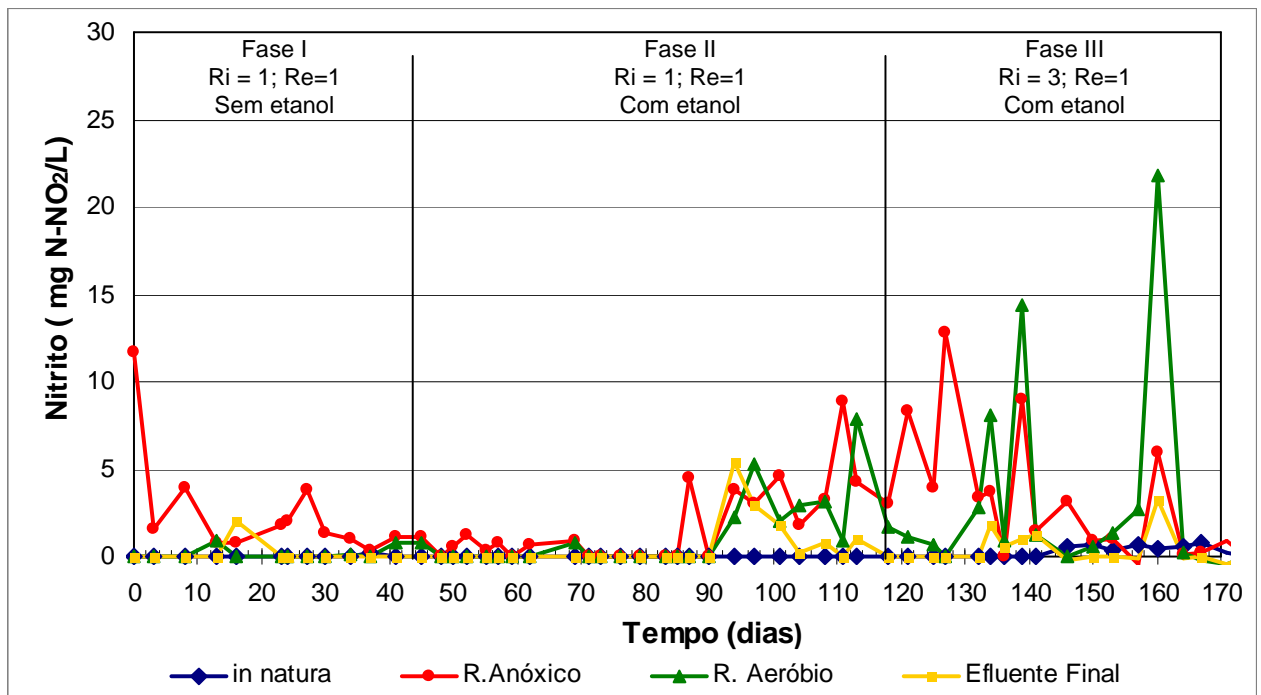
**Figura 5.11** – Variação da concentração de nitrato ao longo da operação do sistema piloto e a quantidade de etanol adicionada no reator anóxico a partir da Fase II.

A Figura 5.12 mostra o balanço de massa para o nitrato no reator anóxico, com as concentrações determinadas e estimadas afluente ao reator anóxico. Existem diferenças entre as concentrações estimadas e as determinadas, principalmente na Fase I, porém os valores foram em geral semelhantes. Isto demonstra que o balanço de massa foi adequado.



**Figura 5.12** – Concentração de nitrato no lixiviado *in natura* e no reator anóxico (determinada e estimada).

A concentração de nitritos no sistema é mostrada na Figura 5.13. Na Fase I a concentração foi bem próxima a zero. Os maiores valores foram verificados no reator anóxico, sendo que na maior parte das análises abaixo de 5 mgN-NO<sub>2</sub>/L.



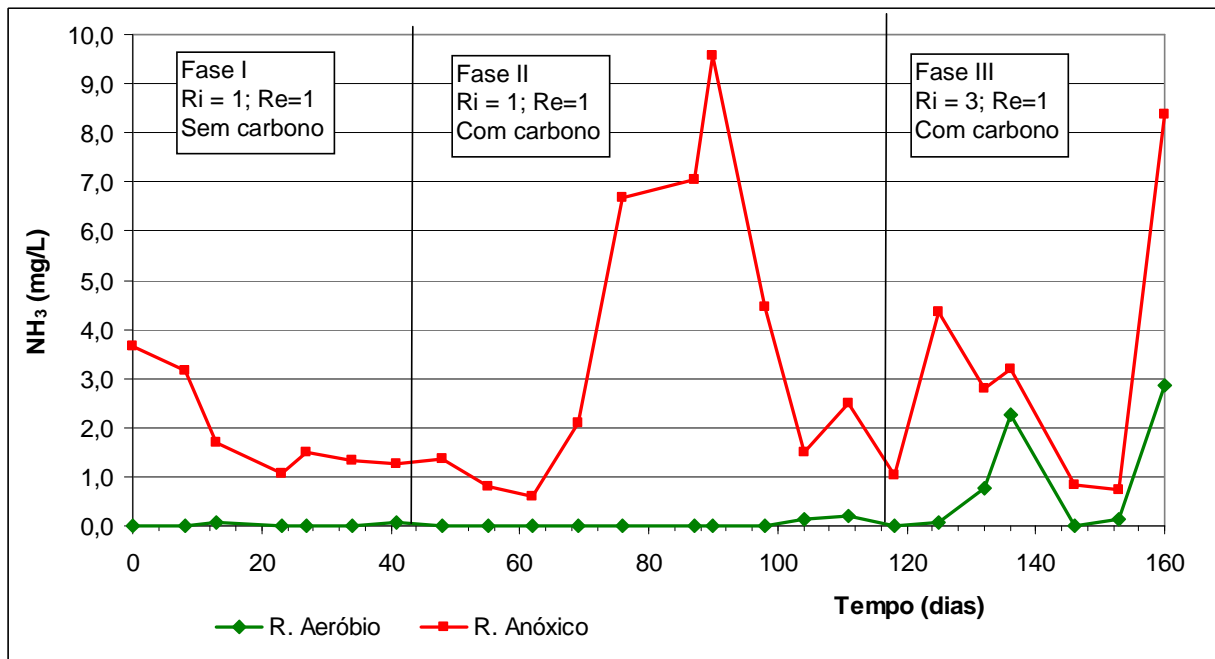
**Figura 5.13** – Variação da concentração de nitritos ao longo da operação do sistema piloto.

Na Fase II, a partir do dia 87, a concentração de nitrito aumentou no reator anóxico e no reator aeróbio, permanecendo sempre abaixo de 10 mg N-NO<sub>2</sub>/L. A formação de nitrito coincide com o pico da concentração de amônia livre no reator anóxico, que era de 7,0 mgN-NH<sub>3</sub>/L (Figura 5.14), porém houve queda nas concentrações de amônia livre a partir do 105º dia, o que não foi acompanhado pelas concentrações de nitrito no sistema. No reator aeróbio houve aumento dos nitritos, atingindo valores próximos ao do reator anóxico, porém a concentração de amônia livre atingiu o pico máximo de 0,20 mgN-NH<sub>3</sub>/L.

A partir do 118º dia, no início da Fase III, houve aumento na concentração de nitrito no reator anóxico, com valor máximo de 13 mgN-NH<sub>3</sub>/L no 127º dia. Este pico de nitrito coincide com o aumento da concentração de amônia livre que passou de 1,03 mgN-NH<sub>3</sub>/L no 118º dia para 4,36 mgN-NH<sub>3</sub>/L no 125º dia de operação do sistema. No reator aeróbio a concentração de nitritos diminuiu do 113º dia até o 127º dia, de 8,0 para 0,0 mgN-NO<sub>2</sub>/L. A partir do 132º dia houve oscilação, atingindo dois picos: no 139º dia, de 14 mgN-NO<sub>2</sub>/L, e no 160º dia, de 22 mgN-NO<sub>2</sub>/L. Estes dois valores máximos estão relacionados com os picos de amônia livre no reator aeróbio, que foram de 2,25 mgN-NH<sub>3</sub>/L e 2,86 mgN-NH<sub>3</sub>/L nos dias 136 e 160, respectivamente.

A Figura 5.14 mostra a variação da amônia livre ao longo do monitoramento nos reatores anóxico e aeróbio. A concentração de amônia livre foi calculada com

base na Eq. 3.4.



**Figura 5.14** – Variação das concentrações de amônia livre nos reatores anóxico e aeróbio ao longo das três Fases de monitoramento do sistema piloto.

Segundo ANTHONISEN *et. al.* (1976), as formas não ionizadas de nitrogênio amoniacal e de nitrito – amônia livre ( $\text{NH}_3$ ) e ácido nitroso ( $\text{HNO}_2$ ) – tem efeito na inibição de bactérias dos gêneros *Nitrobacter* e *Nitrosomonas*, respectivamente. Concentrações de amônia livre variam em função do pH, como mostrado na Figura 3.3).

MARINGONDA (2008) operou um sistema de lodos ativados para o tratamento de lixiviados e obteve acúmulo de nitritos durante aproximadamente 40 dias, provavelmente causado pela inibição das bactérias oxidadoras de nitrito. Neste período, a concentração de amônia livre no reator aeróbio passou de 0,5 mgN- $\text{NH}_3$ /L para valores acima de 60 mgN- $\text{NH}_3$ /L. Já a concentração de nitritos passou de 0,0 mgN- $\text{NO}_2$ /L para 157 mgN- $\text{NO}_2$ /l, com média de 100 mgN- $\text{NO}_2$ /L. Houve inibição parcial das bactérias oxidadoras de nitrogênio amoniacal, devido as elevadas concentrações de amônia livre.

Na Tabela 5.4 são mostrados os valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação da DQO total e filtrada para o período de monitoramento do sistema.

**Tabela 5.4** – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação da DQO total e filtrada monitorados ao longo do período de operação. Fase I n=5, Fase II n=11, Fase III n= 8.

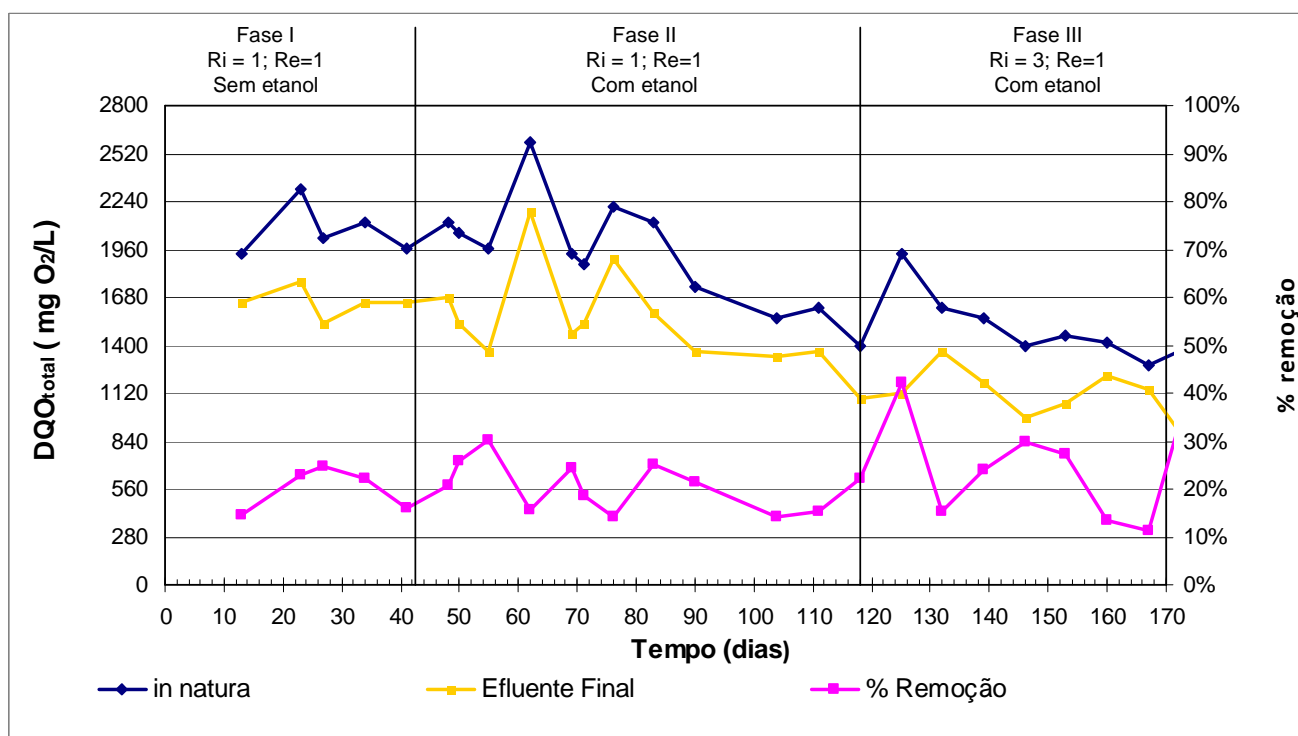
<b>Fase I - TDH = 13 dias Re = 0,5; R i= 1,0</b>						
<b>Estatística</b>	<b>DQO<sub>total</sub> (mg O<sub>2</sub>/L)</b>		<b>DQO<sub>filtrada</sub> (mg O<sub>2</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
	<b>tot</b>	<b>tot</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>
Máximo	2150	1744	2150	1744	1713	1588
Mínimo	1806	1463	1806	1463	1181	1181
Média	1988	1544	1988	1544	1431	1394
Des. Padrão	139	114	139	114	190	151
CV (%)	6.98	7.38	6.98	7.38	13.28	13.28
<b>Fase II - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 1,0; Fonte externa de carbono</b>						
<b>Estatística</b>	<b>DQO<sub>total</sub> (mg O<sub>2</sub>/L)</b>		<b>DQO<sub>filtrada</sub> (mg O<sub>2</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
	<b>tot</b>	<b>tot</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>
Máximo	2558	2181	2025	1744	1619	1588
Mínimo	1400	1088	1400	1025	963	963
Média	1931	1533	1702	1429	1338	1296
Des. Padrão	324	286	182	195	199	191
CV (%)	16.79	18.69	10.72	13.66	14.88	14.77
<b>Fase III - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 3,0; Fonte externa de carbono</b>						
<b>Estatística</b>	<b>DQO<sub>total</sub> (mg O<sub>2</sub>/L)</b>		<b>DQO<sub>filtrada</sub> (mg O<sub>2</sub>/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
	<b>tot</b>	<b>tot</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>	<b>filt.</b>
Máximo	1931	1369	1556	1713	1619	1244
Mínimo	1556	1119	1244	1150	994	1150
Média	1702	1223	1442	1369	1244	1202
Des. Padrão	201	130	172	301	331	48
CV (%)	11.81	10.64	11.94	22.02	26.59	3.97

A Figura 5.15 mostra a DQO total no lixiviado *in natura* e no efluente do sistema. Percebe-se que a eficiência de remoção da DQO não foi afetada pela adição da fonte externa de carbono. Na Fase I, a DQO<sub>tot</sub> média foi de 2069 ± 151 mgO<sub>2</sub>/L no lixiviado *in natura* e 1650 ± 88 mgO<sub>2</sub>/L no efluente final, com remoção média de 20%. Na Fase II, a DQO<sub>tot</sub> média foi de 1931 ± 324 mgO<sub>2</sub>/L no lixiviado *in natura* e 1533 ± 286 mgO<sub>2</sub>/L no efluente final, com remoção média de 20%. Já na Fase III, a DQO<sub>tot</sub> média foi de 1702 ± 201 mgO<sub>2</sub>/L no lixiviado *in natura* e 1223 ± 130 mgO<sub>2</sub>/L no efluente final, com remoção média de 28%.

O teste de significância, através da correlação estatística (*p-valor*) foi utilizado para determinar se houve diferença significativa entre os valores da DQO total ao

longo das três fases de operação do sistema. Quando comparadas as concentrações de saída do sistema entre as Fases I e II, o *p-valor* foi de 0,828; entre as fases I e III foi de 0,552 e entre as Fases II e III o *p-valor* foi de 0,733. Isto demonstra que, estatisticamente falando, os valores não são significativamente diferentes (*p-valor* < 0,05), ou seja, as concentrações de saída da DQO total no sistema foram idênticas durante as três Fases de operação.

É importante ressaltar que a adição da fonte externa de carbono, nas Fases II e III, não implicou em incremento da DQO total no efluente final, uma vez que esta foi totalmente consumida. Percebe-se ainda que, ao longo da realização deste experimento, houve decréscimo da DQO total do lixiviado *in natura*.



**Figura 5.15** – Variação da DQO total no lixiviado *in natura* e no efluente, bem como a eficiência na remoção da DQO total ao longo da operação do sistema piloto.

Os valores de remoção de DQO foram inferiores a sistemas de tratamento por lodos ativados citados por RENOUE *et. al.* (2008), que obtiveram remoção entre 46 a 64% de DQO. A DQO do lixiviado *in natura* variou de 2000 a 4600 mgO<sub>2</sub>/L, com relação DBO/DQO entre 0,41 a 0,59. Comparando com sistemas de reatores seqüenciais em batelada (RSB), que operavam com DQO de entrada de 2560 mgO<sub>2</sub>/L e relação DBO/DQO de 0,07, foram obtidas eficiências de remoção entre 48 a 69%. MARINGONDA (2008) obteve eficiências entre 16 e 27% na remoção de DQO, operando o sistema de lodos ativados, com o mesmo TDH e o lixiviado de

mesma proveniência.

Os resultados da DQO filtrada são mostrados na figura 5.16. Na Fase I, a remoção média de  $DQO_{filtrada}$  foi de 30%, com média de entrada de  $1988 \pm 139$   $mgO_2/L$  e saída de  $1394 \pm 151$   $mgO_2/L$ .

Na Fase II, a remoção média de  $DQO_{filtrada}$  foi de 24%, sendo que a entrada no sistema foi de  $1702 \pm 182$   $mgO_2/L$  e a saída de  $1296 \pm 324$   $mgO_2/L$ . Com a adição de etanol no reator anóxico detectou-se pequeno aumento na  $DQO_{filtrada}$  deste em relação a Fase I. Os maiores valores da  $DQO_{filtrada}$  foram registrados entre os dias 87 a 110, devido a maiores cargas de etanol adicionadas ao sistema.

Na Fase III, a remoção média de  $DQO_{filtrada}$  foi de 31%, sendo que a entrada no sistema foi de  $1598 \pm 100$   $mgO_2/L$  e a saída de  $1108 \pm 110$   $mgO_2/L$ . Em alguns dias em que a carga de DQO adicionada no reator anóxico foi elevada, como por exemplo no 132º dia, percebe-se que o valor da  $DQO_{filtrada}$  aumentou neste reator. A  $DQO_{filtrada}$  média no reator anóxico foi de  $1337 \pm 248$   $mgO_2/L$ .

O teste de significância, através da correlação estatística (*p-valor*) foi também aplicado aos valores da DQO filtrada para as três fases de operação. O p-valor entre as fases I e II foi de 0,609; entre as fases I e III foi de 0,692 e entre as fases II e III foi de 0,338. Como esperado, tendo em vista os resultados da DQO total, os valores da DQO filtrada do efluente final não foram estatisticamente diferentes entre as três fases de operação do sistema.

