



UNIVERSIDADE
ESTADUAL DE LONDRINA

AUDINIL MARINGONDA 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**

Londrina
2008

AUDINIL MARINGONDA 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**

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

Orientadora: Profa. Dra. Deize Dias Lopes

Londrina
2008

**Catálogo na publicação elaborada pela Divisão de Processos Técnicos da
Biblioteca Central da Universidade Estadual de Londrina.**

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

M338r Maringonda Junior, Audinil.

Remoção de nitrogênio de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos empregando sistema de lodos ativados, composto por reator anóxico e aeróbio em série / Audinil Maringonda Junior. – Londrina, 2007.
136 f. : il.

Orientador: Deize Dias Lopes.

Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento)
Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo,
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento,
2007.

Inclui bibliografia.

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

CDU 628.4

AUDINIL MARINGONDA 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**

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

BANCA EXAMINADORA

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

Profa. Dra. Sandra M.C.P. da Silva
Universidade Estadual de Londrina

Profa. Dra. Célia Regina Granhen Tavares
Universidade Estadual de Maringá

Londrina, 28 de março de 2008.

DEDICO

Ao meu Pai, Audinil V. Maringonda
pelo apoio constante em
todos estes anos.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente ao Grande Arquiteto do Universo que é DEUS, por permitir a minha existência aqui neste plano.

Agradeço a professora Deize, uma excelente profissional, extremamente dedicada. Agradeço-te porque desde o momento em que aceitou ser minha orientadora não mediu esforços, dedicação, compreensão e teve principalmente paciência nas horas que mais precisei na elaboração deste trabalho.

A professora Sandra coordenadora do Laboratório de Saneamento que se desdobrou para que nunca faltasse nada no laboratório e nunca me negou esforços para me ajudar e aconselhar durante o desenvolvimento desta dissertação.

Aos professores Fernando coordenador do PROSAB 5 que permitiu que este trabalho fosse inserido neste projeto de pesquisa, e que sempre esteve a disposição para me ajudar.

A Professora Célia que contribuiu com seus conhecimentos tanto na qualificação quanto na defesa deste trabalho.

Ao André (Miagui) e ao Felipe que sem dúvida foram meu braço direito auxiliando-me e muito na montagem do sistema piloto e nas análises do laboratório, e agora deixo o “meu” sistema para o Felipe cuidar;

À minha família, principalmente minha mãe, pai, irmã e meu querido afilhado Gui, que com sua inocência sempre me divertia.

À Jacque que soube compreender-me nos momentos em que me isolava e me acalmava quando mais necessitava;

A Gisselma e a Alessandra que me davam uma mão preparando reagentes, e ajudando em algumas análises;

A FINEP que financiou esta pesquisa, fazendo com que esta se tornasse possível;

E a todas as outras pessoas que de alguma forma me ajudaram para a realização deste trabalho ao longo desta difícil jornada;

*“ A satisfação de ter enfrentado
dificuldades, suportando golpes e
vencido reveses completa o prazer
da vitória”*

Sir Baden Powel of Giwell

MARINGONDA JUNIOR, Audinil. **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. 157f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2008.

RESUMO

A disposição de resíduos sólidos em aterros sanitários, quando projetados, construídos e operados segundo as normas técnicas, é um método seguro de disposição, porém ocorre a geração de lixiviados, que é o líquido que resulta da decomposição dos resíduos sólidos juntamente com a água que atinge a camada de resíduos. No lixiviado estão presentes poluentes que devem ser removidos para adequá-lo aos padrões de lançamento de efluentes. Dentre estes poluentes pode-se citar a presença de matéria orgânica, de nitrogênio e de metais. Neste trabalho foi avaliado o desempenho de um sistema de crescimento suspenso, composto de reator anóxico seguido de aeróbio, para remoção de nitrogênio de lixiviado de aterro. O experimento foi dividido em duas etapas. A Etapa I teve por objetivo avaliar a viabilidade do emprego deste sistema para tratamento de lixiviado com elevadas concentrações de nitrogênio. A Etapa II, foi planejada a partir dos resultados obtidos na Etapa I, em que também foi constatada a necessidade de controle automático de pH. Durante a etapa I o sistema foi operado em três fases distintas: a Fase I (TDH=10 dias), em que o sistema funcionou como lagoa, pois não foi efetuada a recirculação do lodo - recirculação externa (Re). A Fase II (TDH=20 dias) com recirculação do lodo (Re) e a Fase III (TDH=20 dias) com Re e recirculação do efluente nitrificado para o reator anóxico (Ri). Obteve-se, nesta Etapa, eficiências médias de remoção de N-amoniaco de 61%, 60% e 73%, respectivamente, para as Fases I, II e III. A Etapa II foi dividida em quatro fases, nesta etapa foi instalado um sistema de controle automático de pH. Na fase I (TDH=20dias), cujo sistema foi operado com Re e sem Ri, obteve-se remoção média de N-amoniaco de 99% e de DQO de 40%. Na fase II (transição), marcada pela alteração brusca do TDH de 20 para 10 dias e conseqüente desestabilização do sistema, a remoção média de N-amoniaco e DQO foram de 82% e de 27%, respectivamente. Na fase III, TDH=13 dias, remoção média de N-amoniaco (94%), porém a remoção média de DQO foi apenas de 16%. A Fase IV, TDH=13 dias, foi marcada pelo início da recirculação interna visando a desnitrificação, o que não foi constatado, em virtude do lixiviado apresentar baixa quantidade de matéria orgânica de fácil biodegradação, em média 111mg/L, medidos na forma de DBO. Nesta fase a remoção média de DQO_{total} e de N-amoniaco foram respectivamente de 28 e 99%.

Palavras-chave: Lodos ativados. Lixiviado. Nitrificação. Desnitrificação.

MARINGONDA JUNIOR, Audinil. **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. 157f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2008.

ABSTRACT

The disposition of solid residues in landfills, when projected, built and operated according to the technical norms it is a safe method of disposition. However it happens the generation of having leachate, that is the liquid that results together of the decomposition of the solid residues with the water that reaches the layer of residues. In leachate they are him present pollutant that should be removed to adapt it to the patterns of efluentes release. Among these pollutant ones the nitrogen can be mentioned that is found mainly in the form of N-ammonia. In this work it was analyzed the system of activated sludge and reactor anoxic, seeking to the removal of the nitrogen. The experiment was divided in two stages being a preliminary seeking to the viability of the system and other stage with controlled conditions. During the stage I the system was operated with three different phases: the Fase I (HRT=10 days) where the system worked as pond, because the recycle of the sludge was not made - Re, external recycle. The Fase II (HRT=20 days) with sludge recycle (Re) and the Fase III (HTR=20 days) with Re and recycle of the nitrificate effluent for the reactor anoxic (Ri). it was Obtained, in this Stage, medium efficiencies of removal of N-amoniactal of 61%, 60% and 73%, respectively, for the Fases I, II and III. The Stage II was divided in four phases, in this stage an automatic control of pH was installed. The phase I with (HRT=20 days) it was operated with Re and without Ri and it was obtained average of removal of N-amoniactal of 99% and removal of COD of 40%. the phase II (transition) it was marked by the abrupt alteration of HRT and consequent destabilization of the system in this phase the medium removal of N-amoniactal and COD they were respectively of 82% and 27%. In the phase III carried out with HRT=13 days was obtained the stabilization of the system with recovery of the removal of N-amoniactal (94%), they put the removal of COD it was not re-established in relation to Phase I, staying in 16%. The last phase (Phase IV) it was marked for the I begin of the internal recicle seeking the denitrification, what was not verified, by virtue of leachate to present him low amount of organic matter of easy biodegradation, on average 111mg/L, measured in the form of BOD.

Keywords: Activated sludge. Leachate. Nitrification. Denitrification.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	–	Transformação do nitrogênio no processo biológico de tratamento.....	34
Figura 3.2	–	Variação da taxa de crescimento ($\mu_{\max(T)}$) em função da temperatura.....	37
Figura 3.3	–	Variação da taxa de oxidação em função do pH	38
Figura 3.4	–	Inibição da nitrificação em função da concentração de Nitrito ou N-amoniacal e do pH	39
Figura 3.5	–	Influencia da razão DQO/N na taxa de nitrificação Adaptado de Carrera et al. (2004).....	43
Figura 4.1	–	Esquema do sistema piloto	50
Figura 4.2	–	Foto do sistema piloto	51
Figura 4.3	–	Esquema para o calculo do balanço de massa na entrada do reator anóxico	56
Figura 5.1	–	Variação do pH para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.....	60
Figura 5.2	–	Variação da alcalinidade para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.....	61
Figura 5.3	–	Concentração de alcalinidade no afluente bruto, estimada do afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e no conteúdo do reator anóxico na Etapa I	62
Figura 5.4	–	Variação do NKT para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.....	64
Figura 5.5	–	Variação do N-amoniacal para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.....	64
Figura 5.6	–	Relação N-amoniacal/NKT ao longo do monitoramento das fases da Etapa I.....	65
Figura 5.7	–	Concentração de N-amoniacal no afluente bruto, estimada do afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e a medida no conteúdo do reator anóxico na Etapa I	66
Figura 5.8	–	Variação da série de sólidos totais para o afluente e para o efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.....	67

Figura 5.9 – Variação dos sólidos em suspensão voláteis e relação SSV/SST, afluente e efluente final, ao longo do período de operação da Etapa I.....	68
Figura 5.10 – Variação dos sólidos em suspensão voláteis e relação SSV/SST, do conteúdo (licor misto) dos reatores anóxico e aeróbio, ao longo do período de operação da Etapa I.....	68
Figura 5.11 – Tempo de retenção celular no sistema (reator anóxico+reator aeróbio) e no reator aeróbio ao longo do monitoramento das Fases da Etapa I	69
Figura 5.12 – Variação da DQO total ao longo do tempo de operação da Etapa I.....	70
Figura 5.13 – Variação do pH, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II	72
Figura 5.14 – Variação da alcalinidade, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo do tempo de operação, Etapa II	73
Figura 5.15 – Concentração de alcalinidade no afluente bruto, estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e medida no conteúdo do reator anóxico na Etapa II.....	74
Figura 5.16 – Variação do NKT, para o afluente e o efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa II	76
Figura 5.17 – Variação do N-amoniaco, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente ao longo do tempo de operação Etapa II	76
Figura 5.18 – Variação das concentrações de N-amoniaco no afluente bruto, estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e medida no conteúdo do reator anóxico para a Etapa II	77
Figura 5.19 – Variação do nitrato, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e para o efluente, ao longo das fases de operação da Etapa II.....	78
Figura 5.20 – Variação do nitrato, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e para o efluente, ao longo das fases de operação da Etapa II.....	79
Figura 5.21 – Variação da concentração do nitrato no afluente bruto, estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e medida no conteúdo do reator anóxico na Etapa II	80
Figura 5.22 – Variação da concentração do nitrito no afluente bruto, estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e medida no conteúdo do reator anóxico na Etapa II	81

Figura 5.23 – Variação da concentração de fósforo para o afluente e o efluente ao longo das fases de operação da Etapa II.....	82
Figura 5.24 – Variação dos sólidos totais, totais fixos e totais voláteis para o afluente e efluente ao longo das fases de operação da Etapa II.....	83
Figura 5.25 – Variação dos sólidos em suspensão e relação SSV/SST para o afluente e o efluente ao longo das fases de operação da Etapa II.....	85
Figura 5.26 – Variação dos sólidos em suspensão e relação SSV/SST para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II	88
Figura 5.27 – Variação dos sólidos sedimentáveis para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II.....	88
Figura 5.28 – Índice volumétrico de lodo (IVL) ao para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio, longo das fases de operação da Etapa II.....	90
Figura 5.29 – Tempo de retenção celular no conjunto anóxico+aeróbio e no reator aeróbio ao longo do monitoramento das Fases da Etapa II.....	91
Figura 5.30 – Variação da DQO total para o afluente, o efluente final e eficiência de remoção ao longo das fases de operação da Etapa II	93
Figura 5.31 – Variação da DQO filtrada para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II	93
Figura 5.32 – Variação da DBO para o afluente, o efluente final e eficiência de remoção (%). ao longo das fases de operação da Etapa II	95
Figura 5.33 – Variação do oxigênio dissolvido e da temperatura para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II	97
Figura 5.34 – Variação do consumo de alcalinidade e N-amoniaco e estimativa de nitrogênio oxidado a partir do consumo de alcalinidade, durante o período de operação do sistema na Etapa I.....	100
Figura 5.35 – Concentração de NH ₃ , nos reatores anóxico e aeróbio, nas Fases I, II e III da Etapa I.....	101
Figura 5.36 – Correlação entre a carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniaco, no reator anóxico para as Fases I, II e III da Etapa I.....	102

Figura 5.37 – Correlação entre a carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniacal, no reator aeróbio para as Fases I, II e III da Etapa I.....	102
Figura 5.38 – Variação da concentração de NH ₃ , ao longo das fases de operação da Etapa II, para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio	104
Figura 5.39 – Correlação entre a carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniacal, no reator anóxico para as Fases I, III e IV da Etapa II	106
Figura 5.40 – Correlação entre a carga aplicada (A/M) e a carga removida (U), em termos de N-amoniacal, no reator aeróbio para as Fases I, III e IV da Etapa II	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Características físico-químicas de lixiviados de diferentes aterros, que operam sob diferentes condições climáticas.....	28
Tabela 3.2 – Valores das constantes de saturação do nitrogênio (K_N) e oxigênio (K_O) na nitrificação	41
Tabela 3.3 – Concentrações inibitórias aos processos de nitrificação em sistemas de lodos ativados	41
Tabela 3.4 – Relação entre a fração de organismos nitrificantes e a razão DBO_5/NKT	42
Tabela 3.5 – Carga removida e carga volumétrica removida em sistemas de remoção de nitrogênio	44
Tabela 4.1 – Concentrações de alguns parâmetros físico-químicos do lixiviado do Aterro Municipal de Londrina.....	49
Tabela 4.2 – Concentrações de elementos encontrados no lixiviado do Aterro Municipal de Londrina	49
Tabela 4.3 – Fases de operação do sistema, Etapa I, e suas características operacionais tempo de detenção hidráulico (TDH), recirculação interna (R_i); recirculação externa (R_e) e tempo de operação	52
Tabela 4.4 – Fases de operação do sistema, Etapa II, e suas características operacionais tempo de detenção hidráulico (TDH), recirculação interna (R_i); recirculação externa (R_e) e tempo de operação	53
Tabela 4.5 – Parâmetros físico-químicos analisados para o afluente, o conteúdo dos reatores e o efluente final, frequência de análise e métodos utilizados.....	55
Tabela 4.6 – Vazões consideradas para o cálculo das concentrações afluente ao reator anóxico durante as fases das Etapas I e II	57
Tabela 4.7 – Equações utilizadas para o cálculo da concentração afluente ao reator anóxico em cada fase das Etapas I e II	57
Tabela 5.1 – Valores médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos parâmetros monitorados I para o afluente, conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo do período de operação do sistema, na Etapa	59

Tabela 5.2 – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do pH e da alcalinidade monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II	71
Tabela 5.3 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação do NKT e N-amoniaco monitorado ao longo do período de operação do sistema na Etapa II	75
Tabela 5.4 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação do nitrato e nitrito monitorado ao longo do período de operação do sistema na Etapa II	79
Tabela 5.5 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos totais, totais fixos e totais voláteis, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II	83
Tabela 5.6 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II	86
Tabela 5.7 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos sedimentáveis e do índice volumétrico do lodo, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II	89
Tabela 5.8 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação da DQO _{total} e DQO _{filtrada} , monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II	92
Tabela 5.9 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação da DBO, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II.....	95
Tabela 5.10 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação do OD, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II.....	97
Tabela 5.11 – Médias da carga aplicada (A/M), carga removida (U), carga volumétrica aplicada (CVA) e carga volumétrica removida (CVR) das fases de operação do sistema da Etapa II	107
Tabela A.1 – Concentração do pH e da alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa I.....	116

Tabela A.2 – Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I.....	118
Tabela A.3 – Concentração dos ST, STF e STV no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I.....	120
Tabela A.4 – Concentração dos SST, SSF e SSV no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I.....	122
Tabela A.5 – Concentração da DQO no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I.....	124
Tabela A.6 – Relação N-amoniaco/NKT ao longo do monitoramento das fases da Etapa I.....	125
Tabela A.7 – Relação STV/ST, para o afluente e efluente final ao longo do monitoramento, nas Fases I, II e III da Etapa I.....	126
Tabela A.8 – Estimativa da concentração de nitrogênio oxidado, calculados a partir do consumo de alcalinidade, e do consumo de N-amoniaco no sistema, nas Fases I, II e III da Etapa I.....	126
Tabela A.9 – Consumo de alcalinidade nos reatores anóxico e aeróbio ao longo do monitoramento das Fases na Etapa I.....	127
Tabela A.10 – Concentração de NH ₃ nos reatores anóxico e aeróbio, nas Fases I, II e III da Etapa I.....	127
Tabela B.1 – Concentração do pH e alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.....	128
Tabela B.2 – Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente e para o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.....	132
Tabela B.3 – Concentração do nitrato e nitrito no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa II.....	136
Tabela B.4 – Concentração do fósforo no sistema para o afluente e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.....	138

Tabela B.5 – Concentração dos sólidos totais, totais fixos e totais voláteis no sistema para o afluente e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II	139
Tabela B.6 – Concentração dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.....	140
Tabela B.7 – Concentração dos sólidos sedimentáveis no sistema para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II	145
Tabela B.8 – Índice volumétrico de lodos no sistema, para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II.....	146
Tabela B.9 – Concentração da DQO _{filtrada} no sistema, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final, DQO _{total} para o afluente e efluente final e porcentagens de remoção nos reatores anóxico e aeróbio e remoção total no sistema ao longo das fases de operação da Etapa II	148
Tabela B.10 –Concentração da DBO no sistema para o afluente o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.....	151
Tabela B.11 –Variação da temperatura e concentração do oxigênio dissolvido no sistema para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II	152
Tabela B.12 –Concentração de amônia livre no reator anóxico e aeróbio durante o monitoramento do sistema, na Etapa II.....	155
Tabela B.13 –Valores utilizados para o cálculo do Índice Volumétrico de Lodos durante o monitoramento do sistema, na Etapa II.....	156

LISTA DE SIMBOLOS

- $\mu_{\max}(\text{pH})$ – Taxa de crescimento específica máxima das bactérias nitrificantes para um dado pH
- $\mu_{\max}(\text{T})$ – Taxa de crescimento específica máxima a uma temperatura
- A/M – Relação entre alimento e microrganismos ($M \cdot M^{-1} \cdot T^{-1}$)
- COT** – Carbono orgânico total
- CVA** – Carga volumétrica aplicada ($M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$)
- CVR** – Carga volumétrica removida ($M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$)
- DBO** – Demanda biológica de oxigênio
- DQO** – Demanda química de oxigênio
- FINEP** – Financiadora de estudos e projetos do Ministério da Ciência e Tecnologia
- IBGE** – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
- IPT** – Instituto de Pesquisas tecnológicas
- IVL** – Índice volumétrico de lodo
- K₀** – Constante de saturação do oxigênio
- K_N** – Constante de saturação do nitrogênio
- N-Amoniacal** – Nitrogênio na forma amoniacal (gás amoníaco ou íon amonio)
- NH₃** – amônia livre ou gás amoníaco
- NH₄** – Íon amônio
- NKT** – Nitrogênio Kjeldahl total
- OD** – Oxigênio dissolvido
- pka** – potencial hidrogênico
- PROSAB** – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
- Q** – Vazão afluyente
- Q_e** – Vazão da recirculação externa
- Q_i** – Vazão da recirculação interna
- Re** – Taxa de recirculação externa
- Ri** – Taxa de recirculação interna
- RSU** – Resíduos sólidos urbanos
- S₀** – Concentração afluyente
- S₁** – Concentração no reator anóxico (medido)
- S₂** – Concentração no reator aeróbio
- S₃** – Concentração afluyente do reator anóxico (estimado)
- SSF** – Sólidos em suspensão fixos

SST – Sólidos em suspensão totais

SSV – Sólidos em suspensão voláteis

ST – Sólidos totais

STF – Sólidos totais fixos

STV – Sólidos totais voláteis

T – Temperatura

TCO – Taxa de consumo de oxigênio

TDH – Tempo de detenção hidráulico

TRC – Tempo de retenção celular ou idade do lodo

U – Carga removida ($M \cdot M^{-1} \cdot T^{-1}$)

XOCs – Compostos xenobióticos orgânicos

θ – Coeficiente de temperatura

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	20
2 OBJETIVOS	23
2.1 OBJETIVO GERAL	23
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	23
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
3.1 PRODUÇÃO E COMPOSIÇÃO DE LIXIVIADOS DE ATERROS SANITÁRIOS	24
3.2 SISTEMAS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO DE LIXIVIADOS	28
3.2.1 Generalidades	28
3.2.2 Remoção de matéria orgânica de lixiviados	29
3.3 PROCESSOS DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO EM ÁGUAS RESIDUÁRIAS	32
3.3.1 Nitrificação	34
3.3.2 Desnitrificação	44
3.4 REMOÇÃO DE NITROGÊNIO DE LIXIVIADOS	45
4 MATERIAIS E MÉTODOS	48
4.1 LOCALIZAÇÃO E CARACTERÍSTICAS DO ATERRO CONTROLADO DE LONDRINA	48
4.2 INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL	49
4.3 OPERAÇÃO DO SISTEMA	51
4.3.1 Etapa I	51
4.3.1.1 Partida	51
4.3.1.2 Fases de Operação	52
4.3.2 Etapa II	53
4.3.2.1 Partida	53
4.3.2.2 Fases de Operação	53
4.3.2.2.1 Fase I	53
4.3.2.2.2 Fase II	54
4.3.2.2.3 Fase III	54
4.3.2.2.4 Fase IV	54
4.4 PARÂMETROS ANALISADOS	55
4.5 CÁLCULO DAS CONCENTRAÇÕES AFLUENTE AO REATOR ANÓXICO	56

5 APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	58
5.1 APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS DA ETAPA I	58
5.2 APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS DA ETAPA II	70
5.3 AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO.....	98
6 CONCLUSÕES.....	108
7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	109
REFERÊNCIAS	110
ANEXOS	115
ANEXO A	116
ANEXO B	128

1 INTRODUÇÃO

O crescimento urbano associado à industrialização e a decorrente elevação dos patamares de consumo vêm provocando o aumento da geração de resíduos sólidos, principalmente nas regiões metropolitanas, impondo demandas cada vez maiores de áreas para o tratamento e a destinação final destes, tanto pela quantidade quanto pelas características dos mesmos.

No Brasil, cuja população é em torno de 190 milhões de habitantes, os resíduos sólidos urbanos (RSU) são um problema preocupante, pois cerca de 242 mil toneladas de RSU são produzidos diariamente. A produção *per capita* de resíduos domésticos em áreas urbanas, no país, varia de 0,5 kg a 1,0 kg por dia, dependendo do porte da cidade (IPT, 2000 apud OLIVEIRA 2004).

A disposição incorreta ou manuseio indevido de resíduos sólidos geram sérios problemas para o meio ambiente, e representam mais uma ameaça de poluição do solo, das águas subterrâneas e superficiais e, conseqüentemente, à saúde pública.

Segundo o levantamento realizado pelo IBGE em agosto de 2000, a situação dos municípios brasileiros referente à disposição final dos resíduos sólidos urbanos é a seguinte: 76% lixão (depósitos a céu aberto), 13% em aterro controlado (aterrado) e 10% em aterro sanitário.

Os aterros sanitários bem construídos - impermeabilizados e com drenos de coleta de lixiviado e gás, operados com eficiência - cobertura de solo ao final de cada período de serviço, e em localização correta - onde a vulnerabilidade do aquífero subjacente não tenha índices altos, são alternativas seguras para a disposição final dos RSU (OLIVEIRA et al. 2004).

Atualmente, devido às exigências da legislação e ao desenvolvimento de novos produtos, como os geossintéticos, os aterros também sofreram certa sofisticação tecnológica que os torna ambientalmente mais seguros (FLECK, 2005). Entretanto, existe o problema da produção de lixiviado. O lixiviado é o líquido escuro e fétido resultante da interação do processo de biodegradação da fração orgânica dos resíduos sólidos e da infiltração de águas pluviais, que solubilizam componentes orgânicos e inorgânicos, podendo poluir o solo e as águas superficiais e subterrâneas.

O lixiviado gerado em aterros bem operados e que seguem rigorosamente a legislação, quanto ao não recebimento de resíduos não domiciliares, têm como principais

poluentes a remover o seu alto teor de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal, pois nessas condições em geral, as concentrações de micropoluentes orgânicos e metais pesados estão abaixo dos limites máximos exigidos para atender aos padrões de lançamento de efluentes e de qualidade do corpo receptor. Observa-se que o lixiviado produzido por resíduos acondicionados em aterros mais antigos, já na fase metanogênica, apresenta elevada alcalinidade, o que resulta em uma baixa concentração de metais no líquido efluente, pela sua precipitação em condições de pH elevado (KJEDSEN et al., 2002; JUCÁ et al., 1999).

Até o momento não se dispõe de um método com características técnicas e economicamente viáveis que possa ser efetivamente aplicado no tratamento de lixiviados de aterros, apesar de experiências de pesquisas e de aplicações práticas com sistemas como: lodos ativados, evaporação, biodiscos rotativos, lagoas de estabilização, filtros, processos físico-químicos, adsorptivos e tratamento com esgoto sanitário (FLECK, 2005). A maior dificuldade encontrada para o tratamento desses líquidos deve-se a dinâmica de sua geração, que varia quantitativa e qualitativamente de um local para outro, sazonalmente em um mesmo local e em função da idade do aterro.

Conforme Iaconi et al. (2006), o lixiviado é um dos tipos de águas residuárias com maior potencial de impacto ambiental, por possuir elevada concentração de vários componentes. Dentre estes pode-se citar a matéria orgânica, medida indiretamente pela DQO e DBO, que podem apresentar valores de até 15000 mg O₂/L e 2000 mg O₂/L, respectivamente (JUCÁ et al., 2000).

Outro poluente encontrado no lixiviado em grande quantidade é o nitrogênio, principalmente na forma orgânica com concentração de até 2500mg/L e na forma amoniacal com concentrações de até 2200 mg/L, sendo que estes valores variam conforme a idade do aterro (KJELDSEN et al., 2002).

O nitrogênio, quando presente juntamente com fósforo, no meio aquático, pode estimular o crescimento exagerado de algas e outras plantas aquáticas. Quando na forma de nitrogênio amoniacal, exerce demanda de oxigênio no ambiente aquoso e nas estações de tratamento combina-se com o cloro durante a desinfecção, ainda, dependendo da sua concentração no meio e do pH, pode ser tóxico para os peixes e a outros organismos aquáticos devido à amônia livre (NH₃). O nitrato, nitrogênio na forma oxidada, pode ser reduzido para nitrito, que é suspeito de ser o precursor de alguns tipos de câncer e é o causador da metahemoglobinemia (SEDLAK, 1991)

A fim de evitar problemas ambientais decorrentes do lançamento de lixiviados em corpos d'água é necessário que o lixiviado seja tratado. Inúmeros estudos vêm

sendo feitos a fim de encontrar sistemas de tratamento que atendam aos padrões de lançamento de águas residuárias e que sejam viáveis técnica e economicamente. Além disso, é importante que esses sistemas sejam de operação simples e por outro lado, flexíveis suficientemente para suportar as variações de qualidade e quantidade do lixiviado, para os diferentes períodos do ano e ao longo de vida do aterro.

Diante do exposto e considerando os problemas que o lançamento de lixiviados podem provocar no meio ambiente, bem como a necessidade de desenvolvimento e de aperfeiçoamento das técnicas para tratamento destes, uma vez que a definição de um sistema para tratamento de lixiviado ainda representa um desafio, é fundamental o desenvolvimento de pesquisas voltadas para a investigação de operações e processos e a otimização de seus parâmetros operacionais para o tratamento desse tipo de água residuária.

Tendo em vista o exposto esse trabalho aborda o emprego de um sistema composto por reatores anóxico seguido de aeróbio para a remoção biológica de nitrogênio de lixiviados de aterros sanitários.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o desempenho de um sistema composto por reator anóxico seguido por reator aeróbio para a remoção de nitrogênio de lixiviado de aterro de resíduos sólidos urbanos.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar a influência de diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH) na eficiência de nitrificação;
- Avaliar a eficiência do processo de nitrificação;
- Avaliar a eficiência do processo de desnitrificação, sem adição de fonte externa de carbono;
- Avaliar o efeito da recirculação interna do efluente nitrificado no desempenho do sistema.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 PRODUÇÃO E COMPOSIÇÃO DE LIXIVIADOS DE ATERROS SANITÁRIOS

O lixiviado é definido como a fase líquida da massa de resíduos aterrados, que percola através dos resíduos sólidos removendo materiais dissolvidos ou em suspensão. O lixiviado é originado pela digestão de matéria orgânica sólida, por ação de exoenzimas produzidas por bactérias. A função destas enzimas é solubilizar a matéria orgânica para que possa ser assimilada pelas células bacterianas (SEGATO, 2000).

Lima (1995) define lixiviado como o líquido originado de três fontes: (1) umidade natural dos resíduos sólidos, que aumenta sensivelmente nos períodos de chuva; (2) água de constituição dos vários materiais, que sobra durante a decomposição; (3) líquido proveniente da dissolução da matéria orgânica pelas exoenzimas bacterianas na fase inicial da degradação da matéria orgânica.

A quantidade de lixiviado produzido em aterros sanitários depende de fatores tais como: geologia, geomorfologia e características da cobertura – tipo de solo e vegetação, presença de material impermeável; topografia – área e perfil do aterro, inclinação do terreno; natureza dos resíduos sólidos depositados – tipos, umidade, nível de matéria orgânica, densidade; qualidade e quantidade de recicláveis e hábitos da população; condições meteorológicas do lugar – umidade, precipitação, taxa de evapotranspiração, regime de temperaturas e ventos; condições de operação do aterro – conformação e cobertura das células, grau de compactação, tipo de equipamentos; disponibilidade de água no lugar – presença de águas superficiais e eventual recirculação de lixiviados (OLIVEIRA et al., 2004).

Combinações de processos físicos, químicos e microbiológicos fazem com que ocorra a transferência de poluentes dos resíduos para a água que percola através da massa destes resíduos (KJEDSEN et al., 2002).

Hamada (1997) comenta que a quantidade de lixiviado gerado pode ser determinada por meio do balanço hídrico do aterro. O balanço corresponde à diferença entre as quantidades de água que entram e as que deixam o aterro. A água que entra no aterro é, principalmente, devida às precipitações e a que deixa o aterro, lixiviado gerado, corresponde à quantidade de água que excede à capacidade de retenção de umidade da massa aterrada.

Segundo Canziani e Cossu¹ (1989 apud TATSI; ZOUBOULIS, 2002) a quantidade de lixiviado produzido representa de 15 a 50% da precipitação considerada, este valor depende principalmente da camada final de cobertura do aterro e da compactação dos resíduos.

Diversos fatores contribuem para que o lixiviado seja complexo e apresente significativas variações em sua composição. Dentre os mais importantes, pode-se citar: a dinâmica de decomposição ao longo do tempo, as variações na forma de operação do aterro sanitário, a composição dos resíduos depositados, o volume de precipitações, além de outras alterações climáticas como evapotranspiração e temperatura.

As características qualitativas do lixiviado estão diretamente relacionadas com a idade do aterro, ou melhor, com o tempo de confinamento do resíduo, uma vez que a decomposição do resíduo no aterro, que não deixa de ser um reator, ocorre em etapas metabólicas sequenciais.

Apesar de haver pontos de vistas diferentes entre pesquisadores, sobre as fases de degradação bioquímica dos resíduos, cinco fases podem ser consideradas na biodegradação de compostos carbonáceos a produtos mais estáveis, que são: hidrólise enzimática, acidogênese, acetogênese, metonogênese e oxidação metânica (FLECK, 2003).

A hidrólise enzimática é caracterizada por apresentar elevação da temperatura, podendo atingir até 68°C (fase termofílica). A elevada temperatura é devida ao comportamento exotérmico das bactérias aeróbias que consomem rapidamente o oxigênio presente no meio para a degradação dos resíduos sólidos (LIMA, 1995). Outra característica desta fase é o baixo pH do meio, 4,0 a 5,0. Nesta fase há a reação de hidrólise das macromoléculas, que ocorre externamente às células pela ação de exoenzimas expelidas pelas bactérias resultando em compostos solúveis de cadeias menores, que podem ser metabolizados pelas células (FLECK, 2003).

A fase seguinte denominada acidogênese é caracterizada pela ausência de oxigênio no meio. O substrato resultante da fase enzimática é composto principalmente por açúcares simples, aminoácidos, glicerol e ácidos carboxílicos de cadeia longa. Na fase acidogênica os compostos de cadeia longa são utilizados como substrato pelas bactérias acidogênicas, que produzem ácidos de cadeias curtas (acético, propiônico, butírico, isobutírico, valérico e isovalérico), alcoóis, gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto de

¹ CANZIANI, R.; COSSU, R.; Landfill hydrology and leachate production. IN: CHRISTENSEN, T.H., COSSU, R. SETEGMANN R. (Eds.) *Sanitary Landfilling: Process, Technology and Environmental Impact*. Academic Press, London, p. 185-212, 1989.

hidrogênio. Segundo Lima (1995), nesta fase a temperatura estabelece-se no estado mesofílico (29-45°C) e o pH varia entre 5,2 a 6,8.

A terceira etapa do processo de degradação dos resíduos sólidos é a acetogênese, onde os produtos gerados na fase anterior são convertidos a acetato, hidrogênio e dióxido de carbono através das bactérias acetogênicas.

A próxima etapa é a metanogênese. Nesta fase, há predominância de bactérias anaeróbias produtoras de metano. Estas bactérias podem ser divididas em dois grupos: as acetoclásticas, que utilizam o grupo metil do acetato para a produção de metano, e as hidrogenotróficas, que produzem metano a partir de dióxido de carbono e hidrogênio. Na fase metanogênica a temperatura permanece no estado mesofílico e o pH eleva-se para a faixa de 6,8 a 7,2 (LIMA, 1995).

A última etapa, oxidação metânica, é caracterizada pela estabilização da atividade biológica, paralisação da produção de gás, aparecimento de O₂, e conversão lenta dos materiais orgânicos resistentes aos microrganismos em substâncias húmicas.

É importante ressaltar que em aterros podem existir simultaneamente resíduos em diferentes fases de decomposição.

Em aterros novos, cuja umidade da massa de resíduos é mantida dentro da faixa adequada à decomposição biológica, o lixiviado é caracterizado por possuir pH ácido, elevadas concentrações de DBO, DQO, COT, nutrientes e metais pesados (BIDONE; POVINELLI, 1999; HAMADA, 2003).

O lixiviado produzido na fase acidogênica contém elevadas concentrações de ácidos voláteis que são facilmente biodegradáveis. Nesta Fase a razão DBO/DQO está em geral na faixa de 0,4 a 0,5 (KURNIAWAN, et al., 2006; KJELDSSEN et al., 2002).

Com o passar do tempo, tem início a fase metanogênica, em que ocorre a conversão dos produtos da fermentação (ácidos orgânicos) em metano e CO₂. O consumo dos ácidos orgânicos leva a redução da fração biodegradável e a elevação do pH do lixiviado e, conseqüentemente, a precipitação de metais. (BIDONE; POVINELLI, 1999; HAMADA, 2003).

Como durante a fase metanogênica as bactérias degradam os ácidos orgânicos, há um aumento na proporção de compostos de difícil biodegradação (recalcitrantes), com alto peso molecular (húmicos e fúlvicos). Como os compostos orgânicos biodegradáveis são consumidos, restando apenas aqueles de difícil degradação, uma vez que a remoção de DBO é maior proporcionalmente em relação à remoção da DQO, a razão DBO/DQO no lixiviado passa a ser menores que 0,1 (TATSI et. al., 2002; KJELDSSEN et. al.,

2002).

A composição química do lixiviado depende de muitos fatores tais como composição dos resíduos sólidos, tamanho das partículas, grau de compactação, hidrologia local, clima e finalmente da idade dos resíduos (KOUZELI-KARSIRI² et al., 1999 apud HAMODA; AL-YAQOUT, 2003).

Segundo Kjeldsen et al. (2002), os poluentes presentes em lixiviados podem ser divididos em quatro grupos:

- *Matéria Orgânica Dissolvida*: quantificada em termos de DQO (demanda química de oxigênio ou COT (carbono orgânico total), ácidos voláteis (acumulado durante a fase ácida de estabilização dos resíduos) e compostos húmicos e fúlvicos.
- *Macrocomponentes Inorgânicos*: Cálcio (Ca^{2+}), Magnésio (Mg^{2+}), Sódio (Na^+), Potássio (K^+), N-amoniacal ($\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$), Ferro (Fe^{2+}), Manganês (Mn^{2+}), Cloro (Cl), Sulfato (SO_4^{2-}) Bicarbonato (HCO_3^-)
- *Metais Pesados*: Cádmio (Cd^{2+}), Cromo (Cr^{3+}), Cobre (Cu^{2+}), Chumbo (Pb^{2+}), Níquel (Ni^{2+}) e Zinco (Zn^{2+}).
- *Compostos Orgânicos Xenobióticos (XOCs)*: originados em indústrias químicas, geralmente estão presentes em concentrações relativamente baixas (concentrações menores que 1mg/L de cada componente). Entre eles são comumente encontrados: os hidrocarbonetos aromáticos, fenóis, pesticidas.

Além desses quatro grupos básicos, podem ser encontrados outros elementos e compostos, porém em baixas concentrações, como por exemplo: borato, arsenato, bário, lítio, mercúrio, cobalto, hidrocarbonetos, fenol e pesticidas (KJELDSEN et. al., 2002).

Na Tabela 3.1 são apresentadas as faixas de valores de algumas características físico - químicas de lixiviados, obtidas por diversos pesquisadores, para aterros com idades diferentes, localizados em regiões distintas do mundo (condições hidrometeorológicas diferentes) e sob condições de operação diversas.

² KOUZELI-KATSIRI, A.; BOSDOGIANNI, A.; Leachate quality from sanitary landfills. *ASCE Journal of Environmental Engineering*, 125(10):950-18, 1999.

Tabela 3.1 – Características físico-químicas de lixiviados de diferentes aterros, que operam sob diferentes condições climáticas.

Parâmetros	Faixas de variação de diversos aterros				
	[1]	[2]	[3]	[4]	[5]
pH	7,88 - 8,25	6,9 - 8,2	4,5 - 9	7,3 - 8,8	7,6 - 8,16
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	9547 - 13607	8500 - 13500	-	923 - 8070	607 - 1680
Condutividade (µS/cm)	21600 - 27500	-	2500 - 35000	6200 - 34000	3370 - 6490
Sólidos Totais (mg/L)	15083 - 37439	-	2000 - 60000	3100 - 18000	2528 - 4675
Sólidos Totais Fixos (mg/L)	-	-	-	-	1921 - 3384
Sólidos Totais Voláteis (mg/L)	11211 - 12312	-	-	10 - 5900	264 - 1291
NKT (mg N-NH ₃ /L)	-	-	64 - 4700	369 - 1800	68 - 396
N-amoniacal (mg N-NH ₃ /L)	-	750 - 1880	50 - 3700	39 - 1750	57 - 288
DQO (mg O ₂ /L)	14598 - 16800	60000 - 96000	140 - 152000	-	351 - 2340
DBO (mg O ₂ /L)	1529 - 2245	-	20 - 57000	-	34 - 1547

[1] JUCA et al (199-) Aterro da Muribeca – Recife-PE, em células com resíduos mais jovens.

[2] SEGATO (2000) Aterro municipal de Bauru-SP.

[3] KJELDSSEN et al. (2002), resumo de trabalhos desenvolvidos por diversos pesquisadores em diferentes aterros sanitários instalados em países Europeus.

[4] TATSI & ZOUBOULIS, 2002 para o aterro sanitário da cidade de Thessaloniki (Grécia).

[5] MARINGONDA (2003), Aterro municipal de Rolândia-PR.

3.2 SISTEMAS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO DE LIXIVIADOS

3.2.1 Generalidades

Devido ao fato da composição do lixiviado variar de um aterro para outro e em um mesmo aterro, ao longo do tempo, não há uma metodologia de tratamento padronizada, eficiente e prontamente aplicável a todos os casos.

Características como baixa relação DBO₅/DQO, principalmente em aterros antigos, presença de substâncias de difícil degradação (húmicas e fúlvicas) e elevadas concentrações de N-amoniacal, podem representar uma limitação para o tratamento de lixiviados, especialmente no caso do tratamento biológico. Além disso, a grande variabilidade das características quantitativas e qualitativas dos lixiviados, tem grande influência na escolha do sistema de tratamento destes efluentes.

Por isso, segundo Klimiuk (2005), a correta seleção dos reatores e suas condições operacionais são fatores importantes para se obter resultados positivos no tratamento de lixiviados.

Segundo Kurniawan (2006) o tratamento de lixiviados de aterros mais antigos, ou seja lixiviados com menor fração biodegradável, utilizando sistemas biológicos, pode não ser eficiente na remoção de DQO, devido às características recalcitrantes da matéria orgânica presente.

Dentre os sistemas biológicos, pesquisados ou aplicados para tratamento de lixiviado, o processo aeróbio é o mais utilizado, empregando-se preferencialmente sistemas de crescimento suspenso similares ao sistema de lodos ativados, contínuos e em bateladas (LI; ZHAO, 2001; KLIMIUK; KULIKOWSKA, 2005; KARGI; UYGUR, 2004), ou alimentação em batelada (KARGI; PAMOKOGLU, 2003), e sistemas de crescimento fixo, principalmente para nitrificação (JOKELA et al., 2002; HE et. al., 2006).

O processo anaeróbio, apesar das controvérsias sobre sua maior ou menor sensibilidade à toxicidade em relação ao processo aeróbio, especialmente quando se trata de elevadas concentrações de N-amoniaco, também tem sido estudado por Calli et al. (2005) e Calli et al. (2006).

3.2.2 Remoção de matéria orgânica de lixiviados

A remoção de matéria orgânica de lixiviados apresenta uma série de dificuldades, principalmente no lixiviado produzido em aterros sanitários antigos, sobretudo devido à presença de compostos de difícil biodegradação (recalcitrantes), conseqüentemente baixa razão DBO/DQO.

