

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP
EXEMPLAR REVISADO
Data de entrada no Serviço: 26.1.1999
Ass.: Elson

TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO EMPREGANDO
REATORES COMPARTIMENTADOS
ANAERÓBIO/AERÓBIO EM SÉRIE



DEIZE DIAS LOPES

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para a obtenção do Título de Doutor em Engenharia Civil – Área de Concentração em Hidráulica e Saneamento

ORIENTADOR: Prof. Dr. José Roberto Campos

São Carlos

1999

Class.	TESE-EESC
Cutt.	0335
Tombo	0134100

31100008629

S/S 1084430

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

L864t Lopes, Deize Dias
Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores
compartimentados anaeróbio/aeróbio em série / Deize
Dias Lopes. -- São Carlos, 2000.

Tese (Doutorado) -- Escola de Engenharia de São
Carlos-Universidade de São Paulo, 2000.

Área: Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Campos.

1. Processo anaeróbio. 2. Processo aeróbio.
3. Esgoto sanitário. 4. Reator compartimentado.
- I. Título.

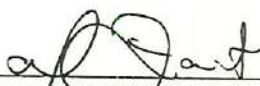
FOLHA DE APROVAÇÃO

Candidata: Engenheira **DEIZE DIAS LOPES**

Tese defendida e aprovada em 07-04-2000
pela Comissão Julgadora:



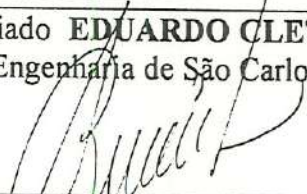
Prof. Titular **JOSE ROBERTO CAMPOS (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)




Prof. Doutor **MARCELO ZAIAT**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



Prof. Associado **EDUARDO CLETO PIRES**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



Prof. Doutor **BRUNO CORAUCCI FILHO**
(Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP)



Prof. Doutor **EDSON APARECIDO ABDUL NOUR**
(Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP)



Prof. Associado **EDUARDO CLETO PIRES**
Coordenador do Programa de Hidráulica e Saneamento



JOSÉ CARLOS A. CINTRA
Presidente da Comissão de Pós-Graduação

AGRADECIMENTOS

À minha família, pelo apoio nos momentos difíceis.

Ao professor Dr. José Roberto Campos, pela colaboração em alguns momentos deste trabalho.

Ao Fábio S. de Paula pela inestimável ajuda durante a realização da parte experimental deste trabalho.

Ao Mse. Roberto Maeda pela colaboração na fase inicial de desenvolvimento da pesquisa experimental.

À Doutora Eloisa Pozzi pela ajuda nos exames de microscopia e pela amizade.

À Prof. Beth Moraes pela colaboração, amizade e incentivo.

Aos professores Dr. Marcelo Zaiat e Dr. Eugênio Foresti pela colaboração, incentivo e amizade.

Aos funcionários do laboratório de saneamento da EESC, Paulo, Cidinha e Júlio pela atenção e pela amizade.

Às secretárias do Curso de pós-graduação em Hidráulica e Saneamento, Pavi e Sá pela atenção.

Aos amigos e colegas, Eraldo, Fazolo, Giovana, Isabel, Ivana, Kátia, Lorena, Lida, Márcia, Neyson, Rosana, Simone, Silvaninha, Werner.

Às amigas de Londrina, Luciana e Cida.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq pela bolsa de estudos.

À Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo – FAPESP, pelo financiamento do projeto de pesquisa.

A todos aqueles que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE FIGURAS.....	viii
LISTA DE SIGLAS.....	xv
LISTA DE SÍMBOLOS.....	xvii
RESUMO.....	xviii
ABSTRACT.....	xix
1. INTRODUÇÃO.....	01
2. OBJETIVOS.....	04
3. REATORES COMPARTIMENTADOS.....	05
3.1 Reator compartimentado anaeróbio.....	05
3.2 Reator compartimentado aeróbio.....	13
4. PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATORES ANAERÓBIOS.....	21
5. REMOÇÃO DE NUTRIENTES EM SISTEMAS BIOLÓGICOS.....	25
5.1 Introdução.....	25
5.2 Remoção de nitrogênio.....	34
5.2.1 Nitrificação.....	34
5.2.2 Desnitrificação.....	49
5.3 Remoção de fósforo.....	55
6. MATERIAIS E MÉTODOS.....	64
6.1 Aspectos gerais.....	64
6.2 Descrição do sistema.....	65
6.2.1 Reatores compartimentados.....	66
6.2.2 Temperatura de operação.....	67
6.2.3 Sistema de alimentação do substrato.....	68
6.3 Reator compartimentado aeróbio.....	70

6.3.1 Sistema de aeração	70
6.3.2 Recirculação do lodo no reator aeróbio	70
6.3.3 Sistema de descarte de lodo	71
6.3.4 Adição de produtos químicos.....	72
6.3.4.1 Adição de fonte de alcalinidade.....	72
6.3.4.2 Adição de cloreto férrico para remoção de fósforo.....	72
6.4 Inóculo usado na partida dos reatores	73
6.4.1 Reator compartimentado anaeróbio	73
6.4.2 Reator compartimentado aeróbio	73
6.5 Operação do sistema	74
6.6 Amostragem e determinações analíticas	75
6.6.1 Características do substrato.....	75
6.6.1 Parâmetros físico-químicos.....	75
6.6.2 Outros exames e análises	77
6.6.2.1 Microscopia eletrônica de varredura.....	77
6.6.2.2 Análise de difração de raio X.....	78
6.6.3 Taxa de consumo de oxigênio.....	79
7. APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS	81
7.1 Reator compartimentado anaeróbio	82
7.1.1 Etapa I	82
7.1.2 Etapa II.....	97
7.2 Reator compartimentado aeróbio alimentado com esgoto sanitário bruto.....	109
7.2.1 Considerações operacionais	109
7.2.2 Resultados gerais de desempenho do reator	110
7.3 Reator compartimentado aeróbio alimentado com efluente de reator anaeróbio.....	126
7.2.1 Considerações operacionais	126
7.2.2 Resultados gerais de desempenho do reator	126
7.4 Análises específicas do lodo	147
7.4.1 Taxa de utilização de oxigênio pela biomassa.....	147
7.4.2 Análises microbiológicas do lodo dos reatores compartimentados anaeróbio e aeróbio.....	150
7.4.2.1 Lodo do reator compartimentado anaeróbio	150
7.4.2.2 Lodo do reator compartimentado aeróbio.....	153

8 DISCUSSÃO	161
8.1 Reator compartimentado anaeróbio	161
8.1.1 Partida e interrupção do processo	161
8.1.2 Remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão.....	163
8.1.3 Estabilidade do processo.....	167
8.1.4 Nitrogênio e fósforo.....	168
8.2 Reator compartimentado aeróbio alimentado com esgoto sanitário bruto.....	169
8.2.1 Remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão.....	169
8.2.2 Parâmetros de controle.....	171
8.2.3 Nitrogênio e fósforo.....	172
8.3 Reator compartimentado aeróbio alimentado com efluente de reator anaeróbio.....	175
8.3.1 Remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão.....	175
8.3.2 Parâmetros de controle.....	177
8.3.3 Nitrogênio e fósforo.....	179
9. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	182
10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	182
ANEXO A.....	193
ANEXO B.....	218
ANEXO C.....	252

LISTA DE FIGURAS

Figura 5.1 - Esquema do sistema ISAN relatado por HARTWIG & SEYFRIED (1992).....	31
Figura 6.1 – Esquema geral do sistema composto pelos reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série	65
Figura 6.2 - Esquema do modelo de reator compartimentado usado neste trabalho.....	67
Figura 7.1 – Curvas de variação dos resultados de pH e AT (alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio, para as Fases 1, 2 e 3 da Etapa I.....	84
Figura 7.2 – Curvas de variação dos resultados de AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio, para as Fases 1, 2 e 3 da Etapa I.....	84
Figura 7.3–Curvas de variação das relações AI/AP (alcalinidade intermediária /alcalinidade parcial) e AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio das Fases 1, 2 e 3 da Etapa I.....	85
Figura 7.4 – Curvas de variação de DQO filtrável (a), do material suspenso (b), e total (c) do afluente e efluente das Fases 1, 2 e 3 da Etapa I do reator anaeróbio	87
Figura 7.5 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total, durante as Fases 1, 2 e 3 da Etapa I de operação do reator anaeróbio.....	88
Figura 7.6 – Curvas de variação de SST do afluente e do efluente do reator anaeróbio, durante a Etapa I de operação	91
Figura 7.7 – Curvas de variação de SSV do afluente e do efluente do reator anaeróbio, durante a Etapa I de operação	92

Figura 7.8 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e totais voláteis (STV) (a), filtráveis totais (SFT) e filtráveis voláteis (SFV) (b) do afluente e do efluente, durante a Etapa I de operação do reator anaeróbio.....	93
Figura 7.9 – Curvas de variação de NTK (a), N-amoniacal (b) e N-orgânico (c) do afluente e do efluente do reator anaeróbio, durante a Etapa I de operação.....	95
Figura 7.10 – Curvas de variação de fósforo total do afluente e do efluente do reator anaeróbio, na Etapa I.....	96
Figura 7.11 – Curvas de variação de pH e AT (alcalinidade total) do afluente e do efluente, da Etapa II de operação do reator anaeróbio	97
Figura 7.12 – Curvas de variação de AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente, da Etapa II de operação do reator anaeróbio.....	98
Figura 7.13 – Curvas de variação das relações AI/AP (alcalinidade intermediária/ alcalinidade parcial) e AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio	98
Figura 7.14 – Curvas de variação de DQO filtrável (a), do material suspenso (b) e total (c) do afluente e do efluente, da Etapa II de operação do reator anaeróbio	100
Figura 7.15 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total da Etapa II de operação do reator anaeróbio.....	102
Figura 7.16 – Curvas de variação de sólidos suspensos totais do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio.....	103
Figura 7.17 – Curvas de variação de sólidos suspensos voláteis do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio.....	103
Figura 7.18 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e filtráveis (SFT) do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio.....	105
Figura 7.19 – Curvas de variação de sólidos totais voláteis (STV) e filtráveis voláteis (SFV) do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio	105
Figura 7.20 – Curvas de variação de NTK (a), N-amoniacal (b) e N-orgânico do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio.....	108
Figura 7.21 – Curvas de variação do pH e AT (alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator aeróbio, para a Fase 2 da Etapa I.....	110

Figura 7.22 – Curvas de variação de AP -alcalinidade parcial- e AI -intermediária- (a) e AVT - ácidos voláteis totais – (b) do afluente e do efluente do reator aeróbio, para a fase 2 da Etapa I.....	111
Figura 7.23 – Curvas de variação de DQO filtrável (a), de material suspenso (b) e total (c) do afluente e do efluente, para as fases 1 e 2 da Etapa I, de operação do reator aeróbio	113
Figura 7.24 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total da Etapa I de operação do reator aeróbio	114
Figura 7.25 – Curvas de variação de sólidos suspensos totais (a) e voláteis (b) do afluente e do efluente da Etapa I de operação do reator aeróbio.....	117
Figura 7.26 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e filtráveis totais (SFT) do afluente e do efluente da Etapa I de operação do reator aeróbio.....	118
Figura 7.27 – Curvas de variação de sólidos totais voláteis (STV) e filtráveis voláteis (SFV) do afluente e do efluente da Etapa I de operação do reator aeróbio	118
Figura 7.28 – Curva de variação de sólidos suspensos totais e IVL do tanque de aeração, média das quatro câmaras, durante a Etapa I	119
Figura 7.29 – Curvas de variação de NTK do afluente e do efluente e de eficiência de remoção de NTK na Etapa I de operação do reator aeróbio ..	121
Figura 7.30 –Curvas de variação de N-amoniaco do afluente e do efluente e de eficiência de remoção de N-amoniaco na Etapa I de operação do reator aeróbio	121
Figura 7.31 – Curvas de variação de N-orgânico do afluente e do efluente, na Etapa I de operação do reator aeróbio	121
Figura 7.32 – Concentrações de nitrito no afluente, nas câmaras e no efluente do reator aeróbio, para os dias especificados na figura, durante a Etapa I.....	123
Figura 7.33 – Concentrações de nitrato no afluente, nas câmaras e no efluente do reator aeróbio, para os dias especificados na figura, durante a Etapa I.....	124
Figura 7.34 – Curvas de variação de fósforo total do afluente e do efluente do reator aeróbio durante a Etapa I.....	125
Figura 7.35 – Curvas de variação de pH e alcalinidade total (AT) do afluente e do efluente do reator aeróbio da Etapa II.....	127
Figura 7.36 – Curvas de variação de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e do efluente do reator aeróbio da Etapa II.....	128

- Figura 7.37 – Curvas de variação de DQO do materia filtrável (a), do suspenso (b) e total (c) do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio (afluente do reator aeróbio) e do efluente do reator aeróbio na Etapa II de operação 129
- Figura 7.38 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total do reator aeróbio e do sistema global (anaeróbio/aeróbio).....130
- Figura 5.39 – Curvas de variação de SST do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....133
- Figura 5.40 – Curvas de variação de SSV do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....133
- Figura 7.41 – Curvas de variação de SST e IVL do lodo do tanque de aeração durante a Etapa II.....134
- Figura 5.42 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e filtráveis totais (SFT) do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....137
- Figura 5.43 – Curvas de variação de STV e de SFV do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio na Etapa II....138
- Figura 7.44 – Curvas de variação de NTK do afluente e do efluente e da eficiência de remoção de NTK do reator aeróbio na Etapa II138
- Figura 7.45 – Curvas de variação de N-amoniaco do afluente e do efluente e da eficiência de remoção de N-amoniaco do reator aeróbio na Etapa II.....139
- Figura 7.46 – Curvas de variação de N-orgânico do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....139
- Figura 7.47 - Resultados de N-oxidado no reator aeróbio durante a Etapa II.....141
- Figura 7.48 – Concentrações de nitrito no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio para os dias especificados na figura, durante a Fase 1 da Etapa II. 141
- Figura 7.49– Concentrações de nitrato no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio, na Fase 1 da Etapa II, para os dias especificados na figura,142
- Figura 7.50 – Concentrações de nitrito no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio, para a Fase 2 da Etapa II, para os dias especificados na figura.....143
- Figura 7.51 –Concentrações de nitrato no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio, na Fase 2 da Etapa II, para os dias especificados na figuraFigura 144
- Figura 7.52 – Curvas de variação de fósforo total do afluente bruto, do afluente (efluente do reator anaeróbio) e do efluente do reator aeróbio na Fase 1 da Etapa II.....145

- Figura 7.53 – Curvas de variação de fósforo total (a) e fósforo orgânico (b) do afluente bruto, do afluente (efluente do reator anaeróbio) e do efluente do reator aeróbio na Fase 1 da Etapa II 146
- Figura 7.54 – Curvas de variação de fósforo total (a) e de fósforo orgânico (b) do afluente bruto, do afluente (efluente do reator anaeróbio) e do efluente do reator aeróbio na Fase 1 da Etapa II 147
- Figura 7.55 – Resultados das taxas específicas de consumo de oxigênio, para os dias indicados na figura, para esgoto sanitário e efluente de reator anaeróbio como substrato 149
- Figura 7.56 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo da primeira câmara do reator compartimentado anaeróbio, do início da fase 2 da Etapa II – filamentos longos e curtos semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, além da presença de bacilos 151
- Figura 7.57 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo primeira câmara do reator compartimentado anaeróbio, do final da fase 2 da Etapa II – agregados de pequenos cocos – cepas, formando corpos esféricos irregulares semelhantes ao gênero *Methanosarcina* 151
- Figura 7.58 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo primeira câmara do reator compartimentado anaeróbio, do final da fase 2 da Etapa II – estruturas semelhantes a material polimérico 152
- Figura 7.59 – Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa I, utilizando como afluente esgoto sanitário bruto – aumento 50X 152
- Figura 7.60 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa I, utilizando como afluente esgoto sanitário bruto 155
- Figura 7.61 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio 155
- Figura 7.62 – Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio – aumento 50X 156
- Figura 7.63 – Fotografia de microscopia de contraste de fase do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio – aumento 1250X 156

Figura 7.64 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio	157
Figura 7.65 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio	157
Figura 7.66 – Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio – aumento 250X.....	158
Figura 7.67 – Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio – aumento 250X.....	158
Figura 8.1 – Correlação entre COV removida e aplicada no reator compartimentado anaeróbio durante a Etapa I – TDH de 12, 8 e 6 h.....	164
Figura 8.2 – Correlação entre COV removida e aplicada no reator compartimentado anaeróbio durante a Etapa II – TDH de 8 e 6 h.	165
Figura 8.3 – Curvas de variação de DQO filtrável e do material em suspensão do efluente do reator anaeróbio na Etapa I.....	166
Figura 8.4 – Curvas de variação de DQO filtrável e do material em suspensão do efluente do reator anaeróbio na Etapa II.....	166
Figura 8.5 – Valores do tempos de retenção celulares (TRC) estimados para os dias de operação do reator aeróbio durante a Etapa I, e TRC médio estimado para as Fases 1 e 2 da Etapa I.....	170
Figura 8.6 – Curvas de variação da DQO filtrável e do material suspenso do efluente do reator aeróbio na Etapa I.....	171
Figura 8.7 – Curvas de variação de DQO filtrável e do material em suspensão no efluente do reator aeróbio alimentado com efluente do reator anaeróbio, Etapa II.....	176
Figura 8.8 - Concentração de sólidos suspensos no reator aeróbio durante as Etapas I e II.....	178
Figura 8.9 – Tempos de retenção celular estimados para a Etapa II.....	179
Figura C.1 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (286º dia – 09.07.97).....	268