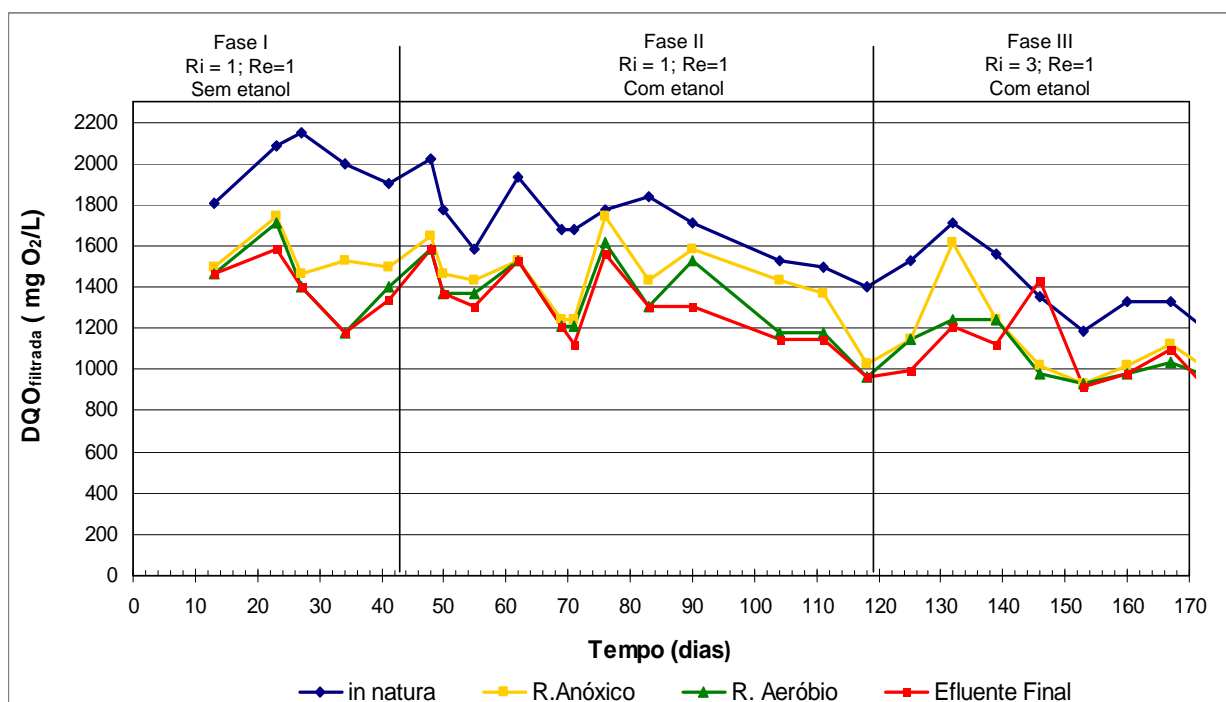


Figura 5.16 – Variação da DQO filtrada ao longo da operação do sistema piloto.

Na Tabela 5.5 são mostrados os valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos sedimentáveis e do IVL. Para o cálculo do IVL utiliza-se a medida de sólidos sedimentáveis, na proveta, por 30 minutos. Devido à baixa concentração de sólidos sedimentáveis, especialmente nas Fases I e II, foram utilizados os valores obtidos pelo cone Imhoff durante todo o período de operação do sistema. Isto é admitido pelo STANDARD METHODS (2005) quando em sistemas de baixa concentração de sólidos sedimentáveis.

A Figura 5.17 mostra graficamente a variação do IVL ao longo da operação do sistema.

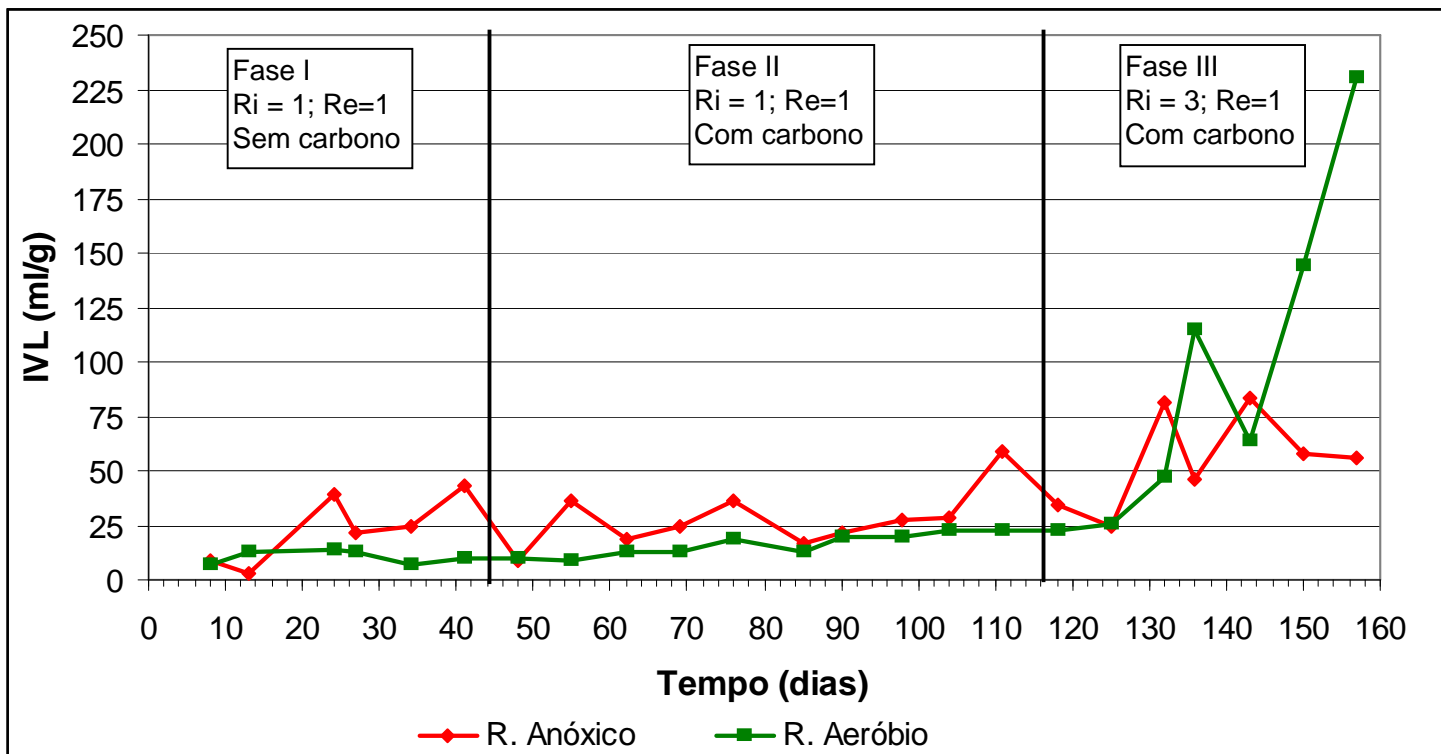


Figura 5.17– Variação do IVL ao longo da operação do sistema piloto.

**Tabela 5.5** – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos sedimentáveis e do IVL. Fase I n=4, Fase II n=10, Fase III n= 7.

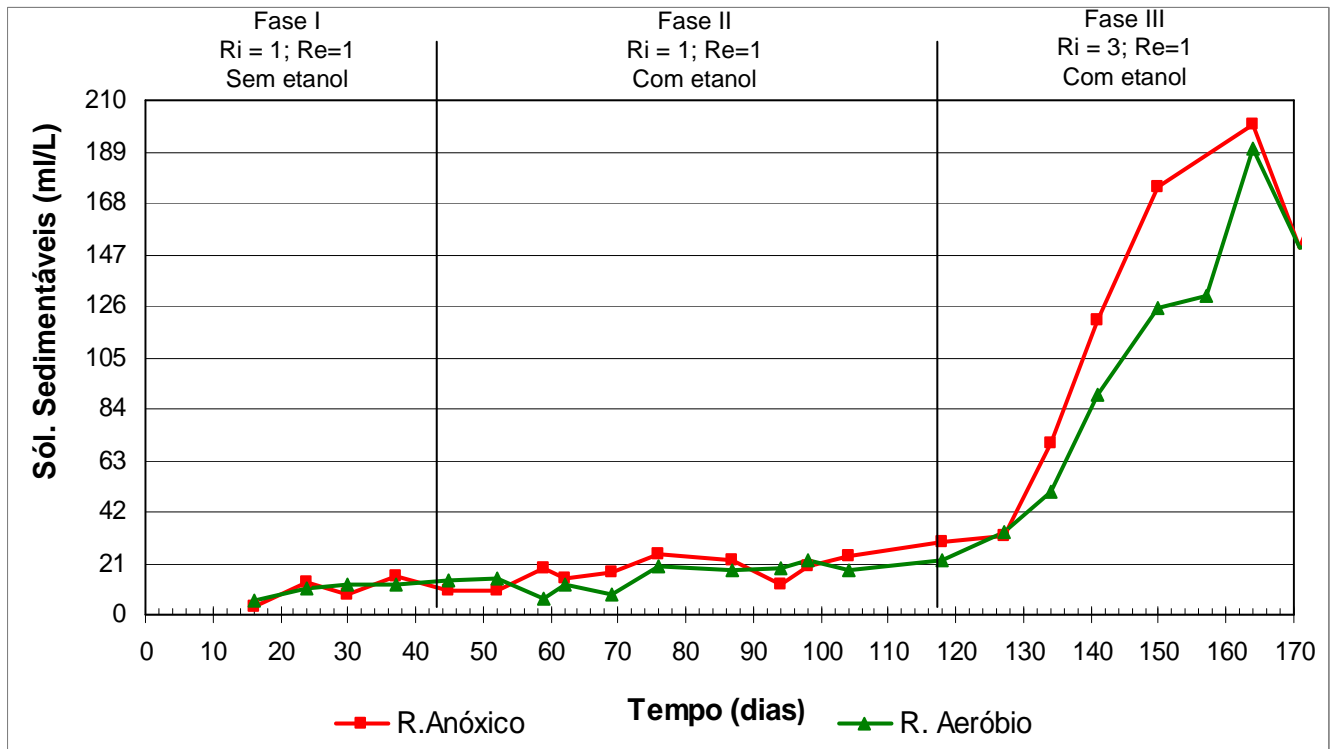
<b>Fase I - TDH = 13 dias Re = 0,5; R i= 1,0</b>				
<b>Estatística</b>	<b>Sól. Sedimentáveis</b>		<b>IVL (ml/g)</b>	
	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>
Máximo	16,0	14,0	43,5	13,8
Mínimo	3,5	6,0	3,4	6,7
Média	9,0	10,2	23,6	10,5
Des. Padrão	5,0	3,4	16,1	3,2
CV (%)	56,11	33,16	68,40	30,82
<b>Fase II - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 1,0; Fonte externa de carbono</b>				
<b>Estatística</b>	<b>Sól. Sedimentáveis</b>		<b>IVL (ml/g)</b>	
	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>
Máximo	26,0	23,0	59,1	22,4
Mínimo	10,0	7,0	8,7	8,7
Média	19,0	16,2	27,7	16,0
Des. Padrão	5,5	5,6	13,9	5,1
CV (%)	28,83	34,41	50,36	32,11
<b>Fase III - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 3,0; Fonte Externa de Carbono</b>				
<b>Estatística</b>	<b>Sól. Sedimentáveis</b>		<b>IVL (ml/g)</b>	
	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>
Máximo	200,0	190,0	83,2	230,8
Mínimo	30,0	22,0	24,7	22,7
Média	112,1	91,6	54,7	92,5
Des. Padrão	69,3	60,8	22,1	75,9
CV (%)	61,76	66,38	40,38	82,03

A Figura 5.18 mostra a variação dos sólidos sedimentáveis nas três Fases de operação do sistema.

Na Fase I, a concentração média de sólidos sedimentáveis era de  $9 \pm 5$  mL/L no reator anóxico e de  $10,2 \pm 3,4$  mL/L no reator aeróbio. MARINGONDA (2008), operando o mesmo sistema piloto de lodos ativados com TDH de 13 dias e sem recirculação interna obteve a concentração média de sólidos sedimentáveis de  $8 \pm 5$  mL/L no reator anóxico e  $9 \pm 5$  mL/L no reator anóxico. Quando a recirculação interna passou para 3,0 Q, com mesmo TDH, os sólidos sedimentáveis passaram para  $20 \pm 4$  mL/L no reator anóxico e  $25 \pm 6$  mL/L no reator aeróbio. Estes resultados são bem próximos da Fase I de operação do sistema.

Na Fase II, após a adição da fonte externa de carbono, esta passou para  $19 \pm 5,5$  mL/L no reator anóxico e  $16,2 \pm 5,6$  mL/L no reator aeróbio. Na Fase III obteve-se a concentração média de sólidos sedimentáveis de  $112,1 \pm 69,3$  mL/L no reator

anóxico e  $91,6 \pm 60,8$  mL/L no aeróbio. A Figura 5.18 mostra graficamente a evolução dos sólidos sedimentáveis no sistema.



**Figura 5.18** – Variação dos sólidos sedimentáveis ao longo da operação do sistema piloto.

Atribuiu-se a elevação da concentração de sólidos sedimentáveis ao aumento da biomassa, devido à adição do etanol, que serve de alimento para as bactérias heterotróficas que realizam a desnitrificação. Registrou-se pequeno aumento na concentração de sólidos sedimentáveis da Fase I para a Fase II, porém na Fase III o aumento foi da ordem de 600% nos reatores anóxico e aeróbio. A carga de etanol adicionada na Fase III foi, em média, superior a da Fase II.

Na Tabela 5.6 são mostrados os valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis

**Tabela 5.6** – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis. Fase I n=6, Fase II n=10, Fase III n= 8.

<b>Fase I - TDH = 13 dias Re = 0,5; R i= 1,0</b>												
<b>Estatística</b>	<b>SST (mg/L)</b>				<b>SSF (mg/L)</b>				<b>SSV (mg/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	104	1025	1740	96	39	290	390	40	73	735	1350	56
Minimo	64	230	470	53	10	82	125	33	54	137	345	18
Média	90	502	1050	77	26	138	250	36	65	364	800	42
Des. Padrão	15	290	470	14	10	80	92	3	8	213	380	13
CV (%)	16,38	57,78	44,76	18,62	40,51	57,71	37,01	7,29	11,76	58,44	47,48	31,32
<b>Fase II - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 1,0; Fonte externa de carbono</b>												
<b>Estatística</b>	<b>SST (mg/L)</b>				<b>SSF (mg/L)</b>				<b>SSV (mg/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	107	1333	1493	177	60	483	560	110	70	980	1263	134
Minimo	58	440	642	34	9	72	127	13	38	313	515	16
Média	79	788	1021	83	25	178	208	41	54	610	813	42
Des. Padrão	15	265	252	52	15	108	121	32	9	200	197	34
CV (%)	19,16	33,61	24,66	62,73	60,03	61,03	58,33	79,78	16,98	32,81	24,23	79,56
<b>Fase III - TDH = 13dias Re = 0,5; Ri = 3,0; Fonte Externa de Carbono</b>												
<b>Estatística</b>	<b>SST (mg/L)</b>				<b>SSF (mg/L)</b>				<b>SSV (mg/L)</b>			
	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>	<b>Afluente</b>	<b>Anóxico</b>	<b>Aeróbio</b>	<b>Efluente</b>
Máximo	69	2583	1347	72	23	400	193	27	49	2183	1153	51
Minimo	57	860	787	33	18	127	153	12	39	733	633	21
Média	64	1579	1067	51	20	244	172	20	44	1334	894	31
Des. Padrão	6	896	280	20	3	141	20	8	5	756	260	17
CV (%)	9,76	56,78	26,25	38,57	12,38	57,49	11,67	37,75	11,53	56,66	29,07	55,87

A Figura 5.19 mostra a variação do SSV no sistema ao longo da operação. Durante a Fase I as concentrações médias nos reatores anóxico e aeróbio foram de  $364 \pm 213$  mg/L e  $800 \pm 380$  mg/L, respectivamente.

Na Fase II, com a adição da fonte externa de carbono, as concentrações médias de SSV nos reatores anóxico e aeróbio foram de  $610 \pm 200$  mg/L e  $813 \pm 197$  mg/L, respectivamente, e na Fase III foram, respectivamente,  $1334 \pm 756$  mg/L e  $894 \pm 260$  mg/L nos reatores anóxico e aeróbio.

Na Fase I, a relação SSV/SST média foi de 0,73 no reator anóxico e 0,80 no reator aeróbio. Na Fase II esta foi de 0,77 no reator anóxico e 0,80 no reator aeróbio. Na Fase III foi de 0,84 no reator anóxico e 0,84 no reator aeróbio. O aumento da fração volátil do SS reflete o aumento da biomassa no sistema.

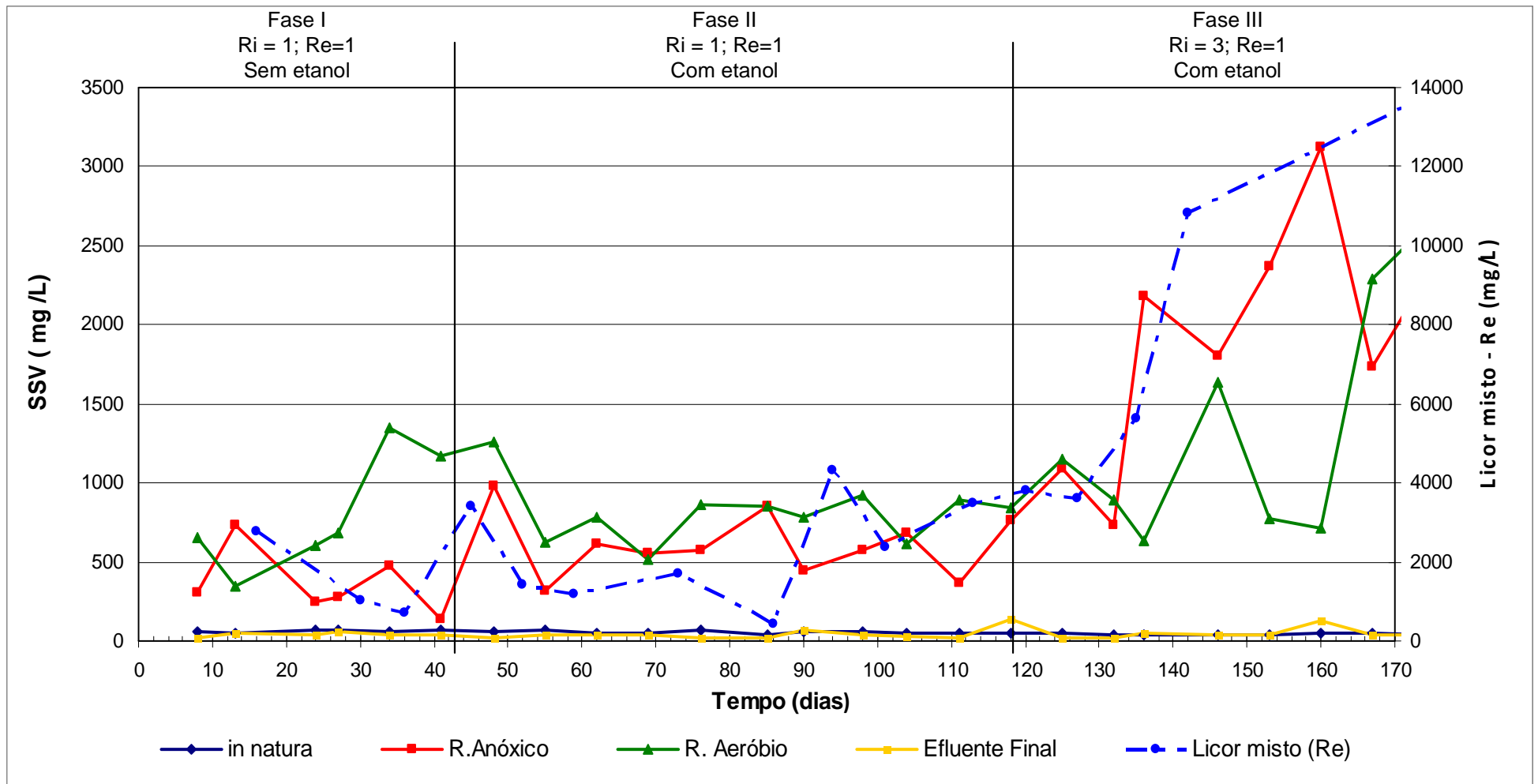
Pode-se dizer que houve aumento significativo de SSV no reator anóxico quando se compara a Fase I com a Fase II. O mesmo não foi verificado no reator aeróbio quando se compara estas duas fases. Já na Fase III as concentrações de SSV nos reatores anóxico e aeróbio foram muito superiores às da Fase II, onde também havia adição de fonte externa de carbono.