Klimiuk et al. (2005) estudaram a remoção de matéria orgânica de lixiviados de aterros novos, com concentração de DBO de 517mg O₂/L e DQO de 1348 mgO₂/L, utilizando sistema de lodos ativados em batelada com TDH variando de 2 a 12 dias, e obtiveram remoção de DBO de 97,5%.

Fleck (2003), tratou lixiviados com concentração média de DBO de 4976 mgO₂/L e concentração de DQO de 9379 mgO₂/L, utilizando filtro anaeróbio, com TDH variando de 14 a 91 dias, e obteve remoção média de DBO de 82% e de DQO de 78%.

Juntamente com o estudo anterior, Fleck (2003) avaliou a eficiência de um

filtro biológico aeróbio alimentado com efluente do filtro anaeróbio, com taxa de aplicação superficial de $0,063\text{m}^3/(\text{m}^2.\text{d})$. No filtro biológico aeróbio as concentrações afluentes de DBO e DQO foram de $1602\text{ mgO}_2/\text{L}$ e $3567\text{ mgO}_2/\text{L}$, respectivamente. A eficiência média de remoção foi de 36% para a DBO e de 2,3% para a DQO. Quando a taxa de aplicação superficial foi elevada para $0,084\text{ m}^3/(\text{m}^2.\text{dia})$ o processo se tornou instável.

Hossaka et al. (2007), operaram um sistema de lagoas aeradas de mistura completa alimentadas com lixiviado do aterro controlado de Londrina, com TDH de 5, 10, 15, 30 e 40 dias. As concentrações DBO e DQO médias do lixiviado foram de $330\text{ mg O}_2/\text{L}$ e $4500\text{ mg O}_2/\text{L}$. Neste estudo os autores obtiveram eficiência de remoção de DBO de até 92%, porém a remoção de DQO foi em média de 20%, estes resultados demonstram que há elevada parcela de material orgânico de difícil biodegradação. Observa-se que a relação DBO/DQO com base nos valores médios do período ficou em torno de 0,07, valor que indica tratar-se de lixiviado de aterro na fase metanogênica.

Facchin et al. (2000) estudaram o tratamento de lixiviado combinado com esgoto sanitário. O sistema era composto por uma lagoa anaeróbia, uma lagoa facultativa e três lagoas de maturação, o TDH no sistema variou de 55 a 284 dias com média de 132 dias. Neste estudo o lixiviado foi adicionado ao esgoto a ser tratado, nas proporções variando de 0,1 a 10,7% com média de 3,2%, em volume. O principal problema relatado pelos pesquisadores foi as altas concentrações de N-amoniacal (próximas a $200\text{mgN}/\text{L}$), o qual teve efeito tóxico sobre as algas da lagoa facultativa (clorofíceas), chegando ao ponto de ocorrer condições de anaerobiose nessas lagoas. Os autores concluíram que este sistema pode ser viável, quando é mantido rígido controle das cargas afluentes e do monitoramento das unidades de tratamento.

O tratamento combinado de lixiviado com esgoto sanitário também foi estudado por Viana et al. (2007), que adicionaram lixiviado na proporção de 2% em relação ao volume de esgoto sanitário. Para o sistema composto por lagoa facultativa seguido de lagoa de maturação foi obtida remoção de 71% e 70%, respectivamente, para DQO e DBO, enquanto no sistema composto por lagoa aerada seguida de lagoa de sedimentação a remoção média de DQO foi de 70% e a de DBO foi de 81%.

Em ambos os estudos citados, as taxas de diluição foram baixas: 3,2 e 2,0%, mostrando assim as dificuldades que poderão ser encontradas no tratamento biológico de lixiviados.

Sistema combinado composto por biofiltro seguido por oxidação por ozônio ou reagente Fenton, foi estudado por Iaconi et al. (2006). Neste estudo os autores utilizaram

lixiviado *in natura* de aterro antigo - concentrações de DQO de 24400 mg/L, NKT de 3380 mg/l e N-amoniaco de 3190 mg/L. Considerando apenas o sistema biológico (biofiltro) foram obtidas remoções de DQO de até 80%. Para os processos oxidativos utilizados para pós-tratamento do efluente do biofiltro foram observadas remoção de DQO residual de 33%, quando o ozônio foi usado, e de 85% no caso da aplicação do reagente “Fenton”. Com relação ao N-amoniaco foi constatado que no sistema biológico a remoção foi de apenas 20%, os pesquisadores atribuíram essa baixa eficiência de remoção a presença de compostos que inibiram a nitrificação, como a concentração de N-amoniaco e a alta salinidade.

Silva (2002) estudou a aplicação da técnica de ozonização e de fracionamento por membranas em lixiviado pré-tratado por coagulação-floculação, utilizando sulfato de alumínio como coagulante. O pré-tratamento tinha como finalidade a remoção de matéria orgânica recalcitrante do lixiviado, que possuía concentrações de DQO de 3455 mg/L, COT de 815 mg/L, cor de 5250 mgPtCo/L e cloreto de 4129 mg/l, o lixiviado pré-tratado passou a ter concentração de: DQO de 2670 mg/L, COT de 690mg/L, cor de 1550 mgPtCo/L e cloreto de 3599 mg/L. Os percentuais de remoção de DQO, COT, cor e cloreto foram de 23, 15, 70 e 13% respectivamente.

Para o teste de ozonização, cuja finalidade era aumentar a biodegradabilidade do lixiviado, foram utilizadas quatro concentrações de ozônio absorvido (0,1; 0,5; 1,5; 3,0) por litro de efluente. As concentrações de 0,1 e 0,5 não apresentaram remoção de DQO, e as concentrações de 1,5 e 3,0 apresentaram remoção de 35 e 60% respectivamente. Para nenhuma das concentrações utilizadas houve remoção de COT, mas sim um aumento desta. Segundo a autora o aumento do COT pode ser atribuído à presença de compostos recalcitrantes, que só são oxidados durante a ozonização, e que não são oxidados na análise instrumental. Ao serem modificados na ozonização esses compostos tornam-se menos recalcitrantes e passam a ser quantificados, gerando valores de COT maiores do que o inicial. Quanto a remoção de cor esta atingiu até 90%, para a concentração de 3,0mg $O_{3\text{absorvido}}/L_{\text{efluente}}$.

Com respeito ao fracionamento com membranas, o lixiviado foi filtrado primeiramente em papel filtro, depois filtrado em membrana de microfiltração de 0,22 ou 0,45 μm e em seguida aplicada ao processo de ultrafiltração com membranas de diferentes cortes. A remoção de DQO estabeleceu-se em torno de 50%, a remoção de COT permaneceu em torno de 30%.

3.3 PROCESSOS DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO EM ÁGUAS RESIDUÁRIAS

O nitrogênio pode apresentar-se em diversas formas devido aos vários números de oxidação que pode assumir. No meio aquático pode ser encontrado nas seguintes formas: nitrogênio molecular (N_2), escapando para a atmosfera; nitrogênio orgânico (dissolvido e em suspensão); N-amoniaco (NH_3/NH_4^+); Nitrato (NO_3^-) e Nitrito (NO_2^-) (SEDLAK, 1991).

O seu estado de oxidação é -3 para compostos de nitrogênio orgânico e de amoniaco, zero para o nitrogênio molecular e +3 e +5, respectivamente, para o nitrogênio oxidado na forma de nitrito e nitrato (SEDLAK, 1991).

O nitrogênio em suas diversas formas, quando lançado nos cursos d'água de maneira inadequada pode ser responsável por impactos ambientais tais como (VON SPERLING, 1996):

- em todas as formas, pode ser utilizado como um nutriente pelas plantas aquáticas e, conseqüentemente, ser responsável pela eutrofização de lagos e represas;
- pode afetar a vida aquática, uma vez que este consome oxigênio no processo de conversão de N-amoniaco em nitrito e deste em nitrato;
- dependendo da concentração pode ser tóxico, na forma de amônia livre, aos peixes e outros organismos;
- na forma de nitrato é um risco à saúde pública, pois, está associado à metahemoglobinemia (síndrome do bebê azul).

Em esgotos sanitários recentes o nitrogênio é encontrado predominantemente na forma orgânica e de N-amoniaco, aproximadamente 60% na forma orgânica e 40% na forma de N-amoniaco. Na decomposição da matéria orgânica contendo proteínas e na hidrólise da uréia o nitrogênio orgânico é transformado em N-amoniaco (SEDLAK, 1991).

No lixiviado, o nitrogênio é encontrado nas formas orgânica e amoniaco, devido às condições anaeróbicas de decomposição dos resíduos. Com o decorrer do tempo há predomínio da forma amoniaco. As principais fontes de nitrogênio no lixiviado são de origem vegetal e animal e suas concentrações estão diretamente relacionadas com a quantidade de

matéria orgânica presente nos resíduos. Outras fontes de nitrogênio que podem estar presentes em lixiviado são os fertilizantes, os produtos de limpeza, a carne preservada com amônia e os produtos para preservação de madeira (FLECK, 2003).

No lixiviado do aterro controlado de Londrina, aproximadamente 40% do nitrogênio está na forma orgânica, enquanto 60% está na forma amoniacal (FERNANDES et al., 2004). Observa-se que neste caso trata-se de aterro antigo, mas ainda em operação, cujo lixiviado apresenta grande variabilidade.

Dentre os sistemas de remoção de nitrogênio destacam-se os processos físico- químicos e os processos biológicos. Em geral os processos físico-químicos exigem maior manutenção e custo, podendo causar impactos ambientais consideráveis tais como a liberação de amônia no processo de “stripping”, produção de grande quantidade de lodo, além do custo com produtos químicos. Desta forma os processos biológicos têm sido a melhor alternativa, enquanto os físico-químicos são usados somente para o polimento de efluente de sistemas biológicos. (SEDLAK, 1991)

Os processos físico-químicos de remoção de nitrogênio são utilizados principalmente para tratamento de lixiviados de aterros e despejos industriais com altas concentrações de N- amoniacal, com o objetivo de reduziram estas concentrações para posterior tratamento biológico.

Dentre os processos físico-químicos utilizados para remoção de nitrogênio podem ser citados: Oxidação com cloro (Cloração ao breakpoint), que é utilizado para a remoção do íon amônio (NH_4^+), extração de N-amoniacal na forma de gás amoníaco (NH_3) por arraste com ar (stripping) e a troca iônica seletiva para a remoção do íon amônio (NH_4^+) (METCALF, 2003; SEDLAK, 1991).

Para os processos biológicos são utilizadas as transformações que ocorrem com o nitrogênio na natureza, partindo principalmente do N-amoniacal até a liberação do nitrogênio gasoso. As transformações que podem ocorrer no sistema biológico de tratamento para remoção de nitrogênio são mostradas na Figura 3.1.

As principais etapas no processo biológico de remoção de nitrogênio são: a amonificação, a assimilação, a nitrificação (nitritação e nitratação) e a desnitrificação.

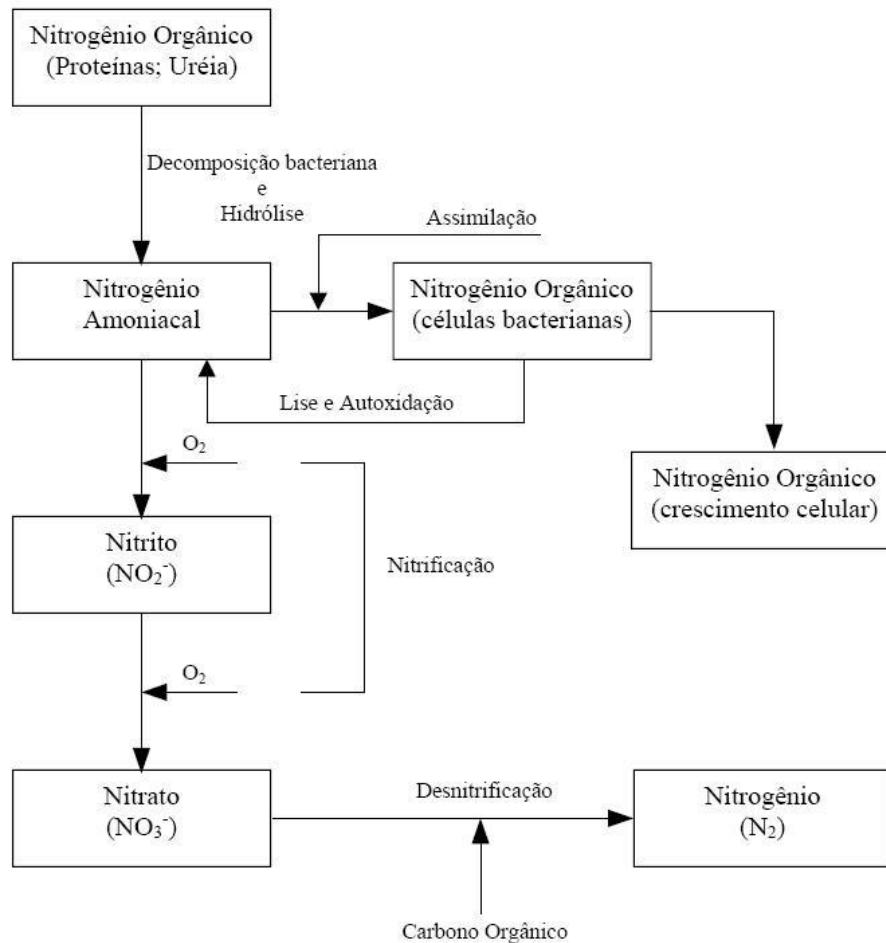


Figura 3.1 – Transformação do nitrogênio no processo biológico de tratamento.

Fonte: Sedlak (1991)

3.3.1 Nitrificação

A nitrificação pode ser dividida em duas etapas. A primeira etapa deste processo consiste na oxidação do N-amoniacal para nitrito e a segunda etapa na oxidação do nitrito para nitrato. Em ambas a oxidação deve-se à ação de microrganismos autotróficos, que obtém energia da oxidação de compostos inorgânicos de nitrogênio, principalmente íon amônio (NH_4^+) e nitrito (NO_2^-), e usam como fonte de carbono para síntese de novas células carbono inorgânico, dióxido de carbono (METCALF, 2003).

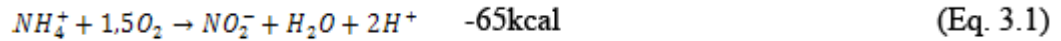
O dióxido de carbono é reduzido para formação do material celular. A redução é feita pela oxidação de uma fonte de nitrogênio - N-amoniacal ou nitrito (HENZE et

al. 1997).

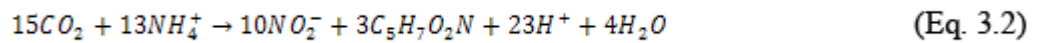
As duas etapas da nitrificação são apresentadas nas Equações 3.1 a 3.6 e a reação global da nitrificação é mostrada na equação 3.7.

1 - Oxidação do N-amoniaco para nitrito (*nitrosomonas sp*):

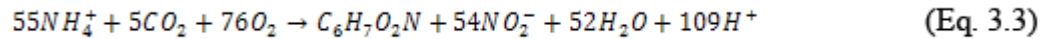
a) Obtenção de energia



b) Síntese (assimilação autotrófica)



c) Equação total (energia + síntese)



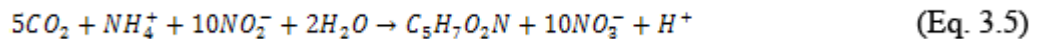
$$\Delta G^\circ = -270 \text{ kJ/mol N-NH}_4$$

2 – Oxidação do nitrito para nitrato (*nitrobacter SP*):

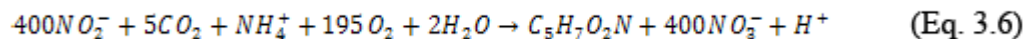
a) Obtenção de energia



b) Síntese (assimilação autotrófica)

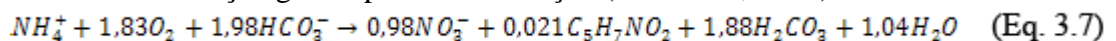


c) Equação total (energia + síntese)



$$\Delta G^\circ = -80 \text{ kJ/mol N-NO}_2$$

3 – Reação global para a nitrificação (SEDLAK, 1991)



$$\Delta G^\circ = -350 \text{ kJ/mol}$$

A oxidação do N-amoniaco para nitrito é realizado por bactérias autotróficas do gênero *nitrosomonas*, estas bactérias possuem taxa de crescimento lento, bastante inferior à dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea,

devendo-se ter cuidado especial com a idade do lodo nos sistemas de tratamento, a fim de evitar que as bactérias sejam arrastadas do sistema antes de seu desenvolvimento (VON SPERLING, 2006).

Na etapa 2, descrita pelas Equações 3.4 a 3.6, as bactérias responsáveis pela oxidação do nitrito para nitrato são as do gênero *nitrobacter*, que possuem taxa de crescimento superior em relação às *nitrosomonas* (VON SPERLING, 2006).

A oxidação do N-amoniaco para nitrito ocorre em várias etapas, enquanto a oxidação de nitrito para nitrato é realizada em uma única etapa. Em geral, na prática do processo de nitrificação a nitrificação é o passo limitante, por isso o acúmulo de nitrito somente ocorrerá quando o sistema estiver operando em condições desfavoráveis (tempo inadequados, presença de substâncias inibidoras, baixo TRC, sobrecargas e durante a partida do sistema) (HENZE et al., 1997).

Na oxidação de 1,0 g de NH_4^+ são consumidos aproximadamente 4,3g de O_2 , sendo 3,43g O_2 consumidos na oxidação do íon amônio (NH_4^+) para nitrito (NO_2^-) e 1,14g O_2 de nitrito (NO_2^-) para nitrato (NO_3^-), juntamente com a oxidação o oxigênio é consumido para a fixação do dióxido de carbono e nitrogênio na massa celular (METCALF, 2003).

No processo de nitrificação uma alta quantidade de alcalinidade é consumida, devida a liberação do íon H^+ . Para a oxidação de 1,0 g de N- NH_4^+ , são consumidos 7,14g de CaCO_3^- ou 8,64g de HCO_3^- (SEDLAK, 1991; METCALF, 2003).

Neste processo são consumidos, ainda, 0,08g de carbono inorgânico por grama de N- amoniaco oxidado a nitrato, que são utilizados na formação de novas células. O consumo de carbono inorgânico é devido aos microrganismos nitrificantes (quimioautotrófos), que utilizam matéria inorgânica como fonte de carbono (VON SPERLING, 2006). Neste processo são produzidos em torno de 0,15g de novas células por grama de N-amoniaco oxidado a nitrato (SEDLAK, 1991).

Os principais fatores que influenciam a nitrificação são, de acordo com Von Sperling (2006), Sedlak (1991) e Metcalf (2003): Temperatura, pH, oxigênio dissolvido e as substâncias tóxicas ou inibidoras.

A temperatura ótima para a nitrificação encontra-se na faixa de 25°C a 36°C, apesar de a nitrificação poder ocorrer numa faixa de 5 a 50°C. Segundo Rittman e McCarty³ (2001 apud BAE et al. 2002), para a faixa de 5° a 30°C, a cada aumento de 10°C a

³ RITTMAN, B.E.; MCCARTY, P.L. *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*. McGraw-Hill, New York, 2001

velocidade de nitrificação dobra ou triplica.

A Equação 3.8 (VON SPERLING, 2006), descreve o efeito da temperatura na nitrificação. Nota-se que a taxa de nitrificação dobra a cada acréscimo de 7°C, sendo válido, também, o caso contrário, isto é, com o decréscimo de 7°C na temperatura, a taxa de nitrificação é reduzida pela metade, o que pode ser observado na Figura 3.2.

$$\mu_{\text{máx}}(T) = \mu_{\text{máx}}(20^{\circ}\text{C}) \cdot \theta^{(T-20)} \quad (\text{Eq. 3.8})$$

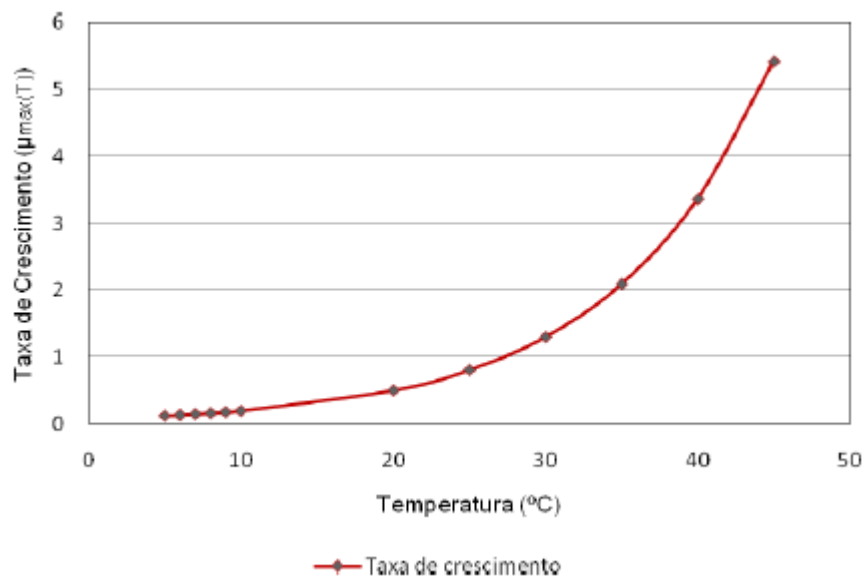


Figura 3.2 – Variação da taxa de crescimento ($\mu_{\text{máx}}(T)$) na nitrificação em função da temperatura.

Fonte: Von Sperling (1996)

Verifica-se na Figura 3.2 que a taxa de nitrificação aumenta, com o aumento da temperatura, porém deve ser levado em conta que com o aumento da temperatura há também o aumento da concentração de NH_3 , que é um inibidor da nitrificação (SEDLAK,1991; HENZE et al., 1997). Portanto, deve-se fazer um ajuste para que haja equilíbrio e, conseqüentemente, a taxa de nitrificação seja otimizada.

Em estudo realizado por Filos et al.⁴ (1997 apud LOPES, 2000), foi verificado o decaimento de 55% na nitrificação, quando variou-se a temperatura de 23-24°C

⁴ 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.

para 14-15°C.

Ilies et al. (2001) estudaram a influência da temperatura ambiente, em sistema biológico de nitrificação-desnitrificação para lixiviado com alta concentração de N-amoniacoal (2200 mg N/L), neste estudo utilizaram TDH=20 dias e metanol como fonte externa de carbono. Os autores observaram que com o decréscimo da temperatura de 20 para 14°C não houve interferência na nitrificação, entretanto ao reduzirem a temperatura para 10°C o percentual de nitrificação caiu para valores entre 10 e 30%.

Assim como a temperatura, o pH é outro fator que influencia na taxa de crescimento bacteriano. A faixa ótima de pH para a nitrificação é de 7,2 a 8,0, abaixo de este valor a taxa de nitrificação decresce segundo a Equação 3.9 (VON SPERLING, 2006).

$$\mu_{\max(pH)} = \mu_{\max} [1 - 0,83(7,2 - pH)] \quad (\text{Eq. 3.9})$$

Observa-se na Figura 3.3 que para pH 6,0 a taxa de nitrificação é próxima de zero, portanto para manter a estabilidade do sistema é necessário manter o pH numa faixa de 6,5 a 8,0 (SEDLAK, 1991).

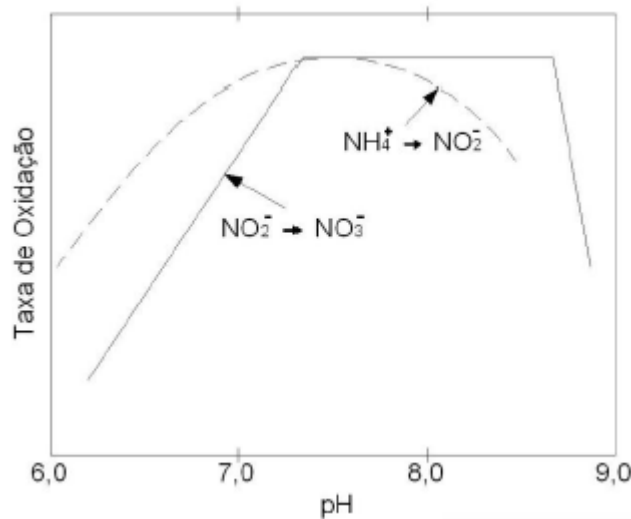


Figura 3.3 – Variação da taxa de oxidação em função do pH.

Fonte: Sedlak (1991)

Segundo Anthonisen⁵ (1976 apud SEDLAK, 1991) o N-Amoniacal e o nitrito (NO_2^-) são tóxicos à nitrificação, porém este efeito é função do pH. O pH influencia no equilíbrio entre as formas de N-amoniaco ($\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$) e de nitrito ($\text{NO}_2^-/\text{HNO}_2$) como apenas as formas não ionizadas são tóxicas, ou seja, o gás amoníaco (NH_3) e o ácido nitroso (HNO_2) a inibição causada por estes substrato será função do pH.

Segundo Von Sperling (2006) o equilíbrio ($\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$) assume a seguinte configuração: pH < 8 praticamente todo N-amoniaco na forma de NH_4^+ ; pH = 9,5 aproximadamente 50% de NH_3 e 50% de NH_4^+ ; pH > 11 praticamente todo N-amoniaco na forma de NH_3 . As concentrações de N-Amoniacal e nitrito que podem inibir o processo de nitrificação em função do pH são mostradas na Figura 3.4.

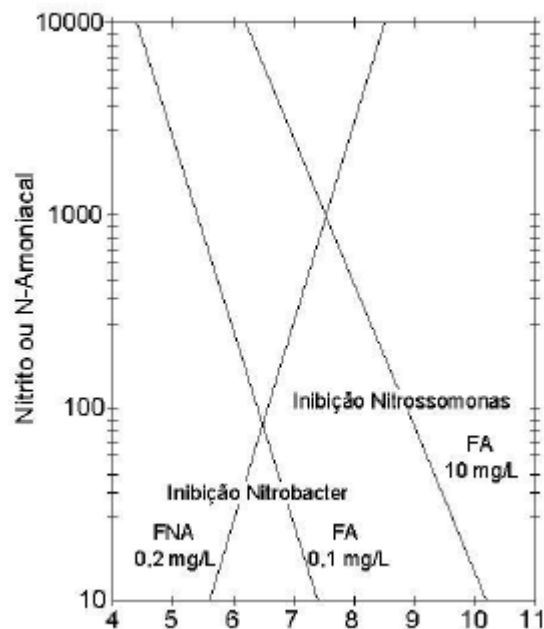


Figura 3.4 – Inibição da nitrificação em função da concentração de Nitrito ou N-amoniaco e do pH.

Fonte: SEDLAK, 1991.

Observa-se na Figura 3.4 que as bactérias oxidantes de nitrito são mais sensíveis ao NH_3 , ocorrendo inibição destas na faixa de 0,1 a 1,0 mg/L de NH_3 , enquanto que as bactérias oxidadoras de N-amoniaco são inibidas na faixa de 10 a 150 mg/L de amônia

⁵ 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.835-52. 1976.

livre (HENZE, 1997; KIM et al., 2006). Portanto é importante manter a concentração de NH_3 em níveis baixos para evitar a inibição da nitrificação.

A concentração de NH_3 , pode ser calculada utilizando a equação 3.10 e 3.11 (FERRARA⁶ et al. 1985 apud CAMPOS, 1995), em que pode se observar que o equilíbrio é em função da temperatura e do pH.

$$NH_3 = \frac{[N\text{-amoniacal}]}{1 + 10^{pka - pH}} \quad (\text{Eq 3.10})$$

$$pka = 10,05 - 0,032T \quad (\text{Eq 3.11})$$

Onde: T= temperatura °C

O oxigênio dissolvido é um fator indispensável para que ocorra a nitrificação, por isso deve-se manter no licor misto valores altos de OD para garantir que o oxigênio chegue ao interior dos flocos do lodo ativado. É recomendado um valor mínimo de OD de 2,0 mg/L a fim de garantir que não haverá problemas com os picos de N-amoniacal afluente.

A concentração crítica de OD para a nitrificação segundo Barnes e Bliss⁷ (1983 apud VON SPERLING, 2006) é de 0,2 mg/L, porém Filos et al.⁸ (1996 apud LOPES, 2000), constataram que a nitrificação foi inibida com níveis de OD em torno de 1,0 mg/L.

Os valores da constante de saturação do oxigênio (K_0) para a nitrificação, citados por Henze (1997), são apresentados na Tabela 3.2. A variação nos valores de K_0 para a nitrificação deve-se ao fato de a concentração de OD na massa líquida não ser necessariamente a encontrada dentro do floco, onde o oxigênio é consumido.

⁶ FERRARA, R.A. & DIMINO, M.A. A case study for season Nitrification economic efficient and water quality preservation. *Journal Water Pollution Control Fedetation*. 57(7): 763-769, jul, 1985.

⁷ BARNES, D.; BLISS, P.J. *Biological controlo f nitrogen in wastewater treatment*. New York. E&F Spon, 1983.

⁸ FILOS, J.; DIYAMANDOGLU, V.; CARRIO, L.A.; ROBINSON, L. (1996) Full-scale evaluation of biological nitrogen removal in the step-feed activated sludge process. *Water Environment Research*, v.68, n.2, march/april.

Tabela 3.2 – Valores das constantes de saturação do nitrogênio (KN) e oxigênio (K0) na nitrificação.

	Unidade	Nitrosomonas	Nitrobacter	processo total
Constante de saturação do nitrogênio (Kn)	g N-amoniaco/m ³	0,3 - 0,7	0,8 - 1,2	0,3 - 0,7
Constante de saturação do oxigênio (K _O)	g O ₂ /m ³	0,5 - 1,0	0,5 - 1,5	0,5 - 1,0

Fonte: Henze (1997)

A nitrificação é cessada logo que a concentração de OD atinja valores críticos, porém esta é rapidamente recuperada assim que o valor de OD retorne à concentração adequada (VON SPERLING, 2006).

As substâncias tóxicas podem inibir o crescimento das bactérias nitrificantes principalmente o das *Nitrosomonas* (VON SPERLING, 2006). Entre as substâncias tóxicas à nitrificação pode-se citar, conforme Sedlak (1991): a acetona, clorofórmio, fenol, etanol entre outros, que são geralmente encontrados em despejos industriais. Na Tabela 3.3 são apresentadas as concentrações inibitórias de alguns elementos e substâncias ao processo de nitrificação em sistemas de lodos ativados (METCALF, 2003).

Tabela 3.3 – Concentrações inibitórias aos processos de nitrificação em sistemas de lodos ativados.

Espécie Inibitória	Concentração
Cromo hexavalente (mgCr ⁺⁶ /L)	0,25
Cobre (mgCu/L)	0,005-0,5
Cianeto (mgCN/L)	0,34
Magnésio (mgMg/L)	5,9
Níquel (mgNi/L)	0,25
Sulfato (mgSO ₄ ⁻² /L)	500
Zinco (mgZn/L)	0,08-0,5
Fenol (mgC ₆ H ₅ OH/L)	4-10
Cresol (mgCresol/L)	4-16
2-4Dinitrofenol [mg(2-4 dinitrofenol)/L]	1,5

Fonte: Metcalf (2003)

Segundo METCALF (2003), a capacidade de sistemas de lodos ativados em apresentar organismos nitrificantes em relação a outros microrganismos, está relacionada à razão DBO_5/NKT . Conforme a Tabela 3.4, pode-se notar que a presença de organismos nitrificantes pode variar de 35 a 2,9% quando a relação DBO_5/NKT varia de 0,50 a 9,0. A relação DBO_5/NKT até 3 corresponde à fração de nitrificantes para processos de estágios separados, enquanto que a relação maior que 5 corresponde a processos combinando oxidação carbonácea e nitrificação.

Tabela 3.4 – Relação entre a fração de organismos nitrificantes e a razão DBO_5/NKT .

Razão DBO_5/NKT	Fração Nitrificante	Razão DBO_5/NKT	Fração Nitrificante
0,5	0,35	5	0,054
1	0,21	6	0,043
2	0,12	7	0,037
3	0,083	8	0,033
4	0,064	9	0,029

Fonte: Metcalf (2003)

Em sistemas de tratamento de águas residuárias onde há a remoção de compostos orgânicos e de nitrogênio no mesmo reator a relação alimento/microrganismos (A/M) deve ser mantida baixa ($< 0,15$ gDQO/gSSV.dia), a fim de que ocorra a máxima oxidação do N- amoniacal (CAMPOS et al., 1999).

Carrera et al. (2004), estudaram a influência da razão DQO/N na nitrificação, em sistemas biológicos de remoção de nitrogênio com alta concentração de N- amoniacal. Neste estudo os autores concluíram que a relação DQO/N influencia diretamente na competição entre microrganismos heterótrofos e autótrofos. Portanto a razão DQO/N define a composição da biomassa, por isso, acima de determinados valores, a nitrificação pode ser inibida devido à majoritária presença de microrganismos heterotróficos. Na Figura 3.5 observa-se que para a razão de 0,14g DQO/g N a taxa de nitrificação foi de 0,14 g N- NH_4^- /g SSV.dia, ao aumentar a razão para 3,4 g DQO/g N a taxa de nitrificação decaiu para 0,029 g N- NH_4^- /g SSV.dia.

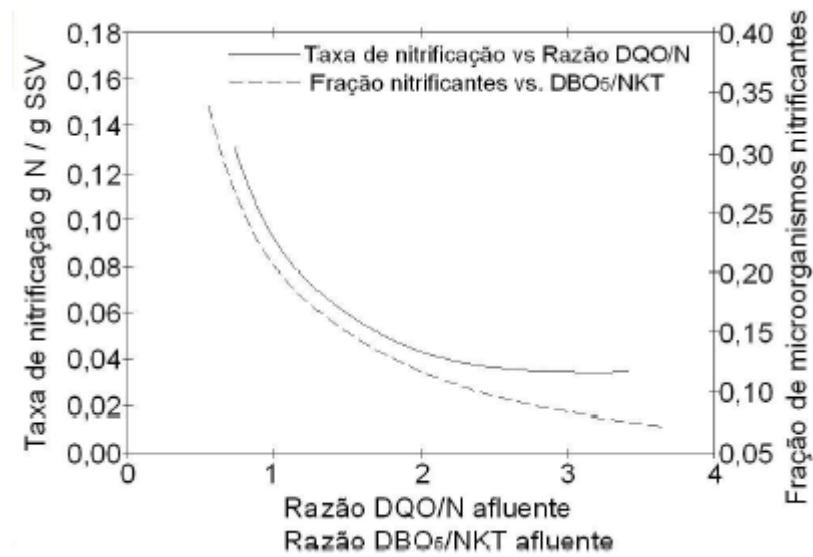


Figura 3.5 – Influência da razão DQO/N na taxa de nitrificação
Adaptado de Carrera et al. (2004)

A taxa de utilização específica de N-amoniacoal pode ser calculada por meio da Equação 3.12 citada por Carrera et al. (2003)

$$r_{X,N} = \frac{Q_{aflu} ([N-NH_4^+]_{aflu} - [N-NH_4^+]_{eflu})}{V_{reator} [SSV_{reator}]} \quad (\text{eq 3.12})$$

Onde

Q_{aflu} = Vazão afluyente (m³/dia);

$[N - NH_4^+]_{aflu}$ = concentração N-amoniacoal afluyente;

$[N - NH_4^+]_{eflu}$ = concentração de N-amoniacoal efluyente;

V_{reator} = volume do reator;

$[SSV_{reator}]$ = concentração de sólidos em suspensão voláteis no reator

Na Tabela 3.5 é apresentado um resumo realizado por Carrera et al. (2004), em que são mostradas as taxas específicas de utilização de N-Amoniacoal ($r_{X,N}$) e as cargas volumétricas removidas ($r_{V,N}$) obtidas por diversos autores e em trabalhos com diferentes processos, para sistemas de remoção de nitrogênio.

Tabela 3.5 – Taxa de utilização específica de N-Amônia e carga volumétrica removida em sistemas de remoção de nitrogênio

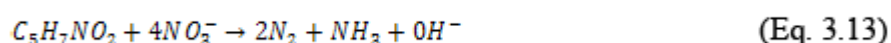
Tipo de Sistema	Temperatura °C	$r_{X,N}$ e $r_{Y,N}$	
		(g N-NH ₄ ⁺ /g SSV.dia)	(g N-NH ₄ ⁺ /m ³ .dia)
Crescimento Fixo	30	0,35	-
Crescimento Fixo	30	-	5,0
Crescimento Fixo	28	-	0,55
Crescimento Fixo	28 – 32	0,18 – 0,21	0,8 – 1,0
Lodos Ativados	28 – 32	0,14 – 0,18	0,6 – 0,8
Lodos Ativados	25	0,37	1,3
Single-sludge	27	0,16	-
Single-sludge	25	0,05	-
Single-sludge	25	0,03	-

Fonte: Carrera et al. (2003)

3.3.2 Desnitrificação

A desnitrificação é um processo anóxico realizado por microrganismos heterotróficos dos quais se pode citar aqueles do gênero *Pseudomonas* e *Micrococcus*, que utilizam o nitrito e o nitrato como aceptores de elétrons na ausência de oxigênio molecular.

Os microrganismos heterotróficos requerem uma fonte de carbono orgânico para obtenção de energia e síntese de novas células. A Equação 3.13, mostra a reação de desnitrificação



Na reação de transformação de 1g de nitrato em nitrogênio molecular (N₂) são consumidos 3,7g de carbono orgânico e são produzidas 0,45g de novas células. Ao contrário do que acontece na nitrificação, no processo de desnitrificação são formadas 3,57g de alcalinidade, aproximadamente 50% da alcalinidade consumida na nitrificação.

Segundo Sedlak (1991) e Von Sperling (1996) a taxa de desnitrificação é influenciada pela natureza e concentração da matéria carbonácea, temperatura, pH e pela presença de oxigênio dissolvido e de substâncias tóxicas.

A ausência do oxigênio dissolvido é um fator fundamental para que ocorra a desnitrificação (condição anóxica - ausência de oxigênio e presença de nitratos). Em concentrações acima de 1,0mg O₂/L, ocorre a inibição do processo de desnitrificação

(SURAMPALLI⁹ et al., 1997 apud IAMAMOTO, 2006), pois neste caso será utilizado como aceptor de elétrons o oxigênio em vez do nitrato, uma vez que o primeiro resulta em maior aproveitamento energético comparado ao segundo (VON SPERLING, 2006).

A temperatura influencia na taxa de crescimento bacteriano embora a desnitrificação possa ocorrer em uma ampla faixa, de 0°C a 50°C, a faixa ótima é de 35°C a 50°C.

O pH ideal é próximo a neutralidade devendo-se evitar valores inferiores a 6 e superiores a 9 pois fora desta faixa a velocidade de desnitrificação é reduzida, principalmente devido ao aumento da produção de óxidos nitrosos, que são inibidores do processo. A faixa ótima do pH segundo METCALF (2003) é de 6,5 a 8,0.

As substâncias tóxicas exercem influência no processo de desnitrificação tal como na nitrificação, inibindo o crescimento bacteriano.

Para que ocorra a desnitrificação o meio deve conter carbono orgânico, que será utilizado como fonte de energia e de carbono pelas bactérias para a conversão do nitrogênio oxidado em nitrogênio gasoso. A fonte de carbono pode ser obtida por meio de uma fonte interna, o próprio afluente e/ou a biomassa, ou externa como, por exemplo: metanol, etanol, acetato. (METCALF, 2003).

Segundo Henze et al. (1997), a relação C/N influencia a desnitrificação, os valores ótimos de 4 a 5 Kg DQO/Kg N, no caso de matéria orgânica, em geral, e de 3,1 a 3,7 Kg DQO/Kg N no caso específico de ácido acético como fonte de carbono.

3.4 REMOÇÃO DE NITROGÊNIO DE LIXIVIADOS

Os sistemas biológicos de remoção de nitrogênio são largamente utilizados para a remoção de baixas concentrações de nitrogênio, porém estudo realizado por Carrera et al. (2003), utilizando um sistema composto de lodos ativados e reator anóxico, mostrou que é possível a utilização de sistemas biológicos para a remoção de nitrogênio de águas residuárias com alta concentração de N-amoniaco (4000 a 6000mg N-NH₄⁻/L), obtendo valores de remoção da faixa de 90 a 100%.

LI et al. (2001) avaliaram a remoção de amônia (NH₃) de lixiviados com

⁹ SURAMPALLI, R.Y.; TIYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorous removal in sequential batch reactors. *Bioresource Technology*, v.61, p.151-7, 1997.

alta concentração de N-amoniaco (5000 mg/L), por meio da precipitação deste na forma de fosfato de amônia e magnésio insolúvel, e obtiveram resultados de até 99% de remoção, porém o efluente apresentou alta salinidade.

Em estudo realizado por Fleck (2003), utilizando filtro anaeróbio seguido de filtro aeróbio para o tratamento de lixiviados, com concentração média afluente de NKT de 2217 mg/L, o pesquisador obteve eficiência de remoção de nitrogênio de 46,12%, utilizando TDH de 56 dias no filtro anaeróbio e taxa de aplicação superficial no filtro aeróbio de 0,063 m³/(m².d).

A fim de diminuir o efeito tóxico do lixiviado, em sistemas de lodos ativados Li et al. (2001) concluíram que é necessária uma alta taxa de recirculação do efluente nitrificado (300- 400%), portanto com baixa concentração de N-amoniaco, inferior a 100 mg/L, a fim de proporcionar a diluição do mesmo no afluente. Entretanto, os autores recomendam que se deva trabalhar com uma taxa de recirculação próxima ao nível crítico em relação ao N- amoniaco, visando a economia de custos com energia.