- Figura C.2 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio(414^o dia – 14.11.97).268
- Figura C.3 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (414^o dia – 14.11.97)268
- Figura C.4 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio(431^o dia – 01.12.97).269
- Figura C.5 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (431^o dia – 01.12.97)269
- Figura C.6 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio (470^o dia –09.01.98).269
- Figura C.7 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (470^o dia –09.01.98)270
- Figura C.8 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio (498^o dia –06.02.98).270
- Figura C.9 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (498^o dia –06.02.98)270
- Figura C.10 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio (506^o dia –14.03.98).271
- Figura C.11 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (506^o dia –14.03.98)271
- Figura C.12 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio (545^o dia –25.03.98).271
- Figura C.13 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (545^o dia –25.03.98)271

LISTA DE TABELAS

Tabela 5.1 - Valores das constantes de saturação do nitrogênio (K_N) e oxigênio (K_O) na nitrificação	39
Tabela 5.2 - Valores do fator de redução para a respiração básica ($\eta_{anox.}$) e da fração de substrato facilmente biodegradável disponível para a desnitrificação ($\alpha_{anox.}$) em função do esquema de fluxo da estação	54
Tabela 6.1 - Resumo das condições de operação do reator compartimentado anaeróbio durante a Etapa I e II de operação	74
Tabela 6.2 - Resumo das condições de operação do reator compartimentado aeróbio para a Etapa I, alimentado com esgoto sanitário bruto, e Etapa II, recebendo efluente do reator compartimentado anaeróbio que tratava esgoto sanitário	74
Tabela 6.3 – Valores médios (M), desvio padrões (DP), coeficientes de variação (CV) e número de amostras (N) dos resultados de alguns parâmetros determinados, anteriormente a esta pesquisa, para o esgoto sanitário utilizado como substrato..	76
Tabela 6.4 - Parâmetros a serem analisados, os métodos de análises e sua frequência para o afluente, efluente e lodo.	80
Tabela 7.1 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) de AT (alcalinidade total), AP (parcial), AI (intermediária) e AVT (ácidos voláteis totais) das Fases 1, 2 e 3, da Etapa I de operação do reator anaeróbio.	83
Tabela 7.2 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) para DQO total, filtrável e do material suspenso do afluente e do efluente, COV e eficiências de remoção de DQO, para a Etapa I de operação do reator anaeróbio	89
Tabela 7.3 – Média das relações DBO_5/DQO total e filtrável do afluente e do efluente do reator anaeróbio durante a Etapa I.....	90
Tabela 7.4 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos em suspensão totais e voláteis, das relações SSV/SST e das eficiências de remoção.....	92

- Tabela 7.5 – Valores médios (M) e desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais do afluente e do efluente, das relações STV/ST e das eficiências de remoção, da Etapa I de operação do reator anaeróbio93
- Tabela 7.6 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos filtráveis do afluente e do efluente e das relações SFV/SFT da Etapa I de operação do reator anaeróbio 93
- Tabela 7.7 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e relação N-amoniacal/NTK do afluente e do efluente do reator anaeróbio na Etapa I.....94
- Tabela 7.8 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de AT (alcalinidade total), AP (parcial), AI (intermediária) e AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio na Etapa II.....99
- Tabela 7.9 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de DQO total, filtrável e do material suspenso do afluente e do efluente, COV e eficiências de remoção de DQO, para a Etapa II de operação do reator anaeróbio101
- Tabela 7.10 – Valores médios das relações DBO₅/DQO total e filtrável do afluente e do efluente do reator anaeróbio, nas fases 1 e 2 da Etapa II.....102
- Tabela 7.11 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de SST, SSV e da relação SSV/SST do afluente e do efluente e eficiência de remoção de SST e SSV durante a Etapa II de operação do reator anaeróbio.....104
- Tabela 7.12 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de ST, STV, relação STV/ST e da eficiência de remoção de ST e STV na Etapa II de operação do reator anaeróbio.....106
- Tabela 7.13 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de sólidos filtráveis totais (SFT) e voláteis (SFV) e das relações SFV/SFT do afluente e do efluente do reator anaeróbio na Etapa II106
- Tabela 7.14 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e da relação N-amoniacal/NTK do afluente e do efluente do reator anaeróbio durante a Etapa II.....107
- Tabela 7.15 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados dos resultados de, AT (alcalinidade total), AP (parcial), AI (intermediária) e AVT (ácidos voláteis totais), na Fase 2 da Etapa I de operação do reator aeróbio112
- Tabela 7.16 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficiente de variação (CV) e número de dados analisados (n) de DQO do material filtrável e do suspenso e

DQO total do afluente e do efluente, relações A/M e eficiências de remoção de DQO, no reator aeróbio na Etapa I.....	115
Tabela 7.17 – Valores médios das relações DBO ₅ /DQO total e solúvel para o afluente e efluente	116
Tabela 7.18 – Valores médios (M), desvio padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos suspensos totais e voláteis do afluente e do efluente do reator aeróbio, na Etapa I	116
Tabela 7.19 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais e filtráveis do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I	119
Tabela 7.20 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos suspensos e IVL do tanque aeração para o reator aeróbio na Etapa I.....	120
Tabela 7.21 –Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniacal e N-orgânico do afluente e do efluente, das eficiências de remoção de NTK e N-amoniacal e das relações N-amoniacal/NTK.....	122
Tabela 7.22 – Valores médios de COV e da relação A/M, utilizando nitrogênio como substrato, e relação DQO/NTK e DQO/N-amoniacal, para as fases 1 e 2.....	125
Tabela 7.23 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de pH, AT (alcalinidade total), AP (parcial), AI (intermediária) e AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II	127
Tabela 7.24 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) de DQO do material filtrável e do suspenso e de DQO total do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio, da eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio e no sistema global, da relação A/M e COV nas Fases 1 e 2 da Etapa II de operação do reator aeróbio	131
Tabela 7.25 – Valores médios das relações DBO ₅ /DQO do afluente (efluente do reator anaeróbio) e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	132
Tabela 7.26 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de SST, SSV, da eficiência de remoção de sólidos do sistema global e da relação SSV/SST	134
Tabela 7.27 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais e filtráveis do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	134
Tabela 7.28 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais e suspensos e do IVL do tanque aeração.....	135
Tabela 7.29 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e	

número de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e N-oxidado e da eficiência de remoção de NTK e de N-amoniacal no reator aeróbio na Etapa II.....	140
Tabela 7.30 – Valores estimados de COV e A/M em função do NTK e N-amoniacal como substrato e relações médias de DQO/NTK e DQO/N-amoniacal do afluente ao reator aeróbio na Etapa II.....	140
Tabela 7.31 – Taxa de consumo de oxigênio e taxa de consumo específico de oxigênio.....	148
Tabela A.1 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) e de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e do efluente do reator anaeróbio durante a Etapa I	194
Tabela A.2 – Valores das relações AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) e AI/AP (alcalinidade intermediária /alcalinidade parcial) do efluente do reator anaeróbio na Etapa I.....	195
Tabela A.3 - Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) e ácidos voláteis totais (AVT) das câmaras do reator anaeróbio durante a Etapa I.....	196
Tabela A.4 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, de carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbio na Etapa I	197
Tabela A.5 – Valores de DBO e das relações DBO/DQO do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa I.....	201
Tabela A.6 – Valores de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) e das relações SSV/SST do afluente e efluente e da eficiência de remoção de sólidos em suspensão do reator anaeróbio da Etapa I.....	203
Tabela A.7 – Valores de sólidos totais (ST), sólidos filtráveis totais (SDT), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos filtráveis voláteis (SDV) do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa I.....	204
Tabela A.8 – Valores de nitrogênio total kjeldhal (NTK), N-amoniacal, N-orgânico e da relação N-amoniacal/NTK do afluente e efluente e de eficiência de remoção de NTK do reator anaeróbio na Etapa I.....	205
Tabela A.9 – Valores de fósforo total do afluente e efluente e de eficiência de remoção de fósforo do reator anaeróbio na Etapa I.....	206
Tabela A.10 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) e de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e do efluente do reator anaeróbio durante a Etapa II	207
Tabela A.11 – Valores das relações AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) e AI/AP (alcalinidade intermediária /alcalinidade parcial) do efluente do reator anaeróbio na Etapa II	209
Tabela A.12 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbio na Etapa II.....	211

Tabela A.13 – Valores de DBO e das relações DBO/DQO do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa II	212
Tabela A.14 – Valores de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e das relações SSV/SST do afluente e efluente e da eficiência de remoção de sólidos em suspensão do reator anaeróbio na Etapa II	213
Tabela A.15 – Valores de sólidos totais (ST), sólidos filtráveis totais (SFT), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos filtráveis voláteis (SFV) do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa II	214
Tabela A.16 – Valores de nitrogênio total kjeldhal (NTK), N-amoniacoal, N-orgânico e relação N-amoniacoal/NTK do afluente e efluente e de eficiência de remoção de NTK do reator anaeróbio na Etapa II	216
Tabela A.17 – Valores de fósforo total do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa II	217
Tabela B.1 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP), intermediária (AI) e de ácidos voláteis (AVT) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I	218
Tabela B.2 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I	219
Tabela B.3 – Valores de DBO e da relação DBO/DQO do afluente e efluente do reator aeróbio na Etapa I	222
Tabela B.4 – Valores de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e relações SSV/SST do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I	223
Tabela B.5 – Valores de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do tanque de aeração do reator aeróbio na Etapa I	224
Tabela B.6 – Valores de sólidos totais (ST), filtráveis totais (SFT), totais voláteis (STV), filtráveis voláteis (SFV) e das relações STV/ST e SFV/SFT do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I	226
Tabela B.7 – Valores de sólidos totais (ST) e totais voláteis (STV) das câmaras do tanque de aeração do reator aeróbio na Etapa I	227
Tabela B.8 – Valores de NTK, N-amoniacoal, N-orgânico, de eficiência de remoção de NTK e de N-amoniacoal, NTK consumido, da relação N-amoniacoal/NTK e de nitrogênio oxidado do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I	228
Tabela B.9 – Valores de carga volumétrica aplicada de NTK e N-amoniacoal, relação alimento/microrganismo (A/M) utilizando como substrato NTK e N-amoniacoal e relação DQO/NTK e DQO/N-amoniacoal do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I	230
Tabela B.10 – Valores de N-oxidado total, nitrato e nitrito das câmaras do reator aeróbio na Fase 2 da Etapa I	231

Tabela B.11 – valores de fósforo total do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I.....	232
Tabela B.12 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP), intermediária (AI) e de ácidos voláteis (AVT) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	232
Tabela B.13 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	233
Tabela B.14 – Valores de DBO e da relação DBO/DQO do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	236
Tabela B.15 – Valores de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e relações SSV/SST do afluente e efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	237
Tabela B.16 – Valores de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do tanque de aeração do reator aeróbio na Etapa II.....	239
Tabela B.17 – Valores de sólidos totais (ST), dissolvidos totais (SFT), totais voláteis (STV), filtráveis voláteis (SFV) e das relações STV/ST e SFV/SFT do afluente e do efluente na Etapa II.....	241
Tabela B.18 – Valores de sólidos totais (ST) e totais voláteis (STV) das câmaras do tanque de aeração aeróbio na Etapa II.....	243
Tabela B.19 – Valores de NTK, N-amoniacal, N-orgânico, de eficiência de remoção de NTK e de N-amoniacal, NTK consumido, da relação N-amoniacal/NTK e de nitrogênio oxidado do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	244
Tabela B.20 – Valores de carga volumétrica aplicada de NTK e N-amoniacal, relação alimento/microrganismo (A/M) utilizando como substrato NTK e N-amoniacal e relação DQO/NTK e DQO/N-amoniacal do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	247
Tabela B.21 – Valores de N-oxidado total, nitrato e nitrito da câmaras do reator aeróbio na Fase 2 da Etapa II.....	249
Tabela B.22 – Valores de fósforo total do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.....	251
Tabela C.1 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (286 ^o dia – 09.07.97).....	252
Tabela C.2 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (414 ^o dia – 14.11.97).....	252
Tabela C.3 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (414 ^o dia – 14.11.97).....	252

Tabela C.4 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (431º dia – 01.12.97).....	253
Tabela C.5 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (431º dia – 01.12.97).....	253
Tabela C.6 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (470º dia – 09.01.98).....	254
Tabela C.7 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (470º dia – 09.01.98).....	254
Tabela C.8 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (498º dia – 06.02.98).....	255
Tabela C.9 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (498º dia – 06.02.98).....	255
Tabela C.10 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (506º dia – 14.03.98).....	256
Tabela C.11 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário anaeróbio (506º dia – 14.03.98).....	256
Tabela C.12 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (545º dia – 25.03.98).....	257
Tabela C.13 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário anaeróbio (545º dia – 25.03.98).....	257
Tabela C.14 – Valores das taxas de consumo de oxigênio e das taxas específicas de consumo de oxigênio das câmaras do reator e média das taxas das quatro câmaras.....	258
Tabela C.15 – Valores de pH do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio, das câmaras do reator aeróbio e do efluente do reator aeróbio.....	260
Tabela C.16 – Valores de oxigênio dissolvido (OD) das câmaras do reator aeróbio o....	264

LISTA DE SIGLAS

- DBO: demanda bioquímica de oxigênio;
- DQO: demanda química de oxigênio;
- F:M: relação alimento:microrganismo (food:microrganismos);
- IVL: índice volumétrico do lodo;
- IVLA₃₅₀₀: índice volumétrico do lodo agitado em concentração de 3500 mg/L;
- JHB: processo Johannesburg;
- MUCT: processo modificado University of Cape town;
- N-amoniacal: concentração de nitrogênio na forma de NH₃ (gás amoníaco) e de NH₄⁺ (íon amônio);
- N-NH₃: concentração de nitrogênio na forma de gás amoníaco;
- N-NH₄⁺: concentração de nitrogênio na forma de íon amônio;
- N-NO₂⁻: concentração de nitrogênio na forma de nitrito;
- N-NO₃⁻: concentração de nitrogênio na forma de nitrato;
- NTK: nitrogênio Kjeldahl (nitrogênio orgânico + nitrogênio amoniacal);
- OD: oxigênio dissolvido;
- pH: potencial hidrogeniônico;
- PHB: polihidroxibutirato;
- PHV: polihidroxivalerato;
- SBR: sequencing batch reactor;
- SS: sólidos em suspensão;
- SSV: sólidos em suspensão voláteis;
- SVT: sólidos voláteis totais;
- TCO: taxa de carregamento orgânico;
- TDH: tempo de detenção hidráulico;

TRC: tempo de retenção celular;

UASB: upflow anaerobic sludge blanket;

UCT: processo University of Cape town.

LISTA DE SÍMBOLOS

- μ : taxa de crescimento específico (T^{-1});
- η_{anox} : fator de redução para a respiração básica;
- α_{anox} : fração de substrato facilmente biodegradável para a desnitrificação;
- $\mu_{\text{máx}}$: taxa de crescimento específico máxima (T^{-1});
- θ_{nit} : tempo de retenção celular na nitrificação (T);
- θ_x : tempo de retenção celular (T);
- K_i : coeficiente de inibição (ML^{-3});
- K_N : concentração de saturação do nitrogênio (ML^{-3});
- K_O : concentração de saturação do oxigênio (ML^{-3});
- K_s : concentração de saturação do substrato (ML^{-3});
- Q: vazão (LT^{-1})
- Q_R : vazão de recirculação (LT^{-1})
- S: concentração de substrato (ML^{-3});

RESUMO

LOPES, Deize Dias Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série. São Carlos, 2000. 220p. Tese (Dotourado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Aborda-se, neste trabalho, o desempenho de um sistema de reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série no tratamento de esgoto sanitário. Os reatores possuem 4 compartimentos, sendo que o primeiro tem volume de 3,25 L e os outros três, que são iguais, têm volume de 2,25L. O volume útil total de cada reator é de 10 L. Anteriormente à operação em série, os reatores foram operados separadamente. Nesse período, o reator anaeróbio foi operado com TDH de 12; 8 e 6 h. No período de operação em série, o TDH dos reatores foi de 8 e 6 h. O reator anaeróbio apresentou eficiência média de remoção de DQO total na faixa de 64 a 73 %, e eficiência média de remoção de SST acima de 80%. Para o sistema anaeróbio-aeróbio a eficiência média de remoção de DQO foi de 89 e 85 %, respectivamente para TDH, em cada reator, de 8 e 6 h. Esse sistema apresentou “remoção” de N-amoniacal de 60 e 68 % para os TDH de 8 e 6 h. No final do período experimental da operação dos reatores, foi adicionado cloreto férrico ao reator aeróbio objetivando melhorar os níveis de remoção de fósforo no sistema. Essa tentativa inicial resultou em eficiência média de remoção de fósforo total de 56 % no sistema anaeróbio-aeróbio.

Palavras-chave: processo anaeróbio, processo aeróbio, esgoto sanitário, reator compartimentado

ABSTRACT

LOPES, Deize Dias Tramento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série. São Carlos, 2000. 220p. Tese (Dotourado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

This work reports on performance tests in two anaerobic / aerobic baffled reactors in series. The reactors were comprised of four compartments in series with 2.25 liters, except the first one with 3.25 liters, and with overall useful volume of 10 liters. Initially, the reactors were operated separately with hydraulic detention times (TDH) of 12, 8 and 6 hours applied to the anaerobic reactor. Afterwards, the reactors were operated in series with TDH decreasing from 8 to 6 hours. The chemical oxygen demand (COD) removal efficiency ranged from 64 to 73% in the anaerobic reactor and the total suspended solids (TSS) removal efficiency was higher than 80%. The anaerobic / aerobic system presented mean COD removal efficiencies of 89 and 85% for TDH of 8 and 6 hours, respectively. The removal efficiency of nitrogen as ammonium was found to be 60 and 6 hours, respectively. Ferric chloride was added to the aerobic reactor at the end of the experiments in order to improve the phosphorus removal. After the addition of such a chemical compound, the mean phosphorus removal efficiency was 56% in the anaerobic / aerobic system.