No trabalho realizado por SHISKOWSKI *et. al.* (1998), com objetivo de estudar a influência da fonte externa de carbono em um sistema de tratamento de lixiviados por lodos ativados, a concentração de SSV era de 2000 mg/L e 1500 mg/L nos reatores anóxico e aeróbio, respectivamente, sem a adição de fonte externa de carbono. Com adição de 15000 mgDQO/dia através da fonte externa de carbono, os valores de SSV passaram para 3100 mg/L no reator anóxico e 2100 mg/L no reator aeróbio. Com adição de 30000 mgDQO/dia, a concentração de SSV passou para 5100 mg/L no reator anóxico e 3800 mg/L no reator aeróbio. A fonte externa de carbono utilizada foi o metanol e o lixiviado era proveniente de um aterro sanitário na fase metanogênica.

Durante as Fases II e III, deste trabalho, a carga de etanol utilizada foi variável, sendo as médias de  $400 \pm 268$  mg DQO/dia e  $637 \pm 387$  mg DQO/dia, respectivamente. Desta forma, o crescimento da biomassa, medido através do SSV, foi perceptível, porém não atingiu valores tão elevados como aqueles citados no trabalho de SHISKOWSKI *et. al.* (1998).

No que se refere à recirculação do lodo (recirculação externa), as concentrações médias de SSV na Fase I foram de  $1516 \pm 1103$  mg/L, na Fase

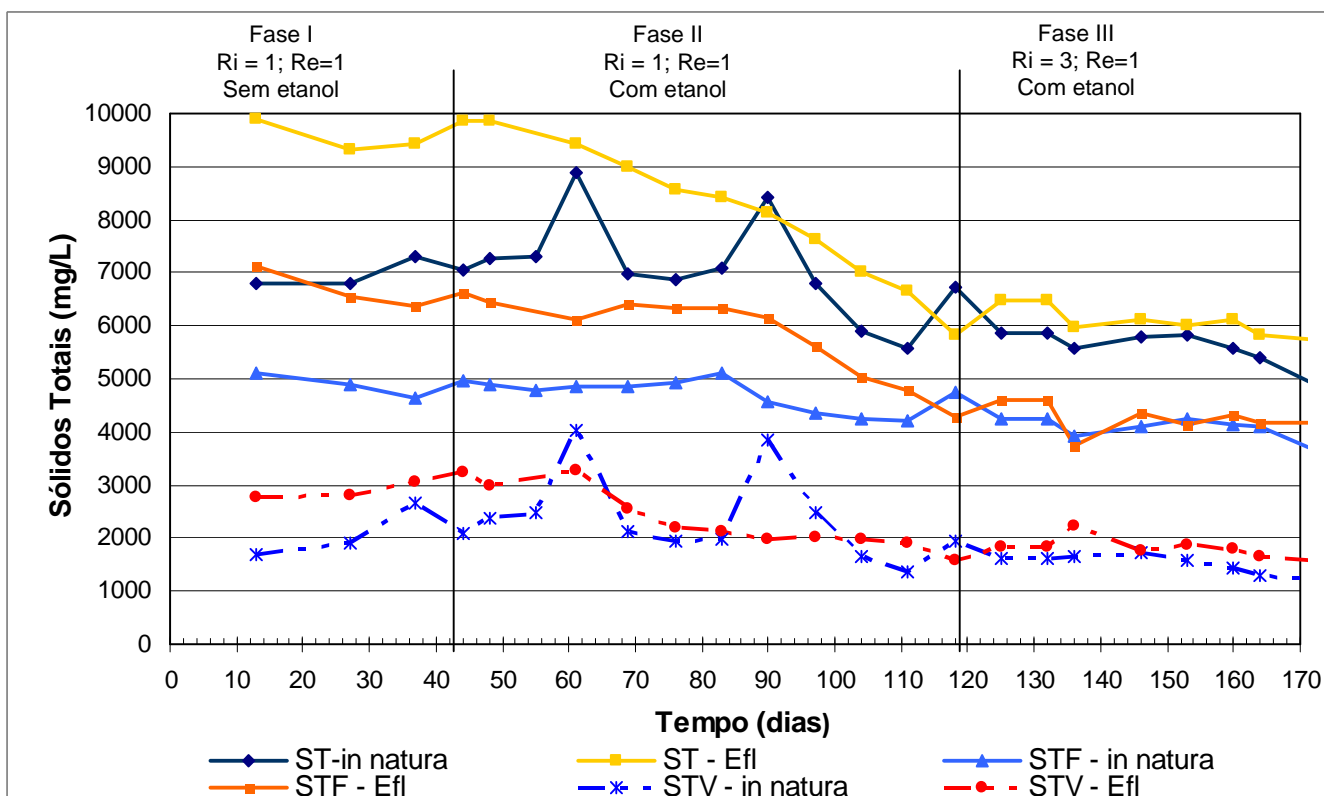
II  $2298 \pm 1333$  mg/L e na Fase III  $7600 \pm 3988$  mg/L. Percebe-se que houve aumento na concentração de SSV das Fases I para a II, porém na Fase III este aumento foi de 239% em relação à Fase II.



**Figura 5.19** – Variação dos sólidos suspensos voláteis ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado *in natura*, SSV do reator anóxico, SSV do reator aeróbio, efluente e lodo recirculado.

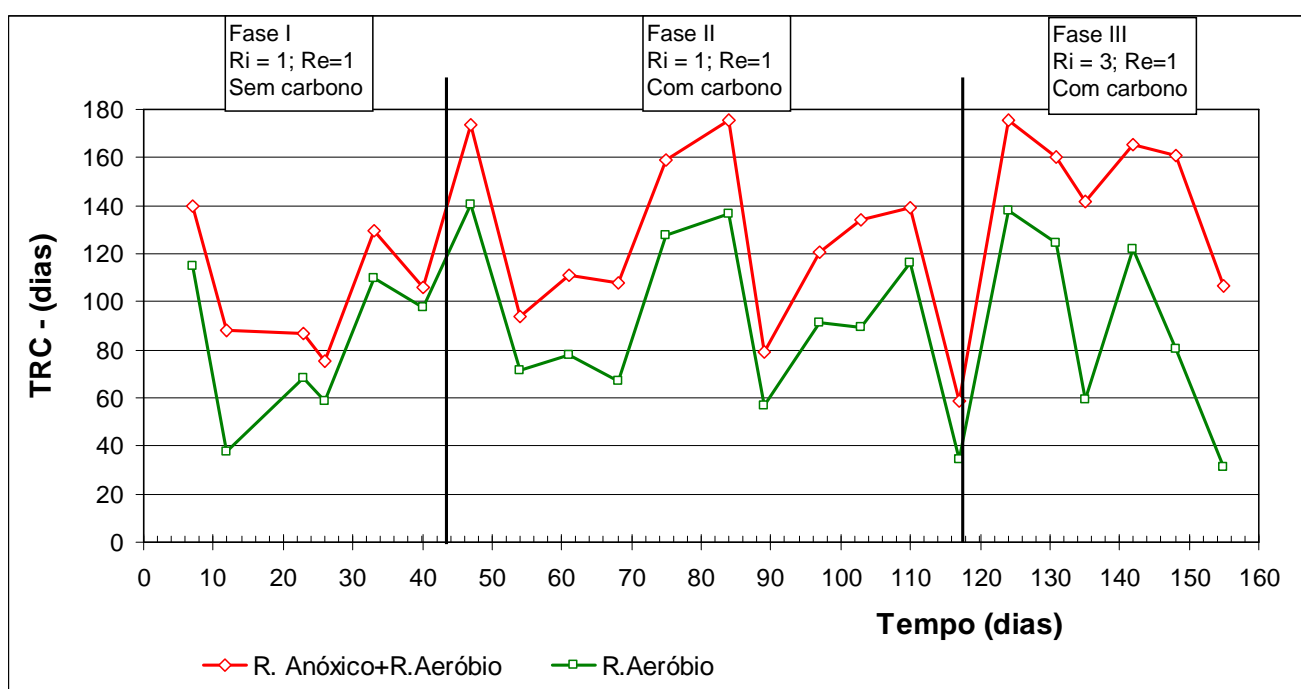
A variação dos sólidos totais é mostrada na Figura 5.20. A concentração média na Fase I era de  $6986 \pm 243$  mg/L no lixiviado *in natura* e de  $9629 \pm 289$  mg/L no efluente final. Na Fase II a concentração média de ST no lixiviado *in natura* foi de  $7077 \pm 958$  mg/L e no efluente foi de  $8048 \pm 1265$  mg/L. Na Fase III foi de  $5585 \pm 368$  mg/L no lixiviado *in natura* e  $6090 \pm 270$  mg/L no efluente final. A diminuição na concentração de sólidos totais que ocorreu progressivamente da Fase I para a Fase III é atribuída ao término da adição de bicarbonato de sódio (alcalinidade externa), a partir do 60º dia de operação do sistema.

Segundo VON SPERLING (1996), os esgotos domésticos possuem ST médio de 1000 mg/L, sendo que aproximadamente 450 mg/L são sólidos totais fixos e 550 mg/L são de sólidos totais voláteis. No lixiviado utilizado nesta pesquisa, a concentração média de ST foi de  $6512 \pm 990$  mg/L, de  $4511 \pm 423$  mg/L para os STF e de  $2032 \pm 719$  mg/L para os STV. Com isto, percebe-se que a relação STF/ST dos esgotos domésticos é de 0,55, enquanto para os lixiviados é de 0,31, aproximadamente. Isto é devido à presença de diversos compostos inorgânicos nos lixiviados, formados por elementos tais como: cálcio, cloretos, sódio e potássio (KJELDSEN *et. al.*, 2002).



**Figura 5.20** – Variação dos sólidos totais ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado *in natura*, reator anóxico, reator aeróbio e efluente.

A Figura 5.21 apresenta o TRC para todo o período de operação do sistema. O TRC variou muito ao longo do período de monitoramento do sistema, sendo que a média para os reatores anóxico+aeróbio foi de 104 dias na Fase I, 123 dias na Fase II e 152 dias na Fase III. Para o reator aeróbio a média foi de 81 dias na Fase I, 92 dias na Fase II e 93 dias na Fase III. Os descartes ocorreram apenas nas situações em que houve coleta para o monitoramento do sistema, devido à pequena formação de lodo comparado com sistemas de lodos ativados para tratar esgoto sanitário.

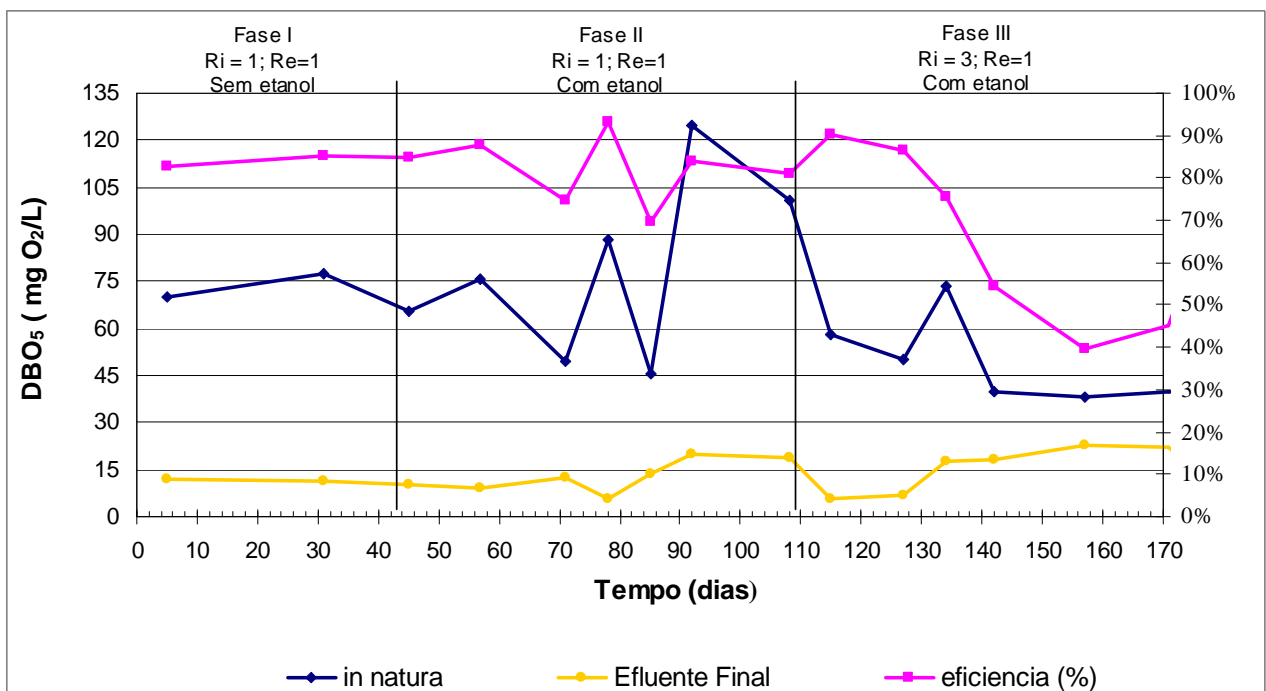


**Figura 5.21** – Tempo de retenção celular no conjunto anóxico+aeróbio e no reator aeróbio ao longo do monitoramento das três Fases de operação do sistema piloto.

No trabalho realizado por MARINGONDA (2008), operando este sistema piloto com TDH de 13 dias e recirculação de lodo igual a 1,0.Q, o TRC médio foi de 63 dias no conjunto reator anóxico+aeróbio e de 36 dias no reator aeróbio. Já quando o sistema foi operado com TDH de 20 dias e recirculação de lodo de 1,0.Q, o TRC do conjunto reator anóxico+aeróbio foi de 46 dias e no reator aeróbio de 32 dias.

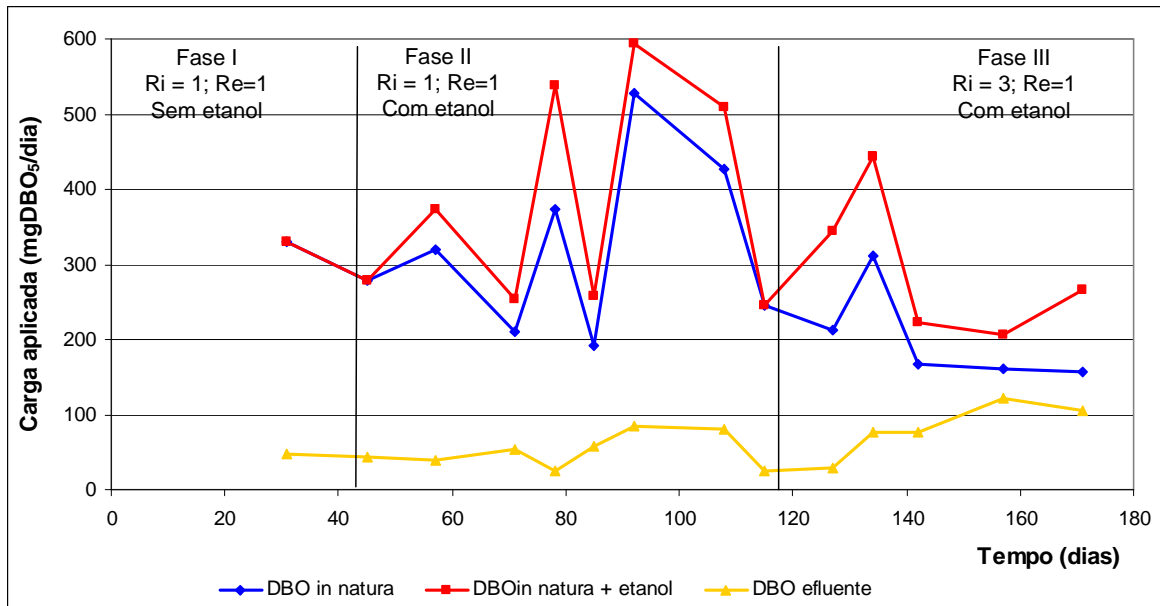
A Figura 5.22 mostra os resultados de DBO<sub>5</sub> para o lixiviado *in natura* e o efluente. Percebe-se que a DBO do lixiviado *in natura* variou consideravelmente durante as fases de operação do sistema. Na Fase I a média foi de  $78 \pm 8$  mg O<sub>2</sub>/L, na Fase II foi de  $48 \pm 30$  mg O<sub>2</sub>/L e na Fase III de  $32 \pm 50$  mg O<sub>2</sub>/L. Percebe-se que a DBO do lixiviado *in natura* é baixa, bem como a relação DBO/DQO, que ficou na faixa de 0,02 a 0,04.

Durante os testes de  $DBO_5$ , cogitou-se a possibilidade de haver substâncias inibitórias nos lixiviados, ou ainda que não houvesse microorganismos o suficiente no lixiviado, que pudessem mascarar os resultados, já que a composição dos lixiviados é complexa. TRENNEPOHL *et. al.* (2008) realizou um trabalho para determinar se existe influência na determinação da  $DBO_5$  de lixiviados de aterro sanitário, através da adição de inóculos. O teste consistiu em três séries de amostras: lixiviado *in natura*; lixiviado *in natura* com inóculo; lixiviado *in natura* com inóculo e inibidor de nitrificação. O inóculo utilizado foi proveniente do reator aeróbio do presente estudo. Os resultados indicaram que não há diferença significativa (para o intervalo de confiança de 95%) entre a determinação da  $DBO_5$  do lixiviado *in natura* e do lixiviado *in natura* com inóculo e inibidor de nitrificação. Ou seja, os baixos valores da DBO do lixiviado utilizado neste estudo são devido as características da matéria orgânica, predominantemente refratária, e não a inibição causada por substâncias tóxicas ou a ausência de microorganismos na lixiviado.