Baeza et al. (2004), estudaram o efeito da taxa de recirculação interna em um sistema de remoção de nitrogênio, composto por reator anaeróbio seguido de reator anóxico e dois reatores aeróbios. Nesta pesquisa foram utilizadas taxas de recirculação interna de 200 e 500% em relação a vazão afluente. O trabalho foi desenvolvido utilizando substrato sintético, com três diferentes concentrações de N-amoniaco, para TDH de 8,4h. Os autores observaram que, com o aumento da taxa de recirculação interna de 0 para 500%, a eficiência de remoção de nitrogênio total (NKT+N-oxidado) aumentou 12,3%. Este aumento segundo os pesquisadores foi devido ao decréscimo de 9,4%, em média, das concentrações de N-oxidado (nitrito+nitrato) e também ao decréscimo de 2,9%, em média, da concentração do N-amoniaco. Este acréscimo na eficiência segundo os autores foi devido a diluição causada pelo aumento da taxa de recirculação interna, porém os mesmos indicam que para obter alta eficiência de remoção de nitrogênio a taxa de recirculação interna deve ser mantida em valores elevados, embora impliquem em maiores custos econômico, em geral, a recomendação para a taxa de recirculação interna é de 200%.

Jokela et al. (2002) realizaram estudo, utilizando lixiviado gerado no aterro de Jyväskylä (Finlândia), que possui concentração de N-amoniaco na faixa de 60 a 170 mg N/L, DBO média de 18mg/L e DQO na faixa de 230-510 mg/L. Neste estudo, os pesquisadores compararam a nitrificação em filtro biológico de fluxo ascendente e em filtro biológico de fluxo descendente e posterior desnitrificação in-situ. No filtro de fluxo ascendente os autores obtiveram eficiência de nitrificação de 60% a 88% até o 60º dia de

operação do sistema, após esta data a nitrificação chegou a valores superiores a 90%. A remoção de DQO variou de 26% a 62%. No filtro de fluxo descendente a eficiência de nitrificação foi geralmente superior a 90%. Os autores concluíram que houve desnitrificação, pelo fato das amostras de gás analisadas apresentarem elevadas concentrações de nitrogênio. O consumo de nitrato não foi determinado uma vez que não foram realizadas medidas do mesmo.

Fernandes et al. (2006) registram resultados obtidos no tratamento de lixiviados através do sistema de lagoas, cujo sistema experimental consistia em uma lagoa anaeróbia, uma lagoa facultativa e uma lagoa de maturação. O TDH total do sistema foi de 45 dias, sendo 15 dias em cada lagoa. A concentração média afluyente de N-amoniacoal ao sistema foi de 1246 mg N-NH₄/L. Durante o monitoramento foi obtida remoção média de N-amoniacoal de 95,8%. Segundo os autores a remoção foi ocasionada principalmente por volatilização, devido ao elevado pH nas lagoas (>8,5), uma vez que não foi observada a nitrificação nas lagoas facultativa e de maturação, embora o ambiente nessas lagoas fosse aeróbio, 3,8 e 4,6 mg O₂/L respectivamente, a produção de nitrato foi baixa (<10 mg N-NO₃/L).

A utilização de biofiltro para o tratamento de lixiviado também é citada por Fernandes et al. (2006). Nesta pesquisa foram comparados dois tipos diferentes de meio suporte (brita e bambu) para os biofiltros e, para cada meio, foi avaliada a eficiência de diferentes alturas de “recheio” (0,5; 1,0 e 1,5m) e, para cada altura, duas cargas hidráulicas (0,27 e 0,51 m³/m².dia). No que diz respeito a remoção de N-amoniacoal foi observado que com o aumento da altura do meio suporte houve um aumento da eficiência de remoção para ambos os meios, sendo que com o bambu houve melhor remoção (71%). Já a variação da carga aplicada não interferiu significativamente no sistema. Quanto ao mecanismo de remoção de nitrogênio os autores concluíram que pode ter ocorrido por nitrificação ou *stripping* ou ambos, uma vez que não ficou comprovado se houve nitrificação.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Esta pesquisa está inserida dentro do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB) Edital 5, Tema 3, com financiamento da FINEP (Financiadora de estudos e projetos do Ministério da Ciência e Tecnologia) e conta com os seguintes apoios: Ministério da Ciência e Tecnologia, Governo Federal, CNPq e Caixa.

4.1 LOCALIZAÇÃO E CARACTERÍSTICAS DO ATERRO CONTROLADO DE LONDRINA

Para o desenvolvimento deste trabalho foi utilizado o lixiviado proveniente do Aterro Controlado do Município de Londrina, que recebe resíduos sólidos urbanos (RSU) desde 1974. O aterro está situado na região sudeste da cidade, longitude 51°06′ Oeste e latitude 23°20′ Sul, e ocupa uma área de aproximadamente 19,23 ha.

O clima da região onde está situado o aterro é subtropical úmido, portanto possui duas estações bem definidas com verões quentes e chuvosos e invernos frios e secos. A temperatura anual média na região é de 22,5°C.

Atualmente a produção diária de resíduos sólidos domiciliares no Município de Londrina é de 368 t/dia, sendo que 200 t são de resíduos da construção civil.

No aterro são dispostos apenas os resíduos da Classe II-A, não inertes e Classe II-B, inertes segundo a classificação da NBR 10004 – Resíduos Sólidos - Classificação.

Na Tabela 4.1 são apresentados alguns parâmetros físico-químicos determinados para o lixiviado do aterro municipal de Londrina, citado por Fernandes et al., (2006). Na Tabela 4.2 são apresentadas as concentrações de vários elementos presentes no lixiviado do mesmo aterro obtidos por Mangieri (2008).

Tabela 4.1 – Concentrações de alguns parâmetros físico-químicos do lixiviado do Aterro Municipal de Londrina

Parâmetro	Valor	Unidade
pH	4,9	
Alcalinidade	7900	mg CaCO ₃ /L
NKT	1300	mg N-NH ₃ /L
N-amoniacal	1100	mg N-NH ₃ /L
SST	82	mg/L
DQO	4500	mg O ₂ /L
DBO	330	mg O ₂ /L

Fonte: Fernandes et al. (2006)

Tabela 4.2 – Concentrações de elementos encontrados no lixiviado do Aterro Municipal de Londrina

Elementos	Concentração (mg/L)
P	4,9
K	680
Ca	68
Mg	114
S	13
Na	760
Cu	0
Zn	0,14
B	0,82
Fe	3,32
Mn	0,31

Fonte: Mangieri (2008)

4.2 INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL

A instalação experimental, em escala piloto, é composta por reator anóxico, reator aeróbio e decantador. O reator anóxico, com volume de 27 L, era alimentado com lixiviado *in natura*, utilizando bomba magnética marca ProMinent modelo GALA1602PPB200VA010100. O lixiviado foi armazenado em um tanque intermediário de 100L. Dependendo da fase de operação do sistema o mesmo também recebeu o efluente

nitrificado do reator aeróbio (recirculação interna), além da recirculação do lodo (recirculação externa). Para a recirculação interna foi utilizada uma bomba da marca JESCO série MAGDOS e para a recirculação externa foi utilizada uma bomba da marca JESCO modelo E-01.

O reator aeróbio, também com volume de 27 L, era alimentado com o efluente do reator anóxico. O lodo sedimentado no decantador foi recirculado para o reator anóxico, com o objetivo de manter o tempo de retenção celular (TRC) elevado.

No reator anóxico, a fim de manter o sistema funcionando como mistura completa e, conseqüentemente, os sólidos em suspensão, foi instalado um agitador mecânico da marca Nova Ética modelo 103/T. Para a aeração do reator aeróbio foi utilizado sistema de ar difuso, fornecido por compressor marca SCHUZ mod. MSV 5,2 VL/130.

Na 2ª Etapa do trabalho, foi acoplado ao reator aeróbio um sistema automático de controle de pH da marca ProMinent modelo D1CAW0P2201Q220B, a fim de garantir o pH e a alcalinidade no sistema em uma faixa adequada ao processo de nitrificação.

Nas Figuras 4.1 e 4.2 são apresentados, respectivamente, o esquema e uma foto do sistema piloto.

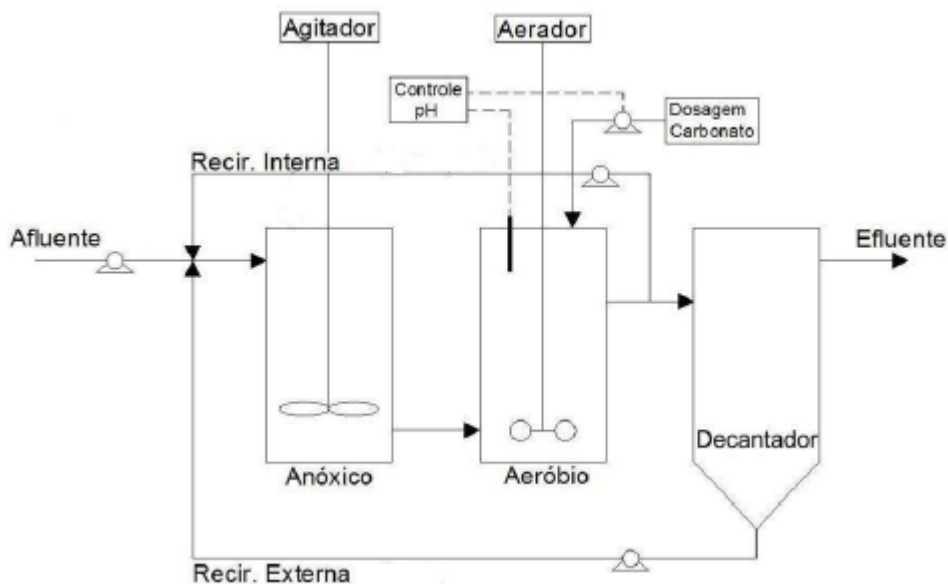


Figura 4.1 – Esquema do sistema piloto.



Figura 4.2 – Foto do sistema piloto

4.3 OPERAÇÃO DO SISTEMA

O sistema foi operado em duas etapas, a primeira etapa consistiu de um estudo preliminar, que teve por objetivo verificar a viabilidade do sistema proposto. A segunda Etapa consistiu da continuação da primeira, porém com parâmetros operacionais distintos, além disso, nesta etapa foi utilizado o sistema de controle de pH não disponível na Etapa I.

4.3.1 Etapa I

4.3.1.1 Partida

Na partida do sistema na Etapa I, utilizou-se como inóculo o lodo proveniente de uma lagoa aerada de mistura completa, em escala piloto, operada com

TDH=40 dias. Foram utilizados 5 litros de inóculo para cada reator e em seguida o volume dos reatores foi completado com o lixiviado *in natura*. O sistema foi mantido aerado e sem alimentação durante 15 dias, visando a adaptação e o aumento da biomassa.

4.3.1.2 Fases de Operação

Na Tabela 4.3 são apresentadas as fases de operação da Etapa I e seus parâmetros operacionais.

Tabela 4.3 – Fases de operação do sistema, Etapa I, e suas características operacionais como tempo de detenção hidráulico (TDH), recirculação interna (Ri); recirculação externa (Re) e tempo de operação.

Fase	TDH (dias)	Ri	Re	Tempo de operação (dias)
I*	10	Não	Não	37
II	20	Não	Sim***	28
III	20	Sim**	Sim***	35

*Sistema funcionou como lagoa, pois não foi realizada a recirculação externa;

** $Q_{ri} = Q$; (Q_{ri} = recirculação interna);

*** $Q_{re} = 0,5Q$ (Q_{re} = recirculação externa).

Inicialmente na Fase I, o sistema foi operado com TDH de 10 dias e sem recirculação do lodo devido a problemas com a bomba de recirculação externa. A partir dos resultados obtidos, na Fase I, decidiu-se aumentar o TDH para 20 dias, Fases II e III, com o objetivo de avaliar se haveria aumento na remoção de N-amoniacal. Durante as Fases II e III a recirculação do lodo foi mantida em uma taxa $Re=0,5$.

A Fase III foi operada nas mesmas condições da Fase II, exceto pelo fato de ter sido iniciada a recirculação do efluente nitrificado para o reator anóxico, com taxa $Ri=1,0$.

4.3.2 Etapa II

4.3.2.1 Partida

Na partida do sistema na Etapa II utilizou-se como inóculo o lodo proveniente da lagoa aerada de mistura completa, em escala real, que trata o lixiviado do aterro controlado de Londrina. Foram utilizados no total 4,0L de inóculo, sendo 2,0L para o reator anóxico e 2,0L para o reator aeróbio, o restante do volume dos reatores foi completado com o lixiviado *in natura*.

O sistema ficou sem alimentação durante 2 dias, apenas com a aeração ligada, visando a adaptação e crescimento da biomassa, assim como na Etapa I. Após este período foi iniciada a alimentação em fluxo contínuo e a recirculação externa. A partir desta data iniciou-se o monitoramento do sistema, considerando este como primeiro dia de operação.

4.3.2.2 Fases de Operação

Na Etapa II o sistema foi operado por 225 dias, distribuídos em quatro fases, conforme apresentado na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Fases de operação do sistema, Etapa II, e suas características operacionais como: tempo de detenção hidráulico (TDH), recirculação interna (Ri); recirculação externa (Re) e tempo de operação.

Fase	TDH (dias)	Ri	Re	Tempo de operação (dias)
I	20	Não	Sim	118
II	10/15	Não	Sim	23
III	13	Não	Sim	53
IV	13	Sim	Sim	31

4.3.2.2.1 Fase I

Durante a Fase I o TDH utilizado foi de 20 dias, no 14º dia o sistema de controle automático de pH foi instalado, pois até esta data o pH era controlado manualmente

com a adição diária de bicarbonato de sódio.

A vazão de recirculação externa foi de $0,5Q$ ($Re = 0,5$) até o 73º dia, a partir deste dia foi alterada para $1,0Q$ ($Ri = 1,0$) com o objetivo de aumentar a concentração de SSV no sistema.

4.3.2.2.2 Fase II

Esta Fase foi considerada uma fase de transição, pois compreende um período de transição do TDH. Após a operação do sistema com TDH de 20 dias optou-se por alterá-lo para 10 dias, o sistema apresentou acentuada redução do desempenho. Por isso, após 11 dias de operação com o TDH de 10 dias e observando-se que o sistema não apresentava resultados satisfatórios, optou-se por alterar novamente o TDH, passando-o para 15 dias, com o intuito de diminuir o impacto causado pela redução para 10 dias. O sistema foi mantido durante 12 dias com o TDH de 15 dias. Como foi constatado que o processo havia estabilizado o TDH foi reduzido novamente para 13 dias.

4.3.2.2.3 Fase III

A Fase III consistiu na operação do sistema com TDH de 13 dias e vazão de recirculação externa de $1,0Q$. Nesta fase de operação houve alteração no sistema de recirculação externa, o que melhorou consideravelmente a concentração de SSV nos reatores, como pode ser observado nos resultados.

4.3.2.2.4 Fase IV

A Fase IV, foi realizada utilizando os mesmos parâmetros operacionais da Fase III, porém incluindo a recirculação interna, numa taxa de $1,3Q$.

4.4 PARÂMETROS A ANALISADOS

Durante o monitoramento do sistema foram analisados os seguintes parâmetros físico-químicos: pH, alcalinidade, sólidos totais, sólidos em suspensão, sólidos sedimentáveis, índice volumétrico de lodos (IVL), nitrogênio Kjeldhal total, nitrogênio amoniacal, nitrato, nitrito, fósforo total, DQO e DBO. Os métodos utilizados e a frequência de monitoramento são apresentados na Tabela 4.5. Neste trabalho foram caracterizados o afluente, o conteúdo dos reatores (licor misto) e o efluente final.

Tabela 4.5 – Parâmetros físico-químicos analisados para o afluente, o conteúdo dos reatores e o efluente final, frequência de análise e métodos utilizados.

Parâmetro	Frequência				Método (standard methods)
	Aflu.	Anóx.	Aeró.	Eflu.	
pH	3x	3x	3x	3x	Potenciométrico (4500-H+B)
Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	3x	3x	3x	3x	Titulação Potenciométrica (2320 B)
Sólidos Totais (mg L ⁻¹)	1x	-	-	1x	Gravimétrico (2540 B/2540 E)
Sólidos Suspensão (mg L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Gravimétrico (2540 D/2540 E)
Sól. Sedimentáveis (ml.L ⁻¹)	-	1x	1x	-	Gravimétrico (2540 F)
IVL (ml/L ⁻¹)	-	1x	1x	-	**Gravimétrico com Cone Imhoff (2710 D)
NKT (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)	1x	-	-	1x	Kjeldahl (4500-N _{org} /4500-NH ₃ C)
N-amoniacal (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)	2x	2x	2x	2x	Titulométrico (4500-NH ₃ B/C)
Nitrato (mg N-NO ₃ .L ⁻¹)	2x	2x	2x	2x	Colorimétrico*
Nitrito (mg N-NO ₂ .L ⁻¹)	2x	2x	2x	2x	Colorimétrico (4500-NO ₂ - B)
Fósforo (mg P-PO ₄ .L ⁻¹)	Quinz.	-	-	Quinz.	Dig. Ac.:(4500-P B-4 dig. Ác. Nítrico Ác sulfúrico); Colorimétrico: 4500-P E
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	1x	1x	1x	1x	Refluxo Fechado (5220 D)
DBO (mg O ₂ .L ⁻¹)	Quinz.	-	-	Quinz.	Potenciométrico (5210 B/ 4500-O G)

* Metodologia de Cataldo (1975), utilizando ácido salicílico.

** Este método não é apropriado para lodos diluídos devido ao pequeno volume de material sedimentado. Nesses casos pode ser utilizado o cone Imhoff em vez da proveta, entretanto os resultados não são comparáveis. Demais metodologias seguem procedimentos descritos pelo STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (2005).

4.5 CÁLCULO DAS CONCENTRAÇÕES AFLUENTE AO REATOR ANÓXICO

Na Figura 4.3 é apresentado o esquema utilizado para o cálculo das concentrações afluentes ao reator anóxico. O quadro pontilhado indica o volume de controle onde foi considerado para o balanço, onde os símbolos são:

S_0 = Concentração afluente;

S_1 = Concentração no licor misto do reator anóxico (medido);

S_2 = Concentração no reator aeróbio;

S_3 = Concentração afluente ao reator anóxico (calculado);

Q = Vazão afluente;

Q_i = Vazão da recirculação interna;

Q_e = Vazão da recirculação externa;

Q_w = Vazão de retirada de licor misto.

Na Tabela 4.6 é mostrado um resumo das vazões de recirculação consideradas em cada fase das Etapas I e II, que foram utilizadas para o cálculo das concentrações afluentes ao reator anóxico.

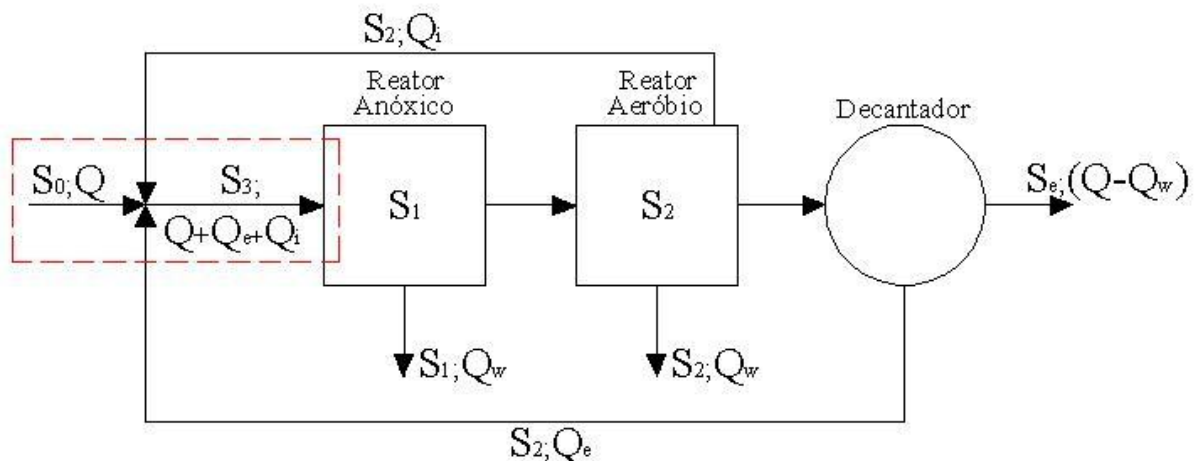


Figura - 4.3 – Esquema para o cálculo do balanço de massa na entrada do reator anóxico.

O balanço de considerado foi:

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

Tabela 4.6 – Vazões consideradas para o cálculo das concentrações afluente ao reator anóxico durante as fases das Etapas I e II.

Etapa	Fase	período	Qe	Qi
I	I	integral	0	0
	II	integral	0,5Q	0
	III	integral	0,5Q	1,0Q
II	I	até 79 ^o dia	0,5Q	0
		após 79 ^o dia	1,0Q	0
	II	integral	1,0Q	0
	III	até 146 ^o dia	1,0Q	0
		após 146 ^o dia	0,193Q	0
	IV	integral	0,193Q	1,3Q

Na Tabela 4.7 são apresentadas as equações utilizadas para o cálculo da concentração afluente ao reator anóxico, para cada fase das Etapas I e II.

Tabela 4.7 – Equações utilizadas para o cálculo da concentração afluente ao reator anóxico em cada fase das Etapas I e II.

Etapa	Fase	Período	S ₃
I	I	integral	S ₀
	II	integral	$\frac{S_0 + 0,5 \cdot S_2}{1,5}$
	III	integral	$\frac{S_0 + 1,5 \cdot S_2}{2,5}$
II	I	até 79 ^o dia	$\frac{S_0 + 0,5 \cdot S_2}{1,5}$
		após 79 ^o dia	$\frac{S_0 + S_2}{2}$
	II	integral	$\frac{S_0 + S_2}{2}$
	III	até 146 ^o dia	$\frac{S_0 + S_2}{2}$
		após 146 ^o dia	$\frac{S_0 + 0,193 \cdot S_2}{1,193}$
	IV	integral	$\frac{S_0 + 1,493 \cdot S_2}{2,493}$

5 APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Considerando que o objetivo principal desta pesquisa era avaliar o potencial do processo de nitrificação/desnitrificação, para remoção de nitrogênio de lixiviados de aterros de resíduos sólidos urbanos e que este tipo de efluente, em geral, apresenta elevadas concentrações de N-amoniaco que podem ser inibitórias em processos de tratamento biológicos, decidiu-se, inicialmente, verificar a viabilidade de aplicação deste processo sem pré-tratamento do lixiviado.

O estudo preliminar para definir a necessidade ou não de pré-tratamento, denominado de Etapa I, foi dividido em três fases cujos parâmetros operacionais são apresentados na Tabela 4.1.

A partir dos resultados da Etapa I planejou-se a Etapa II, que foi dividida em quatro fases, cujos parâmetros operacionais são apresentados na Tabela 4.2.

Com o objetivo de facilitar a apresentação e a avaliação dos resultados, este capítulo será dividido em três subitens, que são:

- 5.1 Apresentação e análise dos resultados da Etapa I;
- 5.2 Apresentação e análise dos resultados da Etapa II;
- 5.3 Avaliação do processo de nitrificação – desnitrificação.

5.1 APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS DA ETAPA I

Na Tabela 5.1 são apresentados os valores médios, os desvios padrões e os coeficientes de variação dos principais parâmetros monitorados durante o período de operação do sistema na Etapa I. Nas Figuras 5.1 a 5.12 e nas Tabelas A.1 a A.5 são apresentados os resultados desses parâmetros em função do tempo de operação.

Tabela 5.1 – Valores médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos parâmetros monitorados, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final ao longo do período de operação do sistema na Etapa I.

Parâmetro	Afluente	Fase I - TDH=10dias; Re=0; Ri = 0		Efluente
		Anóxico	Aeróbio	
*pH	8,41 - 8,81	8,47 - 8,94	7,53 - 9,08	7,94 - 8,97
Alc. (mg CaCO ₃ /L)	7007 ± 150 (2,14)	5765 ± 934 (16,2)	2233 ± 1344 (60,2)	1723 ± 867 (50,3)
DQO (mg O ₂ /L)	3707 ± 475 (12,8)	3673 ± 254 (6,9)	4327 ± 637 (14,7)	3894 ± 425 (10,9)
NKT (mg N-NH ₄ /L)	1473 ± 29 (2,0)	1204 ± 186 (15,4)	658 ± 238 (36,2)	570 ± 141 (24,7)
N-amon. (mg N-	1390 ± 89 (6,8)	1096 ± 80 (7,3)	637 ± 99 (15,5)	498 ± 100 (20,1)
SSV (mg SSV /L)	68 ± 30 (44,1)	154 ± 112 (72,7)	167 ± 86 (51,5)	64 ± 27 (42,2)
Parâmetro	Afluente	Fase II – TDH=20 dias; Re=0,5Q; Ri=0		Efluente
*pH	8,32 - 8,81	8,53 - 8,86	6,63 - 7,54	8,18 - 8,67
Alc. (mg CaCO ₃ /L)	5651 ± 1047 (18,5)	3949 ± 395 (10)	558 ± 28 (5,0)	1359 ± 218 (16,0)
DQO (mg O ₂ /L)	3386 ± 1011 (29,9)	3708 ± 816 (22,0)	4781 ± 1580 (33,0)	4489 ± 1156 (25,8)
NKT (mg N-NH ₄ /L)	1145 ± 133 (11,6)	837 ± 107 (12,8)	395 ± 38 (9,6)	476 ± 32 (6,7)
N-amon. (mg N-	808 ± 128 (15,8)	569 ± 117 (19,6)	269 ± 36 (13,4)	349 ± 55 (15,8)
SSV (mg SSV /L)	81 ± 45 (55,6)	211 ± 22 (10,4)	508 ± 177 (34,8)	41 ± 16 (39,0)
Parâmetro	Afluente	Fase III – TDH=20dias; Re=0,5; Ri=1,0Q		Efluente
*pH	8,27 - 8,80	8,28 - 8,65	6,88 - 8,40	7,85 - 8,22
Alc. (mg CaCO ₃ /L)	4967 ± 988 (19,9)	2671 ± 929 (34,8)	1019 ± 993 (97,5)	893 ± 177 (13,1)
DQO (mg O ₂ /L)	3096 ± 936 (30,2)	4123 ± 1474 (35,8)	4969 ± 1662 (33,5)	4563 ± 1723 (37,8)
NKT (mg N-NH ₄ /L)	1021 ± 226 (22,1)	601 ± 168 (27,9)	378 ± 139 (36,8)	331 ± 30 (9,1)
N-amon. (mg N-	630 ± 204 (32,4)	337 ± 92 (27,3)	173 ± 62 (35,8)	177 ± 84 (47,5)
SSV (mg SSV /L)	82 ± 28 (34,1)	175 ± 16 (9,2)	409 ± 196 (48,0)	58 ± 23 (39,7)

* valores máximos e mínimos de cada fase;

Q=Vazão afluente

Re = razão de recirculação externa;

Ri – razão de recirculação interna.

Observando a Figura 5.1, nota-se que o pH do afluente e do reator anóxico permaneceram ao longo do monitoramento acima de 8,00, variando de 8,41 a 8,81 no afluente e de 8,47 a 8,94 no reator anóxico.

No reator aeróbio durante a Fase I ocorreu aumento do pH, que chegou a atingir valores acima de 9,0 ao final da referida fase.

Na Fase II, onde houve a alteração do TDH de 10 para 20 dias, o pH do reator aeróbio variou de 9,08 para 6,63, e só não atingiu valores menores porque houve a adição de fonte externa de alcalinidade. Já o pH do efluente não sofreu grandes variações, ficando na faixa de 8,18 a 8,67.

Durante a Fase III o pH no reator aeróbio foi mantido na faixa de 6,5 a 7,5, a exceção da última semana quando aumentou bruscamente para valores acima de 8,0.

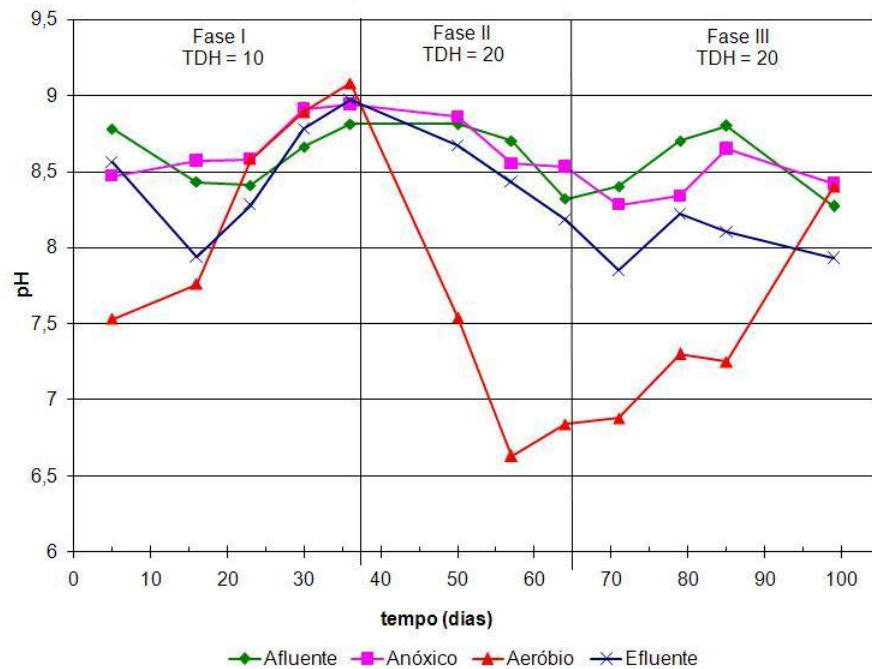


Figura 5.1 – Variação do pH para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final, ao longo do tempo de operação da Etapa I.

Na Figura 5.2, observa-se que a alcalinidade no afluente durante a Fase I variou de 7269 a 6892 mg CaCO₃/L. Na Fase II ocorreu uma queda na concentração de alcalinidade, passando de 6923 mg CaCO₃/L, no final da Fase I, para 4466 mg CaCO₃/L ao final da Fase II.

Esta variação é, possivelmente, devido às diferentes remessas de lixiviado coletadas, uma vez que suas características qualitativas dependem de vários fatores, principalmente do índice pluviométrico. Na Fase III a concentração da alcalinidade no afluente foi praticamente constante ao longo do período, a exceção da última semana.

No reator anóxico a alcalinidade foi sempre menor que a do afluente. Na Fase I a concentração média de alcalinidade foi de 5765 mg CaCO₃/L. No entanto, observa-se que a partir da Fase II devido ao início da recirculação externa, recirculação do lodo, a concentração média da alcalinidade no reator anóxico, que na Fase I era 18% menor em relação a do afluente, passou a ser 29% menor. A alcalinidade nesta fase variou de 4386 a 3615 mg CaCO₃/L. Na Fase III a alcalinidade média foi de 4967 mg CaCO₃/L e foi em torno de 47% menor comparada a do afluente. Essa redução em parte é devida ao efeito diluidor da recirculação interna ($Q_i=1Q$) somada ao da recirculação externa ($Q_e=0,5Q$) que foi iniciada na Fase III, ainda que possa ter havido perda de alcalinidade no reator anóxico, tanto pela

ocorrência de *stripping* de NH_3 como pela oxidação de nitrogênio em função da presença de traços de oxigênio.

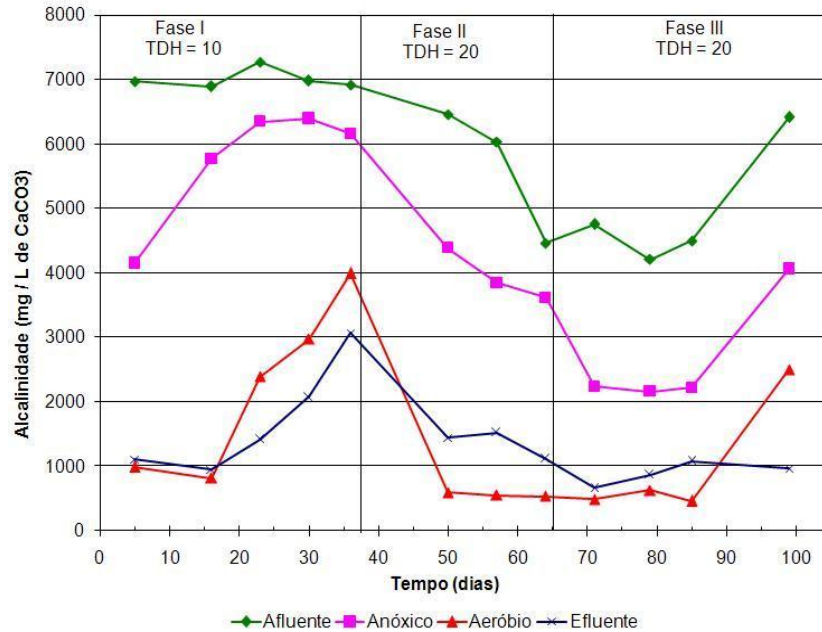


Figura 5.2 – Variação da alcalinidade para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.

O efeito diluidor da recirculação sobre o afluente do reator anóxico pode ser observado na Figura 5.3, em que se verifica para as Fases II e III a diluição do afluente alimentado ao reator anóxico em relação ao afluente bruto. A concentração de alcalinidade estimada do afluente alimentado ao reator anóxico foi calculada de acordo com a Equação 4.1, apresentada no item 4.5 do Capítulo 4.

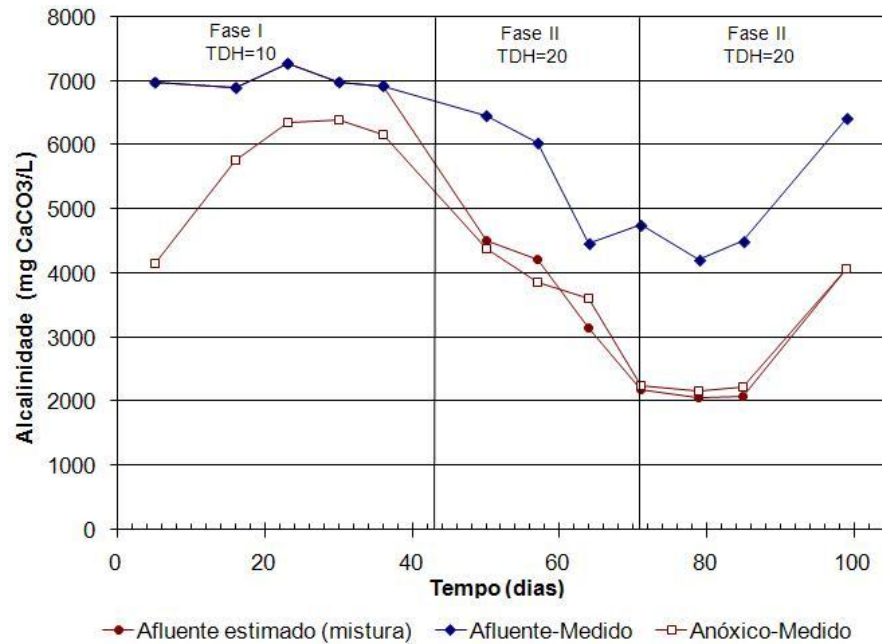


Figura 5.3 – Concentração de alcalinidade no afluente bruto, a estimada do afluente alimentado ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e no conteúdo do reator anóxico na Etapa I.

A alcalinidade no reator aeróbio variou de 3995 mg de CaCO₃/L, no final da Fase I, para 460 mg de CaCO₃/L no início da Fase II, resultando em decréscimo do pH. Por este motivo, a partir do 57º dia de operação foi necessária a adição de fonte externa de alcalinidade com o objetivo de manter o pH em valores adequados à nitrificação, desta data em diante a concentração de alcalinidade no reator aeróbio manteve-se baixa em relação ao afluente, em média 541 mgCaCO₃/L, apesar da adição de fonte externa.

Observa-se que a alcalinidade e, conseqüentemente, o pH aumentaram do início para o final da Fase I, tanto no reator anóxico como no aeróbio. Esse aumento pode ser atribuído à perda de CO₂ por *stripping* e à liberação de cátions, como o NH₄, durante a biodegradação de compostos orgânicos, tais como proteínas. Somado a isto, deve-se considerar que, anteriormente ao início da alimentação de modo contínuo, o sistema vinha sendo operado em batelada, com o objetivo de aumentar a concentração de biomassa adaptada ao lixiviado, portanto à medida que o lixiviado bruto era alimentado ao sistema as características do conteúdo dos reatores aproximavam-se as do afluente. Nessa fase, além da biomassa não estar completamente adaptada ao lixiviado, o TDH era de apenas 10 dias e não era feita a recirculação do lodo.

No caso da alcalinidade do efluente final observa-se tendência similar a do reator aeróbio.

Nas Figuras 5.4 e 5.5 são apresentados os valores de NKT e N-amoniacoal, em função do tempo, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final.

Pode-se observar na Figura 5.4 que as concentrações de NKT no reator anóxico apresentam comportamento semelhante as do afluente, porém sempre menores. Na Fase III percebe-se que a diferença entre a concentração de NKT no afluente bruto e no reator anóxico é ainda maior, isto em parte deve-se ao efeito da recirculação externa e interna, uma vez que o recirculado apresentava concentrações de NKT menores, pois era proveniente do reator aeróbio.

Nota-se na Figura 5.4 que a concentração de NKT no reator aeróbio aumentou de 393 para 966 na Fase I, contudo, quando o TDH é alterado para 20 dias e a recirculação do lodo tem início, observa-se um gradual decréscimo da concentração de NKT neste reator, cujas médias foram de 395 e 378 mg N-NH₃/L, para as Fases II e III, respectivamente.

No efluente as concentrações de NKT foram próximas as observadas no reator aeróbio, com média de 570, 476 e 331 mg N-NH₃/L para as Fases I, II e III, respectivamente.

Analisando a Figura 5.5, verifica-se que a concentração de N-amoniacoal do afluente decresceu do início para o final do período de operação da Etapa I, variando de 1390 a 389 mg N-NH₃/L.

As concentrações de N-amoniacoal nos reatores anóxico e aeróbio e no efluente final também decresceram ao longo do período de operação. Essas concentrações foram para as Fases I, II e III em média de 1096, 569 e 337 mg N-NH₃/L, no reator anóxico, e de 637, 269 e 173 mg N-NH₃/L no reator aeróbio.

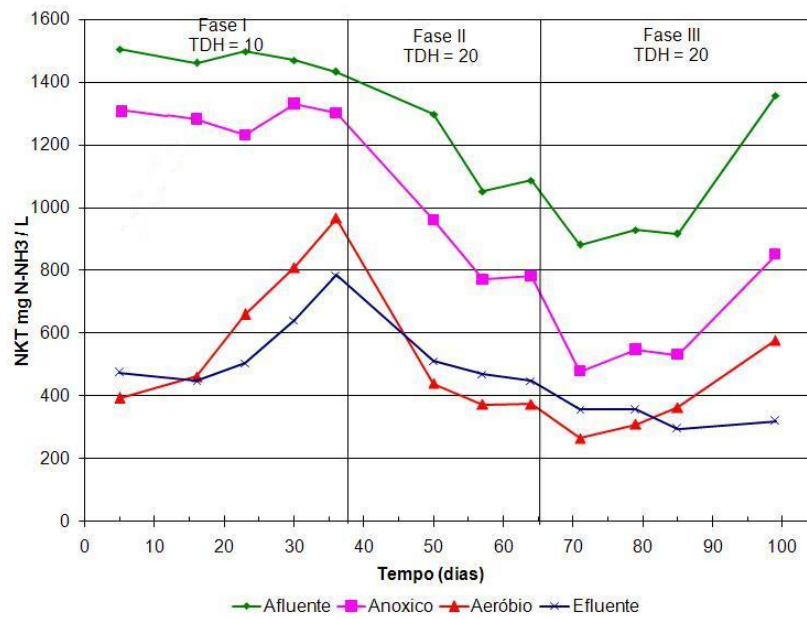


Figura 5.4 – Variação do NKT para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.

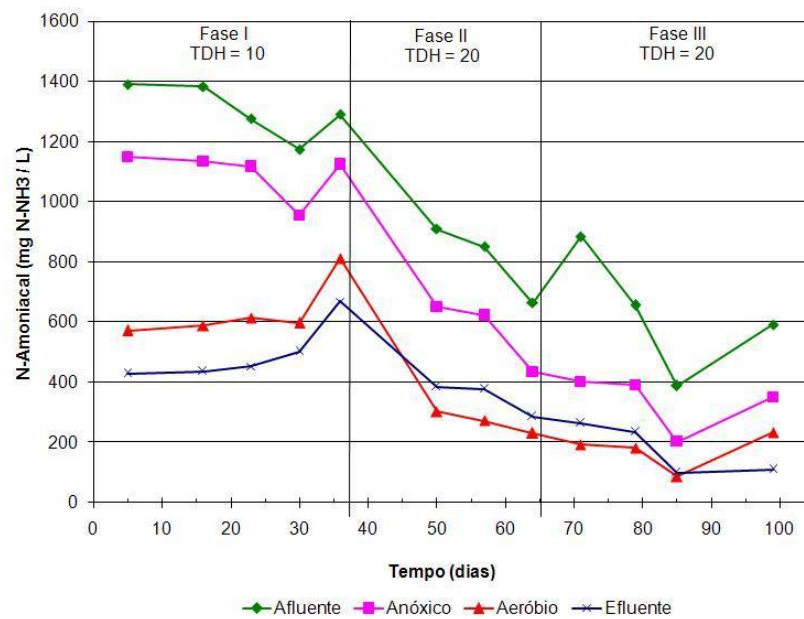


Figura 5.5 – Variação do N-amoniaco para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.

Na Figura 5.6 é mostrada a relação N-amoniacoal/NKT para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente. Observa-se que essa relação decresceu da Fase I para a III, provavelmente devido às diferentes remessas de lixiviado.

Analisando ainda a relação N-amoniacoal/NKT ao longo do processo de tratamento observa-se que houve pouca variação desta entre as partes do sistema, mostrando que o N- orgânico presente no afluente não sofreu alterações no decorrer do tratamento. Tal fato indica que o N-orgânico presente no lixiviado é de difícil degradação. A relação N-amoniacoal/NKT ao longo do monitoramento da Etapa I é mostrada Tabela A.6.