Key words: anaerobic treatment, aerobic treatment, domestic wastewater, baffled reactor.

1. INTRODUÇÃO

Apesar das vantagens dos sistemas anaeróbios, especialmente quando se considera a capacidade dos reatores não convencionais de alta taxa, que necessitam de menores volumes de reação e apresentam boa eficiência de remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão, os mesmos nem sempre são capazes de produzir um efluente que se enquadre dentro dos padrões de lançamento exigidos pela legislação ambiental. Este aspecto torna-se importante à medida que a legislação fica mais restrita.

Talvez a maior limitação dos reatores anaeróbios seja o fato de os mesmos terem pouco efeito sobre as concentrações de nutrientes, bem como na eliminação de organismos patogênicos.

Como forma de adequar o efluente que resulta do tratamento anaeróbio aos requisitos da legislação ambiental e propiciar a proteção dos recursos hídricos, faz-se necessária a adoção de sistema de tratamento complementar ao anaeróbio.

Em geral, o principal objetivo do pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios que tratam esgoto sanitário é complementar a remoção de matéria orgânica e efetivar a remoção de nutrientes. Normalmente são adotados, para essa finalidade, sistemas biológicos aeróbios que podem ser um sistema de lodos ativados, lagoas, filtro biológico, etc...

Os sistemas combinados anaeróbio/aeróbio apresentam características promissoras, quando comparado a um sistema aeróbio, devido ao menor consumo de energia e à reduzida produção de lodo (CASTILLO et al., 1999). Além disso, o volume total de um sistema combinado anaeróbio/aeróbio pode ser menor que o volume do sistema puramente aeróbio; o lodo de excesso ou sua parcela pode ser

digerido e adensado no reator anaeróbio, o que resultará em menor volume de lodo a ser estabilizado ou disposto, e o reator anaeróbio funciona, também, como um tanque de equalização produzindo menores flutuações de carga no sistema aeróbio (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Com relação à remoção de nutrientes, há abundância de sistemas e suas variantes desenvolvidos na tentativa de aumentar a eficiência de remoção de nitrogênio, nitrito, nitrato e fósforo. Entretanto, o projeto global do processo é mais complexo, uma vez que as condições ótimas para remoção de DQO e nutrientes são diferentes em muitos aspectos (WANNER et al., 1992).

A remoção biológica de nitrogênio, em escala real, no estágio atual de desenvolvimento, necessita de uma etapa aeróbia para oxidação do N-amoniacal, pois o ambiente reduzido dos reatores anaeróbios não propicia o desenvolvimento do processo convencional de nitrificação. Entretanto, hoje há relatos na literatura sobre processos não convencionais de conversão de nitrogênio, como a oxidação anaeróbia do N-amoniacal (MÜNCH et al., 1996; MERGAERT et al., 1992; LOOSDRECHT & JETTEN, 1998).

As grandes vantagens, principalmente no que diz respeito aos processos de nitrificação e desnitrificação em sistemas de lodos ativados, estão na própria utilização do esgoto como fonte de carbono (JORDÃO, 1998), seja incorporando na configuração do sistema a recirculação do efluente nitrificado para o ponto de entrada do afluente bruto, seja através da distribuição do esgoto bruto em diferentes pontos do sistema ou estabelecendo distintos graus de aeração de modo a favorecer a ocorrência da nitrificação e desnitrificação simultânea.

Na verdade, constata-se que há um número grande de opções e combinações tecnicamente viáveis para o tratamento de efluentes líquidos, no que se refere tanto à remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão quanto à remoção de nutrientes. No entanto, é importante combinar essas opções para que o sistema global de tratamento apresente maior flexibilidade e simplicidade operacional, menor custo de implantação, manutenção e operação e melhor aproveitamento da energia do próprio despejo.

O "bulking" é ainda um problema nas estações de tratamento de águas residuárias, especialmente nas estações com tratamento terciário. A teoria e a prática

no controle dos organismos responsáveis pelo “bulking” têm aos poucos progredido, passando de ações que visavam unicamente exterminá-los para a prevenção mediante modificações das condições ambientais (ALBERTSON, 1987).

Com relação aos critérios recomendados como prática para reduzir a probabilidade de “bulking” do lodo, dois dizem respeito ao projeto do sistema, os quais são: a utilização de reatores com características de mistura hidráulica que se aproximam das condições de fluxo pistonado (AZIMI & HORAN, 1991; ALBERTSON, 1987) e a utilização de reatores compartimentados (PITMAN et al., 1988; ALBERTSON, 1987).

Foi com base nestas considerações que o presente trabalho foi desenvolvido, tendo como objetivos estudar o pós-tratamento do efluente de um reator compartimentado anaeróbio empregando um reator compartimentado aeróbio, investigar a eficiência de remoção de matéria orgânica e nutrientes, bem como alguns dos mecanismos envolvidos, em um sistema de tratamento biológico anaeróbio/aeróbio em série.

2 OBJETIVOS

- estudar o comportamento global do sistema de reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série, tratando esgoto sanitário; OK
- verificar os resultados de eficiência global de remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão do sistema de reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série; OK
- obter dados relativos a nitrificação no reator compartimentado aeróbio; OK

3 REATORES COMPARTIMENTADOS

3.1 Reator compartimentado anaeróbio

O reator compartimentado anaeróbio é dotado de várias chicanas (cortinas) dispostas de modo a forçar o fluxo hidráulico a realizar movimentos ascendentes e descendentes, que fazem com que o efluente passe por regiões de alta concentração de microrganismos. As bactérias ou aglomerados formados dentro do reator tendem a sedimentar ou a flutuar com a produção de gás, mas movem-se longitudinalmente em cada câmara, porém com baixa velocidade (BACHMANN et al., 1985).

GROBICKI & STUCKEY (1989) observaram que no reator anaeróbio compartimentado há pouca transferência de biomassa de um compartimento para outro. As chicanas dentro do reator reduzem a recirculação entre os compartimentos, apesar do elevado grau de mistura nos mesmos, os quais podem ser considerados como um sistema de três fases em que o movimento dos grânulos de biomassa e a liberação das bolhas de gás na corrente líquida causam mistura adicional.

Os parâmetros que mais influem no grau de mistura foram identificados como sendo: concentração de sólidos (biomassa), número de compartimentos e tempo de detenção hidráulico (GROBICKI & STUCKEY, 1992).

Neste tipo de reator, à medida que aumenta o número de compartimentos e o tempo de detenção hidráulico, diminui a dispersão longitudinal, portanto mais o fluxo global do reator aproxima-se do regime "plug flow".

O espaço morto hidráulico é função da vazão e do número de compartimentos, aumentando com o decréscimo do tempo de detenção hidráulico (TDH) e do número de compartimentos, enquanto o espaço morto biológico, isto é

volume ocupado pela biomassa mais o espaço morto causado pela interferência das partículas de biomassa na configuração do fluxo, que é função da concentração de biomassa, da produção de gás e da vazão, decresce com a redução do TDH.

A taxa de remoção de DQO no reator anaeróbio compartimentado em estado permanente é função de vários fatores, os quais são: concentração, cinética e atividade da biomassa, espaço morto no reator, severidade e tipo de canais preferenciais formados em cada compartimento, concentração de substrato em cada compartimento conduzindo a transferência de massa nos flocos, tamanho dos flocos, TDH ou TCO; alguns desses fatores são interdependentes enquanto outros não o são (NACHAIYASIT & STUCKEY, 1997b).

NACHAIYASIT & STUCKEY (1997b) observaram que a tendência de aumento da DQO na massa líquida do reator compartimentado anaeróbio, com o decréscimo do TDH, foi provavelmente devido ao aparecimento de espaços mortos e formação de canais preferenciais juntamente com o menor tempo de contato entre os microrganismos e o substrato.

GROBICKI & STUCKEY (1992) acreditam que a maior atividade bacteriana em termos de produção de gás, bem como o aumento da vazão, reduzem a formação de canais preferenciais, mantendo o leito de lodo no reator anaeróbio compartimentado parcialmente fluidificado, o que diminui o volume de espaço morto.

NACHAIYASIT & STUCKEY (1995a) apud NACHAIYASIT & STUCKEY (1997b), utilizando um modelo tridimensional para biofilme esférico, observaram que, durante cargas de choque orgânico, a cinética da biomassa é o fator que limita a taxa de reação global. Em contraste, durante os choques hidráulicos, a taxa de transferência de massa do substrato para os agregados de biomassa parece ser o fator limitante. O aumento da transferência de massa nos flocos resulta num acréscimo da taxa de reação nos mesmos, bem como da quantidade de biomassa metabolizando ativamente.

Estudos em escala de laboratório (YANG & MOENGANGONGO, 1987; GROBICKI & STUCKEY, 1989; BOOPATHY & TILCHE, 1991; BOOPATHY & SIEVERS, 1991; NACHAIYASIT & STUCKEY, 1997a e NACHAIYASIT &

STUCKEY 1997b) e em escala piloto (OROZCO¹, 1988 e XIUSHAN² et al, 1988 citados por POVINELLI, 1994; POVINELLI, 1994 e NOUR, 1996) demonstraram a potencialidade do reator compartimentado anaeróbio para remoção de matéria orgânica e de sólidos em suspensão.

BOOPATHY & TILCHE (1991) operaram com êxito um reator compartimentado híbrido, modificado pela introdução de uma espécie de filtro biológico próximo à superfície do líquido, em cada câmara. O referido reator tratava melaço concentrado, numa taxa de carregamento orgânico de até 20 kg DQO/m³.dia. O reator foi capaz de reter alta concentração de biomassa mesmo em condições de elevadas taxas de carregamento.

Foi constatado que mais de 88% da atividade biológica concentrou-se no lodo retido no fundo do reator, ou seja, na manta de lodo formada.

As principais vantagens do reator compartimentado são resumidas por BOOPATHY & TILCHE (1991), a partir dos resultados obtidos com o reator de chicanas híbrido anaeróbio, como sendo:

- o fato de não haver necessidade de sistema especial para separação de gás e sólidos;
- o regime de escoamento reduz o arraste hidráulico das bactérias e prescindir de que o lodo possua características de sedimentação além das usuais;
- pode ser operado por longos períodos de tempo sem remoção de lodo;
- tem habilidade para reter sólidos biológicos ativos em altas taxas de carga; além disso o projeto é simples.

LETTINGA et al. (1997) sugerem o desenvolvimento de um reator anaeróbio de múltiplos estágios do tipo do reator compartimentado, cujas principais características são:

- o desenvolvimento de um particular consórcio anaeróbio em cada módulo, dependendo do substrato disponível e das condições ambientais específicas

¹ OROZCO, A. Anaerobic wastewater treating using na open plug flow baffled reactor at low temperature, **Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion**, Bologna, Italy, may 22-26, 1988.

² XIUSHAN, Y., GARUTI, G., FARINA, R., PARISI, V., TILCHE, A. Process differences between a sludge bed filter and na anaerobic baffled reactor treating soluble waste, **Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion**, Bologna, Italy, may 22-26, 1988.

- (pH, potencial redox, pressão parcial de H_2 , substratos transientes entre outros) prevalecendo em cada módulo;
- a prevenção da mistura do lodo desenvolvido em cada compartimento;
 - o gás produzido nos módulos pode ser liberado de cada módulo sem ser misturado;
 - o regime de escoamento tendendo a fluxo em pistão, o que resulta em maior eficiência de tratamento, salienta-se que esse raciocínio é válido no caso da degradação do despejo seguir cinética de 1ª ordem ou superior em relação a concentração do substrato

A idéia básica desse reator é que, dependendo do tipo de despejo a ser tratado, o projeto dos módulos sucessivos pode variar de um UASB, ou de um reator de leito de lodo granular expandido para sistemas híbridos.

Os autores acreditam que esse tipo de reator apresenta potencial para tratamento de despejos complexos como aqueles que contêm compostos xenobióticos e/ou de difícil degradação, isto é, vários tipos de aromáticos, aldeídos, lipídeos, ácidos graxos de cadeia maior, bem como despejos contendo sólidos em suspensão e/ou oxigênio ou despejos solúveis parcialmente acidificados ou não acidificados ou contendo uma mistura de ácidos graxos voláteis.

Segundo TILCHE & YANG³ (1987) e YANG⁴ et al. (1988), citados por TILCHE & VIEIRA (1991), o reator compartimentado oferece as vantagens dos reatores em série – alta eficiência, baixo desvio (bypass), resistência a cargas de choque – junto com alta capacidade de retenção de biomassa e elevada atividade específica da biomassa metanogênica acetoclástica. Esta última é devida à pressão seletiva para o crescimento de *Methanosarcina sp.*, na primeira câmara do reator onde alta concentração de acetato pode ser encontrada.

³ TILCHE, A.; YANG, X. Light and scanning electron microscope observations on the granular biomass of experimental SBAF and HABR reactors. Proceedings of the Gasmat Workshop, Lunterem, the Netherlands, october 25-27, p. 170-178, 1987.

⁴ YANG, X., GARUTI, G., FARINA, R., PARISI, V., TILCHE, A. Process differences between a sludge bed filter and an anaerobic baffled reactor treating soluble waste, In: TILCHE, A. & ROZZI, A. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, P.355-359, 1988.

Por outro lado, TILCHE & VIEIRA (1991) citam como inconvenientes deste reator:

- necessidade de construir, por razões hidrodinâmicas, reatores mais rasos em relação aos outros reatores de um único estágio, de modo que as velocidades do líquido e do gás permaneçam nos limites recomendados;
- dificuldades, do mesmo modo que em outros reatores, para distribuir adequadamente o afluente.
- maior complexidade de construção em relação a reatores como UASB e filtros biológicos; observa-se que a princípio este argumento parece não estar bem fundamentado.

YANG & MOENGANGONGO (1987) realizaram estudo para verificar a estabilidade operacional do reator compartimentado anaeróbio no tratamento de resíduo de criação de suíno, bem como a capacidade de tolerar carregamentos de choque.

O desempenho do reator foi estável em TDH de 2,5 dias e TCO de 1,8 g DQO/L.dia, mesmo quando a TCO variou em torno de 20%. Acréscimos de 100% na TCO, por 24 horas, em TDH de 5 dias, não afetaram a eficiência de remoção de DQO total. Para TDH de 2 dias, o reator suportou, em termos de produção de metano, até 200% de aumento na TCO por 24 horas.

BOOPATHY & SIEVERS (1991) constataram que o modelo de reator compartimentado modificado, utilizado por BOOPATHY & TILCHE (1991), mostrou-se promissor para o tratamento de resíduo de criação de suínos, uma vez que combina as vantagens do filtro anaeróbio, que tem alta estabilidade e confiabilidade, e do reator de manta de lodo em que a própria massa microbiológica serve de meio suporte.

OROZCO⁵ (1988), citados por POVINELLI (1994), operaram um reator compartimentado com volume de 75 l e com 11 compartimentos em temperaturas na faixa de 13 a 16°C, alimentados com substrato sintético, em TDH de 6 a 12 horas, no

⁵ OROZCO, A. Anaerobic wastewater treating using na open plug flow baffled reactor at low temperature, Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, may 22-26, 1988.

qual constataram remoção de DQO na faixa de 85 a 95%. Utilizando o mesmo reator, porém alimentado com esgoto sanitário, em TDH de 9 a 12 horas, obtiveram remoção de DQO da ordem de 85%.

Os pesquisadores observaram, nesse estudo, que a atividade metanogênica específica máxima ocorria nas câmaras de 1 a 7 ($1,43\text{g CH}_4\text{-DQO/m}^3$), decrescendo nas câmaras de 7 a 11 ($0,72\text{g CH}_4\text{-DQO/m}^3$).

XIUSHAN⁶ et al. (1988), também citados por POVINELLI (1994), operaram um reator de 165 litros, composto por 3 compartimentos e um decantador, com o objetivo de estudar sua microbiologia. Nesse reator inocularam lodo de esgoto sanitário e utilizaram como substrato metanol. Para a COV aplicada de $5,5\text{ g DQO/l.dia}$, foi obtida eficiência de remoção de DQO de até 98%. Foi também observado que a produção de metano na primeira câmara foi 70% da produção de todo reator.

POVINELLI (1994) realizou estudo da partida – sem utilização de inóculo – e da hidrodinâmica de um reator compartimentado com 11 m^3 de volume, dividido em três compartimentos em série ($3,8$; $2,9$ e $2,7\text{ m}^3$) seguido por um quarto compartimento de $1,0\text{ m}^3$, que consiste de um filtro grosseiro. O reator foi alimentado com esgoto sanitário.

Foi constatada, para TDH de 12 horas, remoção média de DBO (demanda bioquímica de oxigênio) da ordem de 70% e SSV (sólidos suspensos voláteis) de 50%, embora a formação das mantas de lodos ainda não se tivessem completado. Os resultados mostraram que o reator é viável para o tratamento de esgotos sanitários quando operado com TDH de 12 h, uma vez que mesmo sem a partida ter se completado o reator apresentou boa remoção de matéria orgânica e sólidos.

Com relação à hidrodinâmica do reator POVINELLI (1994) observou a existência de espaços mortos e recirculação interna nas câmaras. Entretanto, o escoamento global do reator aproximou-se do fluxo pistonado. Essa tendência para fluxo pistonado foi acentuada com o aumento do TDH.

⁶ XIUSHAN, Y., GARUTI, G., FARINA, R., PARISI, V., TILCHE, A. Process differences between a sludge bed filter and an anaerobic baffled reactor treating soluble waste, Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, may 22-26, 1988.

NOUR (1996) estudou o desempenho do reator compartimentado anaeróbio, utilizado por POVINELLI (1994), no tratamento de esgoto sanitário. A remoção média de DQO total foi da ordem de 50%, para TDH de 8 horas, e em média superior a 60 % para TDH de 12 horas.