**Figura 5.22** – Variação da  $DBO_5$  ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado *in natura* e efluente.

A Figura 5.23 mostra os resultados de  $DBO_5$  para o lixiviado *in natura*, para o lixiviado *in natura* somado a carga média de etanol (a  $DBO$  do lixiviado *in natura* somada a  $DBO$  média adicionada ao reator anóxico) e o efluente. Considerando-se a  $DBO$  adicionada pelo acréscimo de etanol, a  $DBO$  média para a Fase II é de  $93,6 \pm 11,8$  mg  $O_2/L$  e para a Fase III é de  $70,0 \pm 23,01$  mg  $O_2/L$ .



**Figura 5.23** – Variação da DBO<sub>5</sub> ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado *in natura*, lixiviado *in natura* + etanol e efluente.

A DBO média do efluente final na Fase I foi de  $13 \pm 2$  mg O<sub>2</sub>/L, na Fase II de  $17 \pm 18$  mg O<sub>2</sub>/L e na Fase III de  $18 \pm 9$  mg O<sub>2</sub>/L. A DBO efluente ao sistema teve pequena variação entre as três fases. A variação da eficiência mostrada na Figura 5.22 deve-se a menor concentração de DBO entrando no sistema.

A Tabela 5.7 mostra a relação DBO/DQO nas três fases de operação do sistema piloto. Geralmente uma relação DBO/DQO baixa sugere que o lixiviado possui baixas concentrações de ácidos graxos voláteis e uma grande quantidade de compostos húmicos e fúlvicos (KJELDSEN *et. al.*, 2002; RENOU *et. al.*, 2007).

**Tabela 5.7** – Relação DBO/DQO do lixiviado *in natura* nas três fases de operação do sistema piloto. Para DBO: Fase I n=4, Fase II n=7, Fase III n= 6.

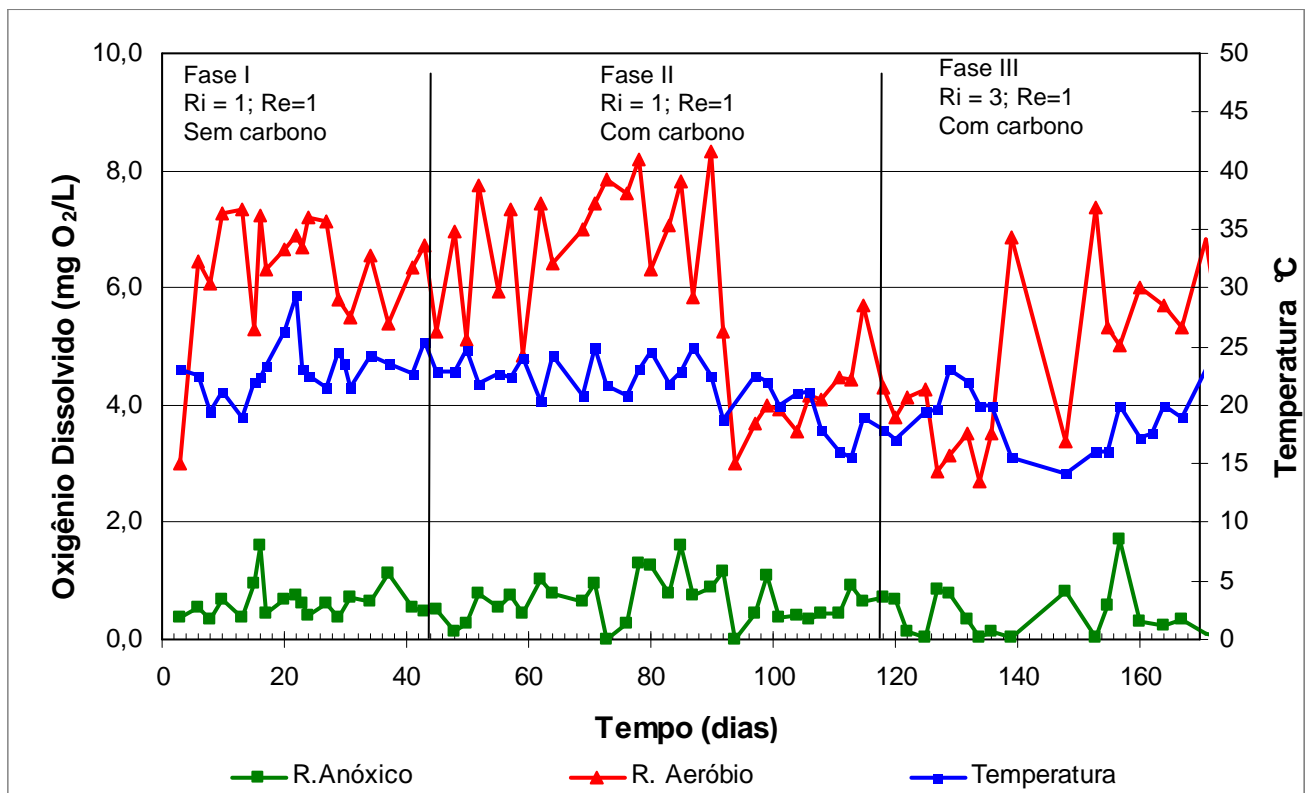
Fase	DBO (mgO <sub>2</sub> /L)	DQO (mgO <sub>2</sub> /L)	Relação DBO/DQO
Fase I	78	2069	0,04
Fase II	48	1931	0,02
Fase III	32	1702	0,02

A relação DBO/DQO do lixiviado encaixa-se na faixa dos aterros antigo (com mais de dez anos de operação), como mostrado na Tabela 3.2., do Capítulo 3.

A Figura 5.24 mostra a variação da concentração de oxigênio dissolvido ao

longo do monitoramento do sistema piloto. Segundo BARNES & BLISS (1983)<sup>22</sup> apud VON SPERLING (1997), a concentração crítica de OD, abaixo da qual a nitrificação não se processa, é de 0,20 mg/L. No entanto, de forma a garantir a penetração do OD nos flocos, USEPA (1993) recomenda concentrações mínimas de 2,00 mg/L para que ocorra a nitrificação. No reator aeróbio manteve-se a concentração de OD acima deste valor, sendo que o OD mínimo, durante as três Fases de operação do sistema, foi de 2,68 mg/L, com média de 5,70 mg/L.

No reator anóxico procurou-se manter o OD abaixo de 1,00 mg/L, segundo recomenda SEDLAK (1991). A concentração média de OD no reator anóxico foi de 0,57 mg/L. Há picos em que a concentração de OD fica acima de 1,00 mg/L, o que pode estar relacionado com o agitador utilizado para manter a biomassa em suspensão ou ao oxigênio presente no efluente nitrificado que é recirculado do reator aeróbio.



**Figura 5.24** – Variação do oxigênio dissolvido ao longo da operação do sistema piloto para o lixiviado *in natura*, reator anóxico, reator aeróbio e efluente.

<sup>22</sup> BARNES, D.; BLISS, P. J. Biological control of nitrogen in wastewater treatment. E. & F.N. Spon, London, 146p, 1983.

## 5.2 AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO/DESNITRIFICAÇÃO

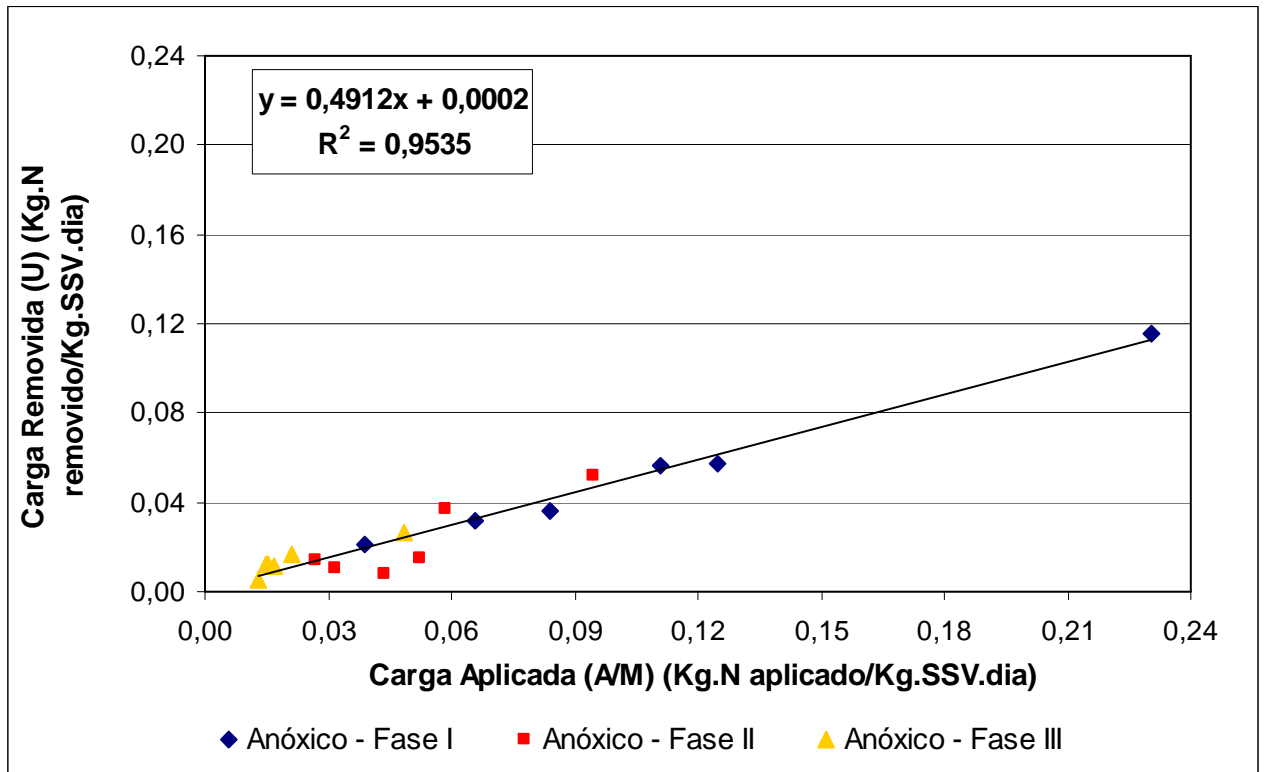
O processo nitrificação ocorreu de forma satisfatória nas três Fases de operação do sistema. Nas Fases I e II a remoção média de N-amoniaco foi de 99,8%, enquanto na Fase III foi de 98,1%, ou seja, praticamente todo o nitrogênio amoniacal foi transformado em nitrato e, em menor quantidade, nitrito. A Figura 5.5 mostra as concentrações de entrada e de saída de N-amoniaco.

Na tabela 5.8 apresenta-se a média de cada Fase para a carga aplicada (A/M), carga removida (U), carga volumétrica aplicada (CVA) e a carga volumétrica removida (CVR) em termos de N-amoniaco para os reatores anóxico e aeróbio.

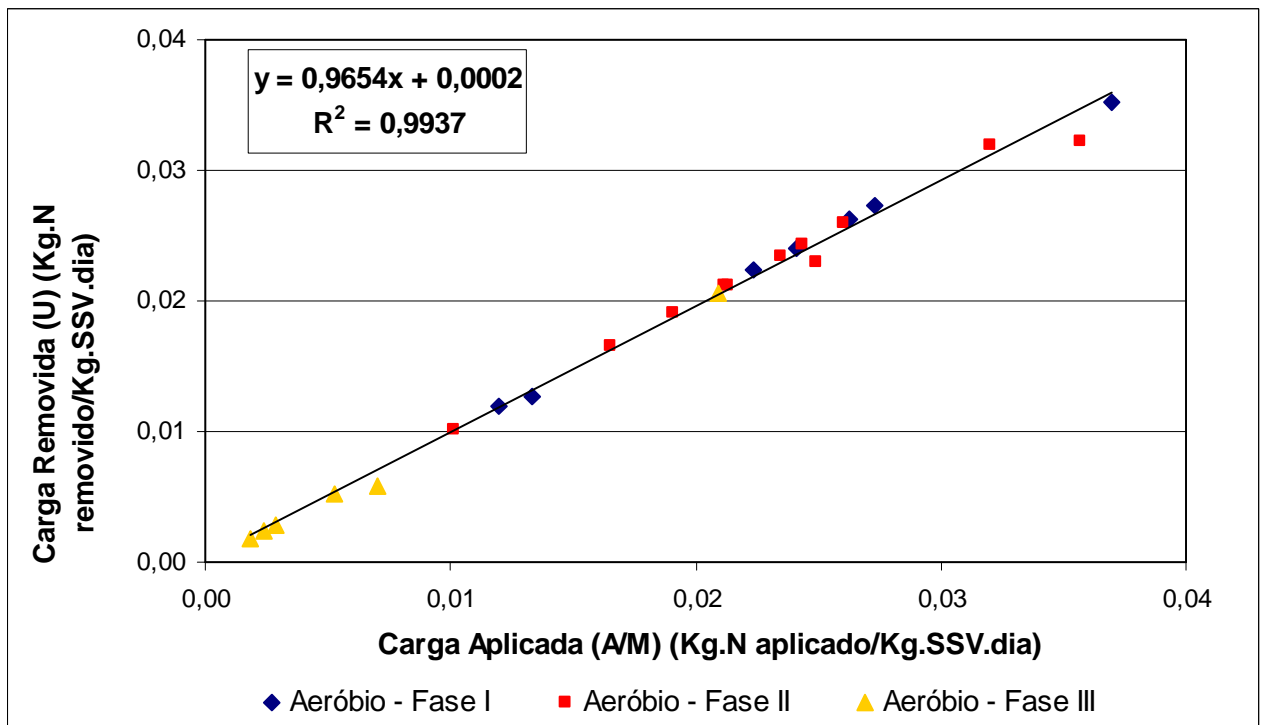
**Tabela 5.8** – Valores médios de Carga aplicada (A/M), carga removida (U), carga volumétrica aplicada (CVA) e a carga volumétrica removida (CVR) em termos de N-amoniaco para os reatores anóxico e aeróbio, nas Fases I, II e III.

Fase	Carga aplicada (A/M)		Carga removida (U)		carga volumétrica aplicada (CVA)		carga volumétrica removida (CVR)	
	gN-NH <sub>4</sub> /g SSV.dia		gN-NH <sub>4</sub> /g SSV.dia		gN-NH <sub>4</sub> / m <sup>3</sup> .dia		gN-NH <sub>4</sub> / m <sup>3</sup> .dia	
	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
I	0.11	0.02	0.05	0.02	29.15	15.40	13.75	15.17
II	0.05	0.02	0.02	0.02	29.33	18.06	11.27	17.69
III	0.02	0.01	0.01	0.01	35.50	12.23	23.27	9.67

Nas Figuras 5.25 e 5.26 mostra-se a correlação entre carga removida (U) e carga aplicada (A/M), em termos de N-amoniaco, nos reatores anóxico e aeróbio, para as Fases I, II e III. Percebe-se que no reator anóxico aproximadamente 50% do nitrogênio aplicado foi removido e que no reator aeróbio aproximadamente 99% do nitrogênio aplicado foi removido.



**Figura 5.25** – Correlação entre carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniaco, no reator anóxico para as Fases I, II e III.



**Figura 5.26** – Correlação entre carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniaco, no reator aeróbio para as Fases I, II e III.

MARINGONDA (2008) obteve remoção de N-amoniaco superior a 99% operando um sistema de lodos ativados com reator anóxico e reator aeróbio com

tempo de detenção hidráulica de 20 dias. KNOX (1985) comparou dois sistemas para remoção biológica de N-amoniaco em lixiviados: um de lodos ativados e outro de biofiltro. A concentração média de N-amoniaco era de 378 mgN-NH<sub>3</sub>/L. O primeiro sistema obteve remoção média de 98,1% e o biofiltro obteve remoção média de 95% de N-amoniaco. Os dois sistemas foram operados pelo período de 2 anos e não foram observados indícios de inibição da nitrificação.

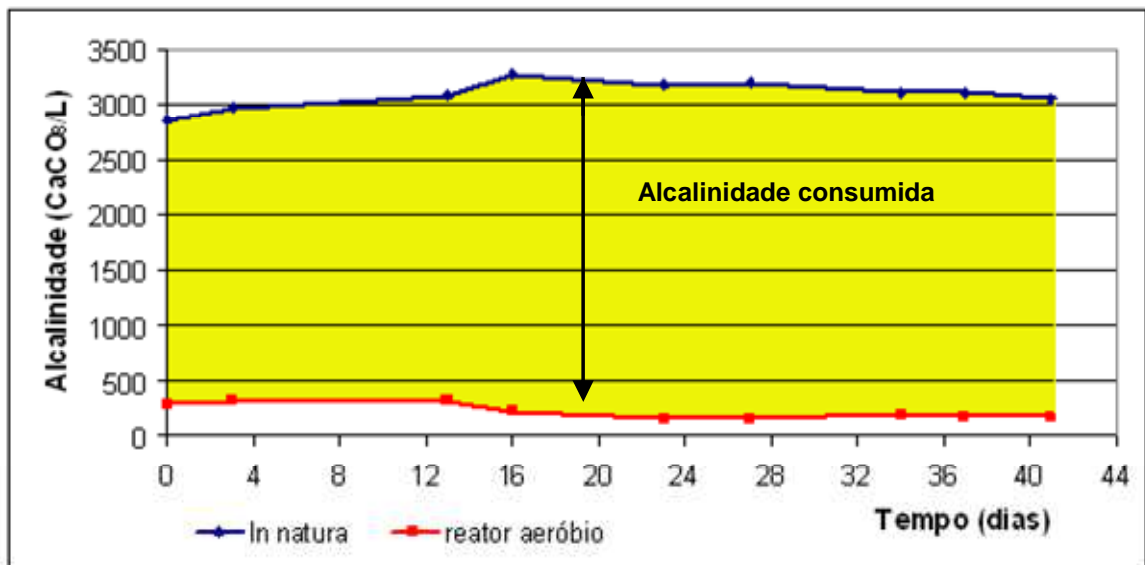
HOSSAKA (2008) e LIANG *et. al.* (2007) obtiveram bons resultados na remoção de nitrogênio em lixiviados, utilizando a nitrificação de via curta.

HOSSAKA (2008) comparou dois sistemas de lodos ativados com alimentação intermitente, sendo um deles precedido por *stripping* do nitrogênio amoniaco. Aproximadamente 50% do nitrogênio amoniaco foi removido no *stripping*, sendo o restante convertido a nitrito no sistema de lodos ativados com alimentação intermitente. Posteriormente houve desnitrificação com a adição de etanol. O sistema de lodos ativados com alimentação intermitente que recebeu o lixiviado *in natura* demandou maior tempo de detenção hidráulica, devido à inibição parcial causada pela elevada concentração de amônia livre. A remoção de N-amoniaco foi de aproximadamente 50% neste sistema.

LIANG (2007) utilizou um sistema de lodos ativados em batelada e obteve eficiência entre 60 a 65% na oxidação do nitrogênio amoniaco a nitrito. Nos dois casos citados, os principais parâmetros para obter a nitrificação de via curta foram o pH e a concentração de oxigênio dissolvido.