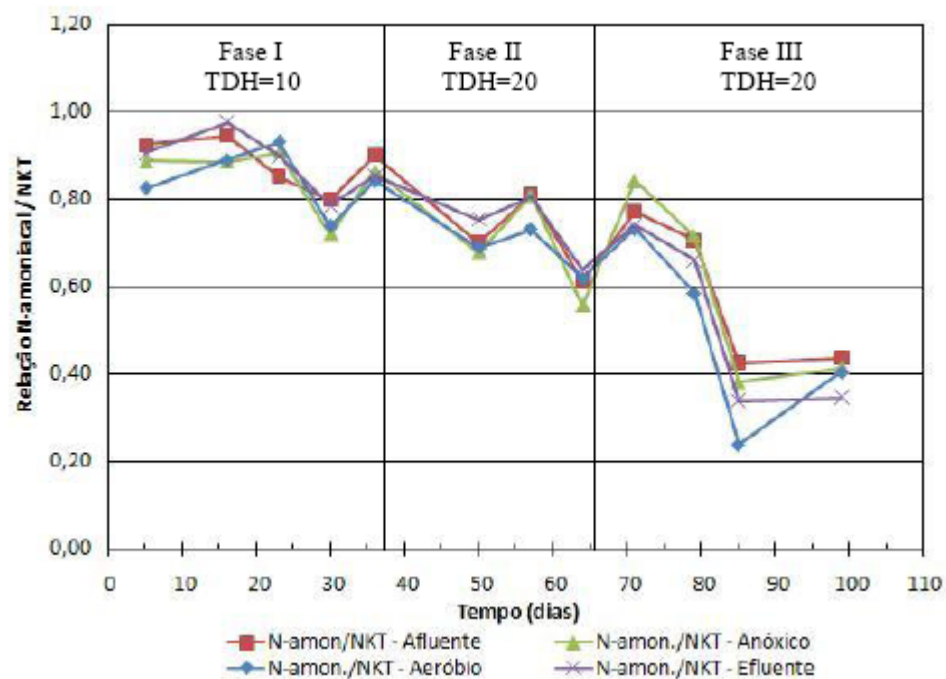


Figura 5.6 – Relação N-amoniacoal/NKT ao longo do monitoramento das Fases da Etapa I.

Na Figura 5.7 são mostradas as concentrações de N-amoniacoal no afluente bruto, a estimada do afluente alimentado ao reator anóxico, calculada pelo balanço de massa, e a determinada no conteúdo deste.

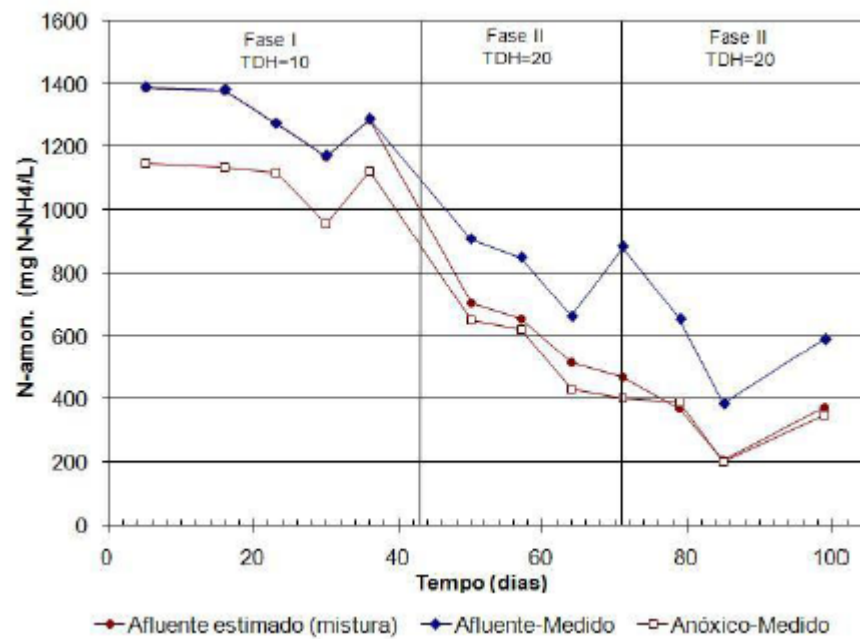


Figura 5.7 – Concentração de N-amoniaco no afluente bruto, estimada do afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e a medida no conteúdo do reator anóxico na, Etapa I.

Observa-se na Figura 5.8 a variação dos sólidos totais, totais voláteis e totais fixos ao longo das Fases da Etapa I. Não houve remoção de sólidos totais durante o período de monitoramento da Etapa I, em geral verifica-se que as concentrações destes no efluente foram maiores que as do afluente.

A relação STV/ST, Tabela A.7, revela que em média 72 e 68% dos sólidos totais, respectivamente para o afluente e efluente, são sólidos fixos, ou seja, inorgânicos. Tais percentuais indicam a elevada presença de sais no lixiviado. Os principais elementos formadores desses sais são apresentados na Tabela 4.2.

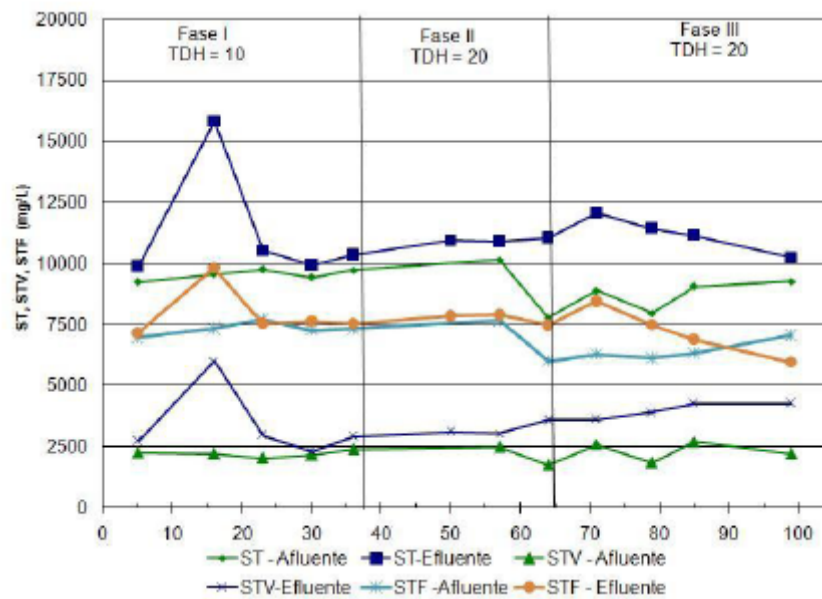


Figura 5.8 – Variação da série de sólidos totais para o afluente e para o efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa I.

As concentrações de sólidos em suspensão ao longo do período de monitoramento são mostradas, para o afluente e efluente e para o licor misto dos reatores, nas Figuras 5.9 e 5.10.

A concentração média de SSV no reator anóxico foi de 154, 211 e 175 mg/L nas Fases I, II e III. No reator aeróbio as concentrações de SSV oscilaram muito, porém observa-se que aumentaram a partir do 30º dia de operação do sistema, ainda na Fase I. Entre os fatores que contribuíram para o aumento do SSV no licor misto do reator pode-se citar a alteração do TDH de 10 para 20 dias e a recirculação de lodo, que teve início na Fase II, pois até então o sistema estava sendo operado como lagoa.

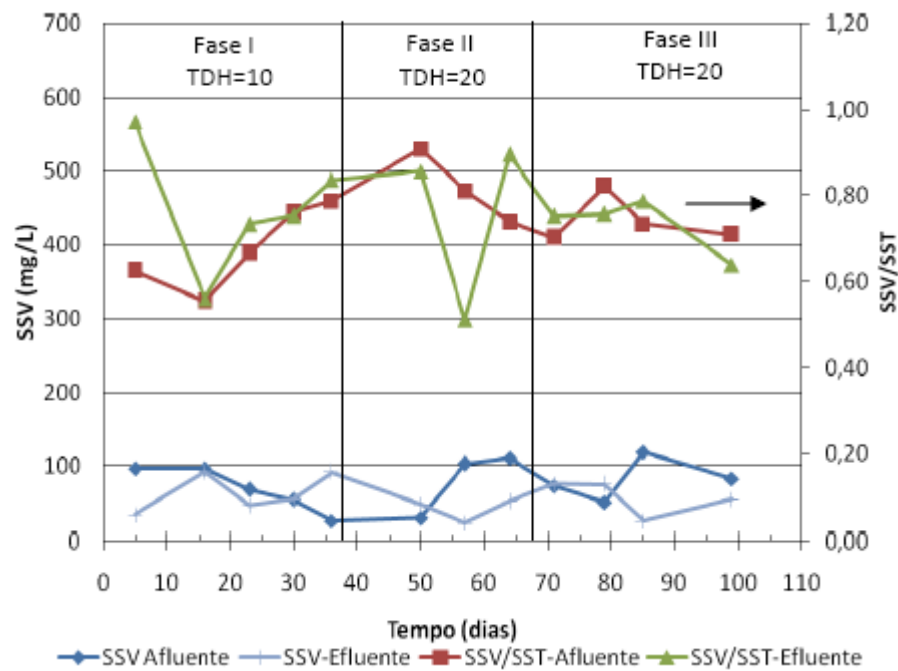


Figura 5.9 – Variação dos sólidos em suspensão voláteis e relação SSV/SST, afluente e efluente final, ao longo do período de operação da Etapa I

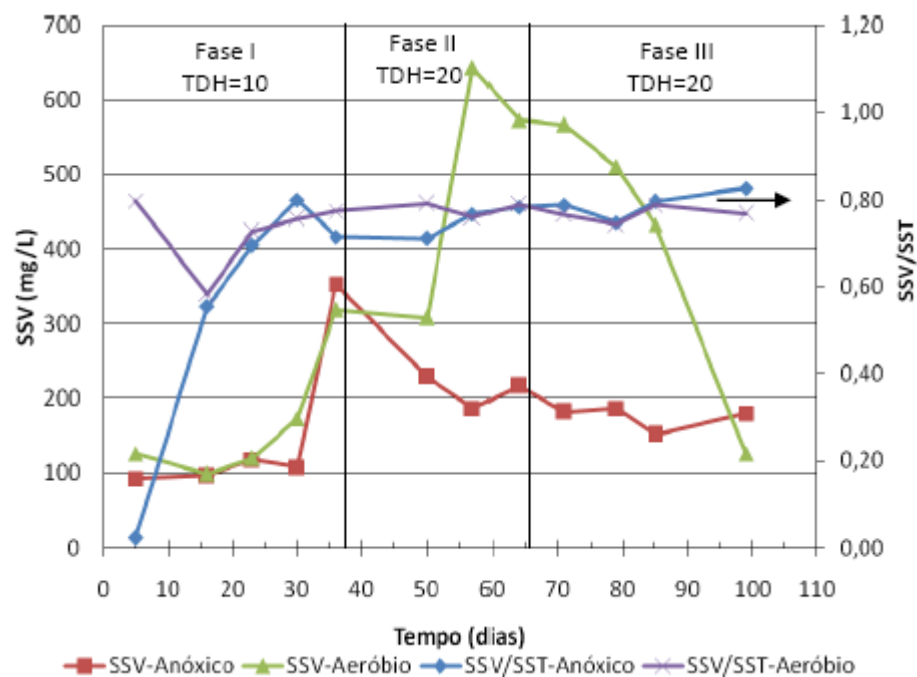


Figura 5.10 – Variação dos sólidos em suspensão voláteis e relação SSV/SST, do conteúdo (licor misto) dos reatores anóxico e aeróbio, ao longo do período de operação da Etapa I.

Analisando a Figura 5.10 constata-se que a partir do 15º dia de operação a parcela correspondente ao SSV no licor misto dos reatores foi sempre maior que 70%.

Observa-se nas Figuras 5.9 e 5.10, que para o afluente, conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente a relação SSV/SST é em torno de 0,8, o que indica que 80% são compostos orgânicos.

Na Figura 5.11 são apresentados os TRC estimados para as Fases de operação da Etapa I. Durante a Fase I o TRC médio do sistema (reator anóxico+aeróbio) foi de 26 dias e no reator aeróbio foi de 14 dias. Ao alterar o TDH para 20 dias (Fase II) o TRC médio para o sistema e o reator aeróbio foram de 207 e 151 dias respectivamente, esta elevação no TRC foi devido ao aumento do TDH, que resultou em aumento da concentração de SSV no licor misto dos reatores. Observa-se que TRC estimados são elevados, pois não era feito descarte de lodo de excesso. Como descarte foi considerado apenas o retirado de amostras para análise.

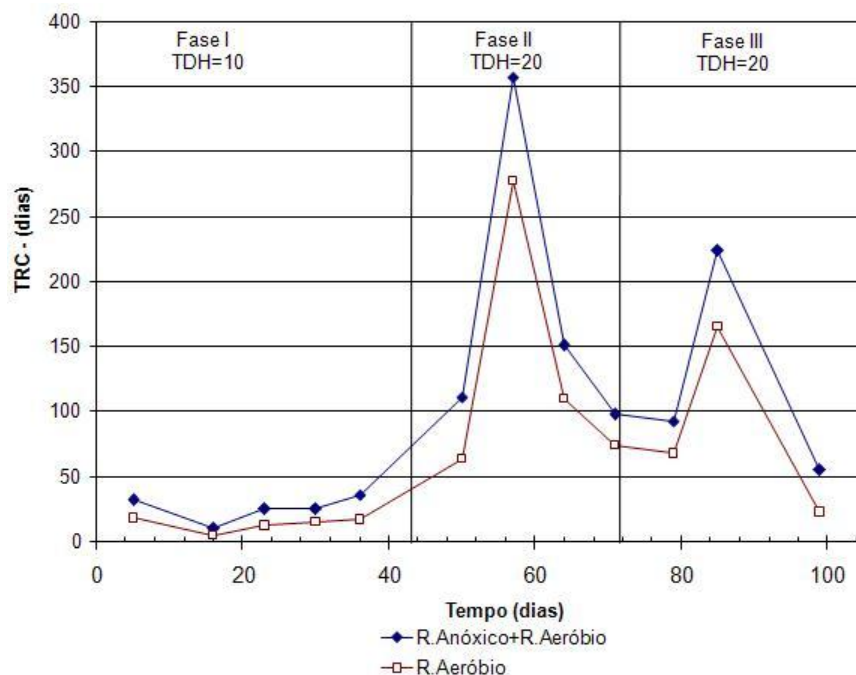


Figura 5.11 – Tempo de retenção celular no sistema (reator anóxico+reator aeróbio) e no reator aeróbio ao longo do monitoramento das Fases da Etapa I

Na Fase III houve uma redução no TRC sendo este no sistema de 118 dias e no reator aeróbio de 83 dias, esta redução foi devido ao decréscimo na concentração de SSV, como observado na Figura 5.10.

Observando a Figura 5.12 nota-se que não houve remoção de DQO no sistema, mas sim um aumento em relação ao afluente. Esse aumento, provavelmente, é devido a perda de biomassa.

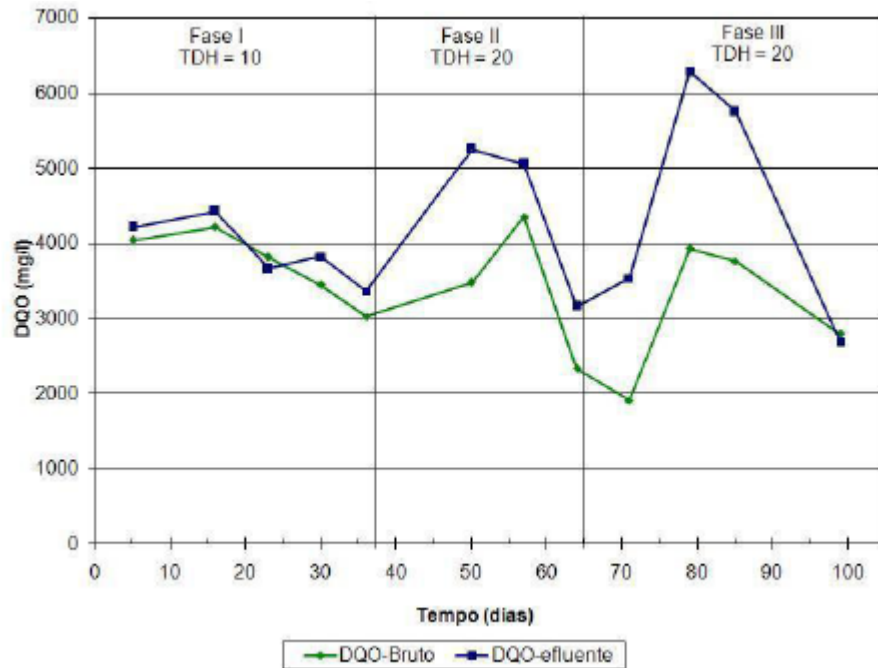


Figura 5.12 – Variação da DQO total ao longo do tempo de operação da Etapa I.

Com base nos resultados obtidos no estudo preliminar ficou descartada a necessidade de pré-tratamento do lixiviado, porém verificou-se a necessidade de controle automático do pH e adição de fonte externa de alcalinidade, o que já era esperado tendo em vista a concentração de N-amoniaco presente no lixiviado.

5.2 APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS DA ETAPA II

Nas Figuras 5.13 a 5.32 e nas Tabelas B.1 a B.11 são apresentados os valores dos parâmetros monitorados ao longo das quatro fases da Etapa II.

Na Tabela 5.2 são apresentados os valores máximos, mínimos, as médias, os desvios padrões e os coeficientes de variação do pH e da alcalinidade do afluente, do conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final durante a Etapa II de operação do

sistema.

Tabela 5.2 – Valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação do pH e da alcalinidade monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II

Fase I - TDH=20dias; Re=1; Ri=0								
Estatística	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	8,78	8,51	7,44	7,74	4980	1731	271	236
Mínimo	8,11	7,9	6,25	6,52	2558	806	0	64
Média	-	-	-	-	3912	1377	111	111
Des. Padrão	-	-	-	-	729	231	39	28
Coef. Varia.	-	-	-	-	19	17	35	25
Fase II - TDH=10/15 dias; Re=1Q; Ri=0								
Estatística	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	8,68	8,79	9,01	8,96	5395	3658	2267	1794
Mínimo	8,2	8,2	7,72	7,1	4113	1659	206	174
Média	-	-	-	-	4852	3067	1321	1072
Des. Padrão	-	-	-	-	437	623	600	506
Coef. Varia.	-	-	-	-	9	20	45	47
Fase III - TDH=13dias; Re=1; Ri=0								
Estatística	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	8,88	8,87	8,85	8,75	4873	3704	1315	1198
Mínimo	8,2	8,17	6,19	7,66	4158	2470	145	241
Média	-	-	-	-	4499	3080	475	555
Des. Padrão	-	-	-	-	249	395	375	255
Coef. Varia.	-	-	-	-	6	13	79	46
Fase IV - TDH=13dias; Re=1; Ri=1,3								
Estatística	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	8,79	8,57	7,54	7,94	4770	2884	326	446
Mínimo	8,15	7,99	5,73	7,39	4029	1706	148	272
Média	-	-	-	-	4431	1928	224	326
Des. Padrão	-	-	-	-	186	282	49	48
Coef. Varia.	-	-	-	-	4	15	22	15

Na Figura 5.13 é mostrada a variação do pH ao longo do período de monitoramento da Etapa II. Observa-se que o pH do afluente apresenta pequena variação - 8,11 a 8,88, em todo o período. Esses valores são característicos de lixiviado de aterros já na fase metanogênica de decomposição.

Como no afluente, o pH no reator anóxico apresentou pequena variação atingindo o valor mínimo de 7,9 e máximo de 8,87.

No reator aeróbio nota-se que até o fim da Fase I o pH manteve-se com pequena variação de 6,25 a 7,44, isso deve-se ao sistema automático de controle de pH.

Porém observa-se que, apesar da adição de fonte externa de alcalinidade, o pH apresentou valores menores que no reator anóxico durante a Fase I e em parte das Fases III e IV.

No início da Fase II, quando o TDH foi alterado de 20 para 10 dias, o pH no reator aeróbio aumentou para valores iguais aos do reator anóxico.

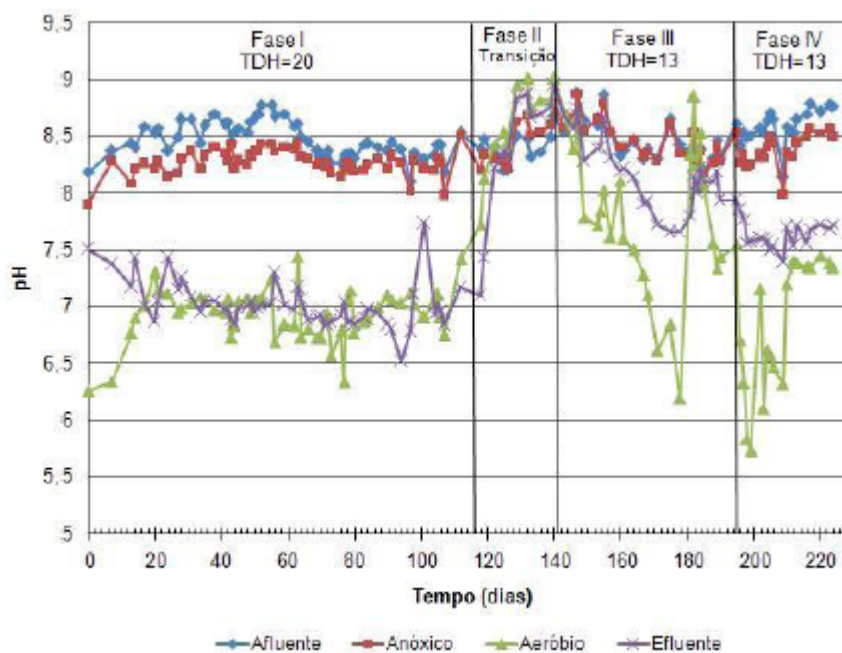


Figura 5.13 – Variação do pH, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Na Fase III, a variabilidade do pH no reator aeróbio deve-se a problemas com o sistema de controle automático deste, pois no 147º dia esse sistema foi desativado por problemas na sonda, o que fez com que o pH atingisse o valor mínimo de 6,19. No 178º dia o controlador automático foi reinstalado, porém este ainda estava apresentando erro em sua calibração interna de tal forma que o equipamento corrigiu erroneamente o pH do conteúdo do reator para 8,75. No 181º dia o sistema de controle de pH foi novamente desativado, passando o controle de pH a ser feito manualmente.

Devido as dificuldades de controlar o pH de forma manual, no início da Fase IV verifica-se na Figura 5.13 que o mesmo atingiu valores abaixo de 6,5. A partir do 210º dia o sistema de controle foi reinstalado e a partir daí o pH manteve-se constante, como pode-se observar na Figura 5.13.

No efluente final o pH segue a tendência do reator aeróbio, porém com

menor variação, oscilando na Fase I de 6,52 a 7,74, na Fase II de 7,10 a 8,96, na Fase III de 7,66 a 8,75 e na Fase IV de 7,39 a 7,94.

Na Figura 5.14 em que são mostrados os valores de alcalinidade durante o período de operação do sistema na Etapa II, verifica-se que a alcalinidade do afluente esteve na faixa de 4980 a 2558 mg CaCO₃/L durante a Fase I. Nas Fases II, III e IV a alcalinidade do afluente permaneceu acima dos 4000 mg CaCO₃/L. A elevada concentração de alcalinidade do afluente é um fator positivo, pois no processo de nitrificação há demanda de alcalinidade para a oxidação de N-amoniacal.

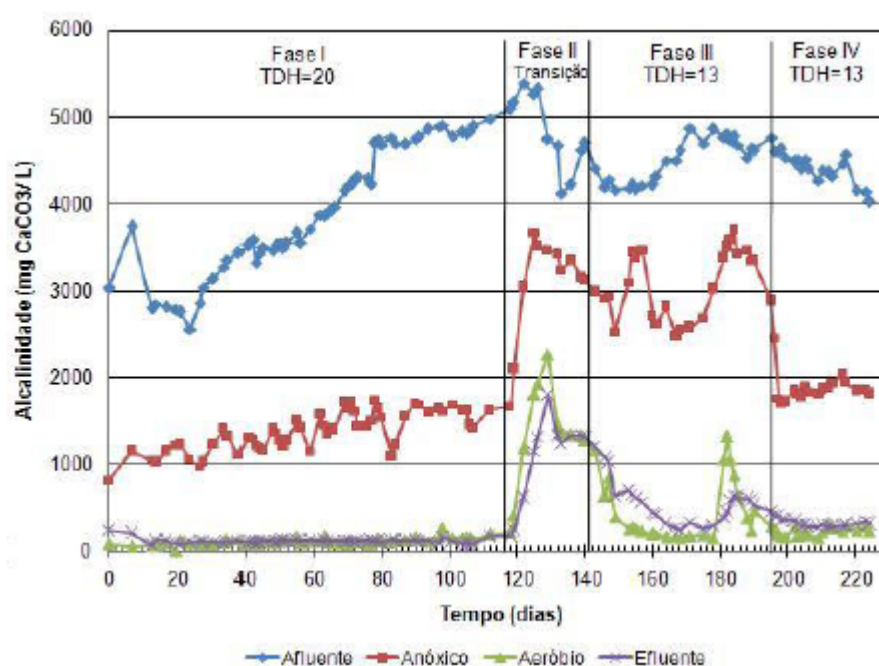


Figura 5.14 – Variação da alcalinidade, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo do tempo de operação, Etapa II.

No reator anóxico a alcalinidade média nas Fases I, II e III foram, respectivamente, de 1377, 3067 e 3080 mg CaCO₃/L. Já na Fase IV a alcalinidade do reator anóxico decresceu para o valor médio de 1928 mg CaCO₃/L. A redução da alcalinidade no reator anóxico em relação ao afluente durante as Fases I, II e III é devido a recirculação externa ao passo que na Fase IV, além da recirculação externa, há também a recirculação interna. O efeito da recirculação na concentração de alcalinidade afluente ao reator anóxico pode ser observada na Figura 5.15.

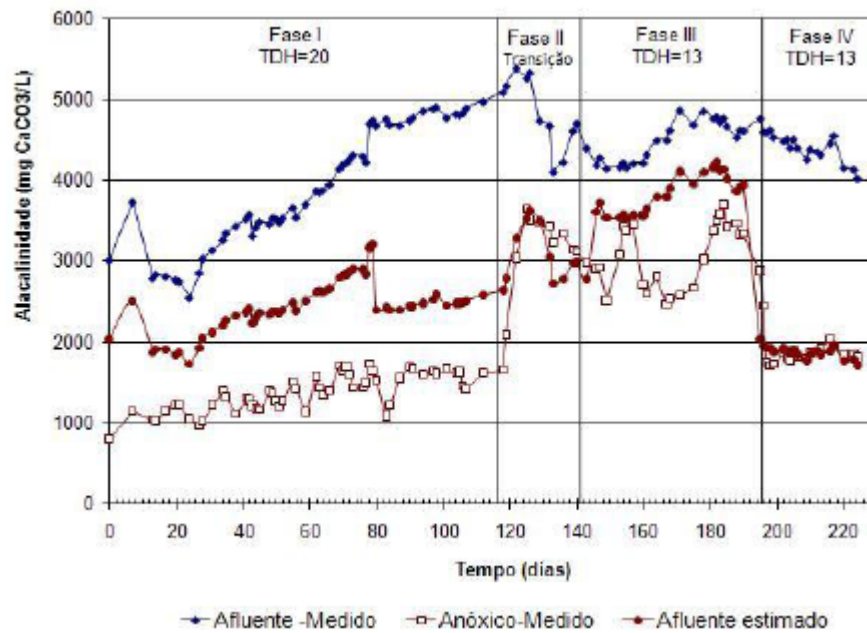


Figura 5.15 – Concentração de alcalinidade no afluente bruto, estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e medida no conteúdo do reator anóxico na Etapa II.

A alcalinidade média no reator aeróbio durante a Fase I foi de 39 mg CaCO₃/L, não atingindo valores inferiores devido a adição de fonte externa de alcalinidade. Estes valores são indicativos de que o processo de nitrificação estava ocorrendo no sistema. Essas interações serão discutidas no item 5.3.

Durante a Fase II, constatou-se que houve redução no consumo de alcalinidade no reator aeróbio, como pode-se observar na Figura 5.14. A alcalinidade passou de 187 mg CaCO₃/L, início da Fase II, para 2267 mg CaCO₃/L dezessete dias após o início desta fase. Como foi constatado que o processo tornou-se instável decidiu-se aumentar novamente o TDH, por isso este foi alterado para 15 dias e a partir deste ponto este foi reduzido gradativamente para 13 dias. Neste período o consumo de alcalinidade começou também a aumentar lentamente. Já nas Fases III e IV o sistema voltou a apresentar elevado consumo de alcalinidade, sendo as concentrações médias das Fases III e IV de 475 e 224 mg CaCO₃/L, respectivamente, a exceção do 182º dia quando a alcalinidade apresentou concentração elevada, devido a problemas no sistema de controle de pH.

No efluente a alcalinidade, assim como ocorreu com o pH, segue a tendência do reator aeróbio.

Na Tabela 5.3 são apresentados os valores máximos, mínimos, médias,

desvios padrões e coeficientes de variação do NKT e do N-amoniaco do afluente, do conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final do período de operação da Etapa II.

Tabela 5.3 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação do NKT e N-amoniaco monitorado ao longo do período de operação do sistema na Etapa II

Fase I - TDH=20dias Re=1; Ri=0						
Estatística	NKT (mg N-NH ₃ /L)		N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	1038	53	912	540	16	17
Mínimo	458	22	373	116	0	0
Média	743	38	662	218	5	3
Des. Padrão	211	9	176	80	5	3
Coef. Varia.	28	24	27	37	98	104
Fase II - TDH=10/15dias Re=1; Ri=0						
Estatística	NKT (mg N-NH ₃ /L)		N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	1081	238	1110	585	220	187
Mínimo	981	70	777	442	161	113
Média	1050	192	883	506	184	151
Des. Padrão	46	82	146	55	23	36
Coef. Varia.	4	42	17	11	13	24
Fase III - TDH=13dias Re=1; Ri=0						
Estatística	NKT (mg N-NH ₃ /L)		N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	960	149	828	507	140	139
Mínimo	506	40	655	320	0	0
Média	839	77	744	414	19	41
Des. Padrão	154	39	59	58	36	44
Coef. Varia.	18	51	8	14	191	107
Fase IV - TDH=13dias Re=1; Ri=1,3						
Estatística	NKT (mg N-NH ₃ /L)		N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)			
	Afluente	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	928	78	763	320	18	12
Mínimo	714	52	607	226	0	5
Média	860	67	730	262	4	7
Des. Padrão	84	9	47	27	7	2
Coef. Varia.	10	14	6	10	154	36

Observa-se na Figura 5.16 que a concentração de NKT no lixiviado apresenta elevada variabilidade. Durante o período de monitoramento da Etapa II essas concentrações variaram de 458 a 1081 mg de N-NH₃/L. Nesta Etapa os valores de NKT no efluente variaram de 238 mg de N-NH₃/L a 30 mg de N-NH₃/L. As maiores concentrações de NKT no efluente ocorreram durante a Fase II, onde o sistema sofreu o impacto causado pela

redução do TDH e por pequeno aumento na concentração de NKT no afluente, conforme pode ser observado na Figura 5.16.

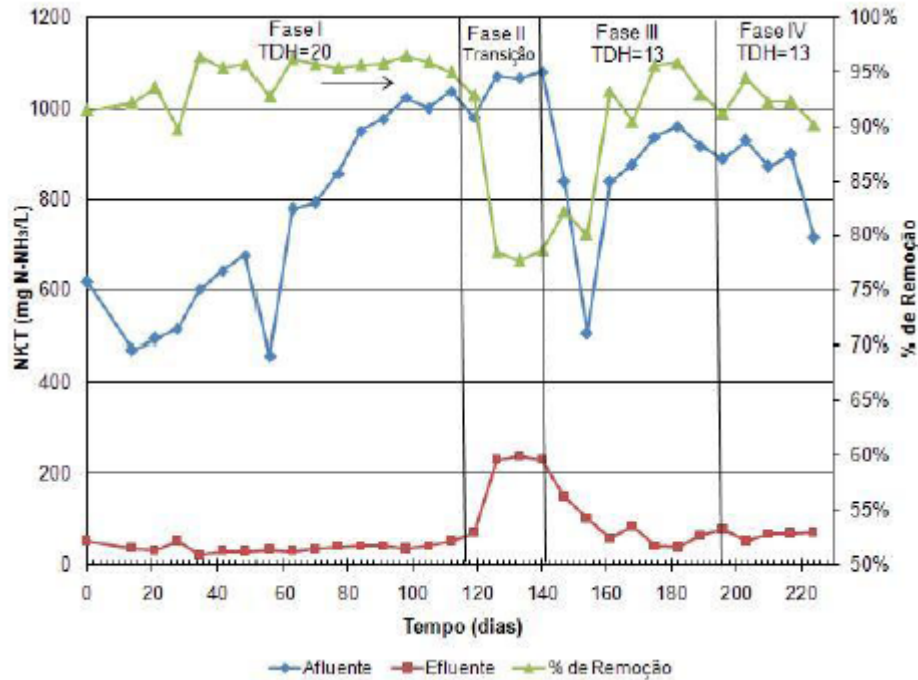


Figura 5.16 – Variação do NKT, para o afluente e o efluente final ao longo do tempo de operação da Etapa II.

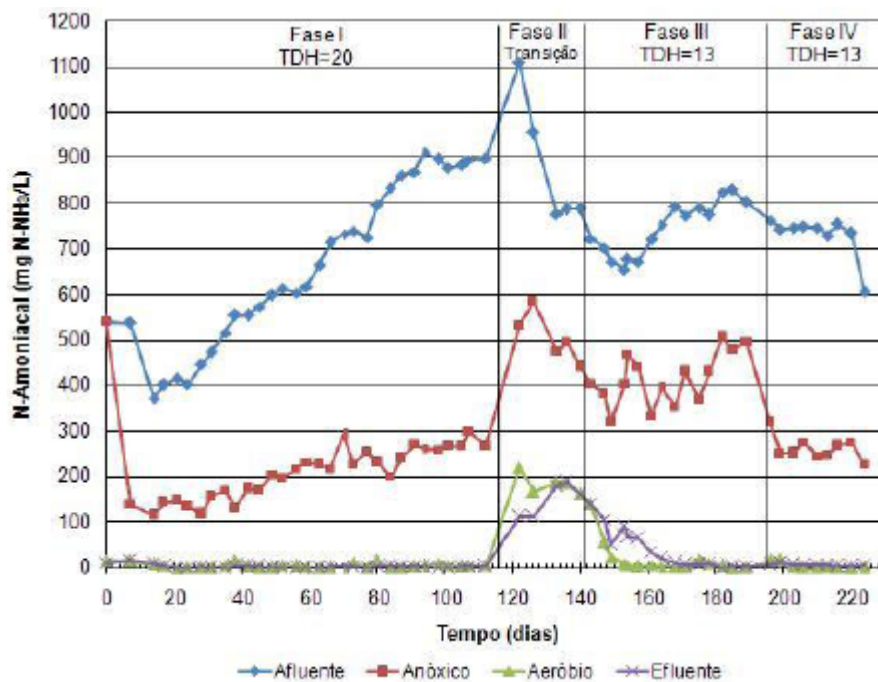


Figura 5.17 – Variação do N-amoniaco, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente ao longo do tempo de operação da Etapa II.

A eficiência média de remoção de NKT no sistema, ao longo do monitoramento, foi de 92%. Observa-se que eficiência média de remoção foi menor durante a Fase II, 82%, e a melhor eficiência foi obtida na Fase I, com média de 95%.

Na Figura 5.17 é mostrada a variação do N-amoniaco ao longo do monitoramento. A concentração de N-amoniaco no afluente, durante a Etapa II, foi em média de 711 mg de N- NH₃, variando de 373 mg de N-NH₃/L a 1110 mg de N-NH₃/L.

No reator anóxico as concentrações de N-amoniaco foram em média 66, 42, 44 e 64% menores, respectivamente para as Fases I, II, III e IV, quando comparadas as concentrações do afluente. Parte desta redução provavelmente é devido ao efeito de diluição provocado pela recirculação interna e externa que recirculavam efluente do reator aeróbio, com baixas concentrações de N-amoniaco, para a entrada do reator anóxico.

Na Figura 5.18 são apresentadas as concentrações de N-amoniaco no afluente bruto, a estimada no afluente alimentado ao reator anóxico e a medida no conteúdo do reator anóxico.

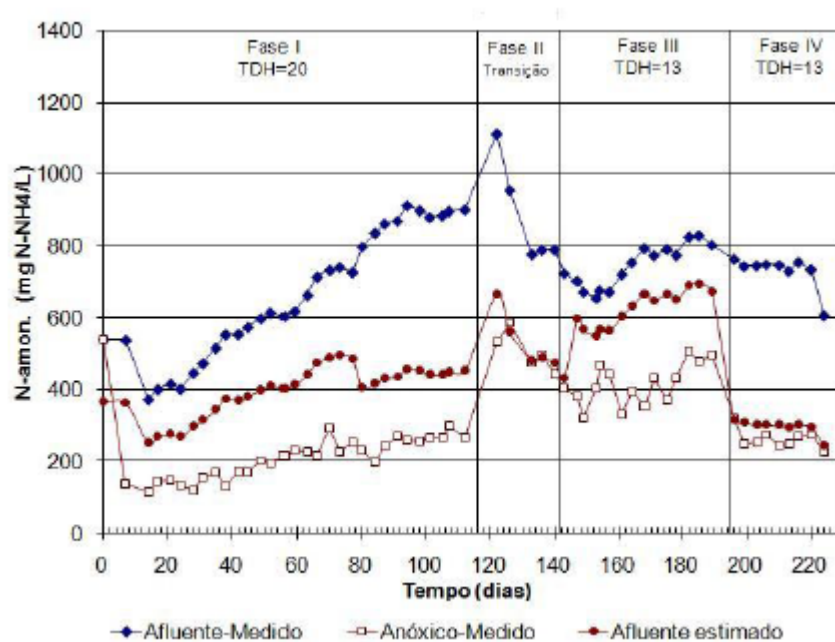


Figura 5.18 – Variação das concentrações de N-amoniaco no afluente bruto, a estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e a medida no conteúdo do reator anóxico para a Etapa II.

No reator aeróbio e no efluente final a concentração de N-amoniaco foi em média de 5,0 mg de N-NH₃ durante o monitoramento, com exceção do período que

compreende a Fase II e início da Fase III em que a média foi de 143 mg de N-NH₃, uma vez que nesse período o sistema apresentou baixo desempenho.

Na Figura 5.19 e 5.20 são apresentadas as concentrações de nitrato e nitrito, determinadas a partir do 69º dia de operação da Fase I da Etapa II. Na Tabela 5.4 são apresentados os valores máximos, e mínimos, as médias, os desvios padrões e os coeficientes de variação para nitrato e nitrito do afluente, do conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final durante a operação da Etapa II.

A concentração média de nitrato ao longo do monitoramento no afluente foi de 23 mg N-NO₃-/L. Esses valores podem ser devidos a interferências no método utilizado para determinação nitrato, uma vez que o lixiviado em geral não contém oxigênio e portanto não espera-se que ocorra a oxidação do N-amoniacal e conseqüente formação de nitrito e nitrato.

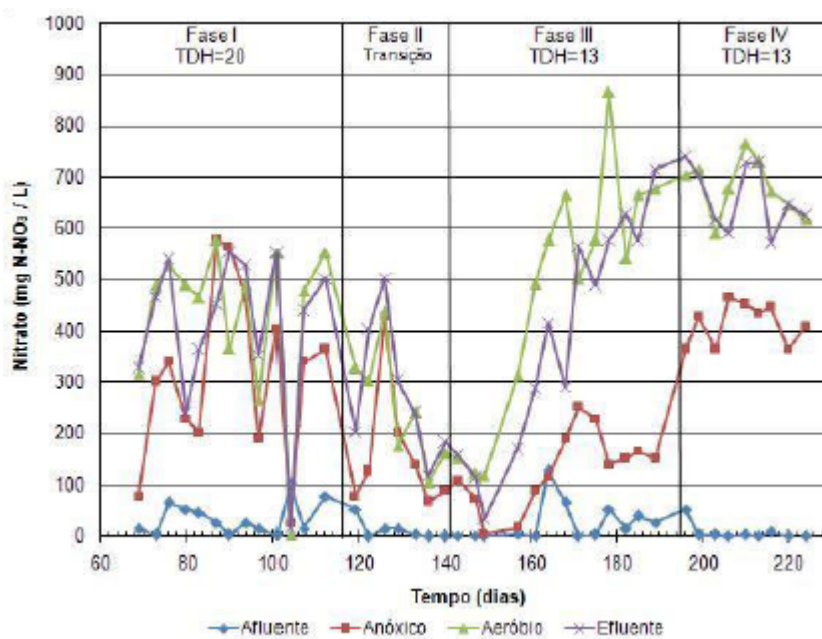


Figura 5.19 – Variação do nitrato, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e para o efluente, ao longo das fases de operação da Etapa II.

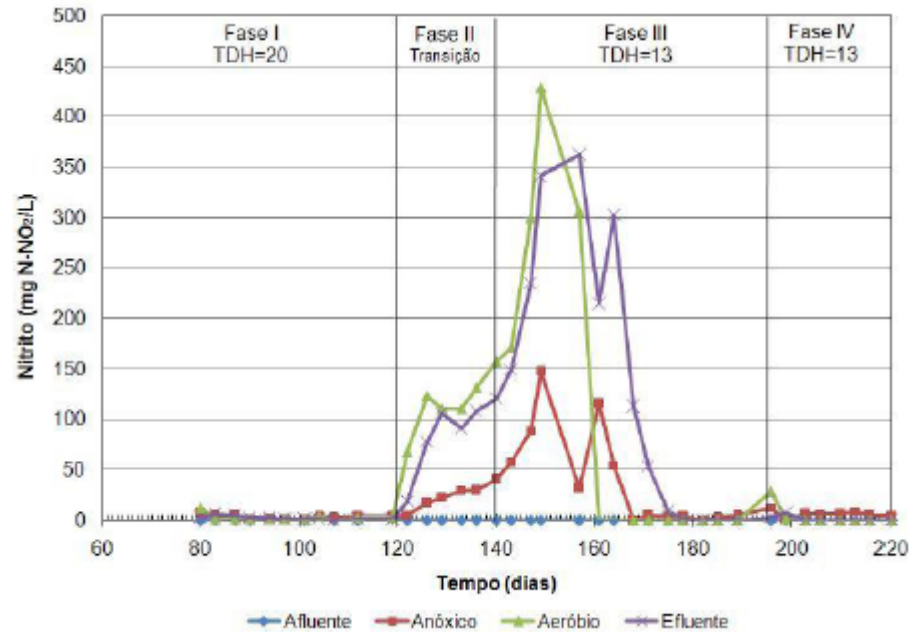


Figura 5.20 – Variação do nitrito, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e para o efluente, ao longo das fases de operação da Etapa II.