Com base nos resultados obtidos durante os dois anos de operação do reator compartimentado NOUR (1996) faz as seguintes observações:

- o reator compartimentado mostrou-se eficiente no tratamento de esgoto sanitário, pela simplicidade de construção e de operação. Sua configuração interna mostrou não haver necessidade de dispositivos sofisticados e dispendiosos de separação das fases líquido/sólido/gasosa;
- a flotação do lodo e formação de espuma pode ser resolvida com auxílio de jatos do próprio efluente tratado;
- pela sua facilidade de construção, o reator compartimentado pode ser utilizado na setorização do tratamento de esgoto sanitário de uma cidade, por exemplo: subdividindo-a em sub-bacias de tratamento, diminuindo assim os custos com obras de coleta, interceptores e emissários.

NACHAIYASIT & STUCKEY (1997a) e NACHAIYASIT & STUCKEY (1997b) estudaram o efeito de cargas de choque afluyente, no desempenho de um reator anaeróbio compartimentado, em escala de laboratório, quando sujeito respectivamente a mudanças na concentração do substrato (variação do tipo pulso⁷), em TDH constante, e cargas de choque hidráulico (variações do tipo pulso e degrau⁸), com a concentração do afluyente constante.

No estudo do efeito de cargas de choque orgânicas, devido à mudança da concentração do substrato para tempo de detenção hidráulico constante, NACHAIYASIT et al. (1997a) observaram que essa configuração de reator em geral apresenta três zonas em que ocorrem: acidificação primária, metanogênese ativa e zona de tamponamento. Constataram, ainda, que o reator é estável para cargas de choque orgânicas e mantém a mesma eficiência de remoção quando a carga é

⁷ pulso: acréscimo instantâneo para um novo patamar, permanência por um período no patamar e decréscimo instantâneo para o patamar anterior;

⁸ degrau: acréscimo instantâneo para um novo patamar e permanência no patamar (VON SPERLING, princípios básicos do tratamento de esgotos. Belo Horizonte. DESA/UFMG, 1996. 211p. Princípios básicos do tratamento de esgotos – v.2)

dobrada instantaneamente. Portanto, o processo no reator anaeróbio compartimentado permanece praticamente estável em relação a mudanças na concentração de DQO de entrada, em TDH constante, mantendo altos graus de remoção após o choque. Isso se deve à estrutura compartimentada do reator, a qual previne que grande parcela da biomassa seja exposta a baixos valores de pH, durante os choques de carga orgânica, além da habilidade de manter a biomassa no reator por longo TRC.

A rápida fermentação no primeiro compartimento devido à carga de choque orgânica provoca redução do pH, resultando na seleção de uma população microbiológica que produz primariamente acetato e butirato em vez de formiato e propionato. Conseqüentemente, a resposta para a carga de choque orgânica é mais estável, uma vez que os ácidos acético e butírico são degradados mais rapidamente que o propiônico.

Devido à separação parcial dos grupos tróficos no reator compartimentado anaeróbio, cargas de choque podem fornecer uma idéia das respostas microbiológicas e das interações sob uma variedade de condições ambientais (NACHAIYASIT & STUCKEY, 1997a). McCARTY & MODEY (1991)⁹, apud NACHAIYASIT & STUCKEY (1997a), sugerem que a proporção de produtos finais reduzidos, que são produzidos pelo catabolismo de carboídratos, é controlada mais pela população dinâmica como resultado da competição entre as bactérias que produzem ácido propiônico e butírico sob condições variáveis de substrato e pH que, através da concentração de hidrogênio, controla a cinética e termodinâmica do catabolismo.

Segundo NACHAIYASIT & STUCKEY (1997a), essa hipótese é relevante para o reator anaeróbio compartimentado, pois se a razão dos ácidos graxos voláteis produzidos no primeiro compartimento é controlada pela DQO alimentada e pelo tempo de detenção hidráulico, através do pH e concentração do substrato, o primeiro compartimento determina a composição do alimento para o resto do reator e possivelmente sua resposta para cargas de choque.

⁹ McMARTY P.L.; MOSEY, F.E. Modelling of anaerobic digestion processes (a discussion of concepts). Water Science and Technology, v.24, p.17-33, 1991.

GROBICKI & STUCKEY (1991) verificaram que as limitações na transferência de massa aumenta com o decréscimo do TDH e que, acima de uma determinada COV – no caso estudado 1,5 kg DQO/kg.SSV.dia – o acréscimo na transferência de massa não é suficiente para garantir que a taxa de reação da biomassa aumente de modo a garantir alta eficiência de remoção. Esse comportamento pode ser consequência do aumento do tamanho médio do floco, devido à perda dos agregados menores com o aumento da vazão.

3.2 Reator compartimentado aeróbio

Ainda que a configuração física do reator compartimentado anaeróbio e do aeróbio seja semelhante, deve-se considerar que no primeiro há a tendência de formação de grânulos ou agrupamentos de maior massa, que apesar de serem revolvidos e apresentarem um certo movimento ascensional devido à produção de gás, tendem a sedimentar, especialmente quando se tornam maiores, formando uma manta de lodo no fundo do reator.

No caso do reator compartimentado aeróbio, que é similar a um sistema de lodos ativados de tanques em série, onde cada compartimento deverá corresponder a um dos tanques de mistura completa da série, os flocos deverão permanecer em suspensão devido à turbulência provocada pelo sistema de introdução de ar ou oxigênio, como ocorre nos sistemas de crescimento suspenso.

Numa cadeia de reatores de mistura completa em série, quando o número de estágios aumenta, as características de escoamento do sistema aproximam-se do fluxo pistonado (GRADY & LIM, 1980). Portanto, considerando-se o reator compartimentado aeróbio como uma série de reatores de mistura completa, quando o número de compartimentos aumenta o fluxo deverá aproximar-se do regime pistonado.

Nos reatores em série os organismos estão sujeitos a condições ambientais diferentes em cada tanque ou em cada compartimento, o que pode causar alterações no seu estado fisiológico modificando suas características. Além disso, a

possibilidade de remoção sequencial do substrato faz com que a composição do afluente de cada reator seja diferente; portanto, todos esses fatores podem mudar os parâmetros cinéticos do afluente ao longo da série (GRADY & LIM, 1980).

Os reatores em série são capazes de proporcionar menores concentrações de substrato efluente que em um único reator de igual volume total. Portanto, se os modelos utilizados para reatores em série forem válidos para reatores compartimentados, é justo esperar elevada eficiência de remoção de matéria orgânica e de nutrientes no reator compartimentado aeróbio.

Fazendo-se uma analogia com reatores em série deve-se esperar vantagens na utilização de reatores compartimentados aeróbios com câmaras de diferentes tamanhos, distribuição esta que vai depender do tipo de despejo a ser tratado e das condições ambientais.

CHUDOBA¹⁰ et al. (1973), apud ALBERTSON (1987), observaram que sistemas com tanques de aeração compartimentados apresentam vantagens sobre sistemas com um único compartimento completamente misturado em razão:

- do intumescimento filamentoso que é suprimido;
- da nitrificação e desnitrificação que podem ocorrer por mudanças das zonas oxidadas e anóxicas;
- da remoção biológica de fósforo que pode ser feita permitindo no primeiro compartimento condições de anaerobiose;
- das bactérias nitrificantes desenvolvidas nesse sistema que são menos sensíveis para maiores concentrações de N-amoniaco do que aquelas desenvolvidas no sistema completamente misturado.

HORAN & AZIMI (1992) desenvolveram estudo com objetivo de comparar o grau de tolerância de dois sistemas de lodos ativados operados em paralelo, sendo um reator em regime de mistura completa e, outro, em regime “plug flow”, para mudanças transientes de carregamento hidráulico e de nitrogênio.

Nesse trabalho HORAN & AZIMI (1992), surpreendentemente observaram que o reator de mistura completa ofereceu pouca proteção à biomassa contra as

¹⁰ CHUDOBA, J. et al. Control of activated sludge filamentous bulking – I. Effect of sludge loading. Water Research, v.7, n.8, 1973.

elevadas cargas de nitrogênio amoniacal quando comparado ao reator “plug flow”, considerando que tradicionalmente é aceito que reatores de mistura completa oferecem certo grau de diluição para elevadas cargas de choque, além de amortecerem maiores vazões de afluente. O reator “plug flow” apresentou produção de sólidos levemente maior que o reator de mistura completa, ainda que tenha apresentado melhores características de sedimentabilidade do lodo.

Ao comparar dois sistemas biológicos, um em regime de mistura completa e outro com características de escoamento “plug flow”, utilizando o mesmo substrato e iguais parâmetros operacionais, TOEBER et al. (1974) concluíram que, sob condições de operação normal, ambos os sistemas produziram iguais eficiências de remoção de matéria orgânica, ao passo que, sob condições de severa carga de choque, o sistema de mistura completa demonstrou eficiência de remoção global de DBO 10% maior que o “plug flow”.

Tem sido observado que a eficiência de nitrificação é geralmente superior em reatores que tendem ao fluxo pistonado (CHUDOBA¹¹ et al., 1985; POOLE¹², 1987, apud AZIMI & HORAN, 1991).

AZIMI & HORAN (1991) constataram que as diferenças na eficiência de nitrificação entre reatores “plug-flow” e de mistura completa, sob idênticas condições de operação, são independentes tanto do número como do tipo de bactéria nitrificante predominante. As diferenças foram explicadas considerando os efeitos da concentração que resultam das características hidráulicas dos dois tipos de reatores. Enquanto o sistema de mistura completa tem um substrato uniforme em todo reator, o sistema “plug-flow” tem um gradiente de concentração ao longo de sua extensão, como ocorre no caso da DBO, o que permite remoção mais eficiente de substrato.

A partir de dados obtidos na operação de estações de tratamento de esgoto com remoção de nutrientes, na cidade de Johnnesburg - Goudkoppies; Northern Works e Bushkoppie, PITMAN et al. (1988) recomendam a utilização de reatores com características de escoamento que se aproximem do fluxo pistonado e aeração escalonada na zona aerada de estações de remoção de nutrientes, com o objetivo de

¹¹ CHUDOBA, J.; CECH, J.S.; DHUDOBA, P. The effect of aeration tank configuration on nitrification kinetics. *Journal Water Pollution Control Fedetation*, v.57, p.1078-1083, 1985.

¹² POOLE, J.E.P. A comparison of completely mixed and plug flow modes of operation at Mold activated sludge plant. *Water Pollution Control*, v.86, p.116-139, 1987.

garantir melhores níveis de oxigenação, evitando que concentrações deficientes de OD prejudiquem a assimilação de fósforo, além de favorecerem o crescimento de organismos filamentosos.

BUB et al. (1994), com base em estudos para reestruturação de quatro estações de tratamento de esgoto, na Alemanha, para atingir os novos padrões efluentes, mais restritos, concluíram que a utilização de múltiplos estágios e a distribuição gradual do afluente parecem ser a mais promissora solução para alcançar o tratamento avançado desejado com um efluente bem balanceado.

Além da utilização de reatores com escoamento tendendo ao fluxo pistonado, para zonas aeradas de estações de remoção de nutrientes, a compartimentalização das zonas não aeradas é também benéfica. Na zona anaeróbia a compartimentalização estimula a liberação de fósforo, na forma de ortofosfatos solúveis, enquanto na zona anóxica auxilia a desnitrificação (PITMAN et al., 1988).

Segundo ALBERTSON (1987), o intumescimento do lodo é encontrado em condições de baixo OD, alto OD, baixa razão F:M, alta razão F:M e baixo pH além de ser influenciado por uma multiplicidade de outras possibilidades, incluindo a configuração do reator.

ALBERTSON (1987) relata os trabalhos pioneiros de DONALDSON (1932a)¹³; DONALDSON¹⁴ (1932b) e DAVIDSON¹⁵ (1957) relacionados ao controle do intumescimento do lodo. As idéias destes pesquisadores para tal controle incluía a compartimentalização do reator secundário, a alternância de zonas anaeróbias e óxicas, reatores alimentados intermitentemente (em batelada) e semicontinuamente e controle de OD.

ALBERTSON (1987) relata a experiência de DONALDSON¹⁴ (1932b) que, trabalhando com um reator compartimentado com fluxo em pistão, cuja zona inicial foi sujeita à razão F:M alta e a concentrações de OD insuficientes devido às condições de aeração da época, obteve o controle do intumescimento do lodo por meio do crescimento seletivo de organismos não filamentosos. É provável que este

¹³ DONALDSON, W. Some notes of the operation of sewage treatment works. Sewage Works Journal, v.4, n.48, 1932.

¹⁴ DONALDSON, W. Use of activated sludge increasing. Civil Engineering, v.2, n.3, 1932.

¹⁵ DAVIDSON, A.B. Process Patent (Nº 2.875.151), february 24, 1959. Apparatus Patent (No 2.788.127), april, 9, 1957.

engenheiro tenha sido um dos precursores dos seletores que são utilizados, atualmente, para controle da proliferação de organismos filamentosos nos sistemas de tratamento.

A partir dos resultados destes pesquisadores e outros que os seguiram alguns anos mais tarde, ALBERTSON (1987) propôs que:

- o controle do IVL em reatores com gradientes de F:M elevados pode ser atingido independentemente de estes serem aerados ou não aerados, anóxicos ou anaeróbio;
- na zona de contato (primeiro compartimento), a razão entre a taxa de utilização de oxigênio e a concentração de OD deve ser alta;
- na zona de contato inicial, o interior do floco bacteriano deve ser anaeróbio para assegurar a assimilação e o armazenamento da matéria orgânica, e concomitantemente liberação de fósforo, na forma de ortofosfatos solúveis;
- estações em escala real devem ser projetadas para produzirem perfis de F:M usando reator de fluxo pistonado com compartimentos e zonas anaeróbias, anóxicas e óxidas compartimentalizadas.

JENKINS et al. (1993) relacionam uma série de pesquisadores os quais constataram que, em geral, sistemas de lodos ativados alimentados continuamente e que têm tanques de aeração bem misturados e completamente aerados produzem lodos com características de sedimentação mais pobres que sistemas alimentados intermitentemente ou cujos tanques de aeração são compartimentados, nos quais a concentração inicial do esgoto, no ponto onde o lodo ativado de retorno e o afluente são misturados, é relativamente alta.

Entre as práticas de controle biológico, mencionadas por ALBERTSON (1987), empregadas para reduzir a probabilidade de intumescimento do lodo destacam-se: o uso de reatores longos com fluxo pistonado (comprimento:largura 20:1) ou tanques compartimentados para minimizar a retromistura bem como para controlar o OD nas zonas iniciais; a compartimentalização do reator biológico em uma série de tanques, garantindo um gradiente de F/M através da série de compartimentos do reator; a operação da primeira zona do reator compartimentado em condições de completa aerobiose (≥ 2 mg/L OD) ou deficiente de OD ($\leq 0,2$

mg/L de OD) ambos operando em cargas de F:M altas (≥ 3 kg DBO₅/kg MLSS.dia); uso de reator do tipo “batch”, com o período de enchimento sem aeração.

Investigando as características de sedimentação do lodo, em 24 estações de lodos ativados em escala real, TOMLINSON & CHAMBERS¹⁶ (1979), citados por CHIESA & IRVINE (1985), observaram que aquelas cujo regime tendia a “plug flow” – muitos tanques em série – produziram organismos que tinham melhores condições de sedimentação que aquelas que exibiam condições de mistura completa. Além disso, observaram que a utilização da zona anóxica no primeiro compartimento, também resulta em melhores características de sedimentação do lodo.

TOMLINSON & CHAMBER¹⁷ (1978b), citados por JENKINS et al. (1993), verificaram, usando tanque completamente misturado em série, que conforme o fluxo tendia para “plug flow” (baixo número de dispersão) o IVLA₃₅₀₀ (índice volumétrico do lodo agitado em concentrações de 3500mg/l) tendia a diminuir e apresentava valores menos irregulares.

As características de sedimentabilidade do lodo, em sistemas alimentados continuamente, são intimamente ligados para as concentrações de oxigênio dissolvido e o carregamento orgânico. Ao passo que as configurações de reatores, que proporcionam condições periódicas de altas e baixas concentrações de substrato, dão outra dimensão para o problema de seleção de organismos para o controle do intumescimento do lodo (CHIESA & IRVINE, 1985)

CHIESA & IRVINE (1985) fazem referência ao fato de que a sedimentação do lodo é pobre se a mistura inicial entre o lodo ativado de retorno, do tanque de aeração, e o afluente é aerado em vez de ser destituído de OD.

Segundo JENKINS et al. (1993), todas as medidas obtidas em estudos de laboratório para controle do intumescimento do lodo – como introdução de regime de escoamento “plug flow” e compartimentalização do tanque de aeração, alimentação intermitente do afluente, uso de pequenas unidades para mistura de lodo

¹⁶ TOMLINSON, E.G.; CHAMBERS, B. Methods for prevention of bulking in activated sludge. **Water Pollution Control**, v.78, p.524-538, 1979.

¹⁷ TOMLINSON, E.G.; CHAMBERS, B. The effect of longitudinal mixing on the settleability of activated sludge. **Tecn. Rept TR 122**, Water Research Centre, Stevenage, England. 1978.,

de retorno e afluente antes do tanque de aeração – produzem gradientes de concentração de substrato ao longo do tanque de aeração ou alta concentração de substrato na entrada deste seguindo para concentrações de substrato solúvel próximo de zero ao longo do mesmo.

Nos reatores de mistura completa, devido à diluição, resultam baixas concentrações de substrato no tanque. Nessas condições, predomina a cinética de primeira ordem, e como os organismos filamentosos, geralmente, possuem menores constantes de meia saturação (K_s), eles são favorecidos (ALBERTSON, 1987)

Em baixas concentrações de substrato, os organismos que crescem mais lentamente – menor K_s – removem o substrato em maiores taxas que aqueles que crescem mais rapidamente. Os organismos filamentosos possuem menores taxas de crescimento que os formadores de floco, por isso deverão prevalecer sob condições de baixas concentrações de substrato, o que pode explicar o fato de os sistemas de mistura completa, que apesar de possuírem elevada eficiência de purificação, serem mais adequados ao crescimento de organismos filamentosos, resultando na maioria das vezes no intumescimento do lodo (CHUDOBA, 1985).