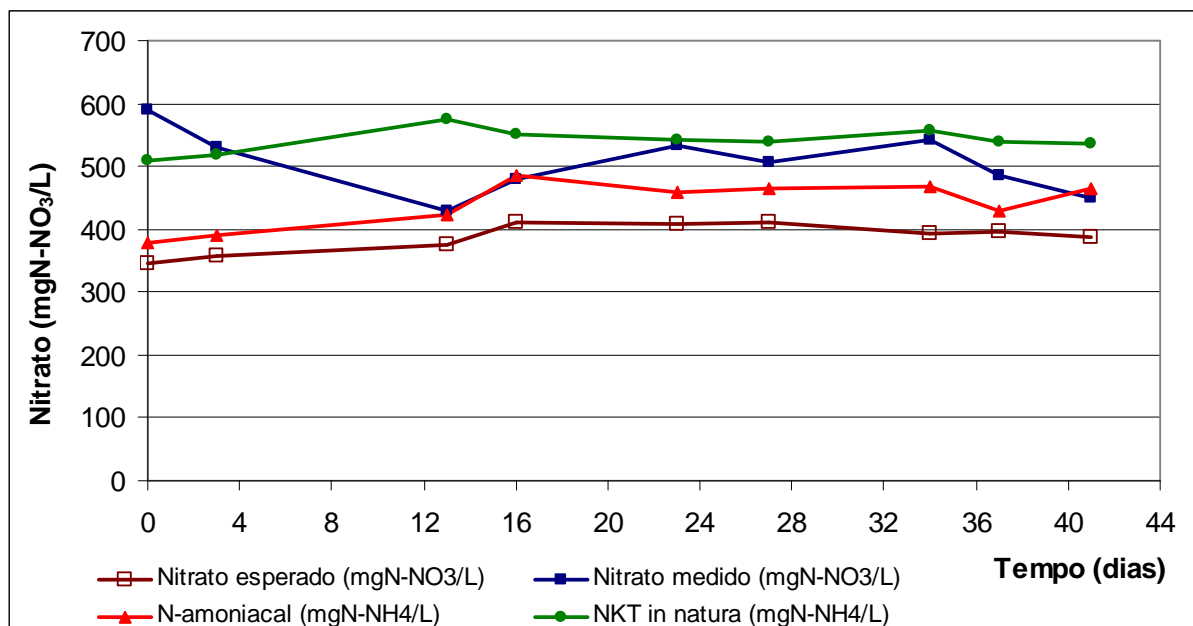
### 5.2.1 Fase I

Durante a Fase I a concentração média de amônia livre no reator aeróbio foi de 0,02 mgN-NH<sub>4</sub>/L, e não causou inibição às bactérias nitrificantes. A alcalinidade média no lixiviado *in natura* foi de 3090 ±121 mg CaCO<sub>3</sub>/L, enquanto no reator aeróbio foi de 213 ± 59 mg CaCO<sub>3</sub>/L. É importante salientar que houve necessidade de adicionar bicarbonato de sódio ao sistema, de forma a manter o pH na faixa de 7,30. A Figura 5.27 mostra o consumo teórico de alcalinidade na nitrificação durante a Fase I de operação do sistema.



**Figura 5.27** – Consumo da alcalinidade devido à oxidação do nitrogênio amoniacal no reator aeróbio. OBS: não foi descontada a alcalinidade devido à introdução de bicarbonato de sódio.

Para determinar a formação teórica de nitrato, baseado no consumo da alcalinidade, utilizou-se o consumo de 7,14 mg CaCO<sub>3</sub>/ mg-N-amoniacal consumido (VAN HANDEEL & MARAIS, 1999). A Figura 5.28 mostra graficamente a formação teórica de nitrato, a concentração determinada no reator aeróbio e as concentrações de NKT e N-amoniacal no lixiviado *in natura*. Este balanço simples mostra que a concentração de nitrato no reator aeróbio é próxima daquela que se esperava, excetuando-se o período inicial de operação, do 1º ao 12º dia. A concentração teórica de nitrato está abaixo da concentração medida porque desconsiderou-se a alcalinidade devido a adição de bicarbonato de sódio.



**Figura 5.28** – formação teórica de nitrato, a concentração determinada no reator aeróbio e as concentrações de NKT e N-amoniacal no lixiviado *in natura*.

Durante toda a Fase I não foi detectado sinais de desnitrificação no reator

anóxico. A concentração média de nitrato no reator anóxico foi de  $386 \pm 59$  mgN-NO<sub>3</sub>/L, enquanto a DBO<sub>5</sub> média foi de  $78 \pm 8$  mgO<sub>2</sub>/L, com a relação DBO/DQO de aproximadamente 0,04. Isto demonstra que a fração orgânica biodegradável era baixa no lixiviado *in natura*. A razão DQO/N, considerando-se apenas a fração biodegradável, foi de aproximadamente 1 gDBO/ 4gN, ou seja, muito inferior aos 5 a 10 gDQO/gN recomendado por HENZE (1991)<sup>23</sup> *apud* ISAACS & HENZE (1995).

Observou-se no trabalho de MARINGONDA (2008) que a desnitrificação não ocorreu devido a ausência de fonte interna de carbono, motivo este que realizou-se a adição de fonte externa de carbono – etanol- nas Fases II e III.

### 5.2.2 Fase II

Na Fase II o sistema foi operado nas mesmas condições da Fase I, sendo iniciada a adição de etanol como fonte externa de carbono. Isto favoreceu o processo de desnitrificação.

A Figura 5.2 mostra a variação da alcalinidade no sistema piloto, com valores médios de  $1461 \pm 391$  mgCaCO<sub>3</sub>/L no reator anóxico e de  $701 \pm 47$  mgCaCO<sub>3</sub>/L e no reator aeróbio, evidenciando-se, assim, a recuperação da alcalinidade devido ao processo de desnitrificação. Este resultado já era esperado, uma vez que na desnitrificação ocorre a liberação de 3,57 g CaCO<sub>3</sub> / g N-NH<sub>4</sub> reduzido. Portanto, se para a nitrificação de 1g N-NH<sub>4</sub> são consumidos 7,14 g CaCO<sub>3</sub>, com a integração da desnitrificação no sistema o consumo passa a ser em torno de 3,5 g CaCO<sub>3</sub>/g N removido (VON SPERLING, 1997). Alguns autores (BARNES & BLISS, 1983<sup>24</sup>; ECKENFELDER JR. & ARGAMAN, 1978<sup>25</sup>, *citados em* VON SPERLING, 1996) indicam que na prática a economia um pouco inferior, da ordem de 3,0 g CaCO<sub>3</sub> / g N-NH<sub>4</sub>.

Com a liberação da alcalinidade, houve aumento do pH e o conseqüente aumento na concentração de amônia livre no reator anóxico. No 60<sup>o</sup> dia de operação, a

---

<sup>23</sup> HENZE, M.. Capabilities of biological nitrogen removal process from wastewater, **Wat. Sci. Technol.**, v. 23, p. 669-679, 1991.

<sup>24</sup> BARNES, D.; BLISS, P. J. Biological control of nitrogen in wastewater treatment. E. & F.N. Spon, London, 146p, 1983.

<sup>25</sup> ECKENFELDER Jr., W. W.; ARGMAN, Y. Kinetics of nitrogen removal from municipal and industrial applicatins. In: WANELISTA, M. P., ECKENFELDER Jr., W.W. **Advances in water and wastewater treatment. Biological nutrient removal**. Ann Arbor Science Publishers, Michigan. p. 23-41, 1978.

concentração de amônia livre no reator anóxico era inferior a 1,0 mgN-NH<sub>3</sub>/L mas no 65º dia de operação, passou para 9,6 mgN-NH<sub>3</sub>/L e manteve-se neste patamar até o 90º dia, retornando para concentrações abaixo de 2,5 mgN-NH<sub>3</sub>/L após o 104º dia até o final desta Fase (118º dia). A concentração de amônia livre no reator aeróbio foi inferior a 0,2 mgN-NH<sub>3</sub>/L durante toda a Fase II.

A concentração de nitrato variou ao longo da Fase II de operação, pois foi função da concentração da DQO da fonte externa de carbono adicionada ao reator anóxico, conforme mostrado nas Figuras 5.10 e 5.12. A concentração média no efluente final foi de 268 ± 144 mgN-NO<sub>3</sub>/L, com valor mínimo de 47 mgN-NO<sub>3</sub>/L e máximo de 522 mgN-NO<sub>3</sub>/L.

### 5.2.3 Fase III

A alcalinidade média determinada no reator anóxico foi de 1519 ± 268 mgCaCO<sub>3</sub>/L, enquanto no reator aeróbio foi de 961 ± 386 mgCaCO<sub>3</sub>/L, evidenciando se assim a recuperação da alcalinidade devido ao processo de desnitrificação. Como conseqüência, o pH nos reatores anóxico e aeróbio foi elevado.

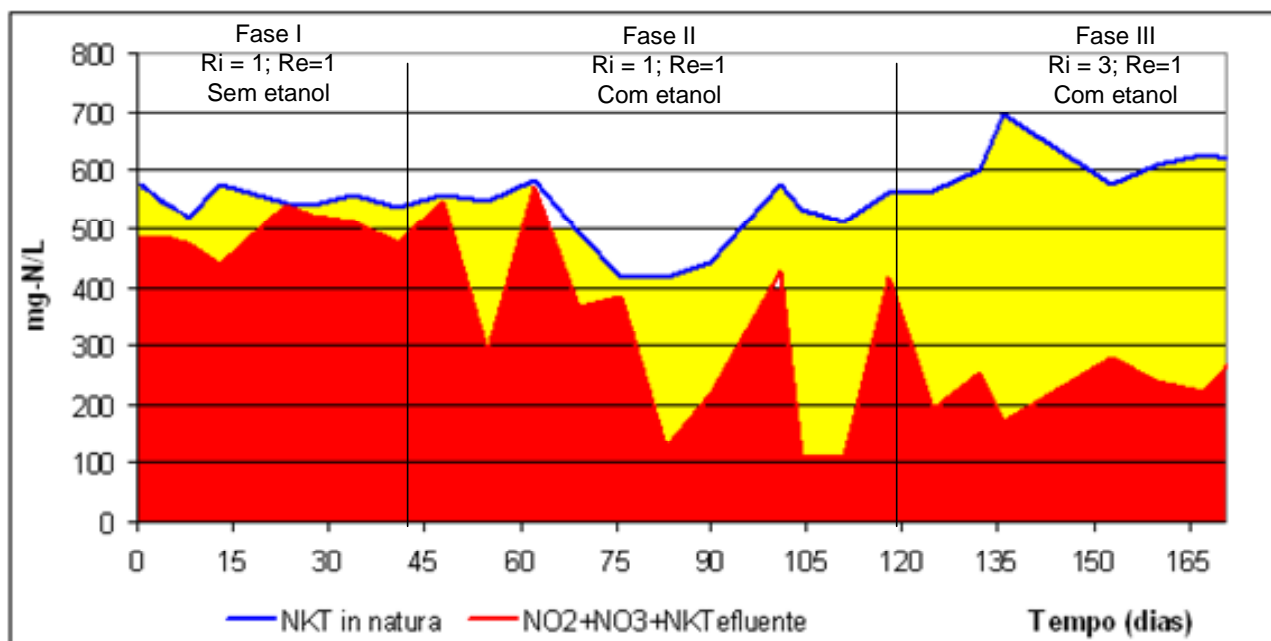
É importante salientar que houve equilíbrio entre o consumo e a liberação de alcalinidade durante as Fases II e III, por isso a adição de bicarbonato de sódio pode ser suprimida.

A concentração de amônia livre no reator anóxico era de 1,0 mgN-NH<sub>3</sub>/L no 120º dia e atingiu o valor máximo de 8,4 mgN-NH<sub>3</sub>/L no 160º dia. No reator aeróbio as concentrações variaram consideravelmente, atingindo o valor máximo de 2,7 mgN-NH<sub>3</sub>/L no reator aeróbio no 160º dia. Não foram verificados indícios de inibição das bactérias *Nitrosomonas* no reator aeróbio, que são as mais vulneráveis às concentrações de amônia livre.

O aumento da recirculação interna na Fase III, de 1,0.Q para 3,0.Q, resultou em diminuição da concentração média de nitrato no efluente final. A média para a Fase III foi de 158 ± 74 mgN-NO<sub>3</sub>/L, com valor mínimo de 105 mgN-NO<sub>3</sub>/L e valor máximo de 326 mgN-NO<sub>3</sub>/L. A maior remoção de nitrato na Fase III pode estar relacionada ao aumento na taxa de recirculação interna e/ou a maior carga de etanol adicionada durante esta Fase, que foi em média superior a da Fase II.

Através do balanço de nitrogênio, mostrado na Figura 5.29, observa-se que a remoção média de nitrogênio foi de 3%, 36% e 64% nas Fases I, II e III,

respectivamente. Considera-se como remoção os processos de assimilação, *stripping* e a desnitrificação, que foi o fator predominante nas Fases II e III.

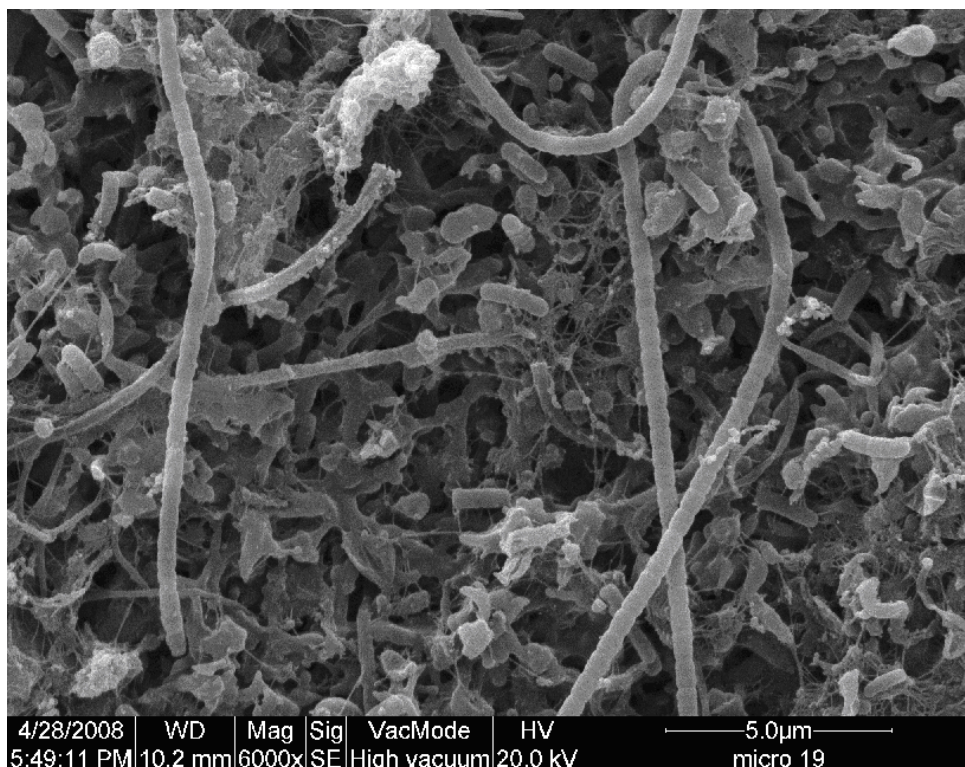


**Figura 5.29** – Balanço do nitrogênio. Considerou-se NKT do lixiviado *in natura*, o NKT efluente, e o NOx efluente ( $\text{NO}_2 + \text{NO}_3$ ). Em amarelo o nitrogênio removido.

### 5.3 ANÁLISE MICROBIOLÓGICA

Durante a Fase I foram realizadas análises microscópicas do lodo, através da microscopia eletrônica de varredura (Laboratório de Microscopia Eletrônica e Microanálise – UEL) e microscopia óptica.

As Figuras 5.30 e 5.31 mostram o floco de lodo do reator aeróbio ampliado 6000X e 7500X, respectivamente. Em ambos percebe-se a presença de bactérias filamentosas e de outras bactérias formadoras do lodo (cocos e bacilos). Devido às características de sedimentabilidade e pela estrutura dos flocos de lodo, pode-se dizer que há equilíbrio entre os microorganismos formadores de lodo e os organismos filamentosos. JERKINS *et. al.* (1993) cita que as características deste tipo de lodo são: baixo IVL, efluente clarificado e flocos grandes.

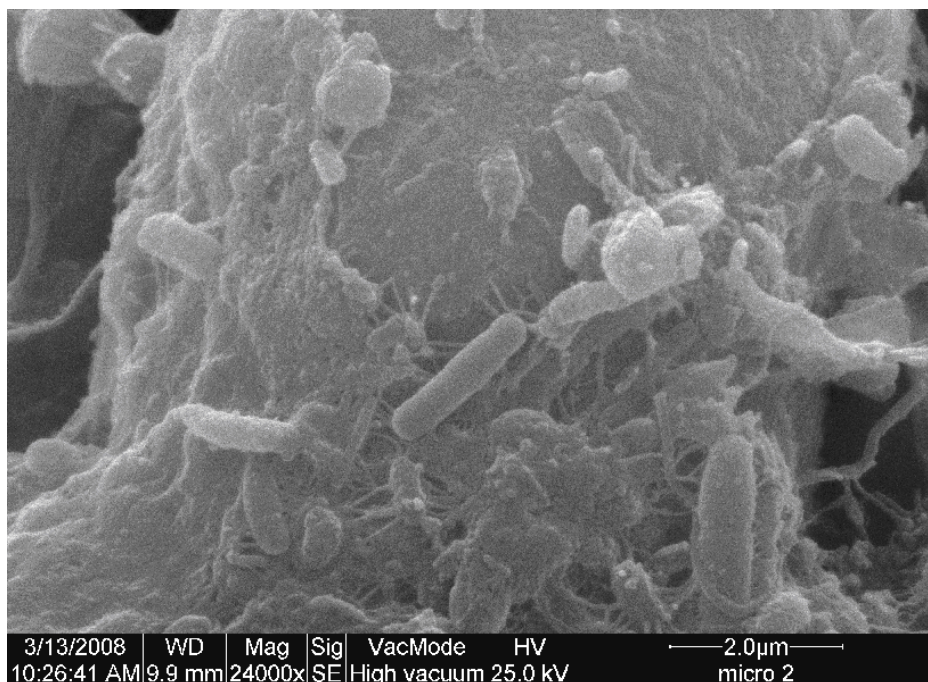


**Figura 5.30** – Floco de lodo do reator aeróbio com aumento de 6000X pela técnica de varredura eletrônica. Presença de bactérias filamentosas.



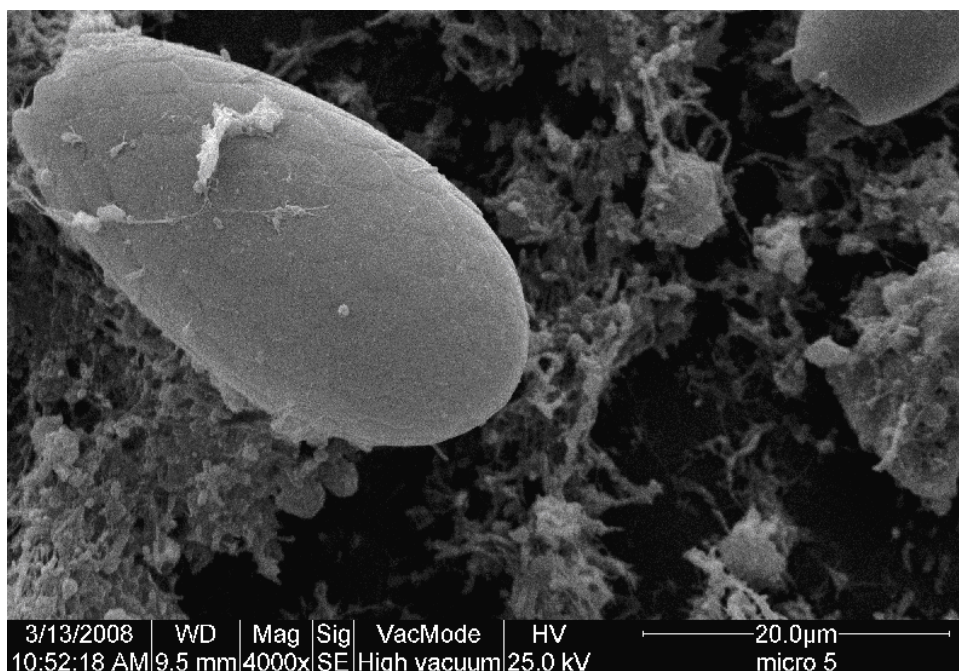
**Figura 5.31** – Floco de lodo do reator aeróbio com aumento de 7500X pela técnica de varredura eletrônica. Presença de bactérias filamentosas, bacilos e cocos.