Tabela 5.4 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação do nitrato e nitrito monitorado ao longo do período de operação do sistema na Etapa II

Fase I - TDH=20dias; Re=1; Ri=0								
Estatística	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)				Nitrito (mg N-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	102,6	577,6	577,6	552,6	0,1	6,9	12,4	5,3
Mínimo	2,6	27,6	2,6	15,1	0,0	1,2	0,0	0,1
Média	34,8	314,2	428,6	410,3	0,0	2,8	2,3	1,9
Des. Padrão	31,9	168,4	158,9	153,5	0,3	32,7	100,6	101,4
Coef. Varia.	91,4	53,6	37,1	37,4	1721,8	1156,1	4416,9	5324,7
Fase II - TDH=10/15dias; Re=1; Ri=0								
Estatística	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)				Nitrito (mg N-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Afluente	Afluente	Afluente
Máximo	52,6	427,6	440,1	502,6	1,6	39,9	156,9	120,3
Mínimo	0,0	67,5	105,0	117,5	0,0	0,0	0,0	0,0
Média	12,2	161,6	250,9	278,9	0,3	20,7	100,2	74,4
Des. Padrão	19,1	126,0	114,6	134,3	0,6	13,4	51,1	46,7
Coef. Varia.	156,4	78,0	45,7	48,2	215,2	64,8	51,0	62,8
Fase III - TDH=13dias; Re=1; Ri=0								
Estatística	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)				Nitrito (mg N-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	127,6	252,6	865,1	715,1	0,0	146,7	428,7	362,2
Mínimo	0,0	5,0	117,5	34,2	0,0	0,0	0,0	0,0
Média	26,0	129,8	482,1	386,6	0,0	39,3	92,7	136,8
Des. Padrão	37,8	73,4	237,2	223,2	0,0	49,9	153,9	139,8
Coef. Varia.	145,6	56,5	49,2	57,8	0,0	127,0	166,1	102,2
Fase IV - TDH=13dias Re=1; Ri=1,3								
Estatística	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)				Nitrito (mg N-NO ₂ /L)			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	52,6	465,1	765,1	740,1	0,0	12,5	28,3	6,9
Mínimo	0,0	363,4	590,1	571,7	0,0	0,0	0,0	0,0
Média	7,8	414,3	679,6	661,1	0,0	6,1	3,2	1,1
Des. Padrão	17,0	40,5	55,5	64,9	0,0	3,3	9,4	2,3
Coef. Varia.	217,2	9,8	8,2	9,8	0,0	1,0	2,0	3,0

Durante a Fase I a concentração média de nitrato no reator anóxico foi de 314 mg N-NO₃⁻/L. Na Fase II a concentração oscilou na faixa de 67 a 428 mg N-NO₃⁻/L, com média de 162 mg N-NO₃⁻/L. Na Fase III a média foi de 130 mg N-NO₃⁻/L e na IV foi de 414 mg N-NO₃⁻/L. A presença de nitrato neste reator é devido à recirculação externa nas Fases I, II e III acrescido da recirculação interna na Fase IV, o que fez com que aumentasse ainda mais a concentração de nitrato neste reator, uma vez que as condições de OD, aproximadamente 0,5 mg/L, não eram favoráveis a nitrificação.

Na Figura 5.21 e 5.22 são apresentadas as variações das concentrações de nitrato e nitrito, no afluente bruto, estimada no afluente alimentado ao reator anóxico e medida no conteúdo do reator anóxico.

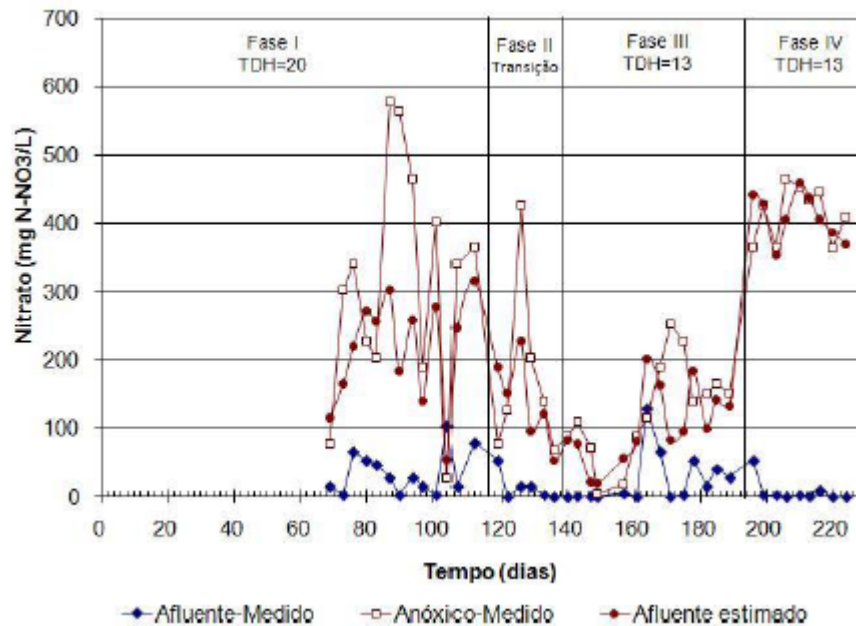


Figura 5.21 – Variação da concentração do nitrato no afluente bruto, estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e medida no conteúdo do reator anóxico na Etapa II.

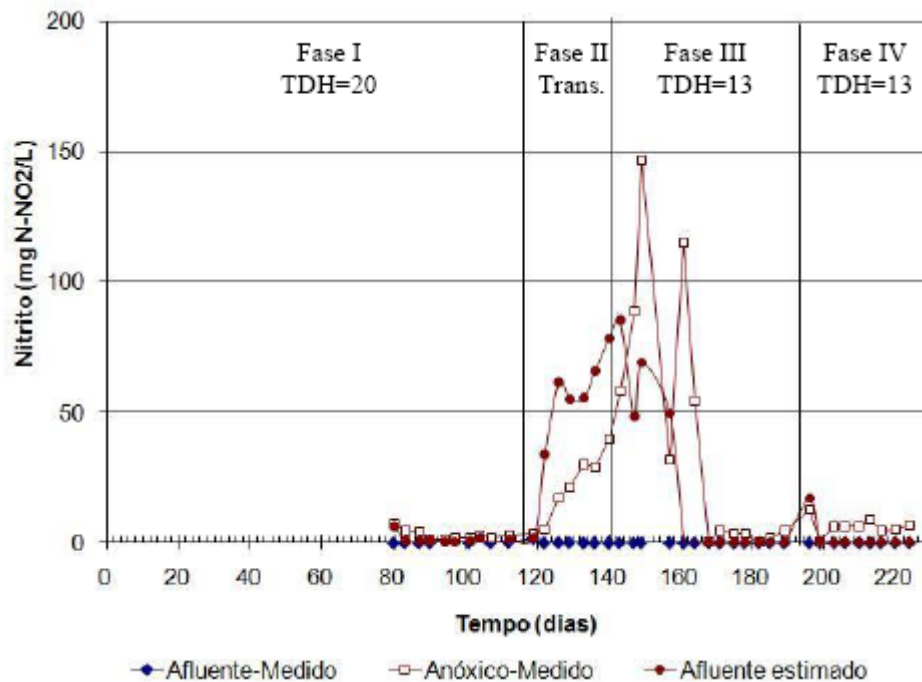


Figura 5.22 – Variação da concentração do nitrito no afluente bruto, estimada no afluente alimentando ao reator anóxico (afluente bruto+recirculado) e medida no conteúdo do reator anóxico na Etapa II.

No reator aeróbio as concentrações médias de nitrato durante as Fases I, II, III e IV foram de 429, 250, 482, 680 mg N-NO₃⁻/L.

A concentração de nitrato no efluente final é praticamente a mesma do reator aeróbio com média de 410, 279, 387 e 661 mg N-NO₃⁻/L nas Fases I, II, III e IV, respectivamente.

Na Figura 5.20 são mostradas as concentrações de nitrito ao longo do tempo de monitoramento para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final. No afluente não foi detectado nitrito durante o período de operação do sistema. Nos reatores anóxico e aeróbio e no efluente final observou-se a presença de nitrito, conforme Figura 5.20, do início da Fase II até metade da Fase III. As concentrações médias de nitrito durante as Fases II e III para o reator anóxico foram de 21 e 39 mg N-NO₂⁻/L, respectivamente. No reator aeróbio as concentrações médias foram de 100 e 93 mg N-NO₂⁻/L, para as Fases II e III, e no efluente final as médias foram de 74 e 137 mg N-NO₂⁻/L.

Na Figura 5.23 é mostrada a variação das concentrações de fósforo, para o afluente e o efluente, ao longo do período de monitoramento.

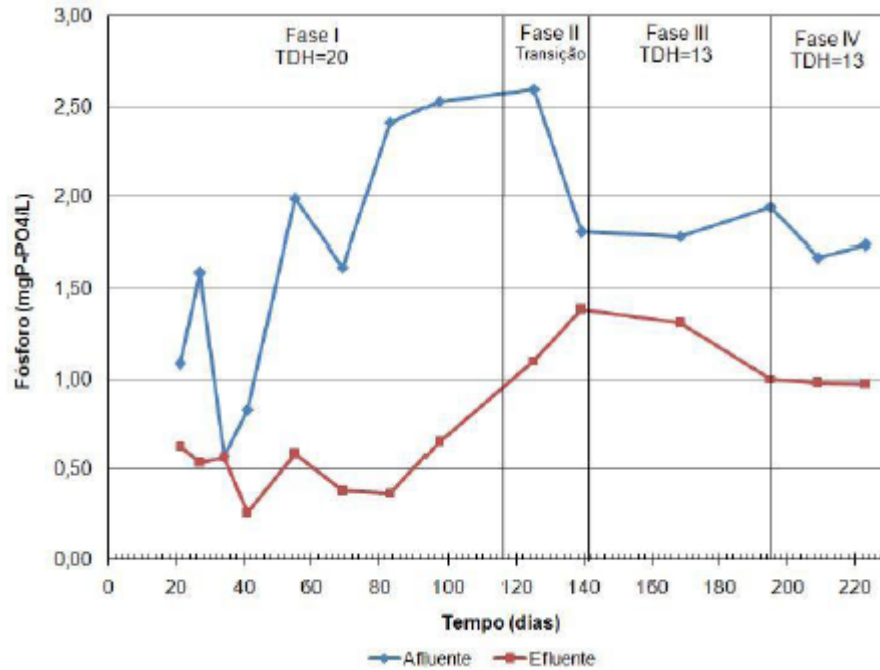


Figura 5.23 – Variação da concentração de fósforo para o afluente e o efluente ao longo das fases de operação da Etapa II.

Neste estudo não foi adicionado fonte externa de fósforo no sistema. Jokela et al. (2002) estudando o tratamento de lixiviado utilizando biofiltro, adicionou H_3PO_4 1M por litro para manter relação DQO:P em 100:1.

Nas Figuras 5.24, 5.25 e 5.26 são apresentadas as concentrações da série de sólidos totais e em suspensão ao longo do monitoramento da Etapa II. Nas Tabelas 5.5 e 5.6 tem-se os valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação para a série de sólidos totais do afluente e efluente e para a série de sólidos em suspensão do afluente, do conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final durante a operação da Etapa II.

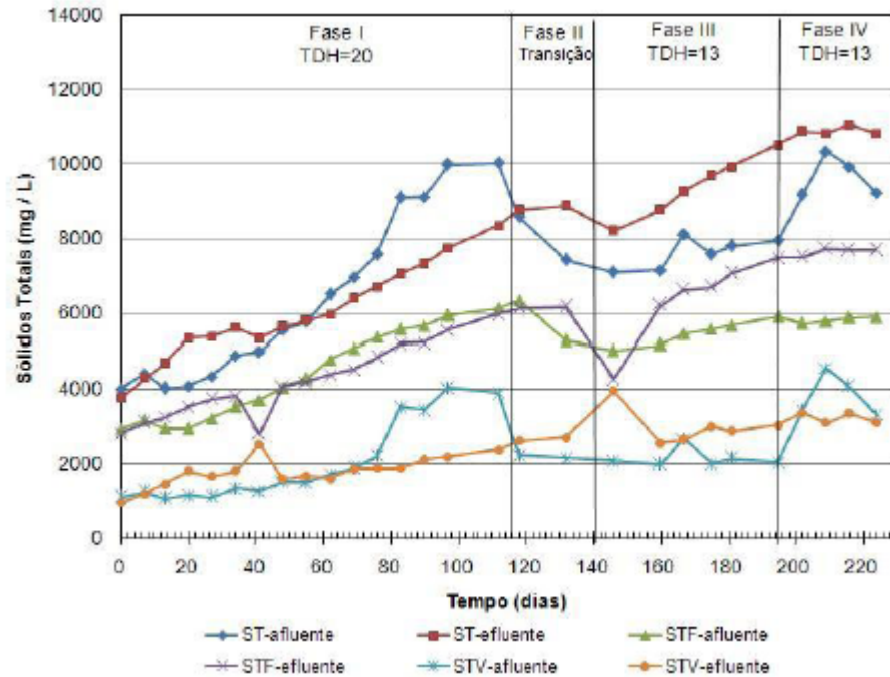


Figura 5.24 – Variação dos sólidos totais, totais fixos e totais voláteis para o afluente e efluente ao longo das fases de operação da Etapa II.

Observa-se na Figura 5.24 que em geral as concentrações de sólidos totais no efluente foram maiores que as do afluente, a exceção do período que vai da metade ao final da Fase I. Analisando a relação STV/ST para o afluente e efluente, apresentados na Tabela B.5, constata-se para ambos que em média apenas 30% dos sólidos totais são voláteis, o que indica, assim como na Etapa I, a elevada presença de sais.

Tabela 5.5 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos totais, totais fixos e totais voláteis, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II.

Fase I - TDH=20dias; Re=1; Ri=0						
Estatística	ST		STF		STV	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Máximo	10034	8342	6146	5973	4038	2531
Mínimo	4010	3772	2922	2804	1062	951
Média	6335	5965	4339	4189	1996	1781
Des. Padrão	2203	1247	1171	978	1082	407
Coef. Varia.	35	21	27	23	54	23
Fase II - TDH=10/15dias; Re=1; Ri=0						
	ST		STF		STV	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Máximo	8586	8885	6351	6180	2235	2705
Mínimo	7442	8767	5286	6146	2156	2621
Média	8014	8826	5819	6163	2196	2663
Des. Padrão	809	83	753	24	56	59
Coef. Varia.	10	1	13	0	3	2
Fase III - TDH=13dias; Re=1; Ri=0						
	ST		STF		STV	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Máximo	8126	9949	5683	7071	2665	3952
Mínimo	7094	8214	5020	4261	1984	2557
Média	7124	8489	5096	5234	2029	3255
Des. Padrão	42	389	107	1375	64	986
Coef. Varia.	1	5	2	26	3	30
Fase IV - TDH=13dias Re=1; Ri=1,3						
	ST		STF		STV	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Máximo	10343	11052	5913	7734	4562	3372
Mínimo	7948	10528	5734	7484	2034	3043
Média	9329	10825	5840	7624	3489	3200
Des. Padrão	912	189	78	117	950	155
Coef. Varia.	10	2	1	2	27	5

Observa-se na Figura 5.25 que a concentração de SSV do afluente durante todo monitoramento foi em média de 65 mg/L. No efluente a concentração de SSV foi em média de 46 mg/L ao longo do período de monitoramento. Com respeito a relação SSV/SST observa-se que a para o afluente e efluente final é em média de 0,74 e de 0,69 respectivamente.

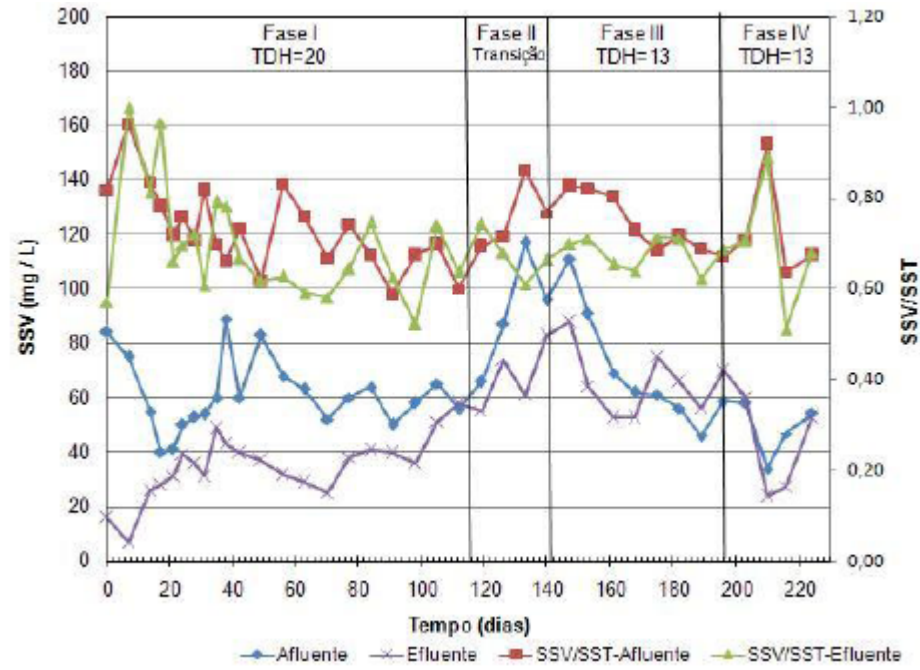


Figura 5.25 – Variação dos sólidos em suspensão e relação SSV/SST para o afluente e o efluente ao longo das fases de operação da Etapa II.

Tabela 5.6 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II.

Fase I - TDH=20 Re=1Q Ri=0												
Estatística	SST				SSF				SSV			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	135	186	357	91	51	46	73	33	89	140	284	58
Mínimo	51	47	88	7	3	4	8	0	40	43	76	7
Média	84,5	98,9	153,4	51,8	23,6	25,2	33,1	16,9	61,0	73,6	120,3	34,9
Des. Padrão	20,9	33,8	62,4	17,6	11,8	10,4	16,8	8,4	13,1	24,8	49,5	11,4
Coef. Varia.	24,7	34,2	40,7	34,0	50,2	41,1	50,6	49,6	21,5	33,7	41,1	32,8
Fase II - TDH=10/15 Re=1Q Ri=0												
Estatística	SST				SSF				SSV			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	136	147	218	125	35	39	57	42	117	118	161	83
Mínimo	95	101	132	74	19	1	35	19	66	81	97	55
Média	119,5	122,5	172,8	102,0	28,0	25,3	45,8	33,8	91,5	97,3	127,0	68,3
Des. Padrão	17,4	20,0	39,0	21,3	6,6	16,7	9,7	10,2	21,1	15,9	29,3	12,6
Coef. Varia.	14,6	16,3	22,6	20,9	23,7	66,1	21,2	30,3	23,1	16,3	23,1	18,5
Fase III - TDH=13 Re=1Q Ri=0												
Estatística	SST				SSF				SSV			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	134	471	833	126	28	704	160	38	111	355	709	88
Mínimo	67	85	264	81	17	20	69	26	46	65	195	53
Média	92,9	262,4	531,0	95,4	22,0	337,6	108,2	30,4	70,9	201,0	422,8	65,0
Des. Padrão	22,5	140,5	195,5	15,6	3,4	241,2	30,0	4,2	22,5	107,0	171,0	12,9
Coef. Varia.	24,2	53,5	36,8	16,3	15,3	71,4	27,8	13,9	31,7	53,3	40,4	19,9
Fase IV - TDH=13 Re=1Q Ri=1,3Q												
Estatística	SST				SSF				SSV			
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
Máximo	88	698	1252	102	29	165	295	32	59	533	957	70
Mínimo	37	377	677	27	3	105	163	3	34	272	513	24
Média	72,2	545,9	1000,3	69,0	21,8	129,1	236,3	22,2	50,4	416,7	764,0	46,8
Des. Padrão	20,3	125,9	245,1	29,4	10,7	27,9	61,0	11,1	10,3	100,2	184,8	20,4
Coef. Varia.	28,1	23,1	24,5	42,5	48,9	21,6	25,8	50,1	20,5	24,0	24,2	43,6

A variação da concentração de SSV do licor misto dos reatores anóxico e aeróbio, é mostrada na Figura 5.26. Estes apresentam diferentes comportamentos durante as Fases de operação. Na Fase I mesmo com a alteração da vazão de recirculação externa, no 79º dia, de 0,50Q ($Re=0,5$) para 1,0Q ($Ri=1,0Q$) a concentração de SSV manteve-se baixa no licor misto.

A baixa concentração de SSV em ambos os reatores nas Fases I e II deve-se também a problemas com o sistema de recirculação externa, que recirculava apenas a ma ssa líquida, retendo os sólidos. Tal fato pode ser comprovado ao observar-se a Figura 5.26, na qual nota-se que a partir do 146º dia de operação ocorre aumento da concentração de SSV nos reatores anóxico e aeróbio em virtude da melhoria das condições de recirculação do lodo.

A concentração média de SSV no reator anóxico foi de 73,6; 97,3; 201,0; e 416,7 mg/L, respectivamente, nas Fases I, II, III e IV. No reator aeróbio durante as Fases I e II, a concentração média de SSV foi de 120,3mg/L e 127,0mg/L, neste mesmo reator a concentração média de SSV aumentou de 422,8 na Fase III para 764,0 mg/L na Fase IV.

A relação SSV/SST para o reator anóxico e aeróbio foi em torno de 0,76 e 0,78, durante a Etapa II, respectivamente.

Na Figura 5.27 são apresentados os valores de sólidos sedimentáveis ao longo da operação do sistema. Na Fase I o valor médio foi de 1,3 ml/L e 2,6 ml/L para os reatores anóxico e aeróbio. Durante a Fase II, os sólidos sedimentáveis sofreram redução para 0,5 e 2,0 mL/L nos reatores anóxico e aeróbio, respectivamente. Estes valores baixos são devidos tanto ao problema com a recirculação externa (lodo), fato já mencionado, como devido a baixa produção de biomassa, característica de sistemas de nitrificação, uma vez que as bactérias nitrificantes, além do fato de possuírem baixas taxas de crescimento, não sedimentam bem, uma vez que não apresentam boas condições de floculação.

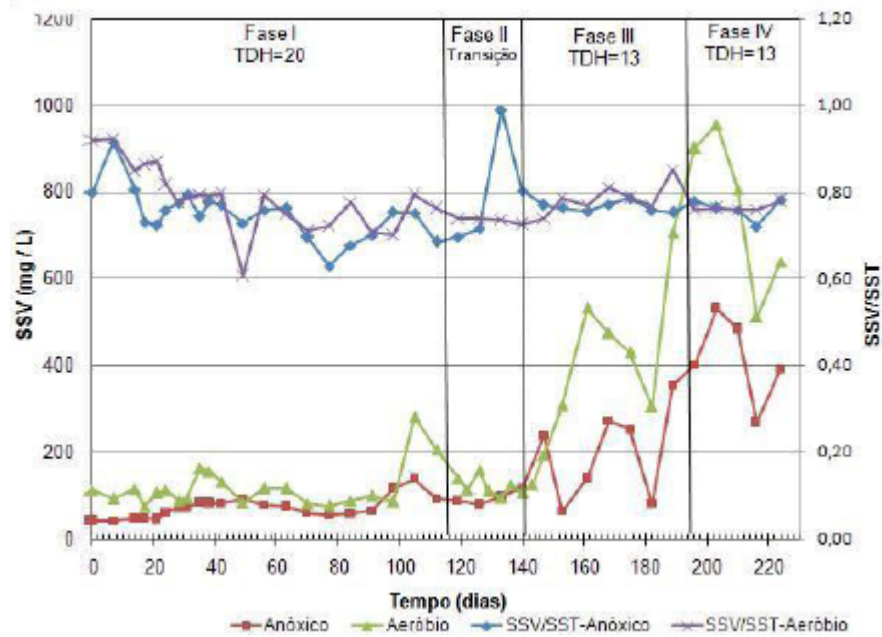


Figura 5.26 – Variação dos sólidos em suspensão e relação SSV/SST para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II.

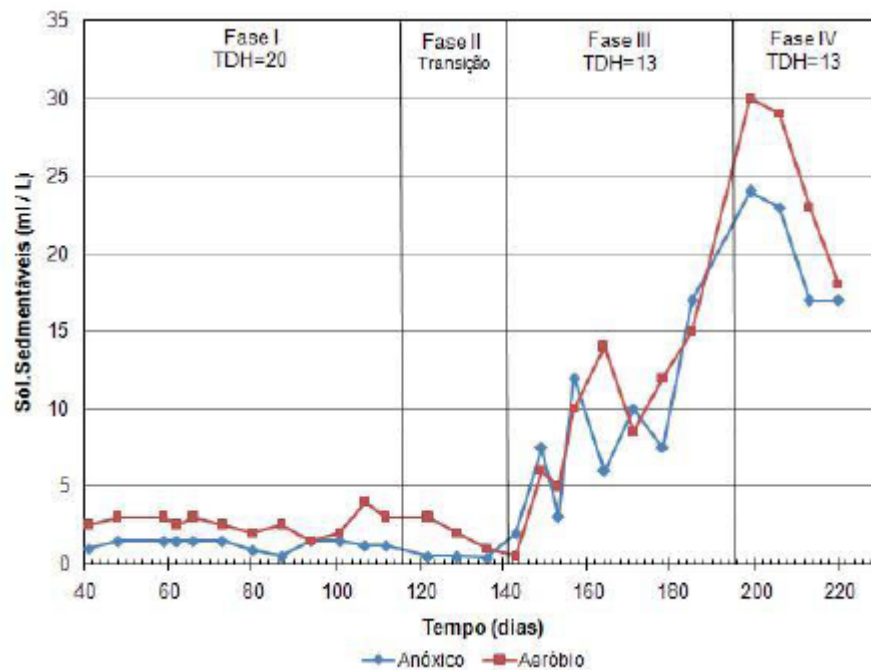


Figura 5.27 – Variação dos sólidos sedimentáveis para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II.

Na Fase III, a concentração dos sólidos sedimentáveis passou de 2,0 para 17 mL/L, do início para o final do período, no reator anóxico, e de 0,5 para 15 mL/L no reator aeróbio.

Na Fase IV, a concentração média dos sólidos sedimentáveis nos reatores anóxico e aeróbio foram de 20 e 25 mL/L respectivamente.

Na Tabela 5.7 são apresentados os valores máximos, mínimos, médias, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos sedimentáveis e índice volumétrico de lodo (IVL) do conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio durante a Etapa II de operação.

Tabela 5.7 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação dos sólidos sedimentáveis e do índice volumétrico do lodo, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II.

Fase I - TDH=20dias; Re=1; Ri=0				
Estatística	S.Sed. (ml/L)		IVL (ml/L)	
	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
Máximo	0,5	3,0	16,9	25,4
Mínimo	0,5	2,0	5,7	5,6
Média	0,5	2,5	12,0	16,8
Des. Padrão	0,0	0,7	3,9	6,1
Coef. Varia.	0,0	28,3	32,9	36,4
Fase II - TDH=10/15dias; Re=1; Ri=0				
Estatística	S.Sed. (ml/L)		IVL (ml/L)	
	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
Máximo	0,5	3,0	13,6	15,7
Mínimo	0,4	1,0	3,9	3,3
Média	0,5	2,0	6,5	8,9
Des. Padrão	0,1	1,0	4,8	5,1
Coef. Varia.	12,4	50,0	73,7	57,4
Fase III - TDH=13dias; Re=1; Ri=0				
Estatística	S.Sed. (ml/L)		IVL (ml/L)	
	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
Máximo	17,0	15,0	36,1	22,7
Mínimo	2,0	0,5	23,3	12,7
Média	8,1	8,9	29,9	18,3
Des. Padrão	4,9	4,9	5,5	4,0
Coef. Varia.	60,0	55,3	18,4	22,1
Fase IV - TDH=13dias; Re=1; Ri=1,3				
Estatística	S.Sed. (ml/L)		IVL (ml/L)	
	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
Máximo	24,0	30,0	45,1	34,0
Mínimo	17,0	18,0	34,0	22,0
Média	20,3	25,0	37,4	26,8
Des. Padrão	3,8	5,6	5,2	5,3
Coef. Varia.	18,6	22,4	14,0	19,7

Na Figura 5.28 é observado o Índice volumétrico de lodo ao longo do monitoramento, nota-se que a partir da Fase III este índice aumentou de 6,5 para 29,9, no reator anóxico, e de 8,9 para 18,3 no reator aeróbio. Na Tabela B.8 são apresentados os valores do IVL ao longo do monitoramento do sistema na Etapa II. Na Tabela B.13 são mostrados os valores utilizados para o calculo do IVL.

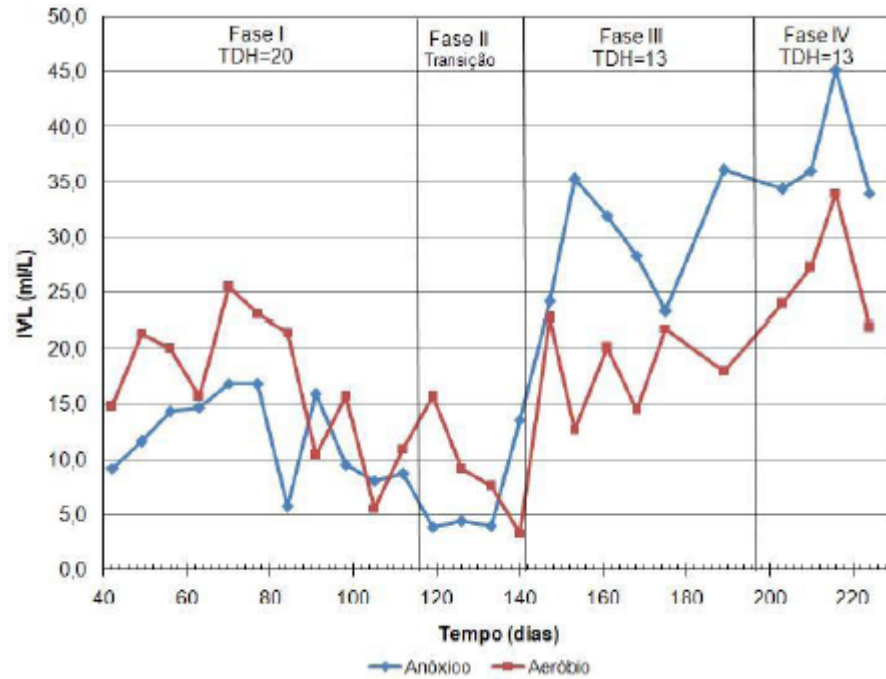


Figura 5.28 – Índice volumétrico de lodo (IVL) para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio, ao longo das fases de operação da Etapa II.

Na Figura 5.29 é apresentado o TRC calculados para o período de operação da Etapa II. Durante a Fase I o TRC médio do conjunto anóxico+aeróbio foi de 46 dias e no reator aeróbio foi de 32 dias. Na Fase II TRC decaiu para 19 dias no sistema e para 11 dias no reator aeróbio, esta queda é devido à redução do TDH e a queda da concentração de SSV.

Na Fase III houve o aumento da concentração de SSV no sistema e no reator aeróbio e, conseqüentemente, o TRC aumentou passando para 63 dias no sistema e 36 dias no reator aeróbio. Na Fase IV as médias do TRC para o reator anóxico e aeróbio foram de 96 e 74 dias, respectivamente.

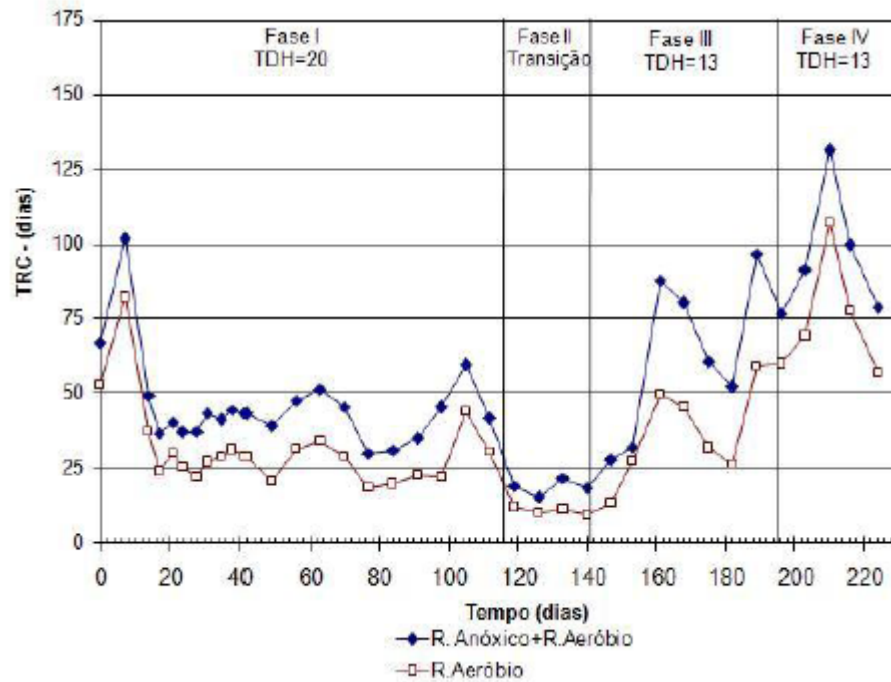


Figura 5.29 – Tempo de retenção celular no conjunto anóxico+aeróbio e no reator aeróbio ao longo do monitoramento das Fases da Etapa II

Nas Figuras 5.30 e 5.31 são apresentadas as concentrações de DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$ respectivamente. Durante a Fase I o sistema apresentou remoção de DQO_{total} em média de 49%. Na Fase II a remoção média de DQO foi de 27% e nas Fases III e IV foram de 16 e 27% respectivamente. A fração não removida provavelmente é devida presença de compostos recalcitrantes ou matéria lentamente biodegradável.

Na Tabela 5.8 são apresentados os valores máximos, mínimos, as médias, os desvios padrões e os coeficientes de variação da DQO total e filtrada do afluente, conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final durante a operação da Etapa II

Tabela 5.8 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação da DQOtotal e DQOfiltrada, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II.

Fase I - TDH=20 Re=1Q Ri=0						
	Afluente Filtrado	Anóxico Filtrado	Aeróbio Filtrado	Efluente Filtrado	Afluente Total	Efluente Total
Máximo	2650	1369	1181	1181	2744	1494
Mínimo	994	400	494	275	931	431
Média	1683	939	823	839	1851	954
Des. Padrão	593	276	196	213	610	256
Coef. Varia.	35	29	24	25	33	27
Fase II - TDH=10/15 Re=1Q Ri=0						
	Afluente Filtrado	Anóxico Filtrado	Aeróbio Filtrado	Efluente Filtrado	Afluente Total	Efluente Total
Máximo	2806	2088	2181	2181	3213	2244
Mínimo	2213	1744	1556	1369	2494	1463
Média	2455	1986	1994	1892	2798	2009
Des. Padrão	294	164	298	358	317	368
Coef. Varia.	12	8	15	19	11	18
Fase III - TDH=13 Re=1Q Ri=0						
	Afluente Filtrado	Anóxico Filtrado	Aeróbio Filtrado	Efluente Filtrado	Afluente Total	Efluente Total
Máximo	2463	2275	1900	1994	3306	2619
Mínimo	1963	1650	1525	1525	1994	1806
Média	2238	1938	1656	1769	2575	2131
Des. Padrão	216	235	161	176	471	321
Coef. Varia.	10	12	10	10	18	15
Fase IV - TDH=13 Re=1Q Ri=1,3Q						
	Afluente Filtrado	Anóxico Filtrado	Aeróbio Filtrado	Efluente Filtrado	Afluente Total	Efluente Total
Máximo	2650	1869	1869	1806	2713	1994
Mínimo	2025	1463	1400	1400	2275	1525
Média	2363	1706	1644	1650	2481	1794
Des. Padrão	223	187	212	161	159	169
Coef. Varia.	9	11	13	10	6	9

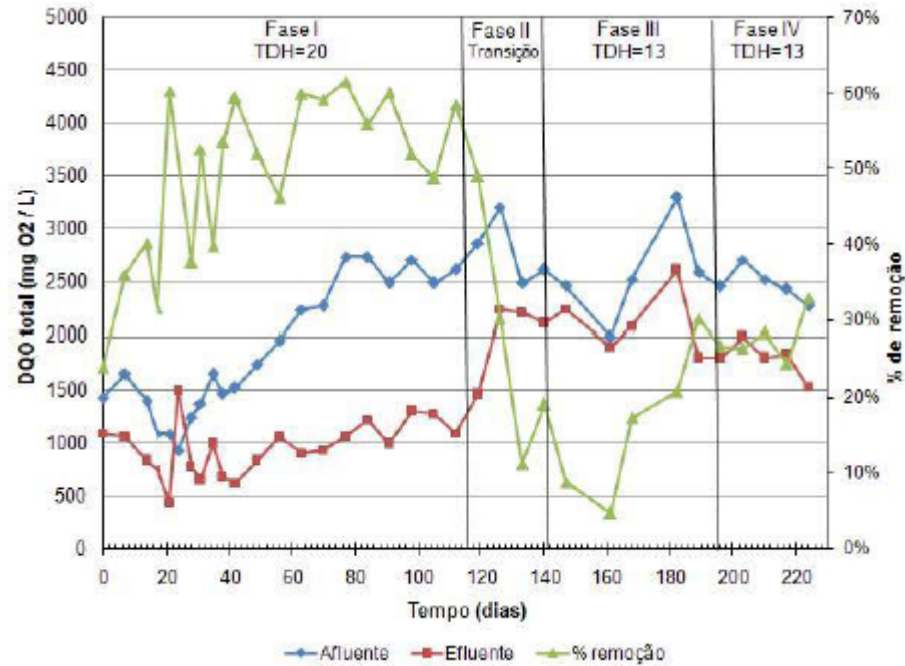


Figura 5.30 – Variação da DQO total para o afluente, o efluente final e eficiência de remoção ao longo das fases de operação da Etapa II.

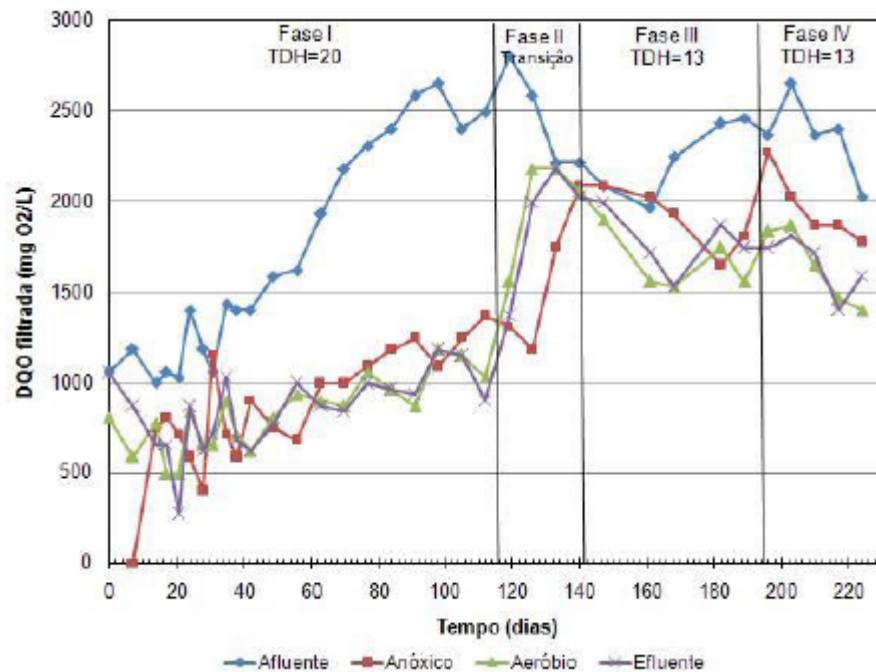


Figura 5.31 – Variação da DQO filtrada para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Ao alterar o TDH, Fase II e III, houve decréscimo na eficiência de remoção de DQO_{total} , que passou a ser em média de 27%, na Fase II, e 16% na Fase III. Já na Fase IV o sistema apresentou pequena melhora em seu desempenho com a eficiência média de remoção de DQO_{total} 28%.

Observa-se também que as concentrações de $DQO_{filtrada}$ são praticamente as mesmas no efluente dos reatores anóxico e aeróbio e no efluente final. A remoção média de $DQO_{filtrada}$ no reator anóxico em relação ao afluente nas Fases I, II, III e IV foram, respectivamente, de 41, 7, 13 e 27%. Já a remoção média de $DQO_{filtrada}$ do reator aeróbio em relação ao seu afluente (efluente do reator anóxico) foi na Fase I de 9%, por outro lado na Fase II a $DQO_{filtrada}$ do efluente foi levemente maior que a do afluente, em média 3% maior. Isto ocorreu devido ao fato do processo ter entrado em desnitrificação. Nas Fases III e IV o sistema voltou a apresentar remoção de DQO, ainda que pequena, em média de 14% e 15%, respectivamente.

Na Tabela 5.9 tem-se os valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação da DBO do afluente e efluente final para o período de operação da Etapa II.

Na Figura 5.32, é mostrada a variação da DBO ao longo do monitoramento. Observa-se que durante o período de monitoramento da Etapa II a DBO do afluente apresentou valores de 73 a 248mg/L. A variabilidade dos valores de DBO do afluente deve-se, principalmente, às influências climáticas, mas também ao fato do lixiviado para alimentação dos reatores necessitar ficar armazenado no laboratório. A DBO média afluente na Etapa II foi em torno de 111 mg/L. A DBO efluente máxima durante o monitoramento foi de 77mg/L e a mínima de 15 mg/L.

Tabela 5.9 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação da DBO, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II.