No tanque de aeração de sistemas de mistura completa, não são desejáveis concentrações elevadas de substrato, pois esses resultariam em efluente de qualidade inadequada. Por outro lado é necessário ressaltar que os sistemas de aeração do tipo “plug flow” com razão F:M elevada têm nas zonas iniciais concentrações de substrato suficientemente altas, as quais têm o efeito de seleção sobre os organismos (CHUDOBA, 1985)

O gradiente de concentração de substrato entre a entrada e a saída do reator proporciona vantagens às bactérias formadoras de floco devido a sua estratégia (r-estratégia) de utilização do substrato sobre as filamentosas (k-estratégia). Além disso, o gradiente de concentração de substrato ao longo do reator cria condições para o assim chamado crescimento desbalanceado, que ocorre quando a fase de assimilação do substrato e nutrientes e a fase de crescimento celular são parcialmente ou completamente separadas no tempo. Essas condições de crescimento desbalanceado são mais vantajosas para as bactérias formadoras de floco que para as bactérias filamentosas, ainda que algumas filamentosas apresentem

capacidade de acumulação/armazenamento de substrato sob crescimento desbalanceado (WANNER, 1994).

JORDÃO (1998) enfatiza, a partir de resultados obtidos em escala piloto e de dados de diferentes pesquisadores, entre outros fatores, o papel preponderante do regime hidráulico do tanque de aeração na proliferação e controle de organismos filamentosos. Esse autor faz referência a diversas pesquisas que comprovam as vantagens relativas aos aspectos operacionais e ao uso de sistemas de fluxo tendendo a pistão com baixo número de dispersão, com reatores em séries ou compartimentados, sobre os de mistura completa.

Nos trabalhos citados por JORDÃO (1998) foi observado que naqueles tanques cujo regime hidráulico tende a fluxo pistonado – isto é, baixo número de dispersão - e com elevado gradiente de concentração de substrato ao longo do tanque, o IVL se reduz em benefício da melhor sedimentabilidade do lodo, e ocorre predominância de microrganismos não filamentosos ao mesmo tempo que há uma diminuição no crescimento dos filamentosos.

A presença de uma zona anóxica no início do processo biológico foi associada às vantagens e ao efeito do regime hidráulico, concorrendo também para a seleção dos microrganismos no tanque de aeração.

4 PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR ANAERÓBIO

Os reatores anaeróbios não convencionais, como o reator compartimentado, manta de lodo, filtro anaeróbio entre outros, são sistemas eficientes na remoção de material orgânico e sólidos em suspensão (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Porém, o efluente desses reatores ainda possui matéria orgânica e sólidos em suspensão residuais, além de nutrientes – nitrogênio e fósforo – gases dissolvidos, surfactantes e microrganismos patogênicos, necessitando por isso sofrer algum tipo de pós-tratamento para se adequar aos requisitos da legislação ambiental.

No pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios podem ser usados sistemas biológicos, físico-químicos, físicos ou químicos ou suas combinações (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; LETTINGA et al., 1997).

Dependendo da composição do despejo, o processo de degradação anaeróbio pode ser integrado com reações de precipitação e/ou métodos “stripping-scrubbing”. Em muitos casos isso deverá levar para a remoção de produtos e/ou intermediários específicos, mas, freqüentemente, também para a sua possível recuperação. A precipitação química pode ser feita no próprio leito de lodo presente no reator anaeróbio, ou se mais proveitoso, em uma unidade externa para precipitação recirculando o efluente e controlando fatores ambientais tais como pH ou a concentração de elementos específicos. Tal combinação pode ser efetiva na remoção de fósforo, em despejos com elevado conteúdo de cálcio, ou na remoção de metais pesados (LETTINGA et al., 1997).

LETTINGA et al. (1997) sugerem que uma opção interessante para o pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio seria a utilização de vários tipos de organismos microaerofílicos sob condições de concentração de oxigênio bem

controladas. Disso um exemplo útil seria o uso de *thiobacillus* para a conversão de sulfeto em enxofre elementar. É claro que, em vez da oxidação biológica do sulfeto, métodos de oxidação química podem ser praticáveis.

A utilização de um sistema de pré-tratamento anaeróbio de despejos, para remoção de carbono orgânico, é vantajosa devido à baixa utilização de energia (SUBRAMANIAM et al., 1994; TANAKA et al., 1991; CASTILLO et al., 1997), à reduzida produção de lodo (COLLIVIGNARELLI et al., 1990; COLLIVIGNARELLI et al., 1991; SUBRAMANIAM et al., 1994; VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; MERGAERT et al. 1992) e a menores custos de operação (COLLIVIGNARELLI et al., 1991; CASTILLO et al., 1997) quando comparado ao uso apenas da degradação aeróbia.

No pré-tratamento anaeróbio, tanto a carga de DQO aplicada diariamente, como a fração não biodegradável particulada diminuirão, uma vez que o processo remove eficientemente o material orgânico e sólidos suspensos, resultando em acentuado decréscimo da massa de lodo no sistema sequencial de tratamento aeróbio (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

TANAKA et al. (1991) compararam a operação, em escala real, de três estações de lodos ativados convencionais com sistemas de lodos ativados anaeróbio/aeróbio. A concentração de DBO, DQO (Mn) e SS no efluente foi quase igual para os dois tipos de sistemas, e a produção de lodo de excesso também mostrou-se equivalente entre os mesmos. Entretanto, o processo anaeróbio/aeróbio não só apresentou melhor sedimentabilidade do lodo, como também apresentou valores de IVL mais constantes. O consumo de energia foi 20% menor no sistema anaeróbio/aeróbio, e quando se considerou a energia consumida para mistura, o consumo foi 12% menor, além de ter sido mais eficiente na remoção de fósforo.

Contudo, VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) salientam que a DQO no efluente de um sistema de lodos ativados precedido de pré-tratamento anaeróbio tende a ser menor que a de um sistema sem a fase anaeróbia, possivelmente devido à remoção de material orgânico que é biodegradável num ambiente anaeróbio, mas não no aeróbio.

SOUSA (1996) operou um sistema composto por reator UASB seguido de reatores sequenciais em batelada (SBRs) aeróbios, alimentado com esgoto sintético

simulando esgoto sanitário. O sistema foi operado com TDH de 4,7 e 4,0 horas para o UASB e ciclo operacional de 4 horas para o SBR. Entre os resultados obtidos vale destacar:

- o sistema UASB-SBR removeu em média 95% de DQO, 96% de SSV, 85% de NTK e 57% de fósforo, observa-se que a elevada remoção de fósforo deve-se, principalmente, a adição de cloreto férrico ao afluente do UASB;
- o excesso de lodo dos reatores SBRs pode ser retornado ao UASB sem promover instabilidade no sistema anaeróbio;
- além disso, o excesso de lodo do reator UASB apresentou relação SSV/SST média de 0,56, o que é um indicativo do grau de estabilização do mesmo;
- o excesso de lodo produzido pelo sistema foi significativamente baixo, aproximadamente 4% da DQO total.

Os resultados obtidos por SOUSA (1996) confirmam as características promissoras dos sistemas combinados anaeróbio/aeróbio relacionadas por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994).

CAMPOS (1989) estudou o desempenho de um sistema de três reatores de filme fixo em série composto por um reator anaeróbio de leito fluidificado, TDH = 1,5 a 5,2 horas, um reator anóxico de leito fixo, TDH = 10,2 a 35,0 horas, e um reator aeróbio de leito fluidificado, TDH = 1,3 a 4,5 horas. Como substrato foi utilizado despejo líquido sintético. O sistema composto pelos três reatores apresentou remoção média global de DQO na faixa de 96,1 a 98,3%, conversão de NTK de 78,3% e remoção média de fósforo da ordem de 88,5%.

COLLIVIGNARELLI et al.(1990 e 1991) constataram, operando um sistema anaeróbio/aeróbio em série (UASB seguido por reator de leito fixo), que substancial remoção de DQO solúvel foi atingida no sistema global, o que foi atribuído aos benefícios do efeito da biólise das substâncias orgânicas no reator UASB.

MERGAERT et al. (1992) citam como vantagens do pré-tratamento anaeróbio a remoção de alguns compostos clorados que não são removidos pelo processo aeróbio. SPEECE (1996) relata a experiência positiva de alguns pesquisadores com o emprego de sistemas anaeróbios seguidos de aeróbios para o tratamento de compostos orgânicos recalcitrantes.

O pré-tratamento muda a distribuição entre as frações de DQO do esgoto, e quanto mais eficiente for, maior será a influência na composição do efluente (HENZE et al., 1994). Portanto, o grau de pré-tratamento anaeróbico deve ser controlado, quando o efluente vai ser submetido a determinados sistemas de remoção biológica de nutrientes, de modo a manter suficiente concentração de matéria orgânica para a eliminação biológica de nitrogênio e fósforo (SUBRAMANIAM et al., 1994).

Desse modo é necessário limitar a eficiência do pré-tratamento diminuindo o tempo de detenção hidráulico ou introduzindo parte do esgoto bruto diretamente no sistema aeróbico (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994), quando se pretende fazer a remoção de nutrientes usando carbono interno (do afluente ou do decaimento celular).

5 REMOÇÃO DE NUTRIENTES EM SISTEMAS BIOLÓGICOS

5.1 Introdução

Os nutrientes, nitrogênio e fósforo, são descarregados nos cursos de água como constituintes do esgoto bruto, efluente de estações de tratamento de águas residuárias, efluentes industriais, escoamento superficial urbano e rural e como consequência da prática da agricultura. Mas, sem dúvida, a maior fonte de poluição relativa a nutrientes é a descarga de estações de tratamento quando não o esgoto “in natura” (SHARRON et al., 1993).

Várias são as razões para remover nitrogênio e fósforo de efluentes, entre as quais se pode citar a proteção ambiental e a manutenção da qualidade da água para abastecimento público (BRATBY, 1996).

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, dependendo da sua concentração no meio, pode ser tóxico para os peixes; nas estações de tratamento combina-se com o cloro durante a desinfecção. O nitrato – nitrogênio na forma oxidada – propriamente não representa uma ameaça, entretanto pode ser facilmente reduzido para nitrito pela enzima redutase abundante em plantas e microrganismos, nitrito esse que é suspeito de ser o precursor de alguns tipos de câncer e é o causador da metaemoglobinemia (ECKENFELDER & ARGAMAN, 1991)

Há abundância de propostas para modificações tecnológicas desenvolvidas na tentativa de aumentar a eficiência de remoção de N-amoniacal, nitrato, nitrito e

fósforo. Mas o projeto do processo global de tratamento de águas residuárias é mais difícil, devido ao fato de as condições ideais para a remoção de DQO e nutrientes dependerem de muitos aspectos (WANNER et al., 1992)

Na remoção combinada de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, os limites do processo dependem das características da água residuária afluenta e da disponibilidade de DQO facilmente biodegradável (HENZE et al., 1994; BRINCH et al., 1994; PITMANN et al., 1988; CHARLTON, 1994; de BARBADILLO et al., 1995). Baixas concentrações de DQO em relação às de nitrogênio e/ou fósforo resultam em remoção limitada dos últimos, devido à competição entre as bactérias desnitrificantes e as bactérias que acumulam polifosfato pelos doadores de elétrons disponíveis (BORTONE et al., 1994a; CARUCI et al. 1994).

Esgotos que contêm significantes quantidades de DQO, facilmente biodegradáveis, em particular, ácidos graxos voláteis de cadeia curta, proporcionam taxas de desnitrificação mais altas e estimulam o crescimento de bactérias, tais como *Acinetobacter*, que acumulam fosfato em excesso (PITMANN et al., 1988).

Portanto, no processo de remoção de nutrientes, o fator limitante é a fonte de carbono. No caso da desnitrificação, a taxa de hidrólise do substrato particulado (DQO) fácil e lentamente degradável deverá, em muitos casos, limitar a taxa de desnitrificação (HENZE et al., 1994). Além disso o conteúdo de carbono orgânico diretamente degradável deve ser suficientemente alto para que uma população de bactérias seja estabelecida para remoção biológica de fósforo (BRINCH et al., 1994).

Desse modo, é fundamental adotar estratégias para o “ótimo” uso dos doadores – matéria orgânica – e aceptores de elétrons – nitrato, oxigênio (BORTONE et al., 1994).

Fazendo uso desta teoria, JONES et al. (1990a; 1990b) estudaram a remoção de nitrogênio em um sistema de três estágios composto por um reator de batelada seqüencial (SBR) e um filtro biológico para nitrificação: estágio 1- seqüestramento de carbono orgânico no lodo em condições aeróbias; estágio 2 - nitrificação e estágio 3 - desnitrificação.

O primeiro estágio consiste na remoção de carbono orgânico do esgoto bruto, realizada no SBR sob condições de alta taxa. Esse rápido período de reação permite a assimilação do material orgânico sem o completo metabolismo. Portanto, sendo

uma porção do material orgânico seqüestrado pelo lodo, esse material será, posteriormente, disponível para a desnitrificação. O sobrenadante desta fase é encaminhado para o filtro biológico aeróbio, estágio 2, onde deverá ocorrer a nitrificação. O efluente nitrificado deverá voltar ao reator SBR, estágio 3, para ser desnitrificado, utilizando como fonte de carbono a matéria orgânica do afluente bruto, que foi seqüestrada pelo lodo no estágio 1.

Essa combinação parece ser vantajosa em termos de flexibilidade do sistema. O tempo de aeração necessário é mais curto comparado a um sistema de fluxo contínuo e a um SBR padrão. Entretanto, a remoção de nitrogênio é limitada em torno de 75%, não como resultado da cinética, mas devido ao nitrogênio afluente retido no lodo sedimentado do primeiro estágio.

WANNER et al. (1992) propuseram um sistema similar ao de JONES et al. (1990a e 1990b), porém utilizando condições anaeróbias no período de seqüestramento das substâncias orgânicas, evitando, assim, a perda destas sob condições óxidas e proporcionando a possibilidade de remoção de fósforo no mesmo sistema também.

BORTONE et al. (1994b), empregando um reator batelada seqüencial anaeróbio/aeróbio, com nitrificação em um reator separado de filme fixo, obtiveram remoção de nitrogênio e fósforo de 98% e 90% respectivamente. No ciclo anaeróbio/aeróbio foi verificada a habilidade para seqüestrar carbono orgânico, que é então usado para desnitrificação e ao mesmo tempo é hábil para remoção biológica de fósforo devido ao crescimento de uma população de microrganismos capaz de armazenar fósforo.

Em estações de tratamento, que combinam remoção biológica de fósforo e desnitrificação, há possibilidade de a remoção de fósforo reduzir a capacidade de desnitrificação, se alguma parcela da matéria orgânica utilizada pelas bactérias que armazenam fósforo não for usada como doador de elétrons na redução do nitrato, mas em vez disso for oxidada com oxigênio molecular (KERRN-JESPERSEN et al., 1993), caso uma etapa aeróbia seja utilizada para armazenamento de fósforo.

WANNER et al. (1992) observaram a habilidade das bactérias que acumulam fósforo em sintetizar polifosfatos e desnitrificar sob condições anóxicas. As bactérias que armazenam fósforo podem ser divididas em dois grupos: um capaz de utilizar

apenas oxigênio como aceptor de elétrons e outro cujas bactérias são aptas a utilizar oxigênio e nitrato (KERRN-JESPERSEN et al., 1993).

Para compensar o carbono orgânico removido no pré-tratamento do despejo – seja ele sedimentação primária, precipitação química ou um processo biológico – BRINCH et al., 1994; PITMANN et al., 1988; CHARLTON, 1994) recomendam que seja adicionado ao sistema, na etapa de remoção biológica de nutrientes, carbono orgânico facilmente degradável, obtido a partir da hidrólise de lodo primário. O lodo hidrolizado, obtido da fermentação do lodo primário e/ou secundário, é recirculado para a entrada do sistema de tratamento, enriquecendo o afluente com ácidos graxos solúveis.

No processo de hidrólise biológica do lodo, em escala de laboratório e piloto, sob condições adequadas de operação para produção de carbono solúvel – temperatura e tempo de detenção hidráulico – pode ser obtida eficiência de produção de DQO dissolvida de 10 a 15 % em relação ao conteúdo de DQO total, sendo que, desta fração, 80 a 95 % consiste de ácidos voláteis (BRINCH et al., 1994).

MEHLHART et al. (1994) sugerem que, antes da construção de reatores adicionais para pré ou pós-desnitrificação, é necessário examinar a taxa de remoção de nitrogênio devido à nitrificação/desnitrificação simultânea, que deverá ocorrer, especialmente, em filtros biológicos nos quais o lodo do decantador secundário é recirculado.

CAMPOS (1989), apoiado em resultados de pesquisas com reatores de filme fixo, confirma a existência dos processos de nitrificação e desnitrificação em um mesmo biofilme, além disso esclarece que essa situação, provavelmente, ocorra intensamente em valos de oxidação ou em reatores com sobrecarga, ou ainda, com limitação na disponibilidade de oxigênio.

Na nitrificação/desnitrificação simultânea os dois processos concorrem no mesmo reator e sob as mesmas condições de operação global, o que pode oferecer vantagens significantes sobre os sistemas convencionais cujos processos ocorrem separadamente. Por exemplo, em estações operadas continuamente a nitrificação/desnitrificação simultânea poderá permitir economizar a construção do segundo tanque anóxico ou, pelo menos, reduzir seu tamanho (MÜNCH et al., 1996).

CAMPOS (1989) chama a atenção para o fato da respiração com nitrato provocar remoção de DQO, assim, reduzindo o consumo geral de oxigênio introduzido no meio, o que resulta em redução global de custos de operação e manutenção do sistema.