A Figura 5.32 mostra uma fotografia de um floco de lodo ampliado 24000X. Vê-se que há presença de grande quantidade de bactérias em forma de cocos e bacilos, porém por esta técnica não é possível identificar as espécies.



**Figura 5.32** – Floco de lodo do reator aeróbio com aumento de 24000X pela técnica de varredura eletrônica. Presença de bactérias em forma de cocos e bacilos.

A *Euglypha sp.*, mostrada na Figura 5.33 com ampliação de 4000X, é do gênero Ameba e está relacionada com boas condições de depuração do sistema de tratamento, baixa relação A/M e alta idade do lodo (PELIZZARO BENTO *et. al.*, 2002).



**Figura 5.33** – *Euglypha sp.* (Ameba) mostrada com ampliação de 4000X.

A Figura 5.34 mostra o ciliado *Aspidisca sp.*. Esta espécie está relacionada a

boas condições para a nitrificação em sistemas aeróbios (PELIZZARO BENTO *et. al.*, 2002).



**Figura 5.34 – *Aspidisca sp.*** (ciliado), além de outros ciliados fixos, identificados no lodo do reator aeróbio, ampliado no microscópio óptico.

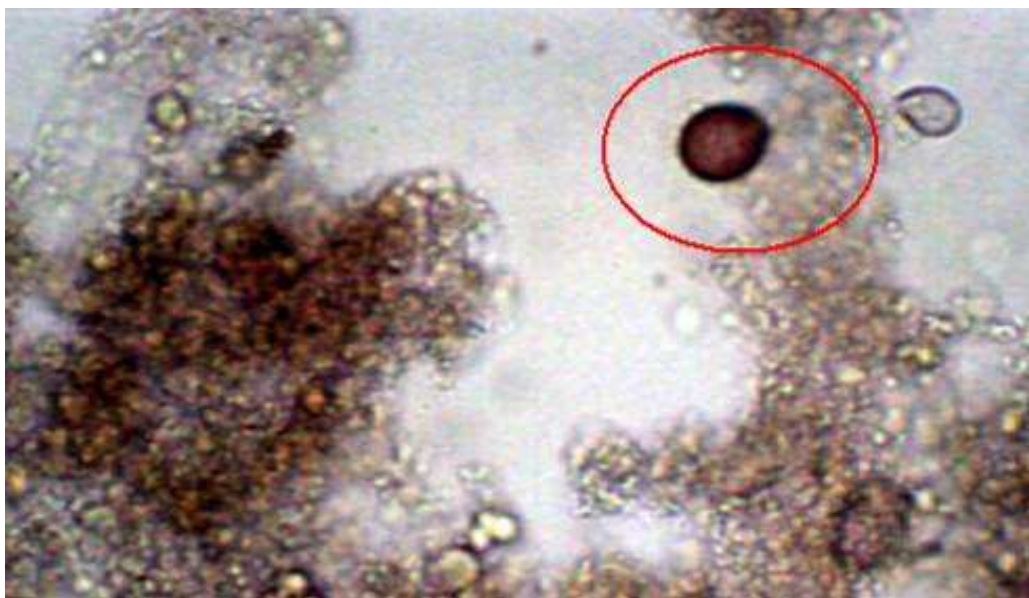
A Figura 5.35 mostra o ciliado *Trachelophyllum sp.*, que é um ciliado livre. Esta espécie está presente em sistemas de lodos ativados com grande TRC (PELIZZARO BENTO *et. al.*, 2002). O único descarte realizado na operação do sistema foi a coleta das amostras para o monitoramento.



**Figura 5.35 – *Trachelophyllum sp.*** (ciliado) identificado no lodo do reator aeróbio, ampliado no microscópio óptico.

A Figura 5.36 mostra flagelados da espécie *Trachelomonas ssp.*, da família Euglenaceae, que caracteriza-se como um bioindicador de matéria orgânica e que

tolera condições ambientais de extrema poluição (BARRETO *et. al.*, 2008). Estes flagelados são encontrados em diversos sistemas de tratamento de esgotos, entre os quais lodos ativados, lagoas de polimento, lagoas facultativas e biofiltros de pedra (SHARON & GUNDERSON, 1993; OLIVEIRA *et. al.*, 2007).



**Figura 5.36** – *Trachelomonas ssp.* (flagelado) identificado no lodo do reator aeróbio, ampliado no microscópio óptico.

## 6 CONCLUSÕES

Este trabalho de pesquisa permitiu concluir que:

- O sistema de lodos ativados mostrou-se viável na remoção de elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal (entre 323 e 576 mgN-NH<sub>3</sub>/L);
- Na Fase I, onde ocorria apenas a nitrificação no reator aeróbio, havia grande consumo de alcalinidade, ocasionando a queda do pH. Portanto, adicionava-se alcalinidade externa. Nas Fases II e III, houve liberação de alcalinidade no reator anóxico, devido ao processo de desnitrificação. A liberação de alcalinidade somada a do lixiviado foi superior ao consumo, devido à oxidação do N-amoniacoal, não havendo necessidade de adicionar fonte externa de alcalinidade;
- Não foram detectadas interferências na remoção de nitrogênio amoniacal devido à adição de etanol no reator anóxico ou às suas conseqüências, como o aumento do pH. Durante todas as Fases, a eficiência média de remoção de

nitrogênio amoniacal ficou entre 98 a 99,8%, ou seja, praticamente toda carga aplicada ao conjunto reator anóxico + reator aeróbio foi removida;

- No reator anóxico, a concentração máxima de amônia livre foi de 9,58 mgN-NH<sub>3</sub>/L, na Fase II. Na Fase III o máximo foi de 8,38 mgN-NH<sub>3</sub>/L e na Fase I foi de 3,61 mgN-NH<sub>3</sub>/L. No reator aeróbio a concentração máxima de amônia livre foi de 0,08 mgN-NH<sub>3</sub>/L na Fase I, 0,20 mgN-NH<sub>3</sub>/L na Fase II, e de 2,86 mgN-NH<sub>3</sub>/L na Fase III. As concentrações de amônia livre não causaram inibição a nitrificação, porém os picos na concentração desta ocasionaram aumento na concentração de nitritos, de 8,9 mgN-NO<sub>2</sub>/L e 7,8 mgN-NO<sub>2</sub>/L na Fase II e 13,8 mgN-NO<sub>2</sub>/L e 21,8 mgN-NO<sub>2</sub>/L na Fase III, nos reatores anóxico e aeróbio, respectivamente;
- O pH foi o principal fator causador dos picos nas concentrações de amônia livre. O aumento do pH está relacionado à adição de maiores cargas de etanol, provocando liberação de alcalinidade;
- As concentrações médias de saída da DQO<sub>total</sub> no sistema foram de 1650 ± 88 mgO<sub>2</sub>/L na Fase I, 1533 ± 286 mgO<sub>2</sub>/L na Fase II e de 1223 ± 130 mgO<sub>2</sub>/L na Fase III, com remoções médias entre 20 a 28%. Para a DQO<sub>filtrada</sub>, as concentrações foram de 1394 ± 151 mgO<sub>2</sub>/L na Fase I, 1296 ± 324 mgO<sub>2</sub>/L na Fase II e 1108 ± 110 mgO<sub>2</sub>/L na Fase III, com remoções médias entre 24 a 31 %. Estatisticamente falando, não houve diferenças significativas na remoção das DQO<sub>total</sub> e DQO<sub>filtrada</sub> ao longo das três Fases de operação do sistema;
- Com relação a recirculação interna, que aumentou de 1,0.Q nas Fases I e II para 3,0.Q na Fase III, aparentemente houve aumento na remoção de nitrato nesta última. Porém, a maior remoção pode estar relacionada a maior carga média de etanol;
- As análises microbiológicas de lodo, realizadas na Fase I, através da microscopia eletrônica de varredura e da óptica, permitiu identificar que a cadeia de microorganismos presentes nos flocos era saudável, com microorganismos de espécies normalmente presentes em sistemas de tratamento de esgotos sanitários.

Os resultados mostraram que a adição do etanol foi positiva para o sistema nos seguintes aspectos:

- Através do balanço de nitrogênio foram obtidas as seguintes remoções médias de nitrogênio: de 3% na Fase I, mesmo sem a adição de etanol, com concentração de nitrato no efluente final de  $465 \pm 62$  mg N-NO<sub>3</sub>/L; 36% na Fase II, com concentração de nitrato no efluente final de  $268 \pm 144$  mg N-NO<sub>3</sub>/L e 64% na Fase III, com concentração média de nitrato no efluente final de  $158 \pm 74$  mg N-NO<sub>3</sub>/L. A remoção de nitrogênio ocorreu devido a três processos: assimilação, *stripping* e desnitrificação, sendo este último predominante nas Fases II e III;
- A desnitrificação proporcionou a liberação de alcalinidade no reator anóxico. Com isso, não houve necessidade de adição de bicarbonato de sódio (alcalinidade externa) no reator aeróbio durante parte da Fase II e toda a Fase III de operação do sistema;
- A partir da Fase II, com a adição de etanol no reator anóxico, houve aumento na concentração de sólidos suspensos voláteis, sendo que neste as concentrações passaram de  $364 \pm 213$  mg/L na Fase I para  $610 \pm 200$  mg/L na Fase II e  $1334 \pm 756$  mg/L na Fase III. No reator aeróbio as concentrações de SSV passaram de  $800 \pm 380$  mg/L na Fase I para  $813 \pm 197$  mg/L na Fase II e  $894 \pm 260$  mg/L. O aumento de biomassa ocorrido no reator anóxico, tanto na Fase II quanto na Fase III, foi devido a adição da fonte externa de carbono. SHISKOWSKI *et. al.* (1998) obteve resultados similares adicionando metanol em um sistema de lodos ativados para tratar lixiviados, com desnitrificação. No reator aeróbio a concentração de SSV ficou praticamente estável;

## 7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Avaliar o desempenho do sistema para TDH inferiores a 13 dias;
- Avaliar outras fontes de carbono, diferentes do etanol, para comparação;
- Aplicar maiores cargas de etanol ao sistema visando atingir maiores remoções de nitrogênio;
- Utilizar menores TDHs para a desnitrificação em relação à nitrificação, já que neste trabalho os TDHs nos reatores anóxico e aeróbio foram iguais;

## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMOKRANE, A.; COMEL, C.; VERON, J. Landfill leachates pretreatment by coagulation-flocculation. **Water Research**, v. 31, n. 11, p. 2775-2782, 1997.

ANTHONISEN, A.C.; LOEHR, R.C.; PRAKASAM, T.B.S.; SRINATH, E.G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal Water Pollution Control Federal*, Alexandria, v.48, n.5, p.835-852, 1976.

APHA, AWWA, WPCF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 20<sup>th</sup> Ed. Washinton. 2005.

BAE, B., JUNG, E., KIM, Y., SHIN, H. Treatment of landfill leachate using activated sludge process and electron-beam radiation, **Water Research**, v.33, n.11, p. 2669–2673, 1999.

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 Sci. Technol.**, v. 36, p. 341-348, 1997.

BAIG, S.; COULOMB, I.; COURANT, P.; LIECHTI, P. Treatment of landfill leachates: Lapeyrouse and Satrod case studies, **Ozone Eng.**, v. 21, p. 1-22, 1999.

BARRETO, A. de A. V.; SILVA-CUNHA, M. da G. G. da; SANTIAGO, M. F.; PASSAVANTE, J. Z. de O.; BORGES, G. C. P.; SANTOS, L. R. L. (2008). Caracterização do plâncton após impacto da construção de quebra mares em praias do litoral norte de Pernambuco. In: III Congresso Brasileiro de Oceanografia. Fortaleza, Brasil, 2008.

BECCARI, M.; PASSINO, R.; RAMADORI, R.; TANDOI, V. Kinetics of dissimilatory nitrate and nitrite reduction in suspended growth culture. **Jour. Water Pollu. Control Fed.**, v.55, 1983.

BRASIL. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE. *Pesquisa Nacional de Saneamento Básico*. 397p. Rio de Janeiro, 2002  
<<http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaoodevida/pnsb/pnsb.pdf>>  
Acessado em 05/05/2007.

CATALDO, D.A.; HAROON, M.; SCHRADEV, L. E.; YOUNGS, V. L. Rapid colorimetric determination of nitrate in plant tissue by nitritation of salicylic acid. **Communications in Soil Science**, v. 6, p 71-80, 1975.

CAMPOS, José Roberto. *Remoção de DQO e de Nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série*. 1989. 295 f. Teses (Livre Docência) - Escola de Engenharia/ Universidade de São Paulo, São Carlos/SP.

CEPIS – Centro Panamericano de Engenharia Sanitária e Ciências do Ambiente (2000). Eutrofização em lagos cálidos tropicais. <[www.cepis.ops-oms.org](http://www.cepis.ops-oms.org)>. Acessado em 29/09/2008.

CLEMENT, B. Physico-chemical characterisation 25 french lanfill leachates. Sardinia, Itália, 1995.

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente. *Resolução n. 357*. Brasil: Brasília, 2005.

CONTRERA, R. C.; ZAIAT, M.; SCHALCH, V. Tratamento biológico de lixiviados de aterros sanitários utilizando reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF). **Revista Pesquisa e Tecnologia Minerva**, 2005.

DI PALMA, L., FERRANTELLI, P., MERLI, C., PETRUCCI, E. Treatment of industrial landfill leachate by means of evaporation and reverse osmosis. **Waste Management**, v. 22, p.951-955, 2002.

EL-SHAFI, S. A., EL-GOHARY, F. A., NARS, F. A., van der STEEN, N.P., GIJZEN, H. J. Chronic ammonia toxicity to duckweed-fed tilapia (*Oreochromis niloticus*). **Aquaculture**, v.232, p. 117-127, 2004.

EKAMA, G. A.; MARAIS, G. v. R; SIEBRITZ, I. P. Biological excess phosphorus removal. Design and operation of a nutrient removal activated sludge process. **Water Research Commision**, P.O. Box 824, Pretoria 0001, South África, 1984.

FERNANDES, F.; DA COSTA, R.H.R.; GOMES, L.P.; FERREIRA, J.A.; BEAL, L.L.; CASTILHOS JUNIOR, A.B.; PEREIRA DA SILVA, S.M.C.; CAMPOS, J.C.; LOPES, D.D.; BOFF, R.D.; SILVA, J.D. Tratamento Biológico de Lixiviados de Resíduos Sólidos Urbanos (Capítulo 5). *In: Gerenciamento de Resíduos Sólidos Urbanos com ênfase na Proteção de Corpos d'Água: Prevenção, Geração e Tratamento de Lixiviados de Aterros Sanitários*. Coordenador: Armando Borges Castilhos Júnior. Rio de Janeiro: ABES. p. 209-299, 2006.

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.

GOMES, L. P. (Coordenadora). Estudos de Caracterização e Tratabilidade de Lixiviados de Aterros Sanitários para as Condições Brasileiras. Rio de Janeiro: ABES, 360p, 2009.

HENZE, M.; HAREEMOES, P.; JANSEN, J.; ARVIN, E. Wastewater Treatment, 2<sup>nd</sup>. ed. Springer. 383p, 1997.

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

HOILIJOKI, 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.

HOWARTH, R. W. Human acceleration of the nitrogen cycle: drivers, consequences, and steps towards solutions. **Water Science and Technology**, v. 49, n. 5-6, p. 7 – 13, 2004.

INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS – IPT. Lixo Municipal: Manual de Gerenciamento Integrado. Coord: Maria Luiza Otero D'Almeida, André Vilhena. 2<sup>a</sup>.ed. São Paulo, SP. 370p, 2000.

ISAACS, S. H.; HENZE, M. Controlled carbon source addition to an alternating nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P

removal. **Wat. Res.**, v. 23, n.1, p. 77-89, 1995.

ISMINO-ORBE, R. A., ARAÚJO-LIMA, C. A. R. M., GOMES, L. C. Excreção de amônia por tambaqui (*Colossoma macropomuri*) de acordo com as variações na temperatura da água e massa do peixe. **Pes. Agropec. Brasil**, v. 38, n. 10, p. 1234-1247, 2003.

JERKINS, D.; RICHARD, M. G.; DAIGGER, G. T. Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming. 2<sup>nd</sup> ed. Lewis Publishers, Michigan. 193p, 1993.

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

KARGI, F.; PAMUKOGLU, M. Aerobic biological treatment of pre-treated landfill leachate by fed-batch operation, **Enzyme Microb. Technol.**, v. 33, p. 588-595, 2003.

KETTUNEN, R. H.; HOILIJOKI, T.H.; RINTALA, J. A. Anaerobic sequential anaerobic-aerobic treatments of municipal landfill leachate at low temperatures, **Bioresour. Technol.**, v. 58, p. 31-40, 1996.

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, 1988.

KETTUNEN, R. H.; RINTALA, J. A. Sequential anaerobic-aerobic treatment of sulphur rich phenolic leachates, **J. Chem. Biotechnol.** V. 62, pp 177-184, 1996.

KIM, D.-J.; LEE, D.-I.; KELLER, J. Effect of temperature and free ammonia on nitrification and nitrite accumulation in landfill leachate and analysis of its nitrifying bacterial community by FISH. **Bioresour.**, v. 97, p. 459-468, 2006.

KJELDSEN, P.; BARLAZ, M. A.; ROOKER, A. P.; BAUN, A.; LEDIN, A., CHRISTENSEN, T. H. Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review. **Critical Reviews in environmental Science and Technology**, v. 32, n. 4, p. 297-336, 2002.

LIANG, Z.; LIU, J.-X. Control of partial nitritation for landfill leachate treatment. **Journal of Environmental Sciences**, v.19, p. 523-529, 2007.

LI, X. Z.; ZHAO, Q. L.; HAO, X. D. Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation, **Waste Manage**, v. 19, pp 409-415, 1999.

LIN, C.-Y.. Anaerobic digestion of landfill leachate, **Water AS**, v. 17, p. 301-306, 1991.

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

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

LONDRINA. Prefeitura Municipal. *Londrina Perfil 2004*. <[HTTP://home.londrina.pr.gov.br/planejamento/perfil/perfil2004](http://home.londrina.pr.gov.br/planejamento/perfil/perfil2004)> Acessado em 13/07/2007.

LOPES, Deize Dias; *Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série*. 2000. 252 pg. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) Escola de Engenharia/ Universidade de São Paulo, São Carlos/SP.