Fase I - TDH=20 Re=1Q Ri=0			
	Afluente	Efluente	% remoção
Máximo	139	51	82%
Mínimo	73	24	63%
Média	113	32	70%
Des. Padrão	26,3	12,0	0,1
Coef. Varia.	23,3	37,3	10,7
Fase II - TDH=10/15 Re=1Q Ri=0			
	Afluente	Efluente	% remoção
Máximo	248	39	84%
Mínimo	248	39	84%
Média	-	-	-
Des. Padrão	-	-	-
Coef. Varia.	-	-	-
Fase III - TDH=13 Re=1Q Ri=0			
	Afluente	Efluente	% remoção
Máximo	87	77	35%
Mínimo	86	56	12%
Média	86	66	24%
Des. Padrão	1,0	14,9	0,2
Coef. Varia.	1,1	22,5	69,2
Fase IV – TDH=13 Re=1Q Ri=1,3Q			
	Afluente	Efluente	% remoção
Máximo	122	37	80%
Mínimo	42	15	11%
Média	79	28	54%
Des. Padrão	40,5	12,2	0,4
Coef. Varia.	51,6	42,7	69,4

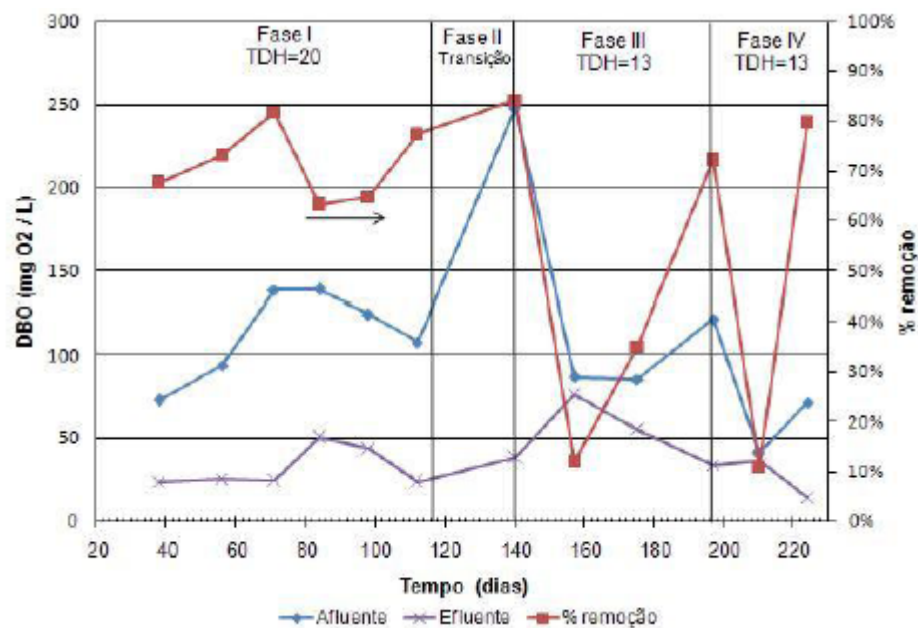


Figura 5.32 – Variação da DBO para o afluente, o efluente final e eficiência de remoção (%). ao longo das fases de operação da Etapa II.

Apesar do reduzido número de resultados de DBO foram determinadas as razões DBO/DQO na Etapa II, utilizando os valores médios da DQO e DBO de cada fase.

A razão DBO/DQO média obtida foi de 0,05; 0,11; 0,04 e 0,03, respectivamente, para as Fases I, II, III e IV. Esses valores quando comparados aos obtidos por Kurniawan et al. (2006) e Kjeldsen et al. (2002) que obtiveram razões DBO/DQO em torno de 0,5 para lixiviados de aterros novos, fase acidogênica de decomposição, e por Tatsi et al. (2002) e Kjeldsen et al. (2002) que obtiveram valores da ordem de 0,1, para lixiviados de aterros antigos, fase metanogênica de decomposição dos resíduos, observa-se que ao comparar estes resultados com as razões DBO/DQO obtidas neste trabalho indicam que o lixiviado utilizado apresentava características de lixiviado de aterros na fase metanogênica de decomposição de resíduos, isto é lixiviado com baixa fração orgânica facilmente biodegradável. Embora o aterro continue recebendo resíduos sólidos, as características de lixiviado de aterro antigo prevalecem, ou seja presença majoritária de substâncias de difícil biodegradação. Por isso verifica-se que apesar da eficiência de remoção de DBO ter sido elevada, a remoção de DQO foi baixa.

Na Figura 5.33 é mostrada a variação das concentrações de oxigênio dissolvido ao longo do monitoramento, observa-se que a concentração deste no licor misto do reator aeróbio foi sempre acima do valor mínimo recomendado pela literatura, que é de 2,0 mg/L. Já no reator anóxico a concentração média global foi de 0,53 mg O₂/L, embora o desejável seja zero para que possa haver desnitrificação, ou melhor, que o aceptor de elétrons utilizados na oxidação da matéria orgânica seja o nitrato e não o oxigênio. Os picos de OD no reator anóxico foram devidos a problemas com o agitador e a recirculação de OD presente no recirculado do reator aeróbio.

Na Tabela 5.10 são apresentados os valores máximos, mínimos, as médias, os desvios padrões e os coeficientes de variação do oxigênio dissolvido do afluente, do conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e do efluente final durante a operação da Etapa II

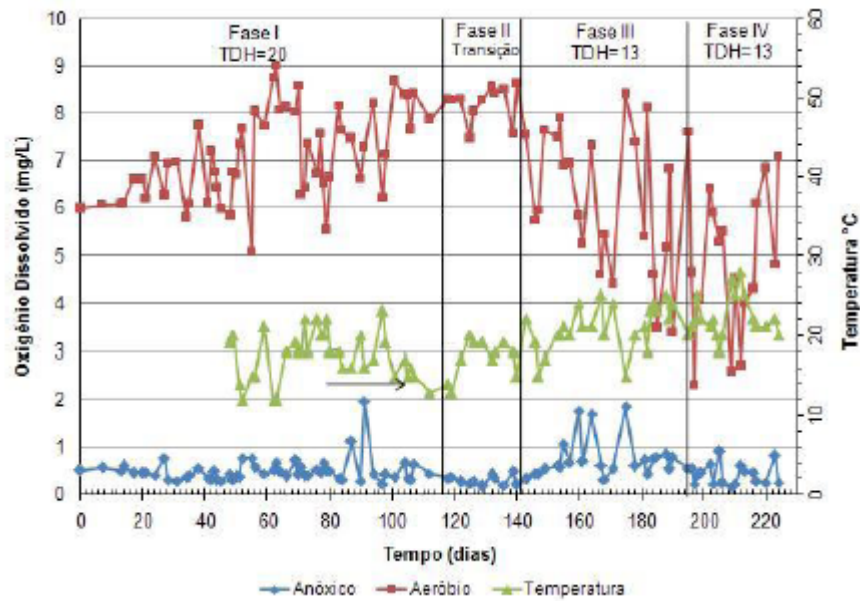


Figura 5.33 – Variação do oxigênio dissolvido e da temperatura para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II .

Tabela 5.10 – Valores máximos, mínimos, médios, desvios padrões e coeficientes de variação do OD, monitorados ao longo do período de operação do sistema na Etapa II

Fase I – TDH=20 dias; Re=1; Ri=0		
Estatística	Anóxico	Aeróbio
Máximo	1,98	9,01
Mínimo	0,23	5,09
Média	0,50	7,11
Des. Padrão	0,3	0,9
Coef. Varia.	51,6	13,3
Fase II – TDH=10/15 dias Re=1; Ri=0		
Estatística	Anóxico	Aeróbio
Máximo	0,49	8,65
Mínimo	0,18	7,49
Média	0,30	8,24
Des. Padrão	0,1	0,4
Coef. Varia.	33,4	4,6
Fase III – TDH=13 dias ;Re=1; Ri=0		
Estatística	Anóxico	Aeróbio
Máximo	1,85	8,43
Mínimo	0,32	3,4
Média	0,77	6,18
Des. Padrão	0,4	1,5
Coef. Varia.	56,5	24,1
Fase IV – TDH=13 dias; Re=1; Ri=1,3Q		
Estatística	Anóxico	Aeróbio
Máximo	0,9	7,63
Mínimo	0,17	2,3
Média	0,43	4,95
Des. Padrão	0,2	1,6
Coef. Varia.	50,1	31,4

5.3 AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO

Na Figura 5.34 e na Tabela A.8, são apresentadas, para a Etapa I, as estimativas de N-amoniaco e alcalinidade consumidos no reator aeróbio, bem como a estimativa das concentrações de nitrogênio oxidado, calculados estequiometricamente por meio do consumo de alcalinidade, uma vez que durante esta etapa não foram determinadas as concentrações de nitrito e nitrato.

O consumo de alcalinidade e a média de cada fase são apresentados na Tabela A.9. O consumo de alcalinidade do reator aeróbio, Tabela A.9, em relação ao seu afluente (efluente do reator anóxico) foi de 63% na Fase I, 86% na Fase II e 67% na Fase III. Este consumo de alcalinidade pode ser decorrente da nitrificação uma vez que são consumidos 7,14g de alcalinidade como CaCO_3 para oxidar 1g de N-amoniaco (SEDLAK, 1991). Por outro lado deve-se considerar que na remoção de N-amoniaco por “stripping” são consumidos 3,5g de alcalinidade por grama de nitrogênio liberado.

Na Figura 5.34 observa-se que houve decréscimo do consumo de alcalinidade e de N-amoniaco durante a Fase I, devido a isso a alcalinidade no licor misto aumentou e, conseqüentemente, o pH atingiu valores da ordem daqueles do afluente como pode ser observado nas Figuras 5.1 e 5.2.

Devido ao aumento do pH e as elevadas concentrações de N-amoniaco no afluente, que durante a Fase I desta Etapa foram superiores a 1200 mg/L, ocorreu aumento das concentrações de N-amoniaco na forma de gás amoníaco (NH_3) no licor misto dos reatores.

A estimativa das concentrações de NH_3 , calculadas por meio da Equação 3.1, são apresentadas na Figura 5.35 e na Tabela A.10. Salienta-se que, devido à falta de dados de temperatura do líquido nesta Etapa, foi utilizada para o cálculo a temperatura média do ar, correspondente ao período de operação do sistema.

Observa-se que, a partir da metade da Fase I houve aumento das concentrações de NH_3 , Figura 5.35, nos reatores anóxico e aeróbio. Concentrações máximas da ordem de 266 e 243mgN- NH_3 /L ocorreram, respectivamente, nos reatores anóxico e aeróbio ao final da Fase I. Tais concentrações são superiores aquelas em que tem início a inibição tanto das bactérias oxidadoras de nitrito como das oxidadoras de N-amoniaco. Segundo Henze et al. (1997) e Kim et al. (2006), o gás amoníaco até 10g NH_3 /m³ não inibe a nitrificação, ao passo que em 150g NH_3 /m³ a inibição é total, já no caso da nitratação a inibição, por gás amoníaco, tem início para concentrações acima de 0,1 g NH_3 /m³ e em concentrações

de 1,0 g NH₃/m³ a inibição da nitratação é total.

Na Fase II, com a alteração do TDH de 10 para 20 dias e início da recirculação do lodo, nota-se que houve redução do pH e da concentração de alcalinidade, concomitantemente, observa-se na Figura 5.35 que as concentrações de NH₃ decresceram no licor misto dos reatores, atingindo valor médio de 0,4 mg NH₃/L no reator aeróbio, porém nota-se que no reator anóxico a concentração de NH₃ ainda foi da ordem de 50mg NH₃/L ao final da Fase II.

Nesta Fase apesar de o consumo de N-amoniaco ter decrescido no reator aeróbio de 600 para 400mg/L, o que se deve a redução das concentrações afluente, nota-se que as concentrações de N-amoniaco no efluente decresceram e que o consumo de alcalinidade voltou a aumentar, com conseqüente queda do pH. A partir destas observações pode-se inferir que voltou a ocorrer nitrificação no reator aeróbio.

Entre os fatos que devem ter contribuído para que a nitrificação voltasse a ocorrer, pode-se citar a redução da concentração de N-amoniaco no afluente, a adaptação da biomassa e o efeito da recirculação do lodo, o que propiciou o aumento da biomassa no sistema, mas deve-se salientar, também, o efeito diluidor da recirculação no afluente ao reator anóxico como é possível constatar nas Figuras 5.3 e 5.7.

A Fase III comportou-se de modo semelhante a II, a exceção do final deste período quando ocorreu um problema com o sistema de aeração e, conseqüentemente, as concentrações de N-amoniaco e de alcalinidade no reator aeróbio começaram a aumentar, provavelmente devido a redução da taxa de nitrificação, pois as bactérias nitrificantes (autotróficas) são muito sensíveis a redução da concentração do oxigênio dissolvido no meio.

Na Tabela 3.2 pode-se observar os valores da constante de saturação do oxigênio para a nitrificação, 0,5 a 1,0 g O₂/m³, são baixos comparados ao das heterotróficas (HENZE, 1997).

Por isso em concentrações de OD menores que 1,0 mg/L a nitrificação tende a ser reduzida.

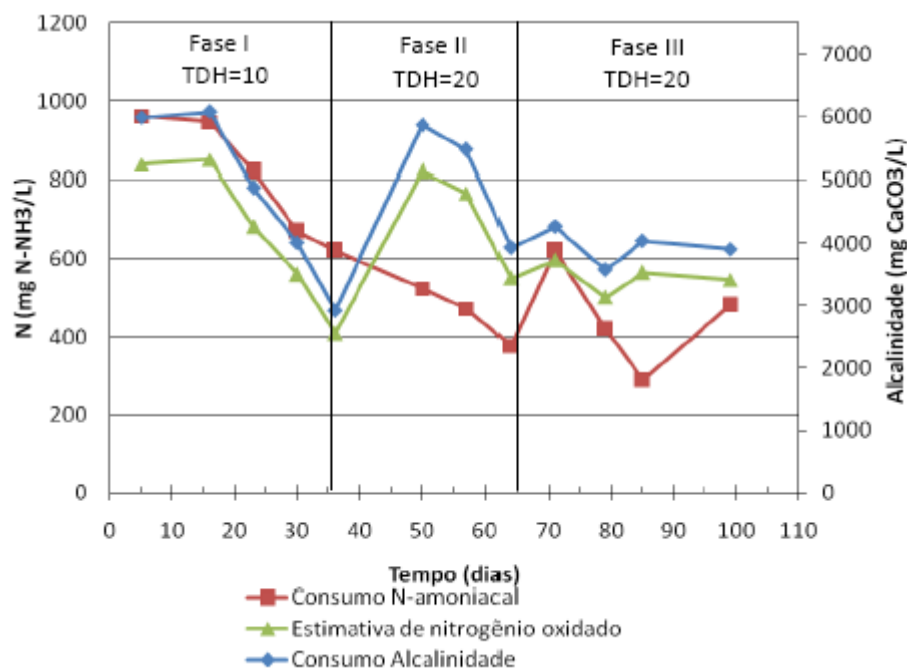


Figura 5.34 – Variação do consumo de alcalinidade e N-amoniaco e estimativa de nitrogênio oxidado a partir do consumo de alcalinidade, durante o período de operação do sistema na Etapa I.

Comparando, na Figura 5.34, os resultados de N-amoniaco oxidado, calculados estequiometricamente a partir do consumo de alcalinidade, Tabela A.8, com as concentrações de N-amoniaco removido, verificou-se que, na Fase I, a remoção foi sempre maior que a concentração estimada de nitrogênio oxidado. Por outro lado, nas Fases II e III as concentrações de nitrogênio oxidadas estimadas a partir do consumo de alcalinidade foram maiores que as concentrações de N-amoniaco removidas. Isto sugere que pode ter havido remoção de nitrogênio por volatilização na Fase I, uma vez que o pH manteve-se elevado e conseqüentemente havia uma parcela maior de N-amoniaco na forma de gás amoníaco (NH₃).

Nas Fases II e III outras reações podem ter consumido alcalinidade por isso o N- oxidado calculado a partir do consumo de alcalinidade foi maior que o N-amoniaco consumido. Além disso, como estas fases o pH estava abaixo de 7,5 a perda de nitrogênio por *stripping* deve ter sido mínimo.

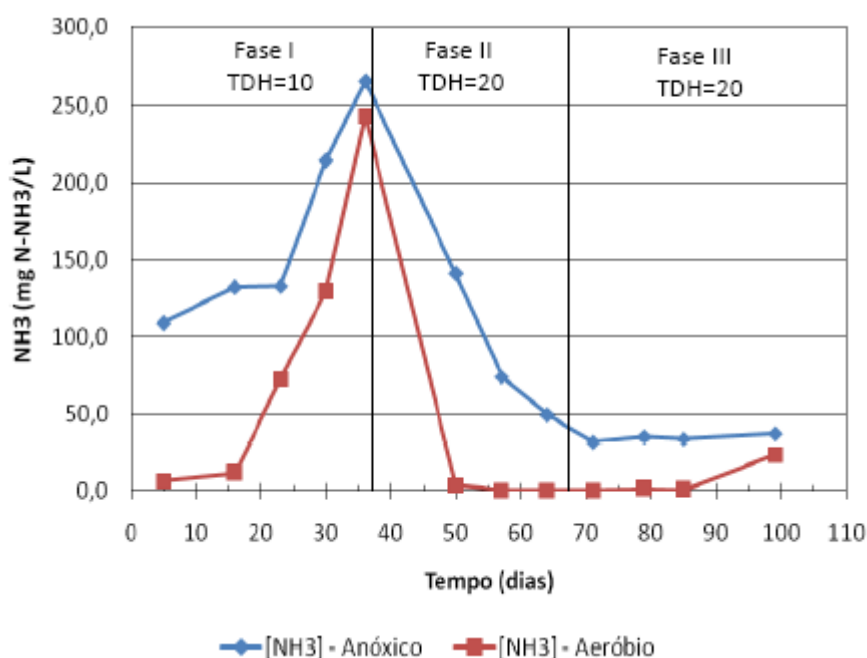


Figura 5.35 – Concentração de NH_3 , nos reatores anóxico e aeróbio, nas Fases I, II e III da Etapa I.

Observa-se nas Figuras 5.3 e 5.7, que durante a Fase I, as concentrações de alcalinidade e de N-amoniaco afluente ao reator anóxico, que é igual ao afluente bruto uma vez que não havia recirculação, são superiores tanto as de alcalinidade como às de N-amoniaco medidas no licor misto de reator anóxico. Essa diferença é um indicativo de que houve consumo de N-amoniaco por nitrificação ou volatilização no reator anóxico.

Nas Figuras 5.36 e 5.37 são apresentadas as correlações entre a carga aplicada (A/M), e a carga removida (U), em termos de N-amoniaco nos reatores anóxico e aeróbio durante as fases de operação da Etapa I.

Salienta-se que as cargas aplicadas e removidas estimadas para o reator anóxico foram calculadas utilizando as concentrações do afluente alimentado ao reator.

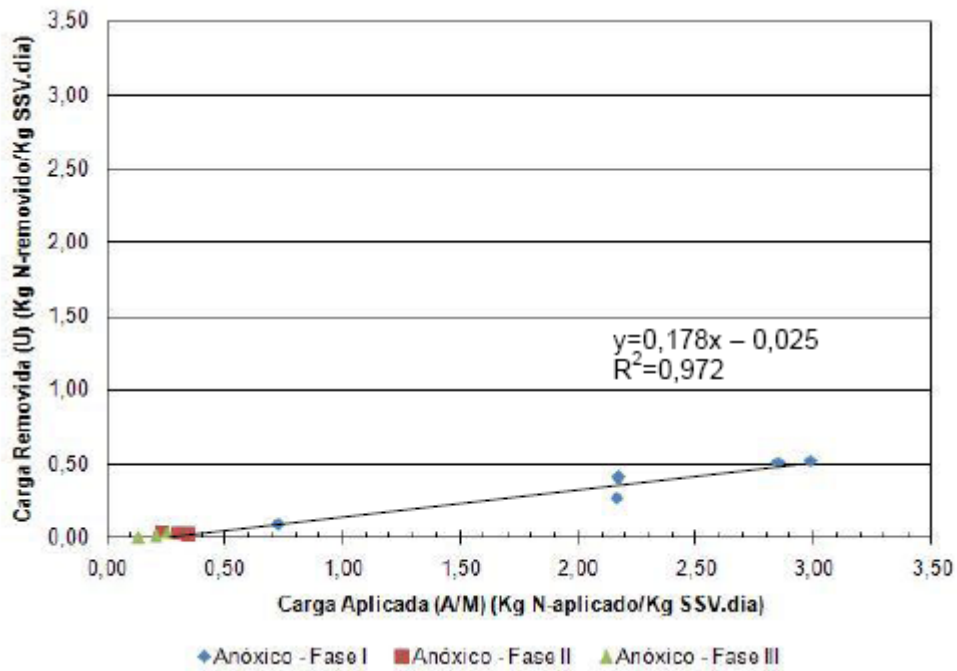


Figura 5.36 – Correlação entre a carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniaco, no reator anóxico para as Fases I, II e III da Etapa I.

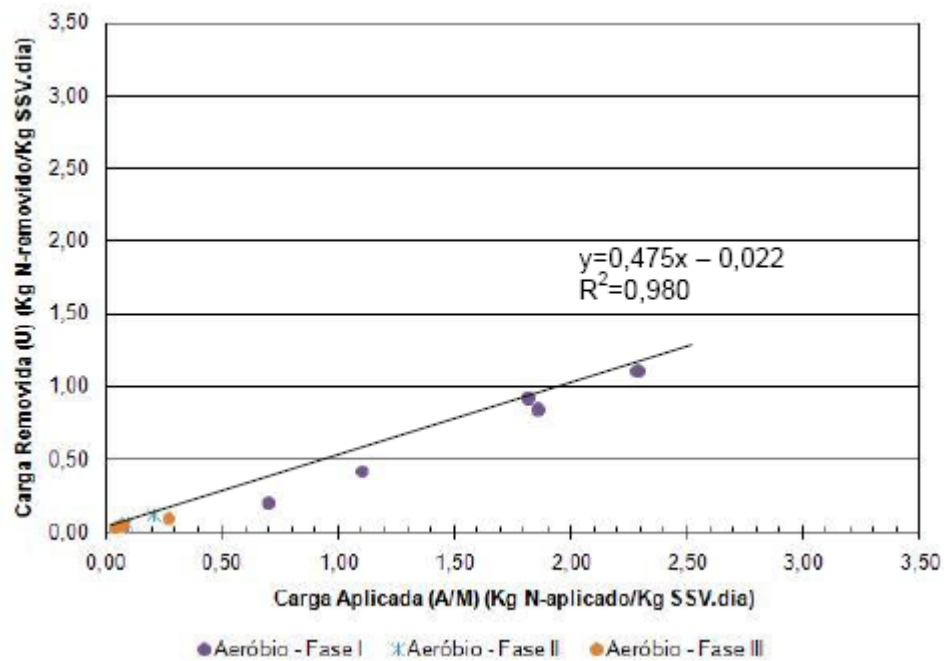


Figura 5.37 – Correlação entre a carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N-amoniaco, no reator aeróbio para as Fases I, II e III da Etapa I.

Observa-se que no reator anóxico aproximadamente 18% do nitrogênio aplicado na forma de N-amoniacoal era removido, já no reator aeróbio aproximadamente 48% do aplicado foi removido.

Observa-se, na Figura 5.4, que houve redução nas concentrações de NKT quando se compara os valores do afluente aos do efluente final. A eficiência média de remoção de NKT foi de 61, 58 e 66%, respectivamente, para as Fases I, II e III. A eficiência média de remoção de N-amoniacoal no sistema, na Etapa I, foi de 61, 60 e 73%, respectivamente para as Fases I, II e III.

Na Etapa II as remoções de N-amoniacoal obtidas foram em média de 99, 82, 94 e 99%, respectivamente, para as Fases I, II, III e IV. Esses valores são superiores aos obtidos por Fleck (2003), que obteve remoção de 46%, utilizando um sistema composto de filtro anaeróbio + filtro aeróbio para tratar lixiviado, mas são compatíveis com os resultados citados por Fernandes et al. (2006) em que foi verificada remoção média de 96% utilizando uma série composta de lagoa anaeróbia, facultativa e de maturação.

Durante a Etapa II, no início da Fase II, quando o TDH foi reduzido de 20 para 10 dias, observa-se na Figura 5.14 que a alcalinidade aumentou nos reatores, conseqüentemente o valor do pH atingiu valores da ordem daqueles do afluente. Nessa condição, pH acima de 8,0, o equilíbrio $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ foi deslocado no sentido da formação de maiores concentrações de gás amoníaco. Além disso, nesse período as concentrações de N-amoniacoal no afluente também eram elevadas. Na Figura 5.38 e na Tabela B.12 são mostrados os valores de NH_3 calculados, ao longo da Etapa II para os reatores anóxico e aeróbio.

A presença de amônia livre (NH_3) no meio é tóxica as bactérias sendo que as *nitrobacters* são mais sensíveis em relação às *nitrosomonas* como já mencionado.

Durante a Fase I as concentrações de NH_3 foram em média de 13,8 e 0,0 mg NH_3/L , respectivamente nos reatores anóxico e aeróbio.

Na Figura 5.38 pode-se observar que a partir do início da Fase II até o início da III a concentração de NH_3 aumentou significamente no reator aeróbio. No reator anóxico as concentrações de NH_3 , que na Fase I estavam na faixa de 10 a 20 mg NH_3/L , também aumentaram para valores acima de 30 mg NH_3/L , atingindo concentrações na ordem de 80 mg NH_3/L .

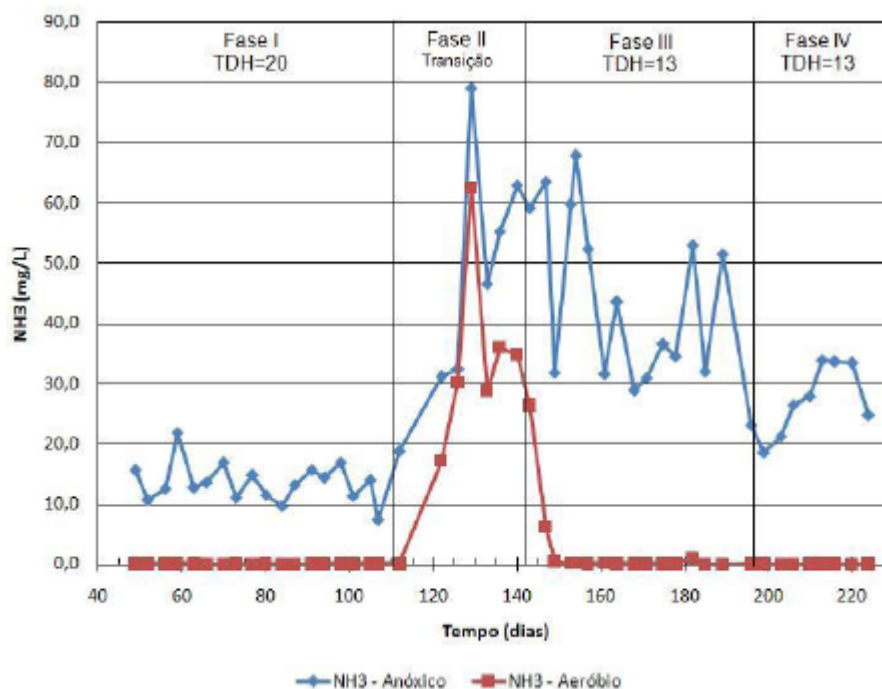


Figura 5.38 – Variação da concentração de NH_3 , ao longo das fases de operação da Etapa II, para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio.

Comparando a Figura 5.38 com as Figuras 5.19 e 5.20 nota-se que conforme as concentrações de NH_3 aumentaram houve decréscimo nas concentrações de nitrato e acúmulo de nitrito no reator aeróbio durante a Fase II.

Na Fase III a concentração de NH_3 no reator aeróbio decresceu para o valores inferiores a $0,4 \text{ mg NH}_3/\text{L}$, e as concentrações de nitrito também começaram a decrescer atingindo valores próximos a zero na metade da Fase III, com isto a produção de nitrato foi retomada como pode ser observado na Figura 5.19.

O acúmulo de nitrito nos reatores anóxico e aeróbio, Figura 5.20, durante a Fase II até a metade da Fase III pode ser explicada ao analisar a Figura 5.37, em que verifica-se que a partir do 122º dia a concentração de NH_3 atingiu valores acima daqueles em que tem início a inibição das *nitrobacters*, já a oxidação do N-amoniaco para nitrito não foi totalmente afetada, uma vez que os valores de NH_3 permaneceram abaixo do nível em que a inibição das *nitrosomonas* é de 100%.

Nas Figuras 5.15, 5.18, 5.21 e 5.22 são apresentadas as variações das concentrações de alcalinidade, de N-amoniaco, nitrato e nitrito, determinados para o afluente bruto e conteúdo do reator anóxico e os valores estimados para o afluente alimentado ao reator anóxico, este ultimo considerando o efeito da recirculação.

Observa-se que durante a Fase I os valores de alcalinidade e de N-amoniacoal estimados do afluente ao reator anóxico foram superiores aos medidos no licor misto deste reator o que indica que houve remoção de N-amoniacoal neste reator. Esta remoção pode ter sido por volatilização uma vez que o *stripping* do NH_3 provoca o consumo de alcalinidade, ou seja, no *stripping* para cada mol de nitrogênio removido é consumido um mol de bicarbonato, com conseqüente redução da alcalinidade e do pH. Além disso é possível que tenha ocorrido nitrificação, comprovada pelo consumo de alcalinidade Figura 5.15 e pelo fato da quantidade de nitrato no licor misto do reator anóxico ser maior que a concentração estimada de nitrato, Figura 5.19, afluente a este reator.

Na Fase III assim como na Fase I a alcalinidade e o N-amoniacoal medidos foram inferiores as concentrações estimadas para o afluente ao reator anóxico, porém as concentrações de nitrato medidas foram próximas as estimadas, indicando que a remoção de N-amoniacoal neste reator foi provavelmente por volatilização. Já na Fase IV houve uma baixa remoção de N-amoniacoal, uma vez que os valores medidos foram ligeiramente inferiores aos calculados, removidos provavelmente por volatilização.

Ao analisar a Figura 5.19 observa-se que mesmo com o início da recirculação interna (Fase IV), não houve consumo de nitrato, uma vez que a concentração de nitrato estimada para o afluente do reator anóxico era muito próximo ao nitrato medido no licor misto, portanto conclui-se que não houve desnitrificação, possivelmente devido a falta de matéria orgânica de fácil biodegradação, conforme pode ser observada na Figura 5.32, medida em termos de DBO.

Nas Figuras 5.39 e 5.40 são mostradas as correlações entre carga removida (U) e aplicada (A/M), em termos de N-amoniacoal, no reator anóxico e no reator aeróbio, das Fases da Etapa II, com exceção da Fase II cujos valores não foram plotados, já que se trata de uma Fase em que o processo de nitrificação entrou em desequilíbrio - Fase de Transição. Nota-se que no reator anóxico aproximadamente 56% do nitrogênio aplicado foi removido, já enquanto que no reator aeróbio 99% aproximadamente do nitrogênio aplicado foi removido.

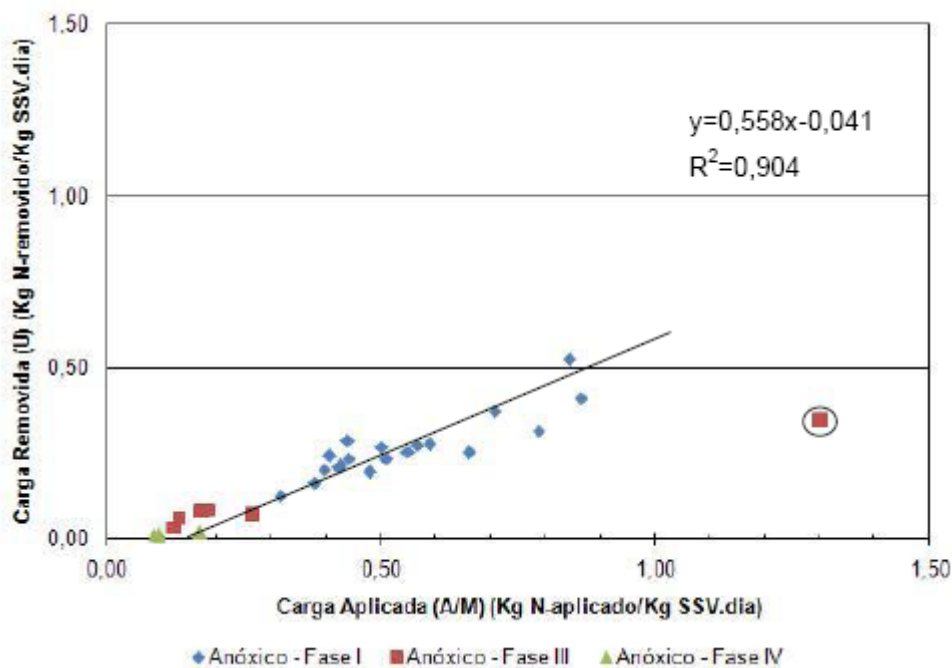


Figura 5.39 – Correlação entre carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N- amoniacal, no reator anóxico para as Fases I, III e IV da Etapa II.

*O ponto assinalado não foi considerado para o calculo da regressão

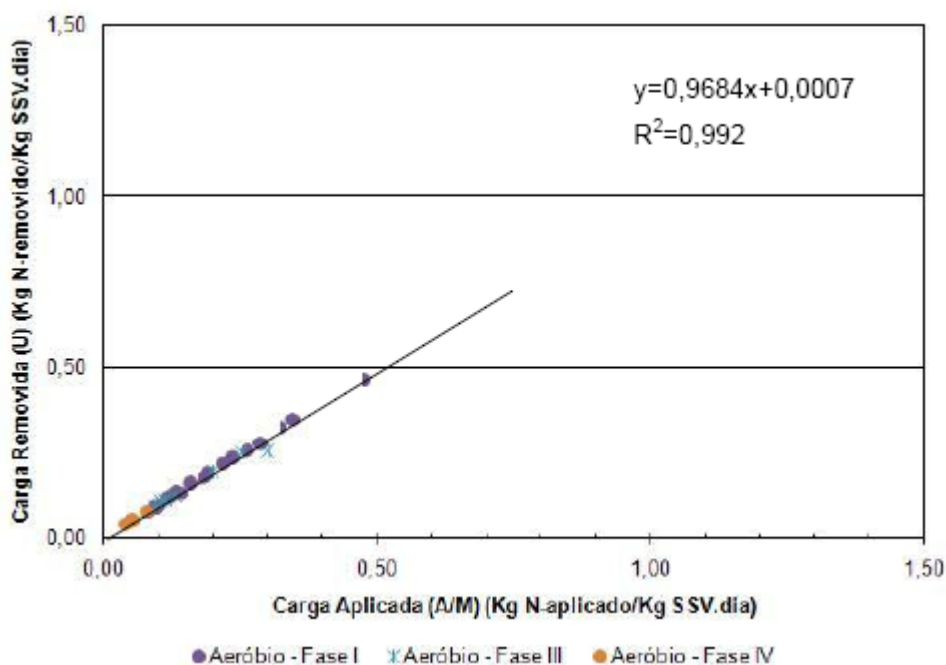


Figura 5.40 – Correlação entre carga aplicada (A/M) e carga removida (U), em termos de N- amoniacal, no reator aeróbio para as Fases I, III e IV da Etapa II.

Na Tabela 5.11 é apresentada a média da carga aplicada (A/M), carga removida (U), carga volumétrica aplicada (CVA) e carga volumétrica removida (CVR) em termos de N- amoniacal para cada Fase da Etapa II, para os reatores anóxico e aeróbio.

Tabela 5.11 – Médias da carga aplicada (A/M), carga removida (U), carga volumétrica aplicada (CVA) e carga volumétrica removida (CVR) das fases de operação do sistema da Etapa II.

Fase	A/M		U		CVA		CVR	
	gN-NH ₄ /g SSV.dia	gN-NH ₄ /g SSV.dia	gN-NH ₄ /g SSV.dia	gN-NH ₄ /g SSV.dia	gN-NH ₄ / m ³ .dia	gN-NH ₄ / m ³ .dia	gN-NH ₄ / m ³ .dia	gN-NH ₄ / m ³ .dia
	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
I	0,54	0,18	0,26	0,18	37,77	19,42	18,35	18,99
II	0,92	0,64	0,06	0,35	85,44	79,76	5,68	42,04
III	0,35	0,16	0,12	0,15	97,85	60,78	37,07	58,67
IV	0,11	0,06	0,01	0,06	44,08	38,10	5,98	37,95

Observa-se que durante as Fases I, III e IV, praticamente todo N-amoniaco aplicado no reator aeróbio foi removido. Somente na Fase II, em que o TDH havia sido reduzido de 20 para 10 dias houve maior diferença entre as cargas aplicadas e removidas. Nesta fase a A/M e a CAV foram de 0,64 g N-NH₄⁺/g SSV.dia e 79,76 gN-NH₄/ m³.dia, respectivamente já a U foi de 0,35 g N-NH₄⁺/g SSV.dia e a CVR foi de 42,04 gN-NH₄/m³.dia.

Comparando a carga removida (U) e a carga volumétrica removida (CVR) obtidas neste trabalho 0,18; 0,64; 0,16 e 0,06 g N-NH₄⁺/g SSV.dia e (19,42; 79,76; 60,78 e 38,10 g N- NH₄⁺/m³.dia) respectivamente para as Fases I, II, III e IV, com as taxas encontradas por outros pesquisadores observa-se que durante todas as Fases os valores de U são semelhantes aos de outros pesquisadores trabalhando com lodos ativados conforme relatado na Tabela 3.4, porém ao comparar os valores de CVR deste trabalho aos citados na literatura verifica-se que esta chega a ser 73 vezes superior que aquelas dos sistemas de lodos ativados estudados por outros pesquisadores.

6 CONCLUSÕES

O trabalho realizado, empregando reator anóxico seguido de reator aeróbio para o tratamento biológico de lixiviado, visando a remoção de nitrogênio, permite concluir que:

- A aplicação de sistema biológico de tratamento para remoção de nitrogênio de lixiviados é viável, mesmo quando o afluente possui elevadas concentrações de N- amoniacal (373 – 1110 mg N-NH₃/L);
- A utilização do sistema de controle automático de pH é essencial para que o sistema apresente desempenho satisfatório no processo de nitrificação de lixiviados com elevadas concentrações de N-amoniacal;
- O sistema apresentou desempenho satisfatório com relação ao processo de nitrificação do lixiviado, para TDH de 13 e 20;
- A remoção de N-amoniacal sem a utilização do controle automático de pH foi de até 73% utilizando o TDH de 20 dias, já com a utilização deste sistema e operando com TDHs de 20 e 13 dias, obteve-se remoção média de 99%;
- Foi observada a perda de N-amoniacal por *stripping*, nos reatores anóxico e aeróbio, principalmente quando o sistema apresentava valores de pH elevados;
- A melhor eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, foi de 49% utilizando TDH de 20 dias e de 27% utilizando o TDH de 13 dias;
- Mesmo obtendo bons resultados na remoção de N-amoniacal, a produção de SSV foi baixa quando comparada a de sistemas de lodos ativados tratando águas residuárias, como esgoto sanitário;
- O lixiviado utilizado neste trabalho apresentava relação DBO/DQO baixa o que fez com que o sistema apresentasse satisfatória remoção de DBO, porém a remoção de DQO foi baixa; O carbono presente no lixiviado não foi suficiente para que ocorresse a desnitrificação, sendo necessária adição de fonte externa de carbono.

7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Avaliar o desempenho do sistema para TDH menores que 13 dias;
- Avaliar o efeito de diferentes taxas de recirculação interna;
- Avaliar o efeito de uma fonte externa de carbono para a desnitrificação
- Avaliar diferentes tipos de fonte de carbono.
- Estudar alternativas de desnitrificação para o efluente nitrificado, como, por exemplo, a desnitrificação *in-situ*.

REFERÊNCIAS

- AL-YAQOUT, A. F.; HAMODA, M. F., Evaluation of Landfill Leachate in Arid Climate – a case study. *Environment Internatianal* v. 1054 p. 1 – 8. 2003.
- APHA, AWWA, WPCF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 20th. Edition. Washinton. 2005.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 10004: Resíduos Sólidos – Classificação*. Rio de Janeiro, 2004.
- BAE, W.; BAEK, S.; Chung, J.; LEE, Y. Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors. *Biodegradation*, Dordrecht, v.12, p.359-66. 2002.
- BAEZA, J.A.; GABRIEL, D.; LAFUENTE, J.; Effect of internal recycle on the nitrogen removal efficiency of na anaerobic/anoxic/oxic (A2/O) wastewater treatment plant (WWTP). *Process Biochemistry* v.39 p.1615-1624, 2004.
- BIDONE, Francisco Ricardo Andrade; POVINELLI, Jurandy; *Conceitos Básicos de resíduos sólidos*. São Carlos EESC/USP. 1999.
- CAMPOS, J.L.; GARRIDO-FERNÁNDEZ, J.M.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J.M.; Nitrification at ammonia loading rates in na activated sludge unit. *Bioresource Technology* v.68 p. 141-148, 1999.
- CAMPOS, José Roberto. *Remoção de DQO e de Nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série*. 1989. 295 f. Livre Docência Universidade de São Paulo – Escola de Engenharia de São Carlos.
- CARRERA Julián; VICENT, Teres a; LAFUENTE, Javier. Effect of influent COD/N ratio on biological nitrogen removal (BNR) fron high-strength ammonium industrial wastewater. *Process Boichemistry* 2004.
- CARRERA, J.; BAEZA J.A.; VICENT, T.; LAFUENTE, J.; Biological nitrogen removal of high-strength ammonium industrial wastewater with two-slugde system. *Water Research* v.37 p.4211 – 4221, 2003.

DIAS, Deize Lopes; *Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série*. 2000. 252 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

FACCHIN, Joseni; *et al.* Avaliação do Tratamento combinado de Esgotos e Lixiviado de Aterro Sanitário na ETE LAMI (Porto Alegre) após o primeiro ano de operação. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Fortaleza CE, 2000.