A explicação para o fenômeno da nitrificação e desnitrificação simultânea pode ser dividida em duas categorias: uma de natureza física e outra biológica. A de natureza física é a explicação convencional de que esse fenômeno ocorre como consequência dos gradientes de concentração de oxigênio dissolvido, dentro dos flocos ou biofilmes microbiológicos, causados pelas limitações difusionais. A de natureza biológica contraria os conceitos tradicionais, uma vez que microbiologistas têm registrado a existência de bactérias desnitrificantes aeróbias bem como de bactérias nitrificantes heterotróficas. Além disso, a oxidação do N-amoniaco em condições de completa anaerobiose tem sido verificada (MÜNCH et al., 1996).

A ocorrência de processos não convencionais de remoção de nitrogênio, verificados por diversos pesquisadores em sistemas de tratamento, são descritos por LOOSDRECHT & JETTEN (1998), em revisão sobre o assunto. Nesse trabalho, é relatada a existência de processos como: a desnitrificação aeróbia, a desnitrificação por nitrificantes autotróficas, a nitrificação heterotrófica e a oxidação anaeróbia do nitrogênio amoniacal. É complicado avaliar e até mesmo confirmar esses processos devido às dificuldades encontradas na prática para realizar o balanço de massa de nitrogênio no sistema.

Com relação à remoção de nitrogênio em ambiente anaeróbio, MERGAERT et al. (1992) relacionam algumas perspectivas como as registradas por BHADA¹ et al. (1987), a respeito da fermentação anaeróbia de uréia para N_2 e CH_4 , e por VAN DE GRAAF² et al. (1990) que reportam a possibilidade de reação do N-amoniaco com nitrato para N_2 , na verdade esta última deu origem ao processo ANAMMOX, no qual é utilizado nitrito em vez de nitrato.

¹ BHADA, A.; SCHARER, J.M.; MOO-YOUNG, M. Methanogenesis from volatile fatty acids in downflow stationary fixed-film reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 30, p.314-319, 1987.

² VAN DE GRAAF, A.; MULDER, A.; SLIJKHUIS, A.; ROBERTSON, L.; KUENEN, J.G. Anoxic ammonium oxidation. **In: Proc. Fifty Eur. Congress on Biotechnology**, Mankagaard, Copenhagen, v.1, p.388-391, 1990.

No processo de oxidação anaeróbia do N-amoniaco, ANAMMOX, este é convertido para gás diidrogênio, com nitrito como receptor de elétrons e, uma vez que o processo é autotrófico, não há necessidade da adição de DQO para suportar a desnitrificação (GRAAF³ et al, 1996, apud STROUS et al., 1997).

STROUS et al. (1997), utilizando o processo ANAMMOX para remoção de nitrogênio amoniaco de efluente de digestão de lodo, concluíram que a combinação de nitrificação parcial e ANAMMOX necessita menos que 50% de oxigênio comparado ao processo tradicional de nitrificação e desnitrificação. Além disso, a utilização desse processo elimina a adição extra de doadores orgânicos de elétrons, e, conseqüentemente, a produção de lodo será menor comparada à desnitrificação tradicional.

Portanto, a redução direta de nitrito para N₂ reduz a demanda de oxigênio para a nitrificação e a demanda de carbono orgânico para a desnitrificação, com conseqüente menor produção de lodo. O acúmulo de nitrito pode ser obtido por meio do controle adequado do tempo de retenção de sólidos e explorado no projeto de estações de lodos ativados para remoção de nitrogênio, com redução dos custos de construção e operação.

HARTWIG & SEYFRIED (1992) descrevem uma experiência na operação de duas estações, em escala real, para remoção de nitrogênio e fósforo do esgoto sanitário. Na primeira que utiliza o processo denominado ISAN (Institut für Siedlungswasserwirtschaft und abfalltechnik der Universität Hannover), conforme esquema mostrado na Figura 5.1, foi conseguida eliminação de 80% de fósforo, apesar das características desfavoráveis do esgoto. A outra utiliza o processo ISAN combinado, que consiste basicamente no processo ISAN com um sistema lateral (secundário) para tratar parcela do efluente do tanque anaeróbio, utilizando precipitação química, quando necessário, para atingir os padrões do efluente. Nesse sistema têm sido obtidas concentrações de fósforo total menores que 0,5 mg/L no efluente do clarificador final.

³ VAN DE GRAAF, A.; BRUIJN, P.; ROBERTSON, L.A.; JETTEN, M.S.M.; KUENEN, J.G. Autotrophic growth of anaerobic, ammonium-oxidising microorganisms in a fluidized bed reactor., *Microbiology (UK)*, v.142, p.2187-2196, 1996.

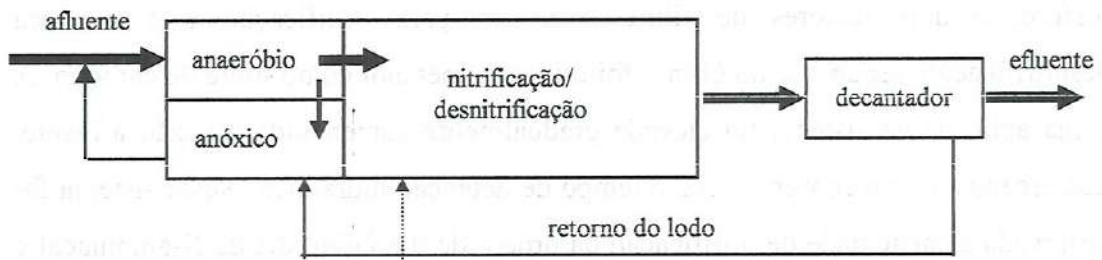


Figura 5.1 - Esquema do sistema ISAN relatado por HARTWIG & SEYFRIED (1992)

LEE et al. (1993) estudaram a remoção de nitrogênio e fósforo em um sistema com linha de fluxo secundária para remoção de nutrientes (processo P/L). O processo consiste de um sistema de lodos ativados de estágio único, para remoção de DBO e nitrificação, e de uma linha de fluxo secundária para remoção de nutrientes. O efluente para remoção de nutrientes passa através de um tanque de desnitrificação e, posteriormente, por um tanque para liberação de fósforo e, então, finalmente o lodo escasso em fósforo retorna à unidade de aeração. O efluente do tanque para “stripping”, rico em fósforo, é tratado com sulfato de alumínio. Ainda que a eficiência na remoção de fósforo, nesse sistema, tenha sido elevada, a remoção de nitrogênio não foi satisfatória.

Nesta pesquisa, foi demonstrado que o processo P/L foi eficiente para remoção de fósforo independente do tipo de afluente. A liberação de fósforo foi inibida no tanque para “stripping” quando as concentrações de nitrato ficaram acima de 2 mg/L.

Os pesquisadores verificaram que a remoção de fósforo pelo lodo descartado do sistema de lodos ativados poderia ser mais bem aproveitada, uma vez que o conteúdo de fósforo deste não diferia significativamente daquele do tanque de “stripping”. Então, foi sugerido que parte do sobrenadante, rico em fósforo, fosse recirculado para o tanque de aeração, otimizando desse modo a remoção biológica de fósforo e reduzindo a utilização de produtos químicos.

MARSMAN et al. (1997) realizaram experiências, em escala piloto, para investigar a capacidade de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo em estação de tratamento de esgoto. Foi utilizado um sistema de lodos ativados de alta

carga, com tanque de sedimentação intermediário, para remoção biológica de fósforo, e dois reatores de filme fixo, um para nitrificação e outro para desnitrificação, sendo que no último foi utilizado metanol como fonte de carbono. A carga aplicada ao sistema foi elevada gradualmente aumentando a vazão afluyente, decrescendo, como consequência, o tempo de detenção hidráulica. Nesse sistema foi observada a capacidade de nitrificação da ordem de $0,8 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$ de N-amoniaco e de desnitrificação de $0,6$ a $2,0 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{dia}$ de nitrato.

Para tempo de detenção hidráulica de 8,4 horas, excluindo-se o tanque de sedimentação secundário, com carga hidráulica constante, os padrões efluente de nitrogênio total e fósforo total de 10 e 1 mg/L foram respectivamente alcançados. O aumento da carga hidráulica com consequente decréscimo do TDH de 8,4 h para 7,8 h e 6,7 h provocou redução na eficiência de remoção de fósforo; entretanto, a nitrificação e a desnitrificação permaneceram mais ou menos estáveis. A eficiência na remoção de nitrogênio total foi estável durante cargas de pico em que a vazão chegou a ser 2,5 vezes a taxa normal.

RENSINK et al. (1991) estudaram um sistema de remoção de nutrientes de esgoto sanitário pré-sedimentado, o RENPHOSYSTEM, que consiste de um bioreator do tipo lodos ativados, dividido em quatro zonas seqüenciais: anaeróbia, aeróbia, anóxica e aeróbia respectivamente. Parte do lodo de retorno é desviada para um tanque (processo PHOSTRIP) para liberação de fósforo e então o lodo escasso em fósforo é enviado para o início da zona aeróbia, a outra parte (não desviada) é recirculada para a entrada do tanque, zona anaeróbia. O sobrenadante do tanque para "stripping", após o espessamento do lodo, é enviado para um sistema onde o fosfato de cálcio é cristalizado em "pellets" de areia (CRYSTALACTOR), que podem ser reusados na indústria do fosfato. Foi concluído, nesse caso, que o afluyente, entrando na zona anóxica, pode ser considerado uma alternativa para a desnitrificação evitando, assim, a recirculação do nitrato. Aproximadamente 100% de remoção de fósforo foi atingida devido à introdução do processo PHOSTRIP combinado com a cristalização do fosfato no leito fluidizado.

No processo RENPHOSYSTEM modificado (RENSINK et al., 1997), o lodo destituído de fósforo é distribuído na zona aeróbia e anóxica. A vantagem nesse sistema é a desnitrificação e remoção de fósforo simultânea, resultando melhor

aproveitamento do carbono orgânico do esgoto e economia de energia. A desvantagem é a remoção de fósforo mais lenta. Com oxigênio como acceptor de elétrons, a acumulação de fósforo pelas bactérias seguiu uma função exponencial, enquanto que com o nitrato foi linear. Foi observado que a taxa de desnitrificação foi influenciada pela quantidade de lodo proveniente do tanque para "stripping" recirculado para a zona anóxica.

SCHLEYPEN (1994) registra a utilização de lagoas anaeróbias, para remoção de carga orgânica e nitrato, seguida de filtro biológico ou reatores de contato (tipo biodisco), para nitrificação, com a recirculação do lodo do tanque de sedimentação e do efluente nitrificado para a lagoa anaeróbia.

Na operação desse sistema o pesquisador verificou que durante o verão todo nitrato recirculado era desnitrificado. Entretanto, no inverno, em temperaturas de 2,3 °C, apenas 2,2 kg/dia da carga recirculada foram desnitrificados, enquanto que 1,4 kg/dia de nitrato foi reconvertido para N-amoniacal pela amonificação do nitrato.

Por outro lado, a investigação das concentrações de N-amoniacal na saída da lagoa mostrou que, em temperaturas acima de 10°C, a amonificação do nitrato não ocorreu.

BORREGAARD (1997) relata a experiência na utilização de sistemas de filme fixo, do tipo BIOSTYR- que é um sistema com fluxo ascendente com ou sem aeração, com meio granular submerso flutuante de polistireno, em cinco estações em escala real na Dinamarca, que tratam esgoto doméstico ou uma mistura de esgoto doméstico e industrial, para remoção de nitrogênio. O ar pode ser admitido tanto no fundo do filtro, para nitrificação e/ou remoção de DBO, ou em uma secção intermediária de tal modo a permitir a desnitrificação na parte inferior. Em todas essas estações a remoção de fósforo é realizada por precipitação química, utilizando-se cloreto férrico, no tanque de sedimentação primária.

O sistema permite a combinação de nitrificação, desnitrificação e filtração em uma mesma unidade, possibilitando obter concentrações de nitrogênio total no efluente de 8,0 mg/l e sólidos suspensos abaixo de 10 mg/l.

5.2 Remoção de nitrogênio

5.2.1 Nitrificação

Os métodos físico-químicos de remoção de nitrogênio têm sido substituídos por sistemas de remoção biológica devido aos altos custos de operação, às quantidades de resíduos produzidos e à qualidade do efluente, que resulta inferior quando comparada com os sistemas biológicos (BRATBY, 1996).

O processo de nitrificação, além de ser uma importante etapa componente do tratamento de águas residuárias, está também ganhando papel importante no tratamento de águas de abastecimento, no qual a remoção de substratos doadores de elétrons é fundamental para a obtenção de uma água biologicamente estável (RITTMANN¹ et al.(1984) e RITTMANN² et al. (1989), apud RITTMANN et al., 1994).

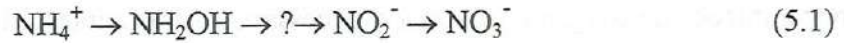
A nitrificação, como parte do sistema de remoção de nutrientes, é, geralmente, reconhecida como o processo de lodos ativados mais vulnerável, pois depende de muitos fatores interconectados (SURMACZ-GORSKA et al., 1996).

Na prática da remoção de nitrogênio, os parâmetros mais relevantes são: vazão do esgoto, concentração afluente e qualidade do efluente exigida (van BENTHUM et al., 1997). Com relação ao desempenho dos sistemas de tratamento terciários, são de fundamental importância a concentração de íons H^+ , de oxigênio, de orgânicos degradáveis, de alcalinidade, e a temperatura, pois todas essas variáveis afetam as taxas de nitrificação (BOLLER et al., 1997).

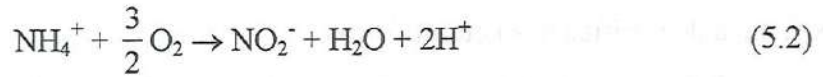
A oxidação do nitrogênio amoniacal para nitrito é realizada em vários passos, enquanto que a do nitrito para nitrato é realizada em um único passo, conforme pode ser observado na Equação 5.1. A reação intermediária entre a hidroxilamina e o nitrito não é conhecida (HENZE, 1997).

¹ RITTMANN, B.E.; SNOEYINK, V.L. Achieving biologically stable drinking water, **J. Amer. Water Works Assn.**, v.76, n.10, p.106-114, 1984

² RITTMANN, B.E. ; HUCK, P.M. Biological treatment of public water supplies. **Environ. Control**, v.19, p.119-184, 1989.



Segundo HENZE (1997), o processo para a oxidação do nitrogênio amoniacal e do nitrito pode ser representado pelas Equações 5.2 e 5.3, respectivamente.



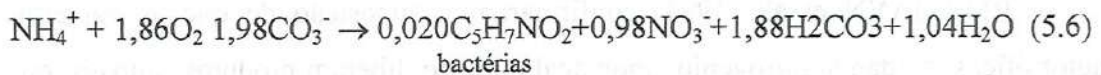
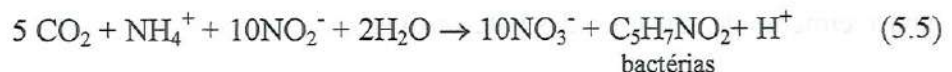
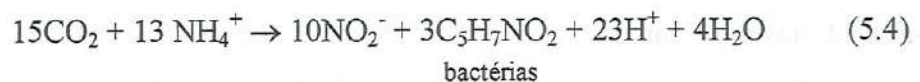
$$\Delta G^0 = -270 \text{ kJ/mol N-amoniacal}$$



$$\Delta G^0 = -80 \text{ kJ/mol N-amoniacal}$$

A maioria das bactérias nitrificantes conhecidas são autotróficas e por essa razão usam dióxido de carbono como fonte de carbono. O dióxido de carbono deverá ser reduzido antes de formar parte da massa celular, e essa redução é realizada através da oxidação da fonte de nitrogênio para o organismo envolvido.

A expressão do crescimento para oxidação do N-amoniacal e do nitrito é dada pelas Equações 5.4 e 5.5, respectivamente, e a reação global de nitrificação pode ser representada pela Equação 5.6 (HENZE, 1997).



Segundo RITTMANN et al. (1994), no sistema de nitrificação sempre deverá ocorrer o desenvolvimento de culturas mistas de bactérias nitrificantes autotróficas e de bactérias heterotróficas que oxidam a matéria orgânica biodegradável. Uma vez que as autotróficas possuem taxas de crescimento específico mais baixas e são também mais sensíveis para baixas concentrações de oxigênio dissolvido que as heterotróficas encontradas em tratamento de esgotos, os altos TRC e as elevadas

concentrações de oxigênio dissolvido necessários para manter a nitrificação estável deverão favorecer o crescimento e acumulação das heterotróficas, mesmo em águas com baixas concentrações de DBO.

Entretanto deve-se considerar que a literatura técnica sobre esse tema (MÜNCH et al., 1996; LOOSDRECHT & JETTEN, 1998) também relata a existência de nitrificantes heterotróficas.

Ainda que ocorra competição entre heterotróficas e nitrificantes autotróficas por oxigênio dissolvido, nitrogênio e espaço, há também uma série de interações benéficas relacionadas por alguns pesquisadores e citadas por RITTMANN et al. (1994), as quais aparentemente ocorrem e podem ser importantes:

- as bactérias heterotróficas:

- produzem compostos orgânicos que estimulam as nitrificantes;
- biodegradam compostos orgânicos que são inibitórios para as nitrificantes;
- produzem polímeros extracelulares que melhoram a agregação de ambas – heterotróficas e autotróficas - nos flocos e biofilmes, o que é essencial para a retenção celular nos processos de tratamento na prática;
- crescem mais rápido, por isso protegem as nitrificantes, que crescem mais lentamente, da separação do biofilme composto de multiespécies, uma vez que predominam na camada mais externa;

-as bactérias nitrificantes:

- produzem e liberam produtos microbiológicos solúveis que aumentam o abastecimento de substrato das heterótrofas.