MANGIERI, Vanessa R. L. *Busca de informação: estudo das alterações de propriedades físicas e químicas decorrentes da interação solo-lixiviado*, 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Saneamento e Edificações) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina/PR.

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

MARTTINEN, S.K.; KETTUNEN, R.H.; SORMUNEN, K.M.; SOIMASUO, R.M.; RINTALA, J.A. Screening of physical–chemical methods for removal of organic material, nitrogen and toxicity from low strength landfill leachates, **Chemosphere**, v. 46 , p.851–858, 2002.

MAEHLUM, T. Treatment of landfill leachate in on-site lagoons and constructed wetlands, **Water Sci. Technol.** V. 32, p. 129-135, 1995.

METCALF & EDDY. Wastewater engineering: Treatment Disposal Reuse. Revisão de George Tchobanoglous e Franklin Burton. 3<sup>rd</sup> ed. New York: McGraw-Hill, 1991.

MODIN, O.; FUKUSHI, K.; YAMAMOTO, K. Denitrification with methane as external carbon source. **Water Research** (2007), DOI:10.1016/J.WATERS.2007.02.053.

MONJE RAMIREZ, I.; ORTA DE VELASQUEZ, M. T. Removal and tranformation of recalcitrant organic matter from stabilized saline landfill leachates by coagulation-ozonation coupling process, **Water Research**, v. 38, p. 2605-2613, 2004.

OLIVEIRA, C. M.; GODINHO, V. M.; Von Sperling, M. Influência de diferentes granulometrias de filtros de pedra na composição e concentração de algas em efluentes de lagoas de polimento. *In*: 24<sup>o</sup> Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Belo Horizonte/MG, Brasil, 2007.

OROFINO, F. (Coord.) *Caracterização física dos resíduos sólidos urbanos de Florianópolis*. Relatório Final. CD-ROM da Companhia de Melhoramentos da Capital (Comcap), dezembro de 2002.

OZTURK, I.; ALTINBAS, M.; KOYUNCU, I.; ARIKAN, O.; GOMEZ-YANGIN, C. Advanced physico-chemical treatment experiences on young municipal landfill leachates, **Waste Manage**, v. 23, p 441–446, 2003.

PELLIZZARO BENTO, A.; SEZERINO, P. H.; BARBOSA, T. C.; PHILIPPI, L. S. Comparação entre modelos aplicados ao diagnóstico do tratamento de esgotos por sistemas de lodos ativados, baseado em parâmetros biológicos. *In*: VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Vitória, Brasil, 2002.

POKHREL, D.; VIRARAGHAVAN, T. Leachate generation and treatment – a review,

**Fresenius Environmental Bull.**, v. 13 , p. 223–232, 2004.

QSAIM, S. R., CHIANG, W. Sanitary landfill leachate: generation, control and treatment. **Technomic Publishing Company**. Lancaster, USA, 1996.

QUEIROZ, L. M. *Estudo da remoção de nitrogênio via nitrito utilizando fenol como fonte de carbono operando um reator em bateladas seqüenciais (SBR) em escala piloto*. 198 f. Dissertação (mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo/SP, 2006.

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.

ROBINSON, H. D.; GRANTHAM, G. The treatment of landfill leachates in on-site aerated lagoon plants: experience in Britain and Ireland, **Water Res.**, v. 22, p. 733-747, 1988.

SEDLAK, R. Phosphorus and Nitrogen removal from Municipal Wastewater; principles and practice. **Lewis publisher**, 13<sup>th</sup> ed., 224p, 1991.

SEZERINO, P. H. Potencialidade dos Filtros Plantados com Macrófitas (*Constructed Wetlands*) no Pós-Tratamento de Lagoas de Estabilização sob Condições de Clima Subtropical, 2006. Tese (doutorado) – Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis/SC, 2006.

SHARON, S. G.; GUNDERSON, J. H. Water organisms: a color atlas. **Lewis Publisher**, Florida, 1993.

SHISKOWSKI, D. M.; MAVINIC, D. S. Biological treatment of a high ammonia leachate: influence of external carbon during initial start up. **Wat. Res.**, v. 32, n. 8, p. 2533-2541, 1998.

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.

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

TIMUR, H.; OZTURK, I. Anaerobic treatment of leachate using sequencing batch reactor and hybrid bed filter, **Water Sci Technol.**, v. 36, p. 501-508, 1997.

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.

TRENNEPOHL, F. G.; FERNANDES, F.; DA SILVA, S. M. C. P. *Avaliação da necessidade de uso de inóculo na determinação da DBO<sub>5</sub> de lixiviados de aterros de resíduos sólidos urbanos e efeitos da nitrificação induzida pelo tipo de inóculo*. In: Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária - SIBESA, Anais. Florença, Itália, 2008.

USEPA – U. S. Environmental Protection Agency. *Nitrogen control manual*. EPA/265/R93/010, Office of Water, US Environmental Protection Agency, Washington, DC 311p, 1993.

UYGUR, A.; KARGI, F. Biological removal from pre-treated landfill leachate in a sequencing batch reactor, **j. Environmental Manage.** 71, p. 9-14, 2004.

ZAMORA, R.; MORENO, A.; ORTA DE VELASQUEZ, M.; RAMIREZ, I. Treatment of landfill leachates by comparing advanced oxidation and coagulation-flocculation processes coupled with activated carbon absorption, **Water Sci. Technol.**, v. 41, p. 231-235, 2000.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. O comportamento do sistema de lodo ativado. Campina Grande, Epigraf, 488p, 1997.

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, 1996.

VON SPERLING, M. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, *Lodos Ativados*, **Vol. 4**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, 428p, 1997.

WELANDER, U.; HENRYSSON, T. Physical and chemical treatment of a nitrified leachate from a municipal landfill, **Environ. Technol**, v. 19, p. 591-599, 1998.

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, 2003.

## GLOSSÁRIO

<b>C/N</b>	Relação Carbono/nitrogênio
<b>DBO<sub>5</sub></b>	Demanda bioquímica de oxigênio para 5 dias
<b>DQO<sub>total</sub></b>	Demanda Química de Oxigênio total
<b>DQO<sub>f</sub></b>	Demanda Química de Oxigênio filtrada
<b>h</b>	horas
<b>IVL</b>	Índice Volumétrico de lodo
<b>kg</b>	Quilograma
<b>L</b>	Litros
<b>mg</b>	miligrama
<b>N</b>	Nitrogênio
<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	Nitrogênio na forma de íon amônio
<b>N-NO<sub>2</sub></b>	Nitrogênio na forma de nitrito
<b>N-NO<sub>3</sub></b>	Nitrogênio na forma de nitrato
<b>NKT</b>	Nitrogênio Kjeldahl total
<b>OD</b>	Oxigênio dissolvido
<b>RSU</b>	Resíduos sólidos urbanos
<b>RBS</b>	Reatores Seqüenciais em Batelada
<b>SST</b>	Sólidos suspensos totais
<b>SSV</b>	Sólidos suspensos voláteis
<b>USEPA</b>	<i>United States Protection Agency</i> , ou Agência de Proteção ambiental dos Estados Unidos da América

## APÊNDICE A

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

Dias	Alcalinidade				pH			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
	mgCaCO <sub>3</sub> /L	mgCaCO <sub>3</sub> /L	mgCaCO <sub>3</sub> /L	mgCaCO <sub>3</sub> /L				
0	2857	893	294	333	8,54	8,28	7,99	7,91
1	2927	963	302	327	8,58	8,22	8,23	7,91
3	2973	1233	318	246	8,61	8,39	8,31	7,94
6	2947	1041	304	294	8,64	8,32	7,56	7,00
8	3006	1149	326	367	8,47	8,21	7,84	7,80
10	3099	879	300	359	8,57	8,28	7,89	7,83
13	3094	954	313	336	8,54	8,33	7,77	7,70
15	3291	955	244	277	8,78	8,58	7,84	7,79
16	3280	996	224	279	8,80	8,58	7,97	7,78
17	3205	1024	213	300	8,67	8,43	7,69	7,80
20	3168	1133	212	287	8,65	8,48	7,83	7,75
22	3223	1068	178	277	8,59	8,29	7,39	7,63
23	3178	1052	157	260	8,43	8,21	7,27	7,48
24	2930	1043	229	271	8,72	8,43	7,81	7,66
27	3193	1052	157	260	8,52	8,18	7,53	7,49
29	3154	860	188	237	8,68	8,28	7,74	7,60
30	3124	925	190	250	8,73	8,35	7,66	7,62
31	2948	826	224	245	8,61	8,26	7,41	7,80
34	3112	980	191	247	8,41	8,35	7,35	7,49
37	3113	904	179	242	8,46	8,18	7,26	7,48
41	3050	912	181	253	8,45	8,14	7,39	7,00
43	3105	852	159	225	8,23	7,88	7,11	7,17
45	3190	890	202	222	8,59	8,20	7,58	7,47
48	2983	1019	208	233	8,49	8,26	7,53	7,55
50	2995	986	259	263	8,01	7,77	7,45	7,61
55	3031	921	174	261	8,50	8,22	7,25	7,45
57	2973	843	194	268	8,26	7,91	7,35	7,30
59	2925	786	214	250	8,49	8,12	7,58	7,46
62	3011	859	212	258	8,34	8,01	7,21	7,37
64	2861	868	270	249	8,25	7,97	7,48	7,47
69	2862	995	328	311	8,49	8,25	7,80	7,74
71	2939	1353	677	392	8,22	8,23	8,08	7,62
73	2790	1684	929	484	8,14	8,34	8,37	7,83
76	2639	1873	1148	547	8,43	8,54	8,50	8,03
78	2752	2019	1321	727	8,36	8,48	8,43	8,12
80	2573	1789	1432	834	8,39	8,47	8,55	8,25
83	2626	1728	1335	865	8,42	8,46	8,62	8,30
85	2712	1721	1279	1017	8,38	8,25	8,39	8,25

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

Dias	Alcalinidade				pH			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
	mgCaCO <sub>3</sub> /L	mgCaCO <sub>3</sub> /L	mgCaCO <sub>3</sub> /L	mgCaCO <sub>3</sub> /L				
87	2800	1768	1461	1197	8,16	8,36	8,52	8,39
90	2637	1586	1628	1149	8,22	8,56	8,73	8,39
92	2926	1882	1365	1323	8,15	8,15	8,07	8,25
94	2998	1828	1022	1166	8	7,95	7,84	8,06
97	3037	1803	843	943	8,25	8,15	7,91	8,08
99	3163	1745	705	817	8,21	8,15	7,77	8
101	3072	1750	599	754	8,15	8,13	7,85	7,92
104	3108	1607	435	650	7,93	7,85	7,36	7,75
106	3145	1575	451	552	8,15	8,13	7,51	7,74
108	3160	1515	511	526	8,3	8,18	7,58	7,72
111	3121	1626	591	535	8,35	8,18	7,78	7,85
113	3176	1543	540	536	8,4	8,21	7,73	7,78
115	3248	1690	443	381	8,33	8,24	7,62	7,54
118	3252	1575	269	452	8,44	8,24	7,19	7,6
120	3202	1571	333	389	8,36	8,19	7,34	7,43
122	3214	1667	564	454	8,3	8,18	7,56	7,58
125	3143	1908	836	569	8,34	8,27	7,93	7,78
127	3195	1736	849	714	8,32	8,26	7,78	7,82
129	3195	1736	849	714	8,25	8,19	8,03	7,9
132	3068	1424	841	818	8,27	8,13	7,83	7,97
134	3128	1723	1577	1040	8,31	8,29	8,19	8,03
136	3040	1514	1322	1277	8,33	8,18	8,15	8,15
139	3145	1703	1441	1356	8,39	8,45	8,44	8,34
141	3193	1148	976	1319	8,43	8,15	8,05	8,26
143	2685	967	854	1053	8,15	8,14	8,16	8,17
146	2705	959	655	814	8,33	8,28	7,75	7,95
148	3388	1135	922	839	8,23	7,96	7,75	7,77
150	3315	1022	803	867	8,39	7,98	7,85	7,92
153	3314	1084	812	792	8,36	8,05	7,88	7,86
155	3558	1259	1036	945	9,04	8,66	8,45	8,47
157	3338	1073	938	924	8,13	7,92	7,8	7,81
160	3325	1649	1285	1107	8,4	8,35	8,4	8,21
162	3451	1489	1240	1204	8,4	8,25	8,29	8,14
164	3557	1203	955	1202	8,78	8,42	8,3	8,58
167	3314	1002	704	920	8,78	8,41	8,23	8,54
171	3471	1144	837	903	8,94	8,65	8,65	8,55

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

Dias	N-Amoniacal				NKT	
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Efluente
	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)
0	378	108	0	0	510	79
3	390	128	0	0	-	-
8	-	-	-	-	519	63
13	422	96	5	2	576	19
16	486	112	0	0	-	-
23	460	124	0	4	542	69
27	465	114	0	2	538	67
34	469	121	1	1	558	55
37	430	107	1	0	-	-
41	466	117	6	4	537	56
45	480	102	1	2	-	-
48	394	96	0	0	559	53
52	478	104	0	0	-	-
55	445	100	0	1	546	55
59	425	83	0	1	-	-
62	535	98	0	0	582	47
64	421	85	0	0	-	-
69	423	100	0	0	489	48
73	397	73	0	0	-	-
76	345	65	0	0	418	59
80	323	65	0	0	-	-
83	332	81	0	0	414	57
87	403	22	0	0	-	-
90	375	0	0	0	441	63
94	444	143	1	0	-	-
97	452	162	0	2	-	-
101	452	162	0	2	573	92
104	455	165	16	2	529	54
106	468	167	1	4	-	-
111	-	-	-	-	508	60
113	485	166	13	2	-	-
115	492	196	6	0	-	-
118	497	202	1	0	562	48
122	496	147	3	3	-	-
125	485	181	3	3	565	44
129	483	132	23	1	-	-
132	499	118	32	6	601	62
134	475	52	19	16	-	-
136	483	91	64	17	695	64
143	383	32	0	12	-	-
146	576	65	0	2	-	-

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

Dias	N-Amoniacal				NKT	
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Efluente
	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)	(mgN-NH <sub>4</sub> /L)
150	485	36	0	0	-	-
153	514	41	7	0	577	42
157	521	32	0	0	-	-
160	550	193	66	13	606	94
164	506	37	13	9	-	-
167	508	42	0	2	624	46
171	518	47	5	0	-	-

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

Dias	Nitrito				Nitrato			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)
0	0,0	11,7	0,0	0,0	0,0	513	590	580
3	0,0	1,6	0,0	0,0	0,0	330	530	518
8	0,0	3,9	0,0	0,0	0,0	418	450	409
13	0,0	0,8	0,9	0,0	0,0	388	430	418
16	0,0	0,8	0,0	2,0	0,0	355	480	476
23	0,0	1,8	0,0	0,0	0,0	372	534	526
24	0,0	2,1	0,0	0,0	0,0	388	534	526
27	0,0	3,8	0,0	0,0	0,0	376	505	455
30	0,0	1,4	0,0	0,0	0,0	363	501	488
34	0,0	1,0	0,1	0,0	0,0	393	543	455
37	0,2	0,3	0,0	0,0	0,0	388	484	313
41	0,0	1,2	0,8	0,0	0,0	351	451	418
45	0,0	1,2	0,8	0,0	0,0	388	526	463
48	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	343	476	493
50	0,0	0,6	0,0	0,0	0,0	338	409	343
52	0,0	1,2	0,0	0,0	0,0	384	551	513
55	0,0	0,4	0,0	0,0	0,0	209	330	234
57	0,0	0,8	0,0	0,0	0,0	322	413	309
59	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	388	451	284
62	0,0	0,7	0,0	0,0	0,0	376	418	522
69	0,0	0,9	0,8	0,0	0,0	284	322	318
71	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	213	293	322
73	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	134	247	322
76	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	59	238	326
79	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	9	113	230
83	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	63	68	68
85	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	22	134	180
87	0,0	4,5	0,0	0,0	0,0	1	98	103
90	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	22	38	147
94	0,0	3,8	2,2	5,4	0,0	47	159	63
97	0,0	3,0	5,3	2,9	0,0	76	180	130
101	0,0	4,6	2,0	1,8	0,0	122	322	334
104	0,0	1,8	2,9	0,3	0,0	122	222	51
108	0,0	3,3	3,1	0,8	0,0	151	297	222
111	0,0	8,9	0,9	0,0	0,0	5	213	47
113	0,0	4,3	7,8	1,0	0,0	201	338	313
118	0,0	3,0	1,7	0,0	0,0	230	376	368
121	0,0	8,3	1,1	0,0	0,0	230	393	326
125	0,0	3,9	0,7	0,0	0,0	72	159	143
127	0,0	12,8	0,0	0,0	0,0	72	159	143
132	0,0	3,4	2,8	0,0	0,0	159	222	188

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

Dias	Nitrito				Nitrato			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>2</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)	(mgN-NO <sub>3</sub> /L)
134	0,0	3,7	8,1	1,8	0,0	43	72	147
136	0,0	0,0	0,9	0,6	0,0	55	59	105
139	0,0	9,0	14,4	1,0	0,0	93	113	105
141	0,0	1,5	1,2	1,2	0,9	209	113	5
146	0,6	3,2	0,0	0,2	0,9	176	297	218
150	0,7	0,8	0,6	0,0	3,0	218	259	234
153	0,3	1,0	1,3	0,0	5,0	209	238	234
157	0,7	0,4	2,6	0,1	0,0	151	155	159
160	0,4	6,0	21,8	3,3	0,0	63	109	138
164	0,5	0,1	0,2	0,2	0,0	180	243	147
167	0,7	0,2	-0,3	0,0	6,7	219	269	173
171	0,3	0,9	-0,4	0,5	9,2	205	234	201

**Tabela A.4** – Resultados do monitoramento de sólidos totais e sedimentáveis para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Dias	Sólidos Totais						S. Sediment.	
	ST		STF		STV		Anóxico	Aeróbio
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mL/L)	(mL/L)
13	6786	9905	5108	7122	1677	2783	-	-
16	-	-	-	-	-	-	3,5	6
24	-	-	-	-	-	-	13	11
27	6809	9327	4887	6532	1923	2795	-	-
30	-	-	-	-	-	-	8	12
37	7306	9441	4655	6383	2650	3058	16	12
44	7045	9845	4967	6615	2077	3230	-	-
45	-	-	-	-	-	-	10	14
48	7280	9845	4896	6444	2384	2971	-	-
52	-	-	-	-	-	-	10	15
59	-	-	-	-	-	-	19	7
61	8902	9407	4856	6117	4046	3290	-	-
62	-	-	-	-	-	-	15	12
69	6994	8979	4872	6420	2122	2559	17	8
76	6865	8549	4929	6349	1936	2201	25	20
83	7100	8433	5105	6318	1995	2115	-	-
87	-	-	-	-	-	-	22	18
90	8433	8128	4574	6134	3859	1994	-	-
94	-	-	-	-	-	-	12	19
97	6809	7616	4343	5610	2466	2006	-	-
98	-	-	-	-	-	-	20	22
104	5890	7030	4252	5039	1639	1990	24	18
111	5575	6656	4198	4767	1377	1889	-	-
118	6713	5838	4756	4265	1957	1574	30	22
125	5864	6472	4238	4619	1626	1853	-	-
127	-	-	-	-	-	-	32	34
132	5864	6472	4238	4619	1626	1853	-	-
134	-	-	-	-	-	-	70	50
136	5575	5981	3937	3758	1639	2222	-	-
141	-	-	-	-	-	-	120	90
146	5795	6122	4086	4349	1709	1773	-	-
150	-	-	-	-	-	-	175	125
153	5841	6010	4248	4130	1593	1880	-	-
157	-	-	-	-	-	-	-	130
160	5563	6105	4134	4325	1429	1781	-	-
164	5403	5838	4111	4168	1292	1670	200	190