FERNANDES, F.; COSTA, R.H.R.; GOMES, L.P.; FERREIRA, J.A.; BEAL, L.L.; CASTILHOS, A.B.J.; SILVA, S.M.C.P.; CAMPOS, J.C.; LOPES, D.D.; BOFF, R.D.; SILVA, J.D. Tratamento biológico de lixiviados de resíduos sólidos urbanos. In: CASTILHOS, A.B. J.; FERNANDES, F.; FERREIRA, J.A.; JUCÁ, J.F.T.; LANGE, L.C.; GOMES, L.P.; PESSIN, N.; NETO, P.M.S.; ZANTA, V.M. *Tratamento, recuperação e disposição integrados de resíduos urbanos, com ênfase na proteção dos corpos d'água*. SERMOGRAF. 2006. cap. 5, p. 209-299.

FLECK, Eduardo. *Sistema integrado por filtro anaeróbio, filtro biológico de baixa taxa e banhado construído aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário*. 2003. 213 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

HAMADA, Jorge; Estimativas de geração e caracterização do chorume em aterros sanitários. In: CONGRESSO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19. 1997, Foz do Iguaçu. 1997.

HE, P.J.; SHAO, L.M.; GUO, H.D.; LI, G.J.; LEE, D.J.; Nitrogen removal from recycled landfill leachate by ex situ nitrification and in situ denitrification. *Waste Management*, 2006.

HENZE, Mogens; HARREMOËS, Poul; JANSEN, Jes La Cour; ARVIN, Erik; *Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes*. 2. Ed., Springer, 1997.

HOSSAKA, André Luiz; FERNANDES, Fernando; SILVA, Sandra Márcia Cesário Pereira; Avaliação de um sistema de lagoa aerada de mistura completa na remoção da carga orgânica de lixiviado de aterro sanitário. In: CONGRESSO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24., 2007 Belo Horizonte, MG, 2007.

IACONI, Claudio Di; RAMADORI, Roberto; LOPEZ, Antonio. Combined biological and chemical degradation for treating a mature municipal landfill leachate. *Biochemical Engineering Journal*, v.31 p. 118-124, 2006.

IAMAMOTO, Cristina Yuriko; *Remoção de nitrogênio de águas residuárias com elevada concentração de nitrogênio amoniacal em reator contendo biomassa em suspensão operado em batelada seqüenciais e sob aeração intermitente*. 2006 128 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos.

ILIES, P.; MAVINIC, D.S.; The effect of decreased ambient temperature on the biological nitrification and denitrification of a high ammonia landfill leachate. *Pergamon*, PII: S0043-1354, 2000.

IM, Jeong-Hoon; WOO, Hae-Jin; CHOI, Myung-Won; HAN, Ki-Back; KIM, Chang-Won; Simultaneous organic and nitrogen removal from municipal landfill leachate using an anaerobic-aerobic system. *Pergamon* PII: S0043-1354, 2000.

JOKELA, J.P.Y.; KETTUNEN, R.H.; SORMUNEN, K.M.; RINTALA, J.A. Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate: low-cost nitrification in biofilters and laboratory scale in-situ denitrification. *Water Research* v.36 p. 4079-4087, 2002.

JUCÁ, José Fernando Thomé; MONTEIRO Veruschka Escarião Dessoles; OLIVEIRA Fernando Jorge Santos; MACIEL, Felipe Jucá. Monitoramento Ambiental do Aterro de Resíduos Sólidos da Muribeca. 199-.

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

KJELDSEN, Peter; BARLAZ, Morton A.; ROOKER, Alix P.; BAUN, Anders; LEDIN, Anna; CHRISTENSEN, Thomas H. Present and Long-Term Composition of MSW Landfill Leachate: A Review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 32(4): p.297-336, 2002.

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

KURNIAWAN, Tonni Agustiono; LO, Wai-hung; CHAN, Gilbert YS. Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate. *Journal of Hazardous Materials* B129 p. 80-100, (2006).

LI; X. Z.; ZHAO, Q.L.; Efficiency of biological treatment affected by high strength of ammonium-nitrogen in leachate and chemical precipitation of ammonium-nitrogen as pretreatment. *Chemosphere* v.44 p. 37-43, 2001.

LI; X. Z.; ZHAO, Q.L.; Inhibition of microbial activity of activated sludge by ammonia in leachate. *Pergamon*, PII S01604120, 1999.

LIMA, Luiz Mario Queiroz. *Tratamento de Lixo*. São Paulo: Hemus, 1987.

LIMA, Luiz Mario Queiroz. *Tratamento e Biorremediação*. 3º Edição São Paulo: Hemus, 1995.

MANGIERI, Vanessa Regina Lasaro. *Estudo das alterações de propriedades físicas e químicas decorrentes da interação solo-lixiviado*. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) Universidade Estadual de Londrina.

MARINGONDA, Audinil Junior; LOPES, Deize Dias. Monitoramento do chorume do aterro sanitário de resíduos sólidos Urbanos de Rolândia-PR In: Simpósio Brasileiro de Recursos Hídricos, 16., 2005, João Pessoa - PB. Anais do XVI Simpósio Brasileiro de Recursos Hídricos. , 2005

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

OLIVEIRA Selene & PASQUAL Antenor . Avaliação da Qualidade da Água Subterrânea e a Jusante do Depósito de Resíduos Sólidos Municipais de Botucatu/SP. In: _____ *Determinação de alguns Parâmetros Indicadores de Poluição por Efluente Líquido de um Aterro Sanitário*. Tese de doutorado do 1º autor intitulada.

OLIVEIRA, Selene; SILVA, Celso Luiz. Avaliação de Parâmetros Indicadores de Poluição por Efluente Líquido de um Aterro Sanitário. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, Vol.9 – nº3, p. 240-249, 2004.

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

SEGATO, Luciana Maturana; *et al.* Caracterização do Chorume do Aterro Sanitário de Bauru. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27. 2000 Fortaleza CE, 2000.

SILVA, Alessandra Cristina. *Tratamento de percolado de aterro sanitário e avaliação da toxicidade do efluente bruto e tratado*. 2002. 100 f. Dissertação (Mestre em Engenharia Civil) Universidade Federal do Rio de Janeiro.

TATSI, A. A.; ZOUBOULIS A. I. A Field Investigation of the Quantity and Quality of Leachate from a Municipal Solid Waste Landfill in a Mediterranean Climate (Thessaloniki, Greece). *Advances in Environmental Research*, 6 p. 207-219, 2002.

VIANA, Ana Silva Pereira Santos; FIGUEIREDO, Iene Christie; CANTANHEDE, Álvaro; Avaliação do co-tratamento biológico de lixiviados de aterros sanitários com esgoto doméstico no município do Rio de Janeiro. CONGRESSO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24. 2007. Belo Horizonte, MG, 2007.

VON SPERLING, Marcos; *Lodos Ativados* 2.ed – Belo Horizonte : Departamento Editora UFMG, 2006.

ANEXOS

ANEXO A

Tabela A.1 – Concentração do pH e da alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa I

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
I TDH=10 Re=0 Ri=0	5	8,78	8,47	7,53	8,56	6975	4153	990	1109
	16	8,43	8,57	7,76	7,94	6892	5773	818	951
	23	8,41	8,58	8,58	8,28	7269	6347	2390	1412
	30	8,66	8,91	8,89	8,78	6979	6393	2973	2074
	36	8,81	8,94	9,08	8,97	6923	6160	3995	3069
	n ^o Amostras	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	8,81	8,94	9,08	9	7269	6393	3995	3069
	Mínimo	8,41	8,47	7,53	8	6892	4153	818	951
	Média	-	-	-	-	7007	5765	2233	1723
	Desv. Padrão	-	-	-	-	150,5	933,9	1343,7	866,7
	Coef. Variaç.	-	-	-	-	2,1	16,2	60,2	50,3
II TDH=20 Re=0,5 Ri=0	50	8,81	8,86	7,54	8,67	6455	4386	589	1443
	57	8,7	8,55	6,63	8,43	6031	3847	553	1523
	64	8,32	8,53	6,84	8,18	4466	3615	533	1111
	n ^o Amostras	3	3	3	3	3	3	3	3
	Máximo	8,81	8,86	7,54	8,67	6455	4386	589	1523
	Mínimo	8,32	8,53	6,63	8,18	4466	3615	533	1111
	Média	-	-	-	-	5651	3949	558	1359
	Desv. Padrão	-	-	-	-	1047,4	395,4	28,4	218,1
Coef. Variaç.	-	-	-	-	18,5	10,0	5,1	16,0	

Continua

Tabela A.1 – Concentração do pH e da alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa I. (continuação)

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
III	71	8,4	8,28	6,88	7,85	4751	2238	485	660
	79	8,7	8,34	7,30	8,22	4209	2159	627	871
	85	8,8	8,65	7,25	8,1	4495	2223	460	1076
	99	8,27	8,42	8,40	7,93	6411	4064	2504	967
TDH=20 Re=0,5 Ri=1	n ^o Amostras	4	4	4	4	4	4	4	4
	Máximo	8,8	8,65	8,4	8,22	6411	4064	2504	1076
	Mínimo	8,27	8,28	6,88	7,85	4209	2159	460	660
	Média	-	-	-	-	4967	2671	1019	893
	Desv. Padrão	-	-	-	-	988,2	929,3	992,9	176,8
	Coef. Variaç.	-	-	-	-	19,9	34,8	97,4	19,8

Tabela A.2 – Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I.

Fase	Dias	NKT (mg N-NH ₃ /L)				N-amoniaco (mg N-NH ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
I TDH=10 Re=0 Ri=0	5	1504	1295	393	474	1390	1148	571	429
	16	1461	1281	462	447	1382	1134	589	437
	23	1498	1230	659	504	1276	1117	613	453
	30	1470	1330	810	640	1174	955	598	502
	36	1433	1301	966	784	1290	1125	812	670
	n ^o Amostras	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	1504	1330	966	784	1390	1148	812	670
	Mínimo	1433	1230	393	447	1174	955	571	429
	Média	1473	1287	658	570	1302	1096	637	498
	Desv. Padrão	29,0	36,8	238,1	141,0	88,8	79,5	99,4	100,0
Coef. Variaç.	2,0	2,9	36,2	24,7	6,8	7,3	15,6	20,1	
II TDH=20 Re=0,5 Ri=0	50	1297	960	439	511	909	650	303	384
	57	1052	770	372	469	851	623	272	378
	64	1087	780	374	447	664	434	231	286
	n ^o Amostras	3	3	3	3	3	3	3	3
	Máximo	1297	960	439	511	909	650	303	384
	Mínimo	1052	770	372	447	664	434	231	286
	Média	1145	837	395	476	808	569	269	349
	Desv. Padrão	132,8	106,6	37,9	32,5	128,3	117,4	35,8	55,1
Coef. Variaç.	11,6	12,7	9,6	6,8	15,9	20,6	13,3	15,8	

Tabela A.2 – Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I (continuação)

Fase	Dias	NKT (mg N-NH ₃ /L)				N-amoniaco (mg N-NH ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
III	71	880	478	264	356	885	402	193	264
	79	929	547	309	355	656	391	181	235
	85	916	530	362	294	389	202	86	99
	99	1358	850	578	319	592	351	233	110
TDH=20 Re=0,5 Ri=1	n ^o Amostras	4	4	4	4	4	4	4	4
	Máximo	1358	850	578	356	885	402	233	264
	Mínimo	880	478	264	294	389	202	86	99
	Média	1021	601	378	331	630	337	173	177
	Desv. Padrão	225,5	168,2	139,0	30,1	204,5	92,1	62,3	84,4
	Coef. Variaç.	22,1	28,0	36,8	9,1	32,4	27,4	35,9	47,7

Tabela A.3 – Concentração dos ST, STF e STV no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I.

Fase	Dias	Sólidos Totais (ST) (mg/L)				Sólidos Totais Fixos (STF) (mg/L)				Sólidos Totais Voláteis (STV) (mg/L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
I TDH=10 Re=0 Ri=0	5	9227	11099	10267	9881	6963	7654	7217	7151	2264	3445	3051	2730
	16	9557	9714	10277	15823	7333	7564	7448	9808	2224	2150	2829	6015
	23	9753	9850	9830	10526	7716	7543	7486	7550	2037	2307	2343	2976
	30	9421	9693	10411	9939	7248	7397	7545	7627	2174	2296	2865	2311
	36	9733	10437	10869	10356	7332	7805	7737	7554	2400	2632	3132	2925
	nº Amostras	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	9753	11099	10869	15823	7716	7805	7737	9808	2400	3445	3132	6015
	Mínimo	9227	9693	9830	9881	6963	7397	7217	7151	2037	2150	2343	2311
	Média	9538	10158	10331	11305	7318	7592	7487	7938	2220	2566	2844	3391
	Desv. Padrão	220,6	606,3	371,9	2540,4	269,2	150,5	187,5	1061,7	132,2	521,6	306,8	1490,0
	Coef. Variaç.	2,3	6,0	3,6	22,5	3,7	2,0	2,5	13,4	6,0	20,3	10,8	43,9
II TDH=20 Re=0,5 Ri=0	50	19349	10638	11596	10946	7320	7921	8004	7835	12029	12029	3592	3110
	57	10149	10577	11729	10914	7651	7990	8278	7882	2498	2586	3451	3032
	64	7764	10635	11710	11051	6004	8104	8201	7462	1760	2531	3509	3589
	nº Amostras	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
	Máximo	19349	10638	11729	11051	7651	8104	8278	7882	12029	12029	3592	3589
	Mínimo	7764	10577	11596	10914	6004	7921	8004	7462	1760	2531	3451	3032
	Média	12421	10617	11678	10970	6992	8005	8161	7726	5429	5716	3517	3244
	Desv. Padrão	6117,2	34,7	71,6	71,5	871,2	92,1	141,3	230,1	5727,4	5467,3	71,1	301,1
	Coef. Variaç.	49,3	0,3	0,6	0,7	12,5	1,2	1,7	3,0	105,5	95,7	2,0	9,3

Continua

Tabela A.3 – Concentração dos ST, STF e STV no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I (continuação).

Fase	Dias	Sólidos Totais (ST) (mg/L)				Sólidos Totais Fixos (STF) (mg/L)				Sólidos Totais Voláteis (STV) (mg/L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
III TDH=20 Re=0,5 Ri=1	71	8885	11417	12936	12074	6281	8208	8896	8450	2604	3209	4040	3624
	79	7958	10431	11327	11428	6120	6120	8063	7501	1839	1839	3263	3928
	85	9045	10106	11165	11154	6338	7482	7972	6884	2707	2624	3192	4270
	99	9272	9572	9502	10229	7049	7154	7053	5951	2223	2418	2449	4277
	nº Amostras	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	Máximo	9272	11417	12936	12074	7049	8208	8896	8450	2707	3209	4040	4277
	Mínimo	7958	9572	9502	10229	6120	6120	7053	5951	1839	1839	2449	3624
	Média	8790	10381	11232	11221	6447	7241	7996	7196	2343	2522	3236	4025
	Desv. Padrão	576,8	775,7	1403,6	765,9	411,7	867,6	753,5	1050,8	395,5	565,6	650,4	313,1
	Coef. Variaç.	6,6	7,5	12,5	6,8	6,4	12,0	9,4	14,6	16,9	22,4	20,1	7,8

Tabela A.4 – Concentração dos SST, SSF e SSV no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I.

Fase	Dias	Sólidos em Suspensão Totais (mg/L)				Sólidos em Suspensão Fixos (mg/L)				Sólidos em Suspensão Voláteis (mg/L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
I TDH=10 Re=0 Ri=0	5	155	4120	158	35	58	1580	32	1	97	93	126	34
	16	175	175	170	166	78	78	71	73	97	97	99	93
	23	102	170	165	64	34	34	45	17	68	118	120	47
	30	71	135	229	73	17	27	56	18	54	108	173	55
	36	33	494	412	110	7	141	93	18	26	353	319	92
	nº Amostras	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	175	4120	412	166	78	1580	93	73	97	353	319	93
	Mínimo	33	135	158	35	7	27	32	1	26	93	99	34
	Média	107	1019	227	90	39	372	59	25	68	154	167	64
	Desv. Padrão	58,6	1739,7	107,3	50,4	29,2	676,8	23,6	27,6	30,2	111,8	89,0	26,9
Coef. Variaç.	54,6	170,8	47,3	56,3	75,3	181,9	39,8	108,6	44,1	72,7	53,1	41,9	
II TDH=20 Re=0,5 Ri=0	50	33	322	389	56	3	93	81	8	30	229	308	48
	57	127	244	847	45	24	57	203	22	103	187	643	23
	64	150	277	727	58	39	60	153	6	111	217	573	52
	nº Amostras	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
	Máximo	150	322	847	58	39	93	203	22	111	229	643	52
	Mínimo	33	244	389	45	3	57	81	6	30	187	308	23
	Média	103	281	654	53	22	70	146	12	81	211	508	41
	Desv. Padrão	62,0	39,2	237,3	7,0	18,1	20,0	61,5	8,7	44,6	21,6	176,9	15,7
Coef. Variaç.	60,0	13,9	36,3	13,2	82,2	28,5	42,2	72,6	54,9	10,3	34,8	38,3	

Tabela A.4 – Concentração dos SST, SSF e SSV no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I. (continuação)

Fase	Dias	Sólidos em Suspensão Totais (mg/L)				Sólidos em Suspensão Fixos (mg/L)				Sólidos em Suspensão Voláteis (mg/L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
III	71	104	231	740	101	31	49	173	25	73	182	567	76
	79	62	250	687	99	11	63	177	24	51	187	510	75
	85	162	191	550	33	43	39	117	7	119	152	433	26
	99	117	218	164	86	34	38	38	31	83	180	126	55
TDH=20 Re=0,5 Ri=1	nº Amostras	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	Máximo	162	250	740	101	43	63	177	31	119	187	567	76
	Mínimo	62	191	164	33	11	38	38	7	51	152	126	26
	Média	111	223	535	80	30	47	126	22	82	175	409	58
	Desv. Padrão	41,2	24,8	260,1	31,9	13,5	11,6	64,9	10,3	28,3	15,8	196,4	23,4
	Coef. Variaç.	37,0	11,1	48,6	40,0	45,4	24,6	51,4	47,4	34,8	9,0	48,0	40,4

Tabela A.5 – Concentração da DQO no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa I

Fase	Dias	DQO (mg O ₂ /L)			
		Afluente	R.Anóxico	R.Aeróbio	Efluente
I TDH=10 Re=0 Ri=0	5	4035			4213
	16	4208	4042	4525	4417
	23	3817	3633	3717	3658
	30	3450	3475	3933	3825
	36	3025	3542	5133	3358
	n ^o Amostras	5	4	4	5
	Máximo	4208	4042	5133	4417
	Mínimo	3025	3475	3717	3358
	Média	3707	3673	4327	3894
	Desv. Padrão	474,9	254,3	636,9	424,9
Coef. Variaç.	12,8	6,9	14,7	10,9	
II TDH=20 Re=0,5 Ri=0	50	3475	4600	5617	5250
	57	4350	3525	5767	5058
	64	2333	3000	2958	3158
	n ^o Amostras	3	3	3	3
	Máximo	4350	4600	5767	5250
	Mínimo	2333	3000	2958	3158
	Média	3386	3708	4781	4489
Desv. Padrão	1011,3	815,6	1579,9	1156,3	
Coef. Variaç.	29,9	22,0	33,0	25,8	
III TDH=20 Re=0,5 Ri=1	71	1908	3317	4950	3533
	79	3925	5825	6625	6275
	85	3758	4808	5600	5750
	99	2792	2542	2700	2692
	n ^o Amostras	4	4	4	4
	Máximo	3925	5825	6625	6275
	Mínimo	1908	2542	2700	2692
Média	3096	4123	4969	4563	
Desv. Padrão	936,1	1473,9	1662,2	1722,6	
Coef. Variaç.	30,2	35,7	33,5	37,8	

Tabela A.6 – Relação N-amoniacoal/NKT ao longo do monitoramento das fases da Etapa I.

Afluente			
Fase	NKT	N-amon.	N-amon/NKT
I	1504	1390	0,92
	1461	1382	0,95
	1498	1276	0,85
	1470	1174	0,80
	1433	1290	0,90
II	1297	909	0,70
	1052	851	0,81
	1087	664	0,61
III	880	680	0,77
	929	656	0,71
	916	389	0,42
	1358	592	0,44
Reator Anóxico			
Fase	NKT	N-amon.	N-amon/NKT
I	1295	1148	0,89
	1281	1134	0,89
	1230	1117	0,91
	1330	955	0,72
	1301	1125	0,86
II	960	650	0,68
	770	623	0,81
	780	434	0,56
III	478	402	0,84
	547	391	0,71
	530	202	0,38
	850	351	0,41
Reator Aeróbio			
Fase	NKT	N-amon.	N-amon/NKT
I	693	571	0,82
	662	589	0,89
	659	613	0,93
	810	598	0,74
	966	812	0,84
II	439	303	0,69
	372	272	0,73
	374	231	0,62
III	264	193	0,73
	309	181	0,59
	362	86	0,24
	578	233	0,40
Efluente			
Fase	NKT	N-amon.	N-amon/NKT
I	474	429	0,91
	447	437	0,98
	504	453	0,90
	640	502	0,78
	784	670	0,85

Continua

Tabela A.6 – Relação N-amoniacoal/NKT ao longo do monitoramento das fases da Etapa I.

Fase	Efluente		
	NKT	N-amon.	N-amon/NKT
II	511	384	0,75
	469	378	0,81
	447	286	0,64
Fase	Efluente		
	NKT	N-amon.	N-amon/NKT
III	356	264	0,74
	355	235	0,66
	294	99	0,34
	319	110	0,35

Tabela A.7 – Relação STV/ST, para o afluente e efluente final ao longo do monitoramento, nas Fases I, II e III da Etapa I.

Fase	Afluente				Efluente			
	ST	STF	STV	STV/ST	ST	STF	STV	STV/ST
I	9227	6963	2264	0,25	9881	7151	2730	0,28
	9557	7333	2224	0,23	15823	9808	6015	0,38
	9753	7716	2037	0,21	10526	7550	2976	0,28
	9421	7248	2174	0,23	9939	7627	2311	0,23
	9733	7332	2400	0,25	10356	7554	2925	0,28
II	19349	7320	12029	0,62	10946	7835	3110	0,28
	10149	7651	2498	0,25	10914	7882	3032	0,28
	7764	6004	1760	0,23	11051	7462	3589	0,32
III	8885	6281	2604	0,29	12074	8450	3624	0,30
	7958	6120	1839	0,23	11428	7501	3928	0,34
	9045	6338	2707	0,30	11154	6884	4270	0,38
	9272	7049	2223	0,24	10229	5951	4277	0,42

Tabela A.8 – Estimativa da concentração de nitrogênio oxidado, calculados a partir do consumo de alcalinidade, e do consumo de N-amoniacoal no sistema, nas Fases I, II e III da Etapa I.

Fases de Operação	Dias de operação	Alcalinidade (mg/L CaCO ₃)			Nitrato*	N-amoniacoal (mg NH ₃ /L)		
		Afluente	Aeróbio	Aflu-Aer		Afluente	Efluente	Aflu-Eflu
I TDH = 10 dias Re=0 Ri=0	5	6975	990	5985	838	1390	429	961
	16	6892	818	6074	851	1382	437	946
	23	7269	2390	4879	683	1276	453	823
	30	6979	2973	4005	561	1174	502	671
II	36	6923	3995	2928	410	1290	670	621
	50	6455	589	5866	822	909	384	525
	57	6031	553	5478	767	851	378	473
Re=0,5Q ; Ri=0	64	4466	533	3933	551	664	286	378
	71	4751	485	4266	597	885	264	622
III TDH = 20 dias Re=0,5Q ; Ri=Q	79	4209	627	3582	502	656	235	421
	85	4495	460	4035	565	389	99	289
	99	6411	2504	3907	547	592	110	482

Tabela A.9 – Consumo de alcalinidade nos reatores anóxico e aeróbio ao longo do monitoramento das Fases na Etapa I.

Fase	Dias	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			% de consumo				
		Aflu.	R. Anóx	R. Aerób	R. Anóx	Média R.An	R. Aerób	Média R.Ae	
I	5	6975	4153	990	40,5%		76,2%		
	16	6892	5773	818	16,2%		85,8%		
	Re=0	23	7269	6347	2390	12,7%	17,8%	62,3%	62,6%
	Ri=0	30	6979	6393	2973	8,4%		53,5%	
	36	6923	6160	3995	11,0%		35,1%		
II	Re=0,5Q	50	6455	4386	589	32,1%		86,6%	
	Ri=0	57	6031	3847	553	36,2%	29,1%	85,6%	85,8%
	64	4466	3615	533	19,1%		85,2%		
III	71	4751	2238	485	52,9%		78,3%		
	Re=0,5Q	79	4209	2159	627	48,7%	47,2%	71,0%	66,7%
	Ri=Q	85	4495	2223	460	50,6%		79,3%	
	99	6411	4064	2504	36,6%		38,4%		

Tabela A.10 – Concentração de NH₃ nos reatores anóxico e aeróbio, nas Fases I, II e III da Etapa I.

Dias	Temp. ** °C	Reator Anóxico				Reator Aeróbio			
		N-amon.	pH	pKa	NH ₃	N-amon.	pH	pKa	NH ₃
5	18,8	1148	8,47	9,448	109,2	571	7,53	9,448	6,8
16	18,8	1134	8,57	9,448	132,6	589	7,76	9,448	11,8
23	18,8	1117	8,58	9,448	133,2	613	8,58	9,448	73,1
30	18,8	955	8,91	9,448	214,4	598	8,89	9,448	129,4
36	18,8	1125	8,94	9,448	266,2	812	9,08	9,448	243,6
50	19,8	650	8,86	9,416	141,3	303	7,54	9,416	4,0
57	19,8	623	8,55	9,416	74,5	272	6,63	9,416	0,4
64	19,8	434	8,53	9,416	49,9	231	6,84	9,416	0,6
71	22,1	402	8,28	9,343	32,0	193	6,88	9,343	0,7
79	22,1	391	8,34	9,343	35,4	181	7,3	9,343	1,6
85	22,1	202	8,65	9,343	34,1	86	7,25	9,343	0,7
99	22,1	351	8,42	9,343	37,4	233	8,4	9,343	23,9

* [NH₃] em mg/L.

** Temperatura utilizando a média histórica mensal para Londrina/PR. Fonte IAPAR

ANEXO B

Tabela B.1 - Concentração do pH e alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
	0	8,18	7,90	6,25	7,51	3024	806	87	236
	7	8,37	8,28	6,34	7,38	3738	1151	47	203
	13	8,44	8,08	6,76	7,18	2796	1041	63	64
	14	8,40	8,21	6,90	7,43	2843	1029	77	125
	17	8,59	8,26	7,01	7,01	2821	1155	95	120
	20	8,53	8,21	7,30	6,87	2775	1218	0	87
	21	8,58	8,28	7,14	7,05	2761	1229	129	87
	24	8,37	8,14	7,12	7,43	2558	1048	90	96
	27	8,50	8,17	6,94	7,15	2862	968	80	111
	28	8,65	8,30	6,98	7,26	3040	1024	79	113
	31	8,66	8,37	7,03	7,09	3145	1230	80	94
	34	8,44	8,21	7,09	6,95	3271	1408	101	92
	35	8,60	8,33	7,06	7,05	3354	1324	118	98
	38	8,70	8,40	6,97	7,05	3438	1108	124	111
	41	8,61	8,35	6,94	6,97	3529	1309	86	104
	42	8,63	8,28	7,08	6,98	3583	1286	99	104
	43	8,44	8,43	6,73	6,88	3320	1214	81	101
	44	8,53	8,22	6,83	6,84	3427	1174	84	103
I	45	8,58	8,29	7,04	6,98	3498	1162	97	107
TDH=20	48	8,54	8,25	7,08	7,00	3465	1402	118	108
Re=1	49	8,63	8,33	6,94	7,04	3538	1363	95	100
Ri=0	50	8,67	8,37	7,06	6,95	3531	1270	110	114
	51	8,69	8,37	7,03	6,99	3490	1205	115	115
	52	8,78	8,43	7,08	7,01	3542	1275	117	112
	55	8,77	8,43	7,25	7,03	3670	1508	151	121
	56	8,68	8,36	6,69	7,30	3550	1418	95	121
	59	8,70	8,40	6,84	7,01	3712	1137	112	119
	62	8,59	8,39	6,83	6,97	3876	1576	114	111
	63	8,62	8,44	7,44	7,18	3863	1442	180	114
	64	8,49	8,32	6,73	7,07	3883	1351	97	109
	66	8,45	8,30	6,80	6,88	3953	1403	94	114
	69	8,37	8,24	6,73	6,91	4152	1709	89	106
	70	8,32	8,26	6,72	6,92	4198	1647	85	106
	71	8,32	8,23	6,90	6,82	4221	1704	106	106
	72	8,37	8,25	6,92	6,84	4262	1603	107	103
	73	8,27	8,18	6,57	6,87	4320	1437	108	113
	76	8,26	8,14	6,79	6,92	4305	1439	102	105
	77	8,33	8,20	6,33	7,04	4230	1504	81	118

Continua

Tabela B.1 - Concentração do pH e alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação)

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
I TDH=20 Re=1 Ri=0	78	8,33	8,27	7,05	6,86	4709	1731	110	109
	79	8,34	8,24	7,14	6,87	4750	1643	143	111
	80	8,30	8,19	6,76	6,84	4681	1533	118	88
	83	8,43	8,20	6,86	6,90	4765	1087	98	123
	84	8,44	8,25	6,89	6,98	4694	1226	114	114
	87	8,40	8,30	6,99	6,95	4684	1556	120	117
	90	8,37	8,22	7,10	6,84	4744	1697	154	120
	91	8,45	8,33	7,06	6,80	4783	1677	123	112
	94	8,39	8,27	7,03	6,52	4864	1601	113	111
	97	8,11	8,01	7,13	6,79	4894	1644	167	79
	98	8,36	8,29	7,02	7,11	4914	1611	271	160
	101	8,31	8,22	6,91	7,74	4780	1677	140	109
	104	8,33	8,20	7,05	6,93	4829	1622	144	80
	105	8,43	8,31	7,11	7,02	4812	1629	159	86
106	8,42	8,27	6,91	6,96	4843	1455	137	84	
107	8,18	7,98	6,75	6,84	4903	1416	131	72	
112	8,53	8,51	7,42	7,17	4980	1626	187	173	
n° amostras	55	55	55	55	55	55	55	55	
Máximo	8,78	8,51	7,44	7,74	4980	1731	271	236	
Mínimo	8,11	7,90	6,25	6,52	2558	806	0	64	
Média	-	-	-	-	3912	1377	111	111	
Desv. Pad.	-	-	-	-	729	231	39	28	
Coef. Vari.	-	-	-	-	19	17	35	25	
II TDH=10/15 Re=1Q Ri=0	118	8,38	8,20	7,72	7,10	5093	1659	206	174
	119	8,48	8,34	8,13	7,43	5174	2096	412	241
	122	8,34	8,30	8,43	8,22	5395	3043	1185	618
	125	8,20	8,29	8,53	8,37	5268	3658	1803	1144
	126	8,20	8,21	8,44	8,32	5337	3518	1923	1306
	129	8,51	8,63	8,95	8,84	4741	3465	2267	1794
	132	8,48	8,68	9,01	8,88	4682	3433	1435	1329
	133	8,32	8,51	8,73	8,67	4113	3236	1357	1233
	136	8,36	8,54	8,82	8,70	4233	3345	1330	1327
	139	8,49	8,60	8,82	8,75	4622	3151	1335	1319
140	8,68	8,79	9,01	8,96	4711	3127	1278	1309	
n° amostras	11	11	11	11	11	11	11	11	
Máximo	8,68	8,79	9,01	8,96	5395	3658	2267	1794	
Mínimo	8,20	8,20	7,72	7,10	4113	1659	206	174	
Média	-	-	-	-	4852	3067	1321	1072	
Desv. Pad.	-	-	-	-	437	623	600	506	
Coef. Vari.	-	-	-	-	9	20	45	47	

Continua

Tabela B.1 - Concentração do pH e alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
III TDH=13 Re=1 Ri=0	143	8,54	8,58	8,71	8,69	4406	2992	1159	1198
	146	8,65	8,65	8,38	8,57	4198	2912	632	1077
	147	8,88	8,87	8,67	8,75	4284	2926	853	1028
	149	8,64	8,55	7,79	8,28	4158	2521	391	624
	153	8,60	8,65	7,71	8,39	4176	3092	256	697
	154	8,64	8,64	7,84	8,40	4222	3440	258	649
	155	8,87	8,79	8,03	8,65	4167	3386	267	609
	157	8,54	8,54	7,61	8,31	4217	3465	226	553
	160	8,33	8,40	8,11	8,19	4222	2703	190	430
	161	8,37	8,40	7,59	8,22	4324	2605	199	411
	164	8,46	8,47	7,50	8,14	4501	2817	150	317
	167	8,30	8,33	7,27	7,91	4503	2470	160	262
	168	8,38	8,36	7,10	7,93	4629	2541	146	241
	171	8,31	8,28	6,61	7,72	4873	2581	169	321
	175	8,65	8,61	6,84	7,66	4695	2675	181	256
	178	8,42	8,35	6,19	7,66	4864	3027	145	290
	181	8,37	8,32	8,34	7,80	4772	3382	1059	379
	182	8,55	8,54	8,85	8,15	4791	3510	1315	449
	183	8,30	8,28	8,24	8,00	4727	3588	1054	582
	184	8,38	8,37	8,53	8,22	4776	3704	876	623
185	8,20	8,17	8,07	8,10	4676	3426	640	617	
188	8,31	8,27	7,55	8,10	4539	3466	373	597	
189	8,47	8,41	7,33	8,19	4631	3337	237	583	
190	8,31	8,29	7,43	7,94	4621	3346	470	525	
n° amostras		24	24	24	24	24	24	24	24
Máximo		8,88	8,87	8,85	8,75	4873	3704	1315	1198
Mínimo		8,20	8,17	6,19	7,66	4158	2470	145	241
Média		8,48	8,46	7,76	8,17	4499	3080	475	555
Desv. Pad.		0,18	0,18	0,68	0,31	249	395	375	255
Coef. Vari.		2,13	2,10	8,72	3,80	6	13	79	46
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	195	8,62	8,54	7,54	7,94	4770	2884	279	446
	196	8,41	8,27	6,70	7,86	4608	2452	250	400
	197	8,53	8,33	6,32	7,76	4601	1750	190	403
	198	8,49	8,23	5,83	7,56	4631	1706	166	352
	199	8,51	8,25	5,73	7,58	4539	1724	156	363
	202	8,57	8,34	7,16	7,60	4493	1855	269	347
	203	8,53	8,31	6,10	7,60	4517	1803	169	309
	204	8,64	8,40	6,62	7,57	4407	1763	200	299
	205	8,71	8,49	6,56	7,50	4514	1898	209	305
206	8,66	8,44	6,47	7,54	4408	1821	183	281	

Continua

Tabela B.1 - Concentração do pH e alcalinidade no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	209	8,15	7,99	6,31	7,39	4264	1806	148	272
	210	8,59	8,36	7,20	7,70	4391	1868	220	301
	212	8,54	8,32	7,39	7,54	4362	1874	326	280
	213	8,66	8,45	7,38	7,71	4324	1932	258	281
	216	8,70	8,50	7,35	7,56	4466	2035	221	291
	217	8,79	8,57	7,34	7,68	4564	1942	281	293
	220	8,72	8,52	7,45	7,72	4164	1848	233	315
	223	8,77	8,57	7,38	7,68	4144	1856	277	339
	224	8,76	8,50	7,34	7,72	4029	1812	228	318
	n° amostras	19	19	19	19	19	19	19	19
Máximo	8,79	8,57	7,54	7,94	4770,23	2884,34	325,95	446,33	
Mínimo	8,15	7,99	5,73	7,39	4028,93	1706,28	148,35	272,06	
Média	8,60	8,39	6,85	7,64	4431,35	1927,78	224,41	326,14	
Desv. Pad.	0,15	0,15	0,59	0,13	186,44	281,88	49,37	48,44	
Coef. Vari.	1,75	1,74	8,68	1,70	4,21	14,62	22,00	14,85	

Tabela B.2 - Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente e para o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	NKT (mg N-NH ₃ /L)			N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)						
		Afluente	Efluente	%rem.	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	%rem. An.	%rem. Ae.	%rem. Total
I TDH=20 Re=1 Ri=0	0	618	53	92%	540	540	15	10	0%	97%	98%
	7	-	-	-	538	138	14	17	74%	90%	97%
	14	470	37	92%	373	116	8	9	69%	93%	97%
	17	-	-	-	401	144	5	5	64%	96%	99%
	21	494	32	94%	416	147	0	0	65%	100%	100%
	24	-	-	-	402	135	0	0	66%	100%	100%
	28	516	53	90%	446	120	0	3	73%	100%	99%
	31	-	-	-	473	157	0	1	67%	100%	100%
	35	602	22	96%	516	169	6	1	67%	96%	100%
	38	-	-	-	553	131	16	5	76%	88%	99%
	42	643	30	95%	555	173	3	4	69%	98%	99%
	45	-	-	-	573	170	0	4	70%	100%	99%
	49	676	29	96%	598	203	1	2	66%	99%	100%
	52	-	-	-	614	195	6	1	68%	97%	100%
	56	458	33	93%	604	217	5	1	64%	98%	100%
	59	-	-	-	617	230	3	1	63%	99%	100%
	63	778	30	96%	663	228	1	1	66%	99%	100%
	66	-	-	-	713	217	1	3	70%	100%	100%
	70	792	34	96%	732	292	1	2	60%	100%	100%
	73	-	-	-	740	227	13	3	69%	94%	100%
77	856	40	95%	726	254	1	2	65%	99%	100%	
80	-	-	-	797	232	15	2	71%	93%	100%	
84	950	41	96%	835	198	1	5	76%	100%	99%	

Continua

Tabela B.2 - Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente e para o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	NKT (mg N-NH ₃ /L)			N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)						
		Afluente	Efluente	%rem.	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	%rem. An.	%rem. Ae.	%rem. Total
I TDH=20 Re=1 Ri=0	87	-	-	-	861	242	1	2	72%	100%	100%
	91	977	41	96%	868	269	4	3	69%	99%	100%
	94	-	-	-	912	261	4	5	71%	98%	99%
	98	1023	36	96%	897	257	9	1	71%	96%	100%
	101	-	-	-	879	266	6	1	70%	98%	100%
	105	1001	41	96%	883	267	4	2	70%	98%	100%
	107	-	-	-	895	297	6	2	67%	98%	100%
	112	1038	52	95%	900	268	5	4	70%	98%	100%
	n° amostras	16	16	16	31	31	31	31	31	31	31
	Máximo	1038	53	96%	912	540	16	17	76%	100%	100%
Mínimo	458	22	90%	373	116	0	0	0%	88%	97%	
Média	743	38	95%	662	218	5	3	66%	97%	99%	
Desv. Pad.	211	9	2,0%	176	80	5	3	13%	3%	1%	
Coef. Vari.	28	24	2	27	37	98	104	19	3	1	
II TDH=10/15 Re=1 Ri=1,3	122	-	-	-	1110	531	220	113	52%	59%	90%
	126	1070	230	78%	954	585	167	113	39%	72%	88%
	119	981	70	93%	-	-	-	-	-	-	-
	133	1067	238	78%	777	475	188	180	39%	60%	77%
	136	-	-	-	788	496	186	187	37%	62%	76%
140	1081	230	79%	789	442	161	162	44%	64%	79%	

Continua

Tabela B.2 - Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente e para o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	NKT (mg N-NH ₃ /L)			N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)						
		Afluente	Efluente	%rem.	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	%rem. An.	%rem. Ae.	%rem. Total
	n° amostras	4	4	4	5	5	5	5	5	5	5
II TDH=10/15 Re=1 Ri=1,3	Máximo	1081	238	93%	1110	585	220	187	52%	72%	90%
	Mínimo	981	70	78%	777	442	161	113	37%	59%	76%
	Média	1050	192	82%	883	506	184	151	42%	63%	82%
	Desv. Pad.	46	82	7,3%	146	55	23	36	6%	5%	6%
	Coef. Vari.	4	42	8,92	17	11	13	24	15	8	8
III TDH=13 Re=1Q Ri=1,3Q	143	-	-	-	723	404	140	139	44%	65%	81%
	147	839	149	82%	702	382	54	104	46%	86%	85%
	149	-	-	-	671	320	23	52	52%	93%	92%
	153	-	-	-	655	403	9	91	38%	98%	86%
	154	506	101	80%	676	467	5	67	31%	99%	90%
	157	-	-	-	671	440	5	65	34%	99%	90%
	161	838	57	93%	720	332	5	33	54%	98%	95%
	164	-	-	-	753	395	3	22	47%	99%	97%
	168	877	84	90%	793	352	2	10	56%	99%	99%
	171	-	-	-	773	432	3	7	44%	99%	99%
	175	936	42	96%	790	369	20	7	53%	95%	99%
	178	-	-	-	774	432	10	9	44%	98%	99%
	182	960	40	96%	825	507	5	0	39%	99%	100%
	185	-	-	-	828	479	0	4	42%	100%	100%
189	917	65	93%	802	495	0	3	38%	100%	100%	

Continua

Tabela B.2 - Concentração do NKT e N-amoniaco no sistema para o afluente e para o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	NKT (mg N-NH ₃ /L)			N-Amoniaco (mg N-NH ₃ /L)						
		Afluente	Efluente	%rem.	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	%rem. An.	%rem. Ae.	%rem. Total
	n° amostras	7	7	7	15	15	15	15	15	15	15
	Máximo	960	149	96%	828	507	140	139	56%	100%	100%
	Mínimo	506	40	80%	655	320	0	0	31%	65%	81%
	Média	839	77	90%	744	414	19	41	44%	95%	94%
	Desv. Pad.	154	39	6,4%	59	58	36	44	7%	9%	6%
	Coef. Vari.	18	51	7	8	14	191	107	17	10	7
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	196	888	78	91%	763	320	14	8	58%	96%	99%
	199	-	-	-	743	250	18	12	66%	93%	98%
	203	928	52	94%	745	252	2	8	66%	99%	99%
	206	-	-	-	748	273	2	5	63%	99%	99%
	210	872	68	92%	746	244	1	6	67%	100%	99%
	213	-	-	-	729	248	2	5	66%	99%	99%
	216	-	-	-	754	269	1	5	64%	100%	99%
	217	898	69	92%	-	-	-	-	-	-	-
	220	-	-	-	733	274	0	5	63%	100%	99%
	224	714	70	90%	607	226	1	6	63%	100%	99%
	n° amostras	5	5	5	9	9	9	9	9	9	9
	Máximo	928	78	94%	763	320	18	12	67%	100%	99%
	Mínimo	714	52	90%	607	226	0	5	58%	93%	98%
	Média	860	67	92%	730	262	4	7	64%	98%	99%
	Desv. Pad.	84	9	2%	47	27	7	2	3%	3%	0%
	Coef. Vari.	10	14	2	6	10	154	36	4	3	0

Tabela B.3 - Concentração do nitrato e nitrito no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa II.