RITTMANN et al. (1994) confirmaram a suposição de que as bactérias autotróficas, oxidando nitrogênio amoniacal e nitrito, liberam produtos solúveis, que podem favorecer o crescimento de bactérias heterotróficas. Este dado é muito importante para sistemas de tratamento cuja taxa de entrada de DQO:N é baixa como: no tratamento de águas de abastecimento, tratamento terciário de esgotos e tratamento de despejos com altas concentrações de nitrogênio.

A taxa de crescimento das bactérias nitrificantes é muito lenta e estas, na presença de material orgânico, são desfavorecidas na competição com as bactérias heterotróficas por oxigênio. Por essa razão, existe uma vantagem aparente em

separar a nitrificação da remoção de carbono. Em sistemas de crescimento suspenso de mistura completa, devido ao baixo coeficiente de produção celular das bactérias nitrificantes associado às baixas concentrações de N-amoniacal, em muitos esgotos, são necessários longos tempos de detenção hidráulicos e de sólidos (JONES et al., 1990).

Para manter baixos níveis de nitrogênio no efluente deve ser dada mais atenção para os fatores influenciando a concentração e distribuição de oxigênio (MAIER & KRAUTH, 1988).

Através de levantamento realizado em estações em escala real MAIER & KRAUTH (1988) constataram, claramente, que a utilização de aeradores de superfície, quando comparados a utilização de ar comprimido, tem desempenho inferior na nitrificação. Para superar tal diferença é necessário que, nos tanques em que são utilizados aeradores de superfície, a concentração de OD na superfície da unidade de aeração seja em torno de 2,5 mg/L, enquanto que naquelas com ar comprimido 1,5 mg/L é suficiente para manter a nitrificação num bom patamar.

Sistemas que utilizam oxigênio puro são mais efetivos e eficientes para tratar cargas de DBO₅ altas e variáveis, ao passo que difusores de poros finos são mais eficientes para nitrificação e remoção de baixas cargas de DBO₅, condições em que o fator α^3 é maior (WILSON et al., 1994).

BOLLER et al. (1997) também observaram que, em sistemas operando com biofilmes pouco densos, em que já ocorre a completa penetração de O₂, não há vantagens no uso de oxigênio puro.

FILOS et al. (1996) avaliaram em três etapas a remoção de nitrogênio em um sistema de lodos ativados, em escala real (Tallman Island, Nova York, USA). Na primeira etapa foi estabelecida a nitrificação no tanque de aeração, com todo o efluente primário alimentado no início da unidade de aeração. Posteriormente este sistema foi modificado para alimentação gradual do substrato, isto é, o efluente primário começou a ser introduzido em várias partes ao longo da unidade de aeração. Na segunda fase foi avaliada a nitrificação sob condições de alimentação gradual do

$$\alpha = \frac{K_{La \text{ esgoto}}}{K_{La \text{ agua limpa}}}$$

efluente e de diferentes temperaturas. A última fase envolveu o estudo dos processos de nitrificação e desnitrificação com alimentação gradual do efluente na unidade de lodos ativados.

Com relação ao efeito da temperatura, foi verificado decréscimo na nitrificação, de aproximadamente 55%, quando a temperatura variou de 23-24°C para 14-15°C.

Foi verificado, sob condições de alimentação gradual, que a incorporação de zonas aeróbias e anóxicas permite significativa remoção de nitrogênio sem a necessidade de reciclar a mistura líquida. A nitrificação foi inibida em níveis de OD menores que 1,0 mg/L. Observando as razões de nitrato formado para N-amoniaco convertido, que sempre foram menores que a unidade, é possível sugerir a ocorrência de nitrificação/desnitrificação simultânea, com a desnitrificação ocorrendo em microzonas anóxicas dentro do floco. A extensão das condições anóxicas na partícula (floco) dependem da concentração de OD ambiente. A zona anóxica foi estabelecida sem barreiras físicas e foram observados níveis de OD tão baixos quanto 0,1 mg/L. A desnitrificação pode ocorrer em sistemas projetados para nitrificação e operados em níveis de OD entre 0,5 a 0,2mg/l.

Entretanto, nesse trabalho os autores observaram que a razão entre a formação de nitrato e o consumo de N-amoniaco varia diretamente com a concentração de OD, sendo que o valor teórico para a razão atinge o valor de 1 em um nível de OD de aproximadamente 2,5 mg/L, quando ocorre a mínima desnitrificação.

A redução no processo de nitrificação, para concentrações de OD menores que 1,0 mg/L, como constatado por FILOS et al. (1996), está de acordo com os valores da constante de saturação do oxigênio (K_O) para a nitrificação citados por HENZE (1997), e apresentados na Tabela 5.1. Observa-se que outras faixas de valores de K_O são registrados na literatura como, por exemplo, 0,3 mg/L, de acordo com ECKENFELDER & ARGAMAN, 1991. HENZE (1997) ressalta que essas discrepâncias nos valores de K_O para a nitrificação devem-se ao fato de a concentração de OD na massa líquida não ser necessariamente a que se encontra dentro do floco, onde o oxigênio é consumido

O aumento das concentrações de oxigênio na massa líquida deverá facilitar a sua penetração no floco, elevando a taxa de nitrificação. Contudo, em processos combinados de remoção de carbono e de nitrogênio, com TRC pequeno, a taxa de utilização de oxigênio aumenta devido à oxidação do carbono que, por essa razão, reduz a penetração de O₂ no floco. No entanto, em TRC altos, as baixas taxas de utilização de oxigênio permitem maior dispersão deste no floco, e, conseqüentemente, melhores taxas de nitrificação passam a ocorrer (ECKENFELDER & ARGAMAN, 1991).

Os valores de K_O para a nitrificação são altos comparados aos dos sistemas heterotróficos. É bom salientar que esses valores relativamente altos de K_O para a nitrificação são importantes, quando comparados aos baixos valores da constante de saturação do N-amoniacoal (K_N), conforme apresentados na Tabela 5.1, pois, a menos que precauções especiais sejam tomadas, a concentração de OD e não a de N-amoniacoal controlará a taxa de nitrificação (GRADY & LIM, 1980).

Tabela 5.1 - Valores das constantes de saturação do nitrogênio (K_N) e oxigênio (K_O) na nitrificação

	Unidade	Nitrosomonas	Nitrobacter	processo total
Constante de saturação do nitrogênio (K _N)	g N-amoniacoal/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)

McCLINTOCK et al. (1992) e RANDALL et al. (1992) compararam a cinética de nitrificação de um sistema de lodos ativados convencional e de um sistema de remoção biológica de nutrientes do tipo UCT (University of Capetown), com três seções anaeróbias, três seções anóxicas e seis aeróbias, que tratam esgoto sanitário, em função da temperatura. Baseados nos resultados concluíram que a nitrificação necessita de menor tempo e volume para ocorrer na zona aeróbia de um sistema de remoção biológica de nutrientes que na de sistema de lodos ativados completamente aeróbio. As maiores taxas de nitrificação na zona aeróbia do sistema de remoção de nutrientes foram atribuídas:

- à reduzida competição das bactérias nitrificantes por OD e nutrientes;
- ao fato de a concentração de N-amoniaco na zona aeróbia do sistema de remoção de nutrientes ser menor que na do sistema completamente aeróbio, devido para o precedente crescimento celular e ao efeito da diluição do ciclo de nitrato, o que explora a cinética de nitrificação de ordem zero.

É importante destacar que durante a fase de nitrificação foi constatado por FILOS et al., 1996, que aproximadamente 98% do nitrogênio amoniacal foi convertido para nitrato, e apenas pequena fração, cerca de 2%, foi incorporada pela síntese das células bacterianas, enquanto KUBA et al., 1996, observaram que 8% do nitrogênio amoniacal foi incorporado na massa de bactérias desnitrificantes capazes de acumular fósforo.

BORTONE et al. (1994a) estudaram a remoção de nitrogênio em experimentos de laboratório, utilizando uma mistura de água residuária de indústria têxtil (80%) e esgoto sanitário (20%). Apesar de ter sido obtida eficiência de nitrificação bastante alta, o processo mostrou-se instável para o tempo de retenção celular adotado de 20 dias e temperatura de 20°C. Tal comportamento foi atribuído à presença de alguns compostos tóxicos no afluente.

Maior estabilidade no processo de nitrificação foi obtido com o aumento do tempo de retenção celular; neste caso, o efeito de inibição não foi completamente superado, mas a eficiência da remoção de N-amoniaco foi alta, alcançando 97%.

Em sistemas de mistura completa e crescimento suspenso, a baixa produção celular das bactérias nitrificantes, associada a baixas concentrações de N-amoniaco em muitos efluentes, requer longos tempos de detenção hidráulica e de sólidos (JONES et al., 1990).

TALLEC et al. (1997) operaram, em escala piloto, dois filtros do tipo BIOSTYRr (ROGALLA et al., 1992), utilizando polistireno como material suporte. Nesse trabalho a zona anóxica e a aeróbia foram agrupadas no mesmo sistema, a parte inferior não aerada, foi mantida anóxica devido à recirculação do efluente nitrificado, e a superior foi aerada. Numa primeira etapa, foram realizados testes com concentrações e velocidades constantes do esgoto afluente e durante a mesma, foi observado que a carga máxima de N-amoniaco aplicada, para obter

concentrações de N-amoniacoal na saída menores que 1 mg/L, foi em torno de 1kg/m³.dia.

Posteriormente, um dos filtros foi operado com carga de N-amoniacoal afluyente variável, devido a variações na vazão de alimentação ou na concentração do afluyente, ao passo que no outro filtro a variabilidade de carga de N-amoniacoal aplicada foi baixa. Foi verificado que a variabilidade das cargas aplicadas afeta claramente a performance do filtro, especialmente em termos de qualidade “instantânea” do efluente.

Em estudo desenvolvido por KUBA et al. (1996), utilizando um sistema em batelada com dois reatores, um para nitrificação e outro para pós-desnitrificação, foi constatado que a nitrificação ocorreu sempre na presença de excesso de fósforo. Segundo esses pesquisadores, isso pode ser benéfico para a nitrificação, uma vez que o fósforo se apresenta em quantidades suficientes para o crescimento das nitrificantes. As necessidades de fósforo para a nitrificação no tratamento terciário foram estudadas por NORDEIDET et al. (1994), em um sistema do tipo biodisco. Foi verificado que concentrações abaixo de aproximadamente 0,15 mg PO₄⁻³-P/L limitaram a nitrificação.

MAIER & KRAUTH (1988) realizaram levantamento em estações de tratamento de efluentes líquidos para verificar a influência da carga de DBO₅ em relação à concentração de sólidos voláteis totais e do tipo de aeração na nitrificação. Por meio dos dados obtidos foi observado que pouquíssimas estações apresentaram baixos valores de N-amoniacoal no efluente para cargas maiores que 0,31 kg DBO₅/kg SVT.dia. Nas estações que utilizam ar comprimido para aeração, a concentração de N-amoniacoal no efluente aumenta linearmente para cargas maiores que 0,12 kg DBO₅/kg.SVT.dia. Nesse mesmo trabalho foi observado que, acima de 0,06 kg N-NH₄/kg SST.dia, a capacidade de nitrificação do lodo ativado não aumenta.

WILSON et al. (1994) observaram, na estação de tratamento avançado de HOOKERS POINT (USA), que a remoção de nitrogênio total é geralmente limitada por uma fração residual dissolvida. O conteúdo de nitrogênio recalcitrante na referida estação varia anualmente entre 1,1 e 1,7 mg/L.

ROGALLA et al. (1992) realizaram estudo com dois filtros de fluxo ascendente, em série, anóxico seguido do aeróbio. Os filtros tinham como material

suporte partículas flutuantes de argila ou lodo e partículas de polistireno, respectivamente. Nesse trabalho os autores constataram a possibilidade de atingir taxas de remoção de nitrogênio de $1 \text{ kg N/m}^3 \cdot \text{dia}$ para TCO de $5 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{dia}$. A DQO e os SS presentes no afluente eram praticamente biodegradados na parte inferior da zona anóxica onde o nitrato bem como o OD excedente, recirculados do segundo filtro, eram rapidamente utilizados como aceptores finais de elétrons.

DILLON & THOMAS (1990) estudaram, em escala piloto, o desempenho do sistema BIOCARBONE, que, em essência, consiste de um filtro com um meio expandido aerado, usando xisto como material suporte, para a oxidação de matéria carbonácea de esgoto sedimentado e para nitrificação de efluente de tratamento secundário em que concluíram:

- o reator produz efluente de boa qualidade, no caso do sistema de remoção carbonácea, em taxas de carregamento volumétrico de até $4,1 \text{ kg DBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$, desde que as condições de lavagem do sistema sejam adequadas. A produção de lodo nesse sistema foi da ordem de $0,63$ a $1,06 \text{ kg SS/kg DBO}_5$ removida.
- o reator para nitrificação alcançou remoção de N-amoniacal acima de 90%, em taxas de carregamento volumétrico de até $0,63 \text{ kg NTK/m}^3 \cdot \text{dia}$ e temperaturas na faixa de $13,5$ a 22°C ; a produção de biomassa foi faixa de $0,33$ a $1,14 \text{ kg SS/kg NTK}$ removido.

GARRIDO et al. (1997) realizaram estudo com o objetivo de verificar a influência da concentração de oxigênio dissolvido na acumulação de nitrito em um reator BAS (biofilm airlift suspension), uma vez que o controle adequado das concentrações de oxigênio parece ser o método mais prático para obter nitrificação parcial para nitrito.

Foi observado nesse experimento que, para a taxa de carregamento de $5 \text{ kg N/m}^3 \cdot \text{dia}$ e velocidade superficial do gás de $2,2 \text{ cm/s}$, a quantidade de biomassa foi limitante em concentrações abaixo de 9 g SSV/L . Quando a concentração de biomassa variou entre 9 e 17 g/L a conversão de N-amoniacal foi completa. Em concentrações maiores que 17 g/L a conversão decresceu devido às limitações da transferência de oxigênio.

Em concentrações de OD no reator maiores que 2,5 mg/L o N-amoniacoal foi completamente convertido para nitrato e a conversão foi limitada pela carga de N-amoniacoal entrando para o reator.

A máxima acumulação de nitrito foi atingida em concentrações de OD na faixa de 1 até 2 mg/L. Abaixo de 1 mg/L tanto as concentrações de nitrito como as de nitrato decresceram no efluente devido ao decréscimo da taxa de conversão de N-amoniacoal.

Dois suposições foram levantadas para o fato de a taxa de oxidação do nitrito ter decrescido mais que a do N-amoniacoal para as baixas concentrações de OD:

- as bactérias que oxidam o nitrito localizam-se na parte mais interna do biofilme em relação às que oxidam o N-amoniacoal;
- o K_o é menor para a oxidação do N-amoniacoal que para a do nitrito, o que pode ser confirmado pelos valores relatados por HENZE (1997) e apresentados na Tabela 5.1 deste texto.

É aceito, geralmente, que a taxa de nitrificação num sistema de lodos ativados é mais rápida em sistemas de estágios separados que em um sistema de um único estágio, o qual é projetado para remover matéria orgânica e nitrificar no mesmo reator. Várias razões são dadas para isto (RANDALL et al., 1992; McCLINTOCK et al, 1992):

- maior concentração das bactérias nitrificantes no sistema de vários estágios comparada para o reator de um único estágio;
- menor competição por OD no segundo reator;
- a taxa de nitrificação é limitada pela taxa de deaminação no sistema de um único reator;
- a inibição da nitrificação pelas heterotróficas no sistema único, possivelmente, é devida à competição por nutrientes.

O coeficiente de produção celular das bactérias nitrificantes é muito baixo e a taxa de crescimento é lenta comparados ao das bactérias heterotróficas. Além disso, as bactérias autotróficas nitrificantes são sensíveis para um número de condições ambientais tais como: pH, concentração de OD, temperatura e substâncias químicas

que podem ser inibidores. Até mesmo o próprio substrato pode se tornar inibitório em determinadas concentrações (LAUDELOUT & von TICHELEN⁴, 1960 e NEUFELD⁵ et al., 1980 apud GEE et al., 1990).

HENZE (1997) acredita que a influência do pH na nitrificação pode estar ligada ao fenômeno de inibição pelo substrato. De acordo com ANTHONISEN (1976) as formas não ionizadas de nitrogênio amoniacal e nitrito, isto é NH_3 (gás amoníaco) e HNO_2 (ácido nitroso), têm efeito inibitório tanto para as *Nitrosomonas* como para as *Nitrobacter*, sendo que as *Nitrobacter* reagem mais sensivelmente ao NH_3 .

A inibição da nitratação foi registrada em concentrações de 1 a 5 mg/l de NH_3 (ABELING & SEYFRIED⁶, 1992); 3,5 mg/l de N- NH_3 (WONG-CHONG & LOEHR⁷, 1978); 6,0 a 8,9 mg/l de N- NH_3 (MAURET⁸ et al., 1996); a partir de 1 mg/l de N- NH_3 (BALMELLE⁹ et al., 1992); entretanto, em sistemas onde as *Nitrobacter* foram adaptadas para maiores níveis de NH_3 , concentrações tão altas como 40 mg/l N- NH_3 foram suportadas (WONG-CHONG & LOEHR⁷, 1978). Com relação à nitratação NEUFELD⁵ et al. (1980) registraram o início da inibição em concentrações da ordem de 10 mg/l de N- NH_3 (apud YOO et al., 1999).

Há evidência de que a hidroxilamina não ionizada possa inibir a nitratação. A hidroxilamina acumula, possivelmente, em sistemas nitrificantes com altas concentrações de $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$, deficientes em oxigênio e com pH elevado (YOO et al., 1999).

Embora a taxa de utilização de substrato de muitos compostos orgânicos biodegradáveis possa ser descrita usando o modelo de Monod, compostos orgânicos que exibem inibição não seguem tal modelo (GEE et al., 1990).