**Tabela A.5** – Resultados do monitoramento da DQO total e filtrada para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Dias	DQO filtrada				DQO total	
	AF	AN.	AE	EF	AT	DT
	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
13	1806	1494	1463	1463	1931	1650
23	2088	1744	1713	1588	2306	1775
27	2150	1463	1400	1400	2025	1525
34	1994	1525	1181	1181	2119	1650
41	1900	1494	1400	1338	1963	1650
48	2025	1650	1588	1588	2119	1681
50	1775	1463	1369	1369	2056	1525
55	1588	1431	1369	1306	1963	1369
62	1931	1525	1525	1525	2588	2181
69	1681	1244	1213	1213	1931	1463
71	1681	1244	1213	1119	1869	1525
76	1775	1744	1619	1556	2213	1900
83	1838	1431	1306	1306	2119	1588
90	1713	1588	1525	1306	1744	1369
104	1525	1431	1181	1150	1556	1338
111	1494	1369	1181	1150	1619	1369
118	1400	1025	963	963	1400	1088
125	1525	1150	1150	994	1931	1119
132	1713	1619	1244	1213	1619	1369
139	1556	1244	1244	1119	1556	1181
146	1350	1017	975	1433	1392	975
153	1183	933	933	913	1454	1058
160	1329	1017	975	975	1413	1225
167	1329	1121	1038	1100	1288	1142

**Tabela A.6** – Resultados do monitoramento de temperatura, oxigênio dissolvido e DBO<sub>5</sub> para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Dias	Temp.	OD		DBO <sub>5</sub>	
		Anóxico	Aeróbio	Afluente	Efluente
	( °C)	(mgO <sub>2</sub> /L)	(mgO <sub>2</sub> /L)	(mgO <sub>2</sub> /L)	(mgO <sub>2</sub> /L)
3	23	0,38	2,99	-	-
6	22,6	0,54	6,46	-	-
8	19,5	0,35	6,07	-	-
10	21,1	0,67	7,26	-	-
13	19	0,36	7,35	-	-
15	22	0,95	5,3	-	-
16	22,4	1,61	7,22	-	-
17	23,4	0,43	6,32	-	-
20	26,3	0,68	6,67	-	-
22	29,4	0,74	6,88	-	-
23	23	0,62	6,7	-	-
24	22,5	0,4	7,19	-	-
27	21,5	0,63	7,15	-	-
29	24,5	0,37	5,8	-	-
30	23,6	-	-	-	-
31	21,5	0,72	5,49	78	11
34	24,3	0,65	6,55	-	-
37	23,6	1,14	5,38	-	-
41	22,7	0,53	6,35	-	-
43	25,5	0,47	6,74	-	-
45	22,8	0,51	5,26	66	10
48	22,8	0,12	6,96	-	-
50	24,8	0,26	5,12	-	-
52	21,8	0,78	7,76	-	-
55	22,7	0,54	5,94	-	-
57	22,4	0,76	7,33	76	9
59	24	0,44	4,85	-	-
62	20,3	1,01	7,44	-	-
64	24,2	0,77	6,42	-	-
69	20,9	0,64	7,01	-	-
71	25	0,95	7,44	50	13
73	21,6	0	7,86	-	-
76	20,8	0,26	7,62	-	-
78	23	1,29	8,2	88	6
80	24,5	1,27	6,3	-	-
83	21,9	0,8	7,07	-	-
85	22,8	1,61	7,82	45	14
87	25	0,74	5,82	-	-
90	22,5	0,88	8,33	-	-

(continuação) **Tabela A.6** – Resultados do monitoramento de temperatura, oxigênio dissolvido e DBO<sub>5</sub> para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Dias	Temp.	OD		DBO <sub>5</sub>	
		Anóxico	Aeróbio	Afluente	Efluente
	( °C)	(mgO <sub>2</sub> /L)	(mgO <sub>2</sub> /L)	(mgO <sub>2</sub> /L)	(mgO <sub>2</sub> /L)
92	18,8	1,17	5,27	125	20
94	-	0	3,02	-	-
97	22,5	0,46	3,68	-	-
99	22	1,09	4,01	-	-
101	20	0,38	3,94	-	-
104	21	0,41	3,56	-	-
106	21,2	0,34	4,17	-	-
108	18	0,46	4,1	101	19
111	16	0,46	4,47	-	-
113	15,5	0,92	4,45	-	-
115	19	0,64	5,71	58	6
118	18	0,73	4,3	-	-
120	17	0,68	3,8	-	-
122	-	0,15	4,12	-	-
125	19,4	0,02	4,25	-	-
127	19,6	0,86	2,88	50	7
129	23	0,77	3,15	-	-
132	22	0,34	3,52	-	-
134	20	0,03	2,68	73	18
136	20	0,14	3,53	-	-
139	15,5	0,04	6,86	-	-
142	-	-	-	40	18
148	14,2	0,82	3,38	-	-
153	16	0,03	7,38	-	-
155	16	0,57	5,33	-	-
157	20	1,69	5,03	38	29
160	17,3	0,32	6,02	-	-
162	17,5	-	-	-	-
164	20	0,24	5,7	-	-
167	19	0,35	5,32	-	-
171	23	0,09	6,82	37	25

**Tabela A.7 – Resultados do monitoramento de sólidos em suspensão para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.**

Dias	Sólidos em Suspensão														
	SST (mg/L)					SSF (mg/L)					SSV (mg/L)				
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Lodo	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Lodo	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Lodo
8	82	417	900	53	-	23	107	250	35	-	59	310	650	18	-
13	64	1025	470	86	-	10	290	125	36	-	54	735	345	50	-
16	-	-	-	-	3383	-	-	-	-	607	-	-	-	-	2777
24	104	328	795	76	-	35	82	190	36	-	69	245	605	40	-
27	95	373	913	96	-	24	93	233	40	-	71	280	680	56	-
30	-	-	-	-	1353	-	-	-	-	317	-	-	-	-	1037
34	100	640	1740	74	-	39	163	390	33	-	61	477	1350	41	-
36	-	-	-	-	910	-	-	-	-	177	-	-	-	-	733
41	95	230	1480	77	-	22	93	310	33	-	73	137	1170	44	-
45	-	-	-	-	4173	-	-	-	-	747	-	-	-	-	3427
48	69	1147	1493	40	-	14	167	230	18	-	55	980	1263	22	-
52	-	-	-	-	1793	-	-	-	-	357	-	-	-	-	1437
55	107	523	807	132	-	41	210	180	93	-	66	313	627	39	-
59	-	-	-	-	1477	-	-	-	-	270	-	-	-	-	1207
62	75	797	933	78	-	25	187	147	35	-	50	610	787	43	-
69	64	698	642	74	-	10	142	127	39	-	54	557	515	35	-
73	-	-	-	-	2100	-	-	-	-	397	-	-	-	-	1703
76	85	693	1053	34	-	15	122	195	15	-	70	572	858	19	-
85	98	1333	1410	67	-	60	483	560	51	-	38	850	850	16	-
86	-	-	-	-	572	-	-	-	-	125	-	-	-	-	447
90	93	562	970	177	-	32	115	192	110	-	61	447	778	67	-
94	-	-	-	-	5185	-	-	-	-	877	-	-	-	-	4308
98	83	740	1113	52	-	23	167	193	13	-	60	573	920	39	-
101	-	-	-	-	2867	-	-	-	-	500	-	-	-	-	2367

(continuação) **Tabela A.7** – Resultados do monitoramento de sólidos em suspensão para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Dias	Sólidos em Suspensão														
	SST (mg/L)					SSF (mg/L)					SSV (mg/L)				
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Lodo	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Lodo	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Lodo
104	74	847	803	48	-	25	167	187	21	-	49	680	617	27	-
111	58	440	1038	42	-	9	72	148	18	-	49	368	890	24	-
113	-	-	-	-	4100	-	-	-	-	613	-	-	-	-	3487
118	68	883	970	169	-	21	123	127	35	-	47	760	843	134	-
120	-	-	-	-	4440	-	-	-	-	647	-	-	-	-	3793
125	69	1293	1347	33	-	20	207	193	12	-	49	1087	1153	21	-
127	-	-	-	-	4203	-	-	-	-	583	-	-	-	-	3620
132	57	860	1067	48	-	18	127	170	27	-	39	733	897	21	-
135	-	-	-	-	6443	-	-	-	-	793	-	-	-	-	5650
136	66	2583	787	72	-	23	400	153	21	-	43	2183	633	51	-
142	-	-	-	-	12940	-	-	-	-	2100	-	-	-	-	10840
146	49	2103	1963	60	-	8	303	327	20	-	41	1800	1637	40	-
153	55	2747	903	60	-	16	377	133	20	-	39	2370	770	40	-
160	64	3587	823	149	-	16	467	113	21	-	48	3120	710	128	-
167	65	2040	2557	61	-	15	303	263	18	-	50	1737	2293	43	-

**Tabela A.8** – Resultados de amônia livre nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Dias	N-amoniacoal (mg/L)		pH	Temperatura (°C)	pKa	(pKa-pH)	10 <sup>(pKa-pH)</sup>	1 - 10 <sup>(pKa-pH)</sup>	Amônia Livre (mgN-NH <sub>3</sub> /L)	
	Anóxico	Aeróbio	Aeróbio	Aeróbio					Anóxico	Aeróbio
0	108	0	7.99	24.0	9.26	1.27	28.74	29.74	3.64	0.00
8	128	0	7.89	21.1	9.36	1.47	39.37	40.37	3.17	0.00
13	96	5	7.77	19.0	9.43	1.66	55.37	56.37	1.70	0.08
23	124	0	7.27	23.0	9.30	2.03	116.07	117.07	1.06	0.00
27	114	0	7.53	21.5	9.34	1.81	75.28	76.28	1.50	0.00
34	121	1	7.35	24.3	9.25	1.90	89.98	90.98	1.33	0.01
41	117	6	7.39	22.7	9.31	1.92	92.31	93.31	1.26	0.07
48	96	0	7.53	22.8	9.30	1.77	69.18	70.18	1.37	0.00
55	100	0	7.25	22.7	9.31	2.06	123.62	124.62	0.80	0.00
62	98	0	7.21	20.3	9.38	2.17	159.33	160.33	0.61	0.00
69	100	0	7.8	20.9	9.36	1.56	46.68	47.68	2.11	0.00
76	123	0	8.5	20.8	9.37	0.87	17.37	18.37	6.69	0.00
87	135	0	8.39	22.8	9.30	0.91	18.17	19.17	7.04	0.00
90	142	0	8.73	22.5	9.31	0.58	13.82	14.82	9.58	0.00
98	162	0	7.91	22.5	9.31	1.40	35.23	36.23	4.46	0.00
104	165	16	7.36	21.0	9.36	2.00	110.28	111.28	1.48	0.14
111	166	13	7.78	16.0	9.53	1.75	65.62	66.62	2.49	0.20
118	202	1	7.19	18.0	9.46	2.27	196.04	197.04	1.03	0.00
125	181	3	7.93	19.4	9.41	1.48	40.46	41.46	4.36	0.08
132	118	32	7.83	22.0	9.33	1.50	41.51	42.51	2.78	0.76
136	91	64	8.15	20.0	9.39	1.24	27.54	28.54	3.18	2.25
146	65	0	7.75	14.2	9.58	1.83	78.27	79.27	0.82	0.00
153	41	7	7.88	16.0	9.53	1.65	54.18	55.18	0.74	0.13
160	193	66	8.4	17.3	9.48	1.08	22.09	23.09	8.38	2.86
167	42	0	8.23	19.0	9.43	1.20	25.73	26.73	1.57	0.00

**Tabela A.9** – Resultados de carga aplicada e removida, em termos de N-amoniacoal, nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Fase	Dias	N-amoniacoal (mgN-NH <sub>3</sub> /L)					TDH reator (dias)	SSV (mg/L)		pH	CA (gN-NH <sub>4</sub> /g SSV.dia)		CR (gN-NH <sub>4</sub> /g SSV.dia)	
		<i>in natura</i>	Anóxico	Anóxico Calculado	Aeróbio	Efluente		Anóxico	Aeróbio	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
I	0	378	108	<b>189</b>	0	0	7.5	300	600	7.99	0.08	0.02	0.04	0.02
	8	390	128	<b>195</b>	0	0	7.5	310	650	7.89	-	0.03	-	0.03
	13	422	96	<b>213</b>	5	2	7.5	735	345	7.77	0.04	0.04	0.02	0.04
	23	460	124	<b>230</b>	0	4	7.5	245	605	7.27	0.13	0.03	0.06	0.03
	27	465	114	<b>232</b>	0	2	7.5	280	680	7.53	0.11	0.02	0.06	0.02
	34	469	121	<b>235</b>	1	1	7.5	477	1350	7.35	0.07	0.01	0.03	0.01
	41	466	117	<b>236</b>	6	4	7.5	137	1170	7.39	0.23	0.01	0.12	0.01
II	48	394	96	<b>197</b>	0	0	7.5	980	1263	7.53	0.03	0.01	0.01	0.01
	55	445	100	<b>223</b>	0	1	7.5	313	627	7.25	0.09	0.02	0.05	0.02
	62	535	98	<b>268</b>	0	0	7.5	610	787	7.21	0.06	0.02	0.04	0.02
	69	423	100	<b>212</b>	0	0	7.5	557	515	7.8	0.09	0.03	0.06	0.03
	76	345	123	<b>173</b>	0	0	7.5	572	858	8.5	-	0.02	-	0.02
	87	403	135	<b>201</b>	0	0	7.5	850	850	8.39	0.03	0.02	0.01	0.02
	90	375	142	<b>188</b>	0	0	7.5	447	778	8.73	-	0.02	-	0.02
	98	452	162	<b>226</b>	0	2	7.5	573	920	7.91	0.05	0.02	0.01	0.02
III	118	497	202	<b>249</b>	1	0	7.5	760	843	7.19	0.04	0.03	0.01	0.03
	136	483	91	<b>274</b>	64	17	7.5	2183	633	8.15	0.02	-	0.01	-
	146	576	65	<b>288</b>	0	2	7.5	1800	1637	7.75	0.02	0.01	0.02	0.01
	153	514	41	<b>261</b>	7	0	7.5	2370	770	7.88	0.01	0.01	0.01	0.01
	160	550	193	<b>308</b>	66	13	7.5	3120	710	8.4	0.01	-	0.00	-
	167	508	42	<b>254</b>	0	2	7.5	1737	2293	8.23	-	0.00	-	0.00
	181	513	58	<b>257</b>	0	0	7.5	2203	2673	8.54	0.02	0.00	0.01	0.00

**Tabela A.10** – Resultados de carga volumétrica aplicada e carga volumétrica removida, em termos de N-amoniacoal, nos reatores anóxico e aeróbio para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Fase	Dias	N-amoniacoal (mgN-NH <sub>3</sub> /L)					TDH reator (dias)	SSV (mg/L)		pH	CVA (gN-NH <sub>4</sub> / m <sup>3</sup> .dia)		CVR (gN-NH <sub>4</sub> / m <sup>3</sup> .dia)	
		<i>in natura</i>	Anóxico	Anóxico Calculado	Aeróbio	Efluente		Anóxico	Aeróbio	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
I	0	378	108	<b>189</b>	0	0	7.5	300	600	7.99	25.18	14.44	10.74	14.44
	8	390	128	<b>195</b>	0	0	7.5	310	650	7.89	26.01	17.08	8.93	17.08
	13	422	96	<b>213</b>	5	2	7.5	735	345	7.77	28.42	12.75	15.67	12.13
	23	460	124	<b>230</b>	0	4	7.5	245	605	7.27	30.63	16.51	14.12	16.51
	27	465	114	<b>232</b>	0	2	7.5	280	680	7.53	31.00	15.21	15.79	15.21
	34	469	121	<b>235</b>	1	1	7.5	477	1350	7.35	31.31	16.18	15.13	16.04
	41	466	117	<b>236</b>	6	4	7.5	137	1170	7.39	31.48	15.63	15.85	14.77
II	48	394	96	<b>197</b>	0	0	7.5	980	1263	7.53	26.25	12.81	13.44	12.81
	55	445	100	<b>223</b>	0	1	7.5	313	627	7.25	29.69	13.37	16.32	13.32
	62	535	98	<b>268</b>	0	0	7.5	610	787	7.21	35.69	13.00	22.69	13.00
	69	423	100	<b>212</b>	0	0	7.5	557	515	7.8	28.21	13.40	14.81	13.40
	76	345	123	<b>173</b>	0	0	7.5	572	858	8.5	23.03	16.40	6.63	16.40
	87	403	135	<b>201</b>	0	0	7.5	850	850	8.39	26.84	18.00	8.84	18.00
	90	375	142	<b>188</b>	0	0	7.5	447	778	8.73	25.03	18.93	6.10	18.93
	98	452	162	<b>226</b>	0	2	7.5	573	920	7.91	30.13	21.56	8.56	21.56
III	118	497	202	<b>249</b>	1	0	7.5	760	843	7.19	33.17	26.99	6.18	26.90
	136	483	91	<b>274</b>	64	17	7.5	2183	633	8.15	36.49	12.11	24.38	3.57
	146	576	65	<b>288</b>	0	2	7.5	1800	1637	7.75	38.43	8.66	29.76	8.66
	153	514	41	<b>261</b>	7	0	7.5	2370	770	7.88	34.78	5.43	29.35	4.47
	160	550	193	<b>308</b>	66	13	7.5	3120	710	8.4	41.08	25.80	15.28	17.00
	167	508	42	<b>254</b>	0	2	7.5	1737	2293	8.23	33.84	5.58	28.26	5.58
	181	513	58	<b>257</b>	0	0	7.5	2203	2673	8.54	34.23	7.72	26.51	7.72

**Tabela A.11.** – Resultados do tempo de retenção celular ( $\theta_{RC}$ ), nos reatores anóxico e aeróbio, para todo o período de operação do sistema piloto de lodos ativados.

Fase	Dias	SSV (mg/L)				$T_{RC}$ (dias)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Anóxico	Aeróbio	Média Anóxico	Média Aeróbio
I	7	59	310	650	18	140	115	104	81
	12	54	735	345	50	88	37		
	23	69	245	605	40	87	68		
	26	71	280	680	56	76	58		
	33	61	477	1350	41	130	110		
	40	73	137	1170	44	106	98		
II	47	55	980	1263	22	173	140	123	92
	54	66	313	627	39	94	71		
	61	50	610	787	43	111	78		
	68	54	557	515	35	108	67		
	75	70	572	858	19	159	127		
	84	38	850	850	16	175	136		
	89	61	447	778	67	79	57		
	97	60	573	920	39	121	91		
	103	49	680	617	27	134	89		
	110	49	368	890	24	139	116		
117	47	760	843	134	58	35			
III	124	49	1087	1153	21	175	138	152	93
	131	39	733	897	21	160	124		
	135	43	2183	633	51	142	59		
	142	41	1800	1637	40	165	122		
	148	39	2370	770	40	161	80		
	155	48	3120	710	128	106	31		