Fase	Dia	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)				Nitrito (mg N-NO ₂ /L)				
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	
I TDH=20 Re=1 Ri=0	69	15,1	77,6	315,1	327,6	-	-	-	-	
	73	2,6	302,6	490,1	465,1	-	-	-	-	
	76	65,1	340,1	527,6	540,1	-	-	-	-	
	80	52,6	227,6	490,1	240,1	0,0	6,9	12,4	2,2	
	83	46,4	202,6	465,1	365,1	0,0	4,6	0,7	5,3	
	87	27,6	577,6	577,6	452,6	0,0	4,1	0,8	4,4	
	90	2,6	565,1	365,1	552,6	0,1	1,3	1,4	2,4	
	94	27,6	465,1	490,1	527,6	0,0	1,2	0,4	1,9	
	97	15,1	190,1	265,1	352,6	0,0	1,5	0,6	0,8	
	101	2,6	402,6	552,6	552,6	0,0	1,4	1,2	0,5	
	104	102,6	27,6	2,6	15,1	0,0	2,8	3,6	0,9	
	107	15,1	340,1	477,6	440,1	0,0	1,7	0,0	0,1	
	112	77,6	365,1	552,6	502,6	0,1	2,8	1,8	0,5	
n° amostras		13	13	13	13	10	10	10	10	
Máximo		102,6	577,6	577,6	552,6	0,1	6,9	12,4	5,3	
Mínimo		2,6	27,6	2,6	15,1	0,0	1,2	0,0	0,1	
Média		34,8	314,2	428,6	410,3	0,0	2,8	2,3	1,9	
Desv. Pad.		31,9	168,4	158,9	153,5	0,1	1,9	3,7	1,8	
Coef. Vari.		91,4	53,6	37,1	37,4	349,6	65,8	160,9	92,1	
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	119	52,6	77,6	327,6	202,6	1,6	3,3	2,0	0,4	
	122	0,0	127,6	302,6	402,6	0,0	5,0	67,1	18,2	
	126	15,1	427,6	440,1	502,6	0,1	16,9	123,3	77,5	
	129	15,1	202,6	177,6	302,6	0,1	21,3	110,2	105,1	
	133	2,6	140,1	240,1	240,1	0,0	29,7	110,6	91,1	
	136	0,0	67,5	105,0	117,5	0,0	29,0	131,6	107,9	
	140	0,0	88,4	163,4	184,2	0,0	39,9	156,9	120,3	
	n° amostras		7	7	7	7	7	7	7	
	Máximo		52,6	427,6	440,1	502,6	1,6	39,9	156,9	120,3
	Mínimo		0,0	67,5	105,0	117,5	0,0	3,3	2,0	0,4
Média		12,2	161,6	250,9	278,9	0,3	20,7	100,2	74,4	
Desv. Pad.		19,1	126,0	114,6	134,3	0,6	13,4	51,1	46,7	
Coef. Vari.		156,4	78,0	45,7	48,2	215,2	64,8	51,0	62,8	
III TDH=13 Re=1 Ri=0	143	0,9	109,2	150,9	159,2	0,0	57,9	171,0	149,0	
	147	0,9	71,7	121,7	113,4	0,0	88,8	299,4	234,7	
	149	0,0	5,0	117,5	34,2	0,0	146,7	428,7	341,1	
	157	5,0	17,5	313,4	171,7	0,0	31,5	305,5	362,2	
	161	0,0	88,4	492,5	288,4	0,0	115,1	0,0	214,6	
	164	127,6	115,1	577,6	415,1	0,0	54,3	0,0	302,2	
	168	65,1	190,1	665,1	290,1	0,0	0,0	0,0	112,4	
171	0,0	252,6	502,6	565,1	0,0	4,2	0,0	52,5		

Continua

Tabela B.3 - Concentração do nitrato e nitrito no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das Fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dia	Nitrato (mg N-NO ₃ /L)				Nitrito (mg N-NO ₂ /L)			
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente
III TDH=13 Re=1 Ri=0	175	2,6	227,6	577,6	490,1	0,0	3,3	0,3	8,2
	178	52,6	140,1	865,1	577,6	0,0	3,1	0,0	1,1
	182	15,1	152,6	540,1	627,6	0,0	0,0	0,0	0,0
	185	40,1	165,1	665,1	577,6	0,0	1,8	0,0	0,0
	189	27,6	152,6	677,6	715,1	0,0	4,5	0,0	0,0
	n° amostras	13	13	13	13	13	13	13	13
	Máximo	127,6	252,6	865,1	715,1	0,0	146,7	428,7	362,2
	Mínimo	0,0	5,0	117,5	34,2	0,0	0,0	0,0	0,0
	Média	26,0	129,8	482,1	386,6	0,0	39,3	92,7	136,8
	Desv. Pad.	37,8	73,4	237,2	223,2	0,0	49,9	153,9	139,8
Coef. Vari.	145,6	56,5	49,2	57,8	0,0	127,0	166,1	102,2	
IV TDH=13 Re=1Q Ri=1,3Q	196	52,6	365,1	702,6	740,1	0,0	12,5	28,3	2,7
	199	2,6	427,6	715,1	702,6	0,0	0,0	0,9	6,9
	203	2,6	365,1	590,1	615,1	0,0	6,0	0,0	0,0
	206	0,0	465,1	677,6	590,1	0,0	6,2	0,0	0,0
	210	2,6	452,6	765,1	727,6	0,0	5,9	0,0	0,0
	213	0,9	434,2	730,0	730,0	0,0	8,5	0,0	0,0
	216	9,2	446,7	671,7	571,7	0,0	4,4	0,0	0,0
	220	0,0	363,4	646,7	646,7	0,0	5,0	0,0	0,0
	224	0,0	409,2	617,5	625,9	0,0	6,4	0,0	0,0
	n° amostras	9	9	9	9	9	9	9	9
Máximo	52,6	465,1	765,1	740,1	0,0	12,5	28,3	6,9	
Mínimo	0,0	363,4	590,1	571,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
Média	7,8	414,3	679,6	661,1	0,0	6,1	3,2	1,1	
Desv. Pad.	17,0	40,5	55,5	64,9	0,0	3,3	9,4	2,3	
Coef. Vari.	217,2	9,8	8,2	9,8	0,0	54,4	289,3	221,3	

Tabela B.4 - Concentração do fósforo no sistema para o afluente e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	Fósforo (mg P-PO ₃ /L)	
		Afluente	Efluente
I TDH=20 Re=1 Ri=0	21	1,09	0,62
	27	1,59	0,53
	34	0,57	0,56
	41	0,83	0,26
	55	1,99	0,58
	69	1,62	0,38
	83	2,41	0,37
	97	2,53	0,65
	n° amostras	8	8
	Máximo	2,53	0,65
Mínimo	0,57	0,26	
Média	1,58	0,49	
Des. Padrão	0,7	0,1	
Coef. Vari.	45,3	28,6	
	125	2,59	1,10
	139	1,81	1,38
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	n° amostras	2	2
	Máximo	2,59	1,38
	Mínimo	1,81	1,1
	Média	2,2	1,24
	Des. Padrão	0,6	0,2
	Coef. Vara.	25,4	16
	168	1,78	1,31
III TDH=13 Re=1 Ri=0	n° amostras	1	1
	Máximo	1,78	1,31
	Mínimo	1,78	1,31
	Média	1,78	1,31
	Des. Padrão	-	-
	Coef. Vari.	-	-
	195	1,94	1,00
	209	1,67	0,98
	223	1,74	0,97
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	n° amostras	3	3
	Máximo	1,94	1,00
	Mínimo	1,67	0,97
	Média	1,78	0,98
	Des. Padrão	0,1	0
	Coef. Vari.	7,9	1,5

Tabela B.5 - Concentração dos sólidos totais, totais fixos e totais voláteis no sistema para o afluente e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	ST (mg/L)		STF (mg/L)		STV (mg/L)		STV/ST	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
I TDH=20 Re=1 Ri=0	0	4010	3772	2922	2822	1089	951	0,27	0,25
	7	4414	4285	3166	3100	1248	1185	0,28	0,28
	13	4018	4694	2956	3254	1062	1439	0,26	0,31
	20	4089	5338	2946	3533	1143	1806	0,28	0,34
	27	4332	5371	3236	3726	1096	1646	0,25	0,31
	34	4890	5614	3547	3818	1343	1795	0,27	0,32
	41	4982	5335	3718	2804	1264	2531	0,25	0,47
	48	5560	5651	4051	4076	1509	1575	0,27	0,28
	55	5774	5806	4282	4188	1492	1678	0,26	0,29
	62	6502	5981	4787	4385	1715	1596	0,26	0,27
	69	6963	6392	5088	4531	1876	1861	0,27	0,29
	76	7580	6711	5366	4837	2214	1874	0,29	0,28
	83	9104	7068	5584	5193	3519	1875	0,39	0,27
	90	9121	7339	5673	5221	3448	2118	0,38	0,29
	97	9994	7748	5955	5556	4038	2193	0,40	0,28
	104	18845	8036	6240	5849	12605	2188	0,67	0,27
	112	10034	8342	6146	5973	3887	2369	0,39	0,28
n° amostr.	17	17	17	17	17	17	17	17	17
Máximo	18845	8342	6240	5973	12605	2531	0,67	0,47	
Mínimo	4010	3772	2922	2804	1062	951	0,25	0,25	
Média	7071	6087	4451	4286	2620	1805	0,32	0,30	
Desv. Pad.	3709,0	1307,3	1224,2	1028,9	2778,1	406,1	0,10	0,05	
Coef. Vari.	52,5	21,5	27,5	24,0	106,0	22,5	32,39	16,76	
118	8586	8767	6351	6146	2235	2621	0,26	0,30	
132	7442	8885	5286	6180	2156	2705	0,29	0,30	
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	n° amost.	2	2	2	2	2	2	2	2
Máximo	8586	8885	6351	6180	2235	2705	0,29	0,30	
Mínimo	7442	8767	5286	6146	2156	2621	0,26	0,30	
Média	8014	8826	5819	6163	2196	2663	0,28	0,30	
Desv. Pad.	808,9	83,4	753,1	24,0	55,9	59,4	0,02	0,00	
Coef. Vari.	10,1	0,9	12,9	0,4	2,5	2,2	7,56	1,29	
III TDH=13 Re=1 Ri=0	146	7094	8214	5020	4261	2074	3952	0,29	0,48
160	7154	8764	5171	6206	1984	2557	0,28	0,29	
167	8126	9279	5460	6623	2665	2647	0,33	0,29	
175	7587	9703	5589	6693	1998	3010	0,26	0,31	
181	7810	9949	5683	7071	2126	2878	0,27	0,29	

Continua

Tabela B.5 - Concentração dos sólidos totais, totais fixos e totais voláteis no sistema para o afluente e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	ST (mg/L)		STF (mg/L)		STV (mg/L)		STV/ST	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
III TDH=13 Re=1 Ri=0	n° amostr.	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	8126	9949	5683	7071	2665	3952	0,33	0,48
	Mínimo	7094	8214	5020	4261	1984	2557	0,26	0,29
	Média	7554	9182	5385	6171	2169	3009	0,29	0,33
	Desv. Pad.	437,4	703,7	280,7	1110,9	283,0	557,2	0,03	0,08
	Coef. Vari.	5,8	7,7	5,2	18,0	13,0	18,5	8,86	25,39
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	195	7948	10528	5913	7484	2034	3043	0,26	0,29
	202	9181	10883	5734	7511	3447	3372	0,38	0,31
	209	10343	10836	5781	7734	4562	3102	0,44	0,29
	216	9931	11052	5874	7691	4057	3361	0,41	0,30
	224	9241	10824	5896	7701	3346	3123	0,36	0,29
	n° amostr.	5	5	5	5	5	5	5	5
Máximo	10343	11052	5913	7734	4562	3372	0,44	0,31	
Mínimo	7948	10528	5734	7484	2034	3043	0,26	0,29	
Média	9329	10825	5840	7624	3489	3200	0,37	0,30	
Desv. Pad.	912,1	189,2	78,0	117,1	950,4	154,7	0,1	0,0	
Coef. Vari.	9,8	1,7	1,3	1,5	27,2	4,8	19,0	3,6	

Tabela B.6 - Concentração dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	SST (mg/L)					SSF (mg/L)				SSV (mg/L)			
		Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	%rem. Total	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.
I TDH=20 Re=1 Ri=0	0	103	55	123	28	73%	19	11	10	12	84	44	113	16
	7	78	47	103	7	91%	3	4	8	0	75	43	95	7
	14	66	62	139	32	52%	11	12	21	6	55	50	118	26
	17	51	67	88	29	43%	11	18	12	1	40	49	76	28
	21	57	65	125	47	18%	16	18	16	16	41	47	109	31
	24	66	83	138	56	15%	16	20	25	17	50	63	113	39
	28	75	94	116	50	33%	22	21	26	14	53	73	90	36
	31	66	93	123	51	23%	12	19	26	20	54	74	97	31
	35	86	117	207	62	28%	26	30	43	13	60	87	164	49
	38	135	109	200	55	59%	46	24	42	12	89	85	158	43
	42	82	109	169	60	27%	22	25	34	20	60	84	135	40
	45	-	-	109	-	-	-	-	17	-	-	-	92	-
	49	134	129	140	60	55%	51	35	55	23	83	94	85	37
	52	-	-	78	-	-	-	-	7	-	-	-	71	-
	56	82	104	150	51	38%	14	25	31	19	68	79	119	32
	59	-	-	131	-	-	-	-	4	-	-	-	111	-
	63	83	102	159	49	41%	20	24	40	20	63	78	119	29
	66	-	-	56	-	-	-	-	4	-	-	-	56	-
	70	78	89	118	43	45%	26	27	34	18	52	62	84	25
	73	-	-	76	-	-	-	-	4	-	-	-	72	-
77	81	89	108	59	27%	21	33	30	21	60	56	78	38	
80	-	-	138	-	-	-	-	30	-	-	-	108	-	

Continua

Tabela B.6 - Concentração dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	SST (mg/L)					SSF (mg/L)				SSV (mg/L)			
		Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	%rem. Total	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.
	84	95	87	116	55	42%	31	28	26	14	64	59	90	41
	87	-	-	77	-	-	-	-	19	-	-	-	58	-
	91	85	94	144	64	25%	35	28	42	24	50	66	102	40
	94	-	-	151	-	-	-	-	36	-	-	-	115	-
	98	86	158	127	69	20%	28	39	38	33	58	119	89	36
	101	-	-	118	-	-	-	-	18	-	-	-	100	-
	105	93	186	357	69	26%	28	46	73	18	65	140	284	51
	107	-	-	229	-	-	-	-	47	-	-	-	182	-
	112	93	137	272	91	2%	37	43	64	33	56	94	208	58
	n° amostras	21	21	31	21	21	21	21	31	21	21	21	31	21
	Máximo	135	186	357	91	91%	51	46	73	33	89	140	284	58
	Mínimo	51	47	56	7	2%	3	4	4	0	40	43	56	7
	Média	85	99	141	52	37%	24	25	28	17	61	74	113	35
	Desv. Pad.	20,9	33,8	60,6	17,6	21%	11,8	10,4	17,4	8,4	13,1	24,8	46,6	11,4
	Coef. Vari.	24,7	34,2	42,8	34,0	55,5	50,2	41,1	61,2	49,6	21,5	33,7	41,4	32,8
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	119	95	129	191	74	22%	29	39	50	19	66	90	141	55
	122	-	-	158	-	-	-	-	45	-	-	-	113	-
	126	122	113	218	109	11%	35	32	57	35	87	81	161	74
	129	-	-	143	-	-	-	-	31	-	-	-	112	-
	133	136	101	132	100	26%	19	1	35	39	117	100	97	61
	136	-	-	165	-	-	-	-	38	-	-	-	127	-
	140	125	147	150	125	0%	29	29	41	42	96	118	109	83

Continua

Tabela B.6 - Concentração dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	SST (mg/L)					SSF (mg/L)				SSV (mg/L)			
		Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	%rem. Total	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	n° amostras	4	4	7	4	4	4	4	7	4	4	4	7	4
	Máximo	136	147	218	125	26%	35	39	57	42	117	118	161	83
	Mínimo	95	101	132	74	0%	19	1	31	19	66	81	97	55
	Média	120	123	165	102	15%	28	25	42	34	92	97	123	68
	Desv. Pad.	17,4	20,0	29,8	21,3	12%	6,6	16,7	9,0	10,2	21,1	15,9	21,9	12,6
	Coef. Vari.	14,6	16,3	18,0	20,9	80,5	23,7	66,1	21,2	30,3	23,1	16,3	17,8	18,5
III TDH=13 Re=1 Ri=0	143	-	-	176	-	-	-	-	48	-	-	-	128	-
	147	134	310	264	126	6%	23	71	69	38	111	239	195	88
	153	111	85	393	90	19%	20	20	84	26	91	65	309	64
	161	86	188	694	81	6%	17	447	160	28	69	142	534	53
	168	85	353	587	83	2%	23	448	112	30	62	273	475	53
	175	89	322	548	105	-18%	28	433	116	30	61	253	432	75
	182	78	108	398	93	-19%	22	240	92	27	56	82	306	66
	189	67	471	833	90	-34%	21	704	125	34	46	355	709	56
	n° amostras	7	7	8	7	7	7	7	8	7	7	7	8	7
	Máximo	134	471	833	126	19%	28	704	160	38	111	355	709	88
Mínimo	67	85	176	81	-34%	17	20	48	26	46	65	128	53	
Média	93	262	487	95	-5%	22	338	101	30	71	201	386	65	
Desv. Pad.	22,5	140,5	220,3	15,6	19%	3,4	241,2	35,0	4,2	22,5	107,4	189,5	12,9	
Coef. Vari.	24,2	53,5	45,3	16,3	-339,7	15,3	71,4	34,8	13,9	31,7	53,3	49,1	19,9	

Continua

Tabela B.6 - Concentração dos sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis no sistema para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II. (continuação).

Fase	Dias	SST (mg/L)					SSF (mg/L)				SSV (mg/L)				
		Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	%rem. Total	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	Aflu.	Anóx.	Aerób.	Eflu.	
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	196	88	516	1190	102	-16%	29	114	287	32	59	402	903	70	
	203	82	698	1252	85	-4%	24	165	295	25	58	533	957	60	
	210	37	638	1063	27	27%	3	153	257	3	34	485	807	24	
	216	74	377	677	53	28%	27	105	163	26	47	272	513	27	
	224	80	500	820	78	2%	26	108	180	25	54	392	640	53	
	n° amostras	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	88	698	1252	102	28%	29	165	295	32	59	533	957	70	
	Mínimo	37	377	677	27	-16%	3	105	163	3	34	272	513	24	
	Média	72	546	1000	69	8%	22	129	236	22	50	417	764	47	
	Desv. Pad.	20,3	125,9	245,1	29,4	19%	10,7	27,9	61,0	11,1	10,3	100,2	184,8	20,4	
Coef. Vari.	28,1	23,1	24,5	42,5	253,8	48,9	21,6	25,8	50,1	20,5	24,0	24,2	43,6		

Tabela B.7 – Concentração dos sólidos sedimentáveis no sistema para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	Sól. Sediment. (ml/L)	
		Anóxico	Aeróbio
I TDH=20 Re=1 Ri=0	41	1,0	2,5
	48	1,5	3,0
	59	1,5	3,0
	62	1,5	2,5
	66	1,5	3,0
	73	1,5	2,5
	80	0,9	2,0
	87	0,5	2,5
	94	1,5	1,5
	101	1,5	2,0
	107	1,2	4,0
	112	1,2	3,0
	n° amost.	12	12
	Máximo	1,5	4
Mínimo	0,5	1,5	
Média	1,3	2,6	
Desv. Pad.	0,3	0,6	
Coef. Vari.	25,7	24,5	
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	122	0,5	3,0
	129	0,5	2,0
	136	0,4	1,0
	n° amost.	3	3
	Máximo	0,5	3
	Mínimo	0,4	1
	Média	0,5	2,0
	Desv. Pad.	0,1	1,0
	Coef. Vari.	12,4	50,0
	III TDH=13 Re=1 Ri=0	143	2,0
149		7,5	6,0
153		3,0	5,0
157		12,0	10,0
164		6,0	14,0
171		10,0	8,5
178		7,5	12,0
185		17,0	15,0
n° amost.		8	8
Máximo		17,0	15,0
Mínimo	2,0	0,5	
Média	8,1	8,9	
Desv. Pad.	4,9	4,9	
Coef. Vari.	60,0	55,3	

Continua

Tabela B.7 – Concentração dos sólidos sedimentáveis no sistema para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II (continuação).

Fase	Dias	Sól. Sediment. (ml/L)	
		Anóxico	Aeróbio
IV TDH=13 Re=1Q Ri=1,3Q	199	24	30
	206	23	29
	213	17	23
	220	17	18
	n°		
	amostras	4	4
	Máximo	24	30
	Mínimo	17	18
	Média	20,3	25,0
	Desv. Pad.	3,8	5,6
Coef. Vari.	18,6	22,4	

Tabela B.8 – Índice volumétrico de lodos no sistema, para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	IVL	
		Anóxico	Aeróbio
I TDH=20 Re=1 Ri=0	42	9,2	14,8
	49	11,6	21,4
	56	14,4	20,0
	63	14,7	15,7
	70	16,9	25,4
	77	16,9	23,1
	84	5,7	21,6
	91	16,0	10,4
	98	9,5	15,7
	105	8,1	5,6
	112	8,8	11,0
	n° amostras	11,0	11,0
	Máximo	16,9	25,4
	Mínimo	5,7	5,6
	Média	12,0	16,8
Desv. Pad.	3,9	6,1	
Coef. Vari.	32,9	36,4	
II	119	3,9	15,7
TDH=10/15	126	4,4	9,2
Re=1	133	4,0	7,6
Ri=0	140	13,6	3,3

Continua

Tabela B.8 – Índice volumétrico de lodos no sistema, para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II (continuação).

Fase	Dias	IVL	
		Anóxico	Aeróbio
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	n° amostras	4,0	4,0
	Máximo	13,6	15,7
	Mínimo	3,9	3,3
	Média	6,5	8,9
	Desv. Pad.	4,8	5,1
	Coef. Vari.	73,7	57,4
III TDH=13 Re=1 Ri=0	147	24,2	22,7
	153	35,3	12,7
	161	31,9	20,2
	168	28,3	14,5
	175	23,3	21,9
	189	36,1	18,0
	n° amostras	6,0	6,0
	Máximo	36,1	22,7
	Mínimo	23,3	12,7
	Média	29,9	18,3
Desv. Pad.	5,5	4,0	
Coef. Vari.	18,4	22,1	
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	203	34,4	24,0
	210	36,0	27,3
	216	45,1	34,0
	224	34,0	22,0
	n° amostras	4	4
	Máximo	45,1	34,0
	Mínimo	34	21,9
	Média	37,4	26,8
Desv. Pad.	5,2	5,3	
Coef. Vari.	14,0	19,7	

Tabela B.9 - Concentração da DQO_{filtrada} no sistema, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final, DQO_{total} para o afluente e efluente final e porcentagens de remoção nos reatores anóxico e aeróbio e remoção total no sistema ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dia	DQO (mgO ₂ /L)							Afluente Total	Efluente Total	% rem. Total
		Afluente Filtrado	Anóxico Filtrado	Aeróbio Filtrado	Efluente Filtrado	% remoção					
I TDH=20 Re=1 Ri=0	0	1056	744	806	1056	30%	-8%	0%	1431	1000	30%
	7	1181	806	588	869	32%	27%	26%	1650	1056	36%
	14	994	713	775	650	28%	-9%	35%	1400	838	40%
	17	1056	588	494	650	44%	16%	38%	1088	744	32%
	21	1025	400	494	275	61%	-23%	73%	1088	431	60%
	24	1400	1150	838	869	18%	27%	38%	931	1494	-60%
	28	1181	713	650	619	40%	9%	48%	1244	775	38%
	31	1056	588	650	713	44%	-11%	33%	1369	650	53%
	35	1431	900	900	1025	37%	0%	28%	1650	994	40%
	38	1400	744	713	681	47%	4%	51%	1463	681	53%
	42	1400	681	619	619	51%	9%	56%	1525	619	59%
	49	1588	994	806	775	37%	19%	51%	1744	838	52%
	56	1619	994	931	994	39%	6%	39%	1963	1056	46%
	63	1931	1088	900	869	44%	17%	55%	2244	900	60%
	70	2181	1181	869	838	46%	26%	62%	2275	931	59%
	77	2306	1244	1056	994	46%	15%	57%	2744	1056	62%
	84	2400	1088	963	963	55%	11%	60%	2744	1213	56%
91	2588	1244	869	931	52%	30%	64%	2494	994	60%	
98	2650	1369	1181	1181	48%	14%	55%	2713	1306	52%	

Continua

Tabela B.9 - Concentração da DQO_{filtrada} no sistema, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final, DQO_{total} para o afluente e efluente final e porcentagens de remoção nos reatores anóxico e aeróbio e remoção total no sistema ao longo das fases de operação da Etapa II (continuação).

Fase	Dia	DQO (mgO ₂ /L)							Afluente Total	Efluente Total	% rem. Total
		Afluente Filtrado	Anóxico Filtrado	Aeróbio Filtrado	Efluente Filtrado	% remoção					
I TDH=20 Re=1 Ri=0	105	2400	1306	1150	1150	46%	12%	52%	2494	1275	49%
	112	2494	1181	1025	900	53%	13%	64%	2619	1088	58%
	n° amostras	21	21	21	21	21	21	21	21	21	21
	Máximo	2650	1369	1181	1181	61%	30%	73%	2744	1494	62%
	Mínimo	994	400	494	275	18%	-23%	0%	931	431	-60%
	Média	1683	939	823	839	43%	10%	47%	1851	949	44%
	Desv. Pad.	593,5	275,6	195,8	212,7	10%	14%	17%	609,9	254,8	26%
Coef. Vari.	35,3	29,4	23,8	25,4	23,5	142,1	35,6	33,0	26,8	58,6	
II TDH=10/15 Re=1Q Ri=0	119	2806	1744	1556	1369	38%	11%	51%	2869	1463	49%
	126	2588	2088	2181	1994	19%	-4%	23%	3213	2244	30%
	133	2213	2088	2181	2181	6%	-4%	1%	2494	2213	11%
	140	2213	2025	2056	2025	8%	-2%	8%	2619	2119	19%
	n° amostras	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	Máximo	2806	2088	2181	2181	38%	11%	51%	3213	2244	49%
	Mínimo	2213	1744	1556	1369	6%	-4%	1%	2494	1463	11%
Média	2455	1986	1994	1892	18%	0%	21%	2798	2009	27%	
Desv. Pad.	293,6	164,1	297,6	358,5	15%	7%	22%	317,0	368,4	16%	
Coef. Vari.	12,0	8,3	14,9	18,9	81,9	12776,3	104,9	11,3	18,3	59,8	

Continua

Tabela B.9 - Concentração da DQO_{filtrada} no sistema, para o afluente, o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio e efluente final, DQO_{total} para o afluente e efluente final e porcentagens de remoção nos reatores anóxico e aeróbio e remoção total no sistema ao longo das fases de operação da Etapa II (continuação).

Fase	Dia	DQO (mgO ₂ /L)							Afluente Total	Efluente Total	% rem. Total
		Afluente Filtrado	Anóxico Filtrado	Aeróbio Filtrado	Efluente Filtrado	% remoção					
III TDH=13 Re=1Q Ri=0	147	2088	1931	1900	1994	7%	2%	4%	2463	2244	9%
	161	1963	1650	1556	1713	16%	6%	13%	1994	1900	5%
	168	2244	1806	1525	1525	19%	16%	32%	2525	2088	17%
	182	2431	2275	1744	1869	6%	23%	23%	3306	2619	21%
	189	2463	2025	1556	1744	18%	23%	29%	2588	1806	30%
	n° amostras	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	2463	2275	1900	1994	19%	23%	32%	3306	2619	30%
	Mínimo	1963	1650	1525	1525	6%	2%	4%	1994	1806	5%
	Média	2238	1938	1656	1769	13%	14%	20%	2575	2131	16%
	Desv. Pad.	215,8	235,3	161,5	175,9	6%	10%	12%	471,1	320,7	10%
Coef. Vari.	9,6	12,1	9,7	9,9	45,1	71,7	56,8	18,3	15,0	61,3	
IV TDH=13 Re=1Q Ri=1,3Q	196	2369	1869	1838	1744	21%	2%	26%	2463	1806	27%
	210	2369	1775	1650	1713	25%	7%	28%	2525	1806	28%
	217	2400	1556	1463	1400	35%	6%	42%	2431	1838	24%
	224	2056	1556	1400	1556	24%	10%	24%	2213	1556	30%
	n° amostras	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	Máximo	2650	1869	1869	1806	35%	10%	42%	2713	1994	30%
	Mínimo	2056	1556	1400	1400	21%	0%	24%	2213	1556	24%
	Média	2369	1725	1644	1644	27%	5%	30%	2469	1800	27%
Desv. Pad.	210,8	158,7	212,4	164,5	5%	4%	7%	180,1	156,9	2%	
Coef. Vari.	8,9	9,2	12,9	10,0	20,1	82,4	22,6	7,3	8,7	7,4	

Tabela B.10 - Concentração da DBO no sistema para o afluente o efluente final ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	DBO (mgO ₂ /L)	
		Afluente	Efluente
I TDH=20 Re=1 Ri=0	38	73	24
	56	94	25
	71	139	25
	84	139	51
	98	125	44
	112	108	24
	n° amostras	6	6
	Máximo	139	51
	Mínimo	73	24
	Média	113	32
Desv. Pad.	26,4	12,0	
Coef. Vari.	23,3	37,1	
	140	248	39
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	n° amostras	1	1
	Máximo	248	39
	Mínimo	248	39
	Média	-	-
	Desv. Pad.	-	-
	Coef. Vari.	-	-
	157	87	77
	175	86	56
III TDH=13 Re=1 Ri=0	n° amostras	2	2
	Máximo	87	77
	Mínimo	86	56
	Média	86	66
	Desv. Pad.	1,0	14,9
	Coef. Vari.	1,1	22,5
	197	122	34
	210	42	37
	224	72	15
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	n° amostras	3	3
	Máximo	122	37
	Mínimo	42	15
	Média	88	36
	Desv. Pad.	40,5	12,2
	Coef. Vari.	46,2	33,4

Tabela B.11 – Variação da temperatura e concentração do oxigênio dissolvido no sistema para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II.

Fase	Dias	Temp. °C Aeróbio	OD (mg O ₂ /L)	
			Anóxico	Aeróbio
	0	-	0,52	6,01
	7	-	0,58	6,08
	13	-	0,5	6,1
	14	-	0,61	6,13
	17	-	0,45	6,61
	20	-	0,45	6,61
	21	-	0,46	6,21
	24	-	0,41	7,1
	27	-	0,77	6,28
	28	-	0,31	6,96
	31	-	0,29	7
	34	-	0,36	5,83
	35	-	0,4	6,12
	38	-	0,56	7,76
	41	-	0,35	6,13
	42	-	0,32	7,22
	43	-	0,49	6,78
	44	-	0,3	6,45
	45	-	0,29	6
	48	19	0,44	5,86
	49	20	0,31	6,78
I	50	-	0,4	6,71
TDH=20	51	14	0,36	7,37
Re=1	52	12	0,77	7,68
Ri=0	55	15	0,77	5,09
	56	15	0,58	8,06
	59	21	0,44	7,75
	62	12	0,52	8,78
	63	12	0,68	9,01
	64	-	0,48	8,07
	66	18	0,39	8,16
	69	19	0,72	8,04
	70	18	0,42	8,59
	71	18	0,58	6,3
	72	22	0,4	6,44
	73	18	0,41	7,39
	76	22	0,53	6,75
	77	20	0,45	7,59
	78	20	0,68	6,55
	79	22	0,51	5,56
	80	18	0,5	6,67
	83	18	0,33	8,17
	84	16	0,31	7,65
	87	16	1,12	7,49
	90	20	0,29	0,29
	91	16	1,98	7,31
	94	17	0,42	8,23

Continua

Tabela B.11 – Variação da temperatura e concentração do oxigênio dissolvido no sistema para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II (continuação).

Fase	Dias	Temp. °C	OD (mg O ₂ /L)	
		Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
I TDH=20 Re=1 Ri=0	97	23	0,23	6,23
	98	19	0,43	7,15
	101	15	0,37	8,7
	104	17	0,67	8,41
	105	15	0,35	8,4
	106	16	0,31	7,67
	107	15	0,65	8,44
	112	13	0,44	7,88
	n° amostras	34	55	55
	Máximo	23	1,98	9,01
Mínimo	12	0,23	0,29	
Média	17,4	0,5	7,0	
Desv. Pad.	3,0	0,3	1,3	
Coef. Vari.	17,3	51,6	18,8	
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	118	14	0,35	8,32
	119	13	0,38	8,3
	122	17	0,27	8,33
	125	20	0,23	7,49
	126	19	0,27	8,06
	129	19	0,18	8,3
	132	17	0,42	8,59
	133	18	0,34	8,44
	136	19	0,19	8,54
	139	18	0,49	7,59
140	15	0,21	8,65	
n° amostras	11	11	11	
Máximo	20	0,49	8,65	
Mínimo	13	0,18	7,49	
Média	17,2	0,3	8,2	
Desv. Pad.	2,3	0,1	0,4	
Coef. Vari.	13,2	33,4	4,6	
III TDH=13 Re=1 Ri=0	143	22	0,33	7,57
	146	19	0,44	5,76
	147	15	0,43	5,97
	149	17	0,55	7,66
	153	20	0,6	7,52
	154	20	0,59	7,93
	155	21	1,07	6,92
	157	20	0,68	6,98
	160	24	1,77	5,86
	161	21	0,7	5,25
164	21	1,7	7,34	
167	25	0,62	4,61	
168	20	0,32	5,45	
171	24	0,54	4,41	
175	15	1,85	8,43	
178	20	0,6	7,41	

Continua

Tabela B.11 – Variação da temperatura e concentração do oxigênio dissolvido no sistema para o conteúdo dos reatores anóxico e aeróbio ao longo das fases de operação da Etapa II (continuação).

Fase	Dias	Temp. °C	OD (mg O ₂ /L)	
		Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
III TDH=13 Re=1 Ri=0	181	21	0,72	5,43
	182	18	0,42	8,14
	183	23	-	-
	184	24	0,77	4,6
	185	23	0,8	3,47
	188	25	0,85	5,19
	189	22	0,55	6,85
	190	24	0,78	3,4
	n° amostras	24	23	23
	Máximo	25	1,85	8,43
Mínimo	15	0,32	3,4	
Média	21,0	0,8	6,2	
Desv. Pad.	2,8	0,4	1,5	
Coef. Vari.	13,5	56,5	24,1	
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	195	20	0,56	7,63
	196	21	0,55	4,65
	197	22	0,22	2,3
	198	25	0,41	4,12
	199	22	0,46	4,08
	202	21	0,65	6,42
	203	22	0,23	5,9
	204	20	-	-
	205	18	0,9	5,3
	206	20	0,24	5,53
	209	27	0,17	2,6
	210	25	0,22	4,54
	212	28	0,6	2,72
	213	25	0,5	4,01
	216	22	0,47	4,32
	217	21	0,28	6,12
	220	21	0,26	6,86
	223	22	0,82	4,82
224	20	0,26	7,12	
n° amostras	19	18	18	
Máximo	28	0,9	7,63	
Mínimo	18	0,17	2,3	
Média	22,2	0,4	4,9	
Desv. Pad.	2,6	0,2	1,6	
Coef. Vari.	11,8	50,1	31,4	

Tabela B.12 - Concentração de amônia livre no reator anóxico e aeróbio durante o monitoramento do sistema, na Etapa II.

Fase	Temp.		pH		N-amoniacal		pka	NH ₃	
	dia	°C	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio		Anóxico	Aeróbio
I TDH=20 Re=1 Ri=0	49	20	8,33	6,94	203	1	9,41	15,6	0,0
	52	12	8,43	7,08	195	6	9,666	10,7	0,0
	56	15	8,36	6,69	217	5	9,57	12,6	0,0
	59	21	8,40	6,84	230	3	9,378	21,9	0,0
	63	12	8,44	7,44	228	1	9,666	12,8	0,0
	66	18	8,30	6,80	217	1	9,474	13,6	0,0
	70	18	8,26	6,72	292	1	9,474	16,8	0,0
	73	18	8,18	6,57	227	13	9,474	11,0	0,0
	77	20	8,20	6,33	254	1	9,41	14,7	0,0
	80	18	8,19	6,76	232	15	9,474	11,5	0,0
	84	16	8,25	6,89	198	1	9,538	9,7	0,0
	87	16	8,30	6,99	242	1	9,538	13,2	0,0
	91	16	8,33	7,06	269	4	9,538	15,7	0,0
	94	17	8,27	7,03	261	4	9,506	14,3	0,0
	98	19	8,29	7,02	257	9	9,442	16,9	0,0
101	15	8,22	6,91	266	6	9,57	11,4	0,0	
105	15	8,31	7,11	267	4	9,57	13,9	0,0	
107	15	7,98	6,75	297	6	9,57	7,5	0,0	
112	13	8,51	7,42	268	5	9,634	18,7	0,0	
II TDH=10/15 Re=1 Ri=0	122	17	8,30	8,43	531	220	9,506	31,1	17,1
	126	19	8,21	8,44	585	333	9,442	32,4	30,2
	129	19	8,63	8,95	591	256	9,442	79,0	62,4
	133	18	8,51	8,73	475	188	9,474	46,6	28,7
	136	19	8,54	8,82	496	186	9,442	55,2	35,9
140	15	8,79	9,01	442	161	9,57	62,9	34,7	
III TDH=13 Re=1 Ri=0	143	22	8,58	8,71	404	140	9,346	59,1	26,3
	147	15	8,87	8,67	382	54	9,57	63,5	6,1
	149	17	8,55	7,79	320	23	9,506	31,9	0,4
	153	20	8,65	7,71	403	9	9,41	59,7	0,2
	154	20	8,64	7,84	467	5	9,41	67,8	0,1
	157	20	8,54	7,61	440	5	9,41	52,4	0,1
	161	21	8,40	7,59	332	5	9,378	31,6	0,1
	164	21	8,47	7,50	395	3	9,378	43,5	0,0
	168	20	8,36	7,10	352	2	9,41	28,8	0,0
	171	24	8,28	6,61	343	3	9,282	31,0	0,0
	175	15	8,61	6,84	369	20	9,57	36,5	0,0
	178	20	8,35	6,19	432	10	9,41	34,6	0,0
	182	18	8,54	8,85	507	5	9,474	52,9	0,9
185	23	8,17	8,07	479	0	9,314	32,1	0,0	
189	22	8,41	7,33	495	0	9,346	51,4	0,0	

Tabela B.12 - Concentração de amônia livre no reator anóxico e aeróbio durante o monitoramento do sistema, na Etapa II (continuação)

Fase	dia	Temp. °C	pH		N-amoniaco		NH ₃		
			Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio	pka	Anóxico	Aeróbio
IV TDH=13 Re=1 Ri=1,3	196	21	8,27	6,70	320	14	9,378	23,2	0,0
	199	22	8,25	5,73	250	18	9,346	18,6	0,0
	203	22	8,31	6,10	252	2	9,346	21,2	0,0
	206	20	8,44	6,47	273	2	9,41	26,5	0,0
	210	25	8,36	7,20	244	1	9,25	27,9	0,0
	213	25	8,45	7,38	248	2	9,25	33,9	0,0
	216	22	8,50	7,35	269	1	9,346	33,6	0,0
	220	21	8,52	7,45	274	0	9,378	33,4	0,0
	224	20	8,50	7,34	226	1	9,41	24,7	0,0

Tabela B.13 – Valores utilizados para o cálculo do Índice Volumétrico de Lodos durante o monitoramento do sistema, na Etapa II.

Fase	Dia	SST			S.Sed.		IVL		
		Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	Anóxico	Aeróbio	Anóxico	Aeróbio
I	42	82	109	169	60	1,0	2,5	9,2	14,8
	49	134	129	140	60	1,5	3,0	11,6	21,4
	56	82	104	150	51	1,5	3,0	14,4	20,0
	63	83	102	159	49	1,5	2,5	14,7	15,7
	70	78	89	118	43	1,5	3,0	16,9	25,4
	77	81	89	108	59	1,5	2,5	16,9	23,1
	84	95	87	116	55	0,5	2,5	5,7	21,6
	91	85	94	144	64	1,5	1,5	16,0	10,4
	98	86	158	127	69	1,5	2	9,5	15,7
	105	93	186	357	69	1,5	2,0	8,1	5,6
	112	93	137	272	91	1,2	3,0	8,8	11,0
II	119	95	129	191	74	0,5	3	3,9	15,7
	126	122	113	218	109	0,5	2	4,4	9,2
	133	136	101	132	100	0,4	1	4,0	7,6
	140	125	147	150	125	2	0,5	13,6	3,3
III	147	134	310	264	126	7,5	6	24,2	22,7
	153	111	85	393	90	3	5	35,3	12,7
	161	86	188	694	81	6	14	31,9	20,2
	168	85	353	587	83	10	8,5	28,3	14,5
	175	89	322	548	105	7,5	12	23,3	21,9
	189	67	471	833	90	17	15	36,1	18,0
IV	203	82	698	1252	85	24	30	34,4	24,0
	210	37	638	1063	27	23	29	36,0	27,3
	216	74	377	677	53	17	23	45,1	34,0
	224	80	500	820	78	17	18	34,0	22,0