⁴ LAUDELOUT, H.; VAN TICHELLEN, L. Kinetics of nitrite oxidation by *Nitrobacter Winogradski*. **J. Bacteriology**, v.79, p.39-42, 1960.

⁵ NEUFELD, R.D.; HILL, A.J.; ADEKOYA, D.O. Phenol and free-ammonia inhibition to *Nitrosomonas* activity. **Wat. Res.**, v.14, p.1695-1703, 1980

⁶ ABELING, U.; SEYFRIED, C.F. Anaerobic-aerobic treatment of high-strength ammonia wastewater nitrogen removal via nitrite. **Wat. Sci. Tech.**, v.26, n.5/6, p.1007-1015, 1992.

⁷ WONG-CHONG, G.M.; LOEHR, R.C. Kinetics of microbial nitrification: nitrite-nitrogen oxidation. **Wat. Res.**, v.12, p.605-609, 1978.

⁸ MAURET et al. Application of experimental research methodology to the study of nitrification in mixed culture. **Wat. Sci. Tech.**, v.34, n.1/2, p.245-252, 1996.

⁹ BALMELLE, B. et al. Study of factors controlling nitrite build-up in biological processes for water nitrification. **Wat. Sci. Tech.**, v.26, n.5/6, p.1017-1025, 1992.

Acréscimos nas concentrações de substrato resultam em maiores taxas de crescimento específico (μ), as quais se aproximam assintoticamente da taxa de crescimento específico máxima ($\mu_{\text{máx}}$). Para substratos que exibem inibição, acréscimos nas suas concentrações resultam em aumento da taxa de crescimento sobre uma faixa limitada. Além de uma determinada concentração crítica, o efeito tóxico do substrato causa decréscimo tal na taxa de crescimento, que o pico desta permanece abaixo da taxa de crescimento máxima teórica para o sistema. Uma vez que concentrações elevadas de nitrogênio amoniacal tendem a reduzir a taxa de utilização do substrato das nitrificantes, a cinética de crescimento destas bactérias pode ser descrita pelo Modelo de HALDANE, como (Equação 5.7):

$$\mu = \frac{\mu_{\text{máx}} \cdot S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} \quad (5.7)$$

em que:

- $-\mu$: taxa de crescimento específico (T^{-1});
- $-\mu_{\text{máx}}$: taxa de crescimento específico máximo (T^{-1});
- $-S$: concentração do substrato ($M.L^{-3}$);
- $-K_s$: constante de saturação do substrato ($M.L^{-3}$);
- $-K_i$: constante de inibição ($M.L^{-3}$)

GEE et al. (1990) sugerem que, apesar de o modelo de HALDANE descrever a oxidação de N-amoniacal para nitrito satisfatoriamente, o mesmo não acontece para a oxidação do nitrito para nitrato. Em função disso, esses pesquisadores propuseram um modelo a partir da suposição de que tanto as moléculas de N-amoniacal como as de nitrito atuam na Nitrobacter inibindo a oxidação do nitrito, ou seja, uma molécula de N-amoniacal em vez de nitrito, como foi originalmente proposto, combina com o complexo enzima-nitrito, inativando-o. A Equação 5.8 representa o fenômeno de inibição modificado proposto por GEE et al. (1990)

$$\mu = \frac{\mu_{\text{máx}} \cdot S_2}{K_{s2} + S_2 + \frac{S_1 \cdot S_2}{K_{i2}}} \quad (5.8)$$

em que:

- μ : taxa de crescimento específico da *Nitrobacter* (T^{-1});
- μ_{max} : taxa de crescimento específico máximo da *Nitrobacter* (T^{-1});
- S_1 : concentração de nitrogênio amoniacal ($M.L^{-3}$);
- S_2 : concentração de nitrito ($M.L^{-3}$);
- K_S : constante de saturação do nitrito ($M.L^{-3}$);
- K_{i2} : constante de inibição ($M.L^{-3}$)

O modelo foi calibrado para o melhor ajuste dos dados coletados de cinco experimentos em batelada. Posteriormente o modelo foi validado. Para isso as predições do modelo foram comparadas com os dados experimentais obtidos em dois sistemas contínuos: (1) as concentrações de N-amoniacal no afluente ao reator foram aumentadas na forma de degraus; e (2) pulsos de N-amoniacal foram adicionados ao conteúdo do reator. Os resultados obtidos confirmaram a suposição de que a oxidação do nitrito foi inibida pela sua própria concentração, apenas na presença de uma alta concentração de N-amoniacal.

Afluentes com concentrações de DQO e nutrientes variando acentuadamente podem prejudicar o sistema de nitrificação. A sobrecarga do sistema de lodos ativados deverá prejudicar a nitrificação, resultando em maiores níveis de N-amoniacal no efluente; por outro lado, o superdimensionamento do sistema resultará em desperdício de energia (SURMACZ-GORSKA et al., 1996).

A inibição da atividade das *Nitrosomonas* pelo substrato pode explicar porque no caso de um sistema sobrecarregado, a taxa de oxidação de N-amoniacal torna-se maior com o decréscimo das concentrações deste (SURMACZ-GORSKA et al., 1996).

GEE et al. (1990) observaram que a atividade das bactérias *Nitrobacter* foi dependente da razão entre *Nitrobacter/Nitrosomonas*. Quando essa razão foi mínima, com N-amoniacal como único substrato, a atividade específica da *Nitrobacter* foi mais alta. Quando a razão *Nitrobacter/Nitrosomonas* aumentou, e o substrato tinha sido mudado de N-amoniacal para nitrito, a atividade específica da *Nitrobacter* decresceu. Entretanto, a atividade das *Nitrosomonas* não foi afetada pela razão dos dois grupos de bactérias nitrificantes.

BOLLER et al. (1997) realizaram experimentos, em escala piloto, com reatores do tipo filtros biológicos (chapas de plástico corrugadas), biodiscos (plástico

corrugado em espiral), reator de leito fixo aerado -biopur (chapas de plástico corrugado) e dois biofiltros aerados, Biocarbone (ardósia granular expandida) e biostyr (polistireno granular), com o objetivo de estudar os seguintes tópicos:

- a atividade nitrificante, quando o fator limitante deixa de ser o oxigênio e passa a ser o N-amoniacal;
- a atividade nitrificante, durante mudanças na capacidade de oxigenação;
- influência de cargas de choque orgânico na atividade nitrificante;
- a “lavagem” das bactérias nitrificantes, quando o carbono orgânico (DQO) biodegradável é dosado em maiores concentrações.

Nesse trabalho foi observado que, nos reatores cujo fluxo se aproxima do “plug flow”, ocorrem mudanças das condições de limitação de O_2 para N-amoniacal, o que não é verificado nos biofiltros, apesar de o regime tender a fluxo pistonado, pois a retro-lavagem mistura completamente a biomassa. Esse tipo de limitação pode ser abrandado invertendo-se o sentido de escoamento nos reatores de leito fixo e dos sistemas, operando em série.

Com relação às limitações de oxigênio, em maiores concentrações de N-amoniacal, foi constatado que, apesar de o aumento da capacidade de oxigenação melhorar as taxas de nitrificação, o ganho é relativamente pequeno, não justificando o alto consumo de energia adicional. O caminho sugerido seria o aumento da difusão do O_2 mediante o aumento da pressão parcial do oxigênio no gás de aeração. Entretanto, em estudos com biofiltros para diferentes níveis de pressão parcial de O_2 e misturas de O_2 e N_2 , foi observado que a nitrificação aumentou significativamente até aproximadamente uma mistura de 50% de O_2 .

O aumento da carga orgânica em reatores nitrificantes de leito fixo, num período pequeno, provoca redução instantânea nas taxas de nitrificação. Em princípio, tal situação não afeta severamente a composição do biofilme, pois tão logo as concentrações de DQO retornem ao patamar normal, a capacidade de nitrificação volta aos níveis originais. Porém, é possível observar uma certa redução na atividade das bactérias que oxidam nitrito. Todavia, nos biofiltros, onde a freqüente remoção das camadas externas ocorre, o que facilita a melhor difusão de O_2 para as nitrificantes, a redução nas taxas de nitrificação, quando ocorre aumento da carga

orgânica, é de apenas 30 a 50 % e o efeito mais específico nas oxidadoras do nitrito não é verificado.

Por outro lado, a aplicação contínua de uma certa carga orgânica provocou a completa "lavagem" das bactérias nitrificantes nos sistemas de leito fixo, enquanto nos biofiltros foi possível manter a biomassa nitrificante.

DRURY et al. (1995) descrevem o sistema denominado Processo "Carbon Canyon", em escala real (Califórnia, USA), que é utilizado para a remoção de N-amoniacal do sobrenadante que resulta da desidratação do lodo de excesso do sistema de lodos ativados, com aproximadamente 1200 mg/L de N-amoniacal. O sistema é similar ao processo de lodos ativados de estabilização por contato. Porém, a zona de aeração é muito maior, permitindo que a nitrificação ocorra.

Nesse processo, o lodo de retorno do decantador secundário é misturado com o sobrenadante que resulta da desidratação do lodo, os quais são encaminhados para o sistema aeróbio/anóxico em série, proporcionando a nitrificação e a desnitrificação. Posteriormente, o efluente é adicionado ao afluente primário para ser conduzido ao sistema principal. Esse sistema permite que o sobrenadante com concentrações elevadas de N-amoniacal seja tratado, separadamente, em uma unidade com concentrações mais altas de sólidos em suspensão no licor misto, além de eliminar cargas de choque no sistema principal devido às concentrações elevadas de N-amoniacal no sobrenadante.

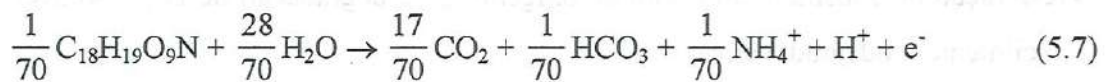
FDEZ-POLANCO et al. (1994) descrevem a utilização de um reator de leito fluidizado, que combina uma seqüência de zonas anaeróbia/aeróbia, em escala piloto, para remoção simultânea de carbono e nitrogênio de esgoto sanitário. O volume relativo das zonas anaeróbia e aeróbia pode ser modificado por meio do deslocamento do equipamento de aeração ao longo da altura do reator.

A diminuição nas concentrações efluentes de NTK e N-amoniacal começaram, aproximadamente, a partir de 60 dias após a partida, entretanto a nitrificação foi praticamente constante a partir desse momento. Concentração efluente de NTK e N-amoniacal em torno de 10 mg/L e zero foi obtida.

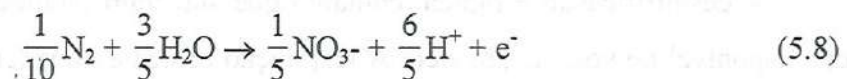
5.2.2 Desnitrificação

A conversão do nitrato para gás nitrogênio, isto é, a desnitrificação, tem muitos intermediários tais como HNO₂, NO e N₂O, e ocorre mediante um doador de elétrons, que pode ser compostos orgânicos ou compostos inorgânicos reduzidos como sulfeto ou hidrogênio (Von SCHULTESS¹⁰ et al., 1994 e CZEPIEL¹¹ et al., 1995, apud Van LOOSDRECHT & JETTEN, 1998).

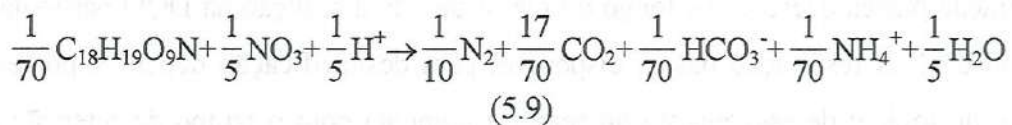
O processo de produção de energia para as bactérias desnitrificantes que usam matéria orgânica como fonte de energia e de carbono pode ser descrito como uma combinação da expressão 5.7 do crescimento bacteriano e da expressão 5.8 da redução de nitrato, resultando na reação global dada pela expressão 5.9 (HENZE, 1997).



$$\Delta G^\circ = -32 \text{ kJ/e-equiv.}$$



$$\Delta G^\circ = +71 \text{ kJ/e-equiv.}$$



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

Atualmente a tendência com relação ao abastecimento do carbono orgânico, necessário para dirigir as reações de desnitrificação, está se direcionando para o uso de fontes internas, como a do próprio despejo, o armazenamento induzido e a

¹⁰ VON SCHULTESS, R. et al. Nitric and nitrous oxides from denitrifying activated sludge at low oxygen concentrations. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, p.123-132, 1994.

¹¹ CZEPIEL, P. et al. Nitrous oxide emissions from municipal wastewater treatment. *Env. Sci. Tech.*, v.29, p. 2352-2356, 1995.

respiração endógena do lodo (ALLEMAN & IRVINE¹², 1980 apud TAM et al., 1994), por razões econômicas, de menor produção de lodo e mais adequado uso dos orgânicos presentes (ISAACS & HENZE, 1995).

O uso de carbono endógeno pode resultar em baixas taxas de desnitrificação, além de limitar a eficiência global de remoção de nitrogênio (TAM et al., 1994).

A velocidade de desnitrificação depende da concentração de nitrato, da biomassa ativa e da concentração e natureza da fonte de carbono (MEHLHART et al., 1994; ISAACS & HENZE, 1995). Diferentes tipos de fontes de carbono orgânico influenciam o tipo de bactéria que se desenvolverá, a taxa de crescimento do organismo, a taxa de redução de nitrato e o grau de acumulação de subprodutos intermediários (CARLEY & MAVNIC¹³, 1991 apud TAM et al., 1994).

A respiração dos organismos heterotróficos pode ser dividida em (SIEGRIST & GUJER, 1994):

- respiração do substrato: consumo de oxigênio para degradação de DQO solúvel facilmente biodegradável;
- respiração básica: consumo de oxigênio para crescimento nos produtos do decaimento da biomassa, hidrólise de DQO particulada e respiração endógena.

A desnitrificação é rápida, contanto que substrato facilmente biodegradável seja disponível no volume anóxico. A respiração básica é mais lenta e necessita um volume anóxico para realizar o decaimento da biomassa e a hidrólise da DQO do material particulado. Em reatores com características de fluxo pistonado, a respiração básica decresce ao longo do reator devido à redução da DQO particulada hidrolisável. A respiração básica disponível para desnitrificação depende, por essa razão, do regime de escoamento do reator e aumenta com o tempo de retenção de sólidos(SIEGRIST & GUJER, 1994).

Fatores como a pré-aeração do esgoto em câmaras de remoção de areia aeradas, a entrada de oxigênio nas zonas anóxicas devido ao afluente, a recirculação

¹² ALLEMAN,J.E.; IRVINE, R.L. Storage-induced denitrification using sequencing batch reactor operation. Wat. Res., v.14, p.1483-1488, 1980.

¹³ CARLEY, B.N.; MAVNIC, D.S. The effects of external carbon loading on nitrification and denitrification of a high-ammonia landfill leachate. Journal. Water Pollution Control Federation, v.63, n.1, p.51-59, 1991.



de lodo e a agitação dos lodos ativados podem decrescer substancialmente a desnitrificação (SIEGRIST & GUJER, 1994).

A capacidade da fonte de carbono com relação à remoção de nitrogênio depende do projeto e da operação da estação. Para um sistema de desnitrificação em que nenhuma parte da fonte de carbono é perdida através da oxidação pelo oxigênio, a razão DQO/N encontra-se na faixa de 3,5 a 4,5; DQO e N são as quantidades oxidadas e desnitrificadas no processo, não as quantidades no afluente (HENZE et al., 1994).

A adequada razão C/N no esgoto e o acesso para fontes de carbono facilmente degradáveis são essenciais para o desenvolvimento das reações biológicas no processo de desnitrificação (PLAZA et al., 1991).

TAM et al.(1992) estudaram o efeito de três diferentes fontes de carbono (acetato de sódio, metanol e glicose) na redução de nitrato e liberação de fósforo na fase anóxica, e concluíram que cada substrato produz um resultado específico. O acetato de sódio foi o melhor substrato, tanto na remoção de nitrogênio como na liberação de fósforo.

A estação de tratamento avançado HOOKERS POINT (Tampa, Flórida, USA) é um exemplo de sistema de três estágio, com adição de metanol como fonte de carbono para a desnitrificação. Essa estação foi projetada para limites de DBO₅ e SST no efluente de 5 mg/L e de nitrogênio total de 3 mg/l (WILSON et al., 1994; DAIGGER & POLSON, 1991).

A taxa de desnitrificação é fortemente influenciada pela fonte de carbono; as maiores taxas são obtidas com os compostos mais facilmente degradáveis.

ISAACS & HENZE (1995) pesquisaram a utilização de acetato e sobrenadante, derivado de lodo hidrolizado biologicamente como fonte externa de carbono – em sistemas “batch” e no sistema BIODENIPHO, em escala piloto, projetado para remoção de nitrogênio e fósforo. Com base nos resultados obtidos concluíram que a adição destes aumentou a taxa de desnitrificação, e o aumento desta, foi dependente da carga de DQO aplicada. Além disso a adição da fonte de carbono facilmente degradável resultou em liberação de fosfato no processo.

Foi constatada o consumo de aproximadamente 7,0 g DQO por g de nitrogênio removido. Essa elevada razão $DQO_{consumida}/N_{removido}$ foi atribuída à

utilização de uma fração de DQO pelas bactérias que removem fósforo. A liberação de fosfato foi observada quando as concentrações de nitratos já se encontravam bastante baixas.

Com o objetivo de adotar e “otimizar” um método de desnitrificação para as condições locais, em uma estação de tratamento de esgoto de Estocolmo, PLAZA et al. (1991) realizaram estudo, em escala real, utilizando um sistema de lodo único, introduzindo uma zona anóxica no início do tanque de lodos ativados, de modo que o esgoto pré-sedimentado fosse usado como fonte de carbono. Foram utilizados cinco arranjos experimentais nos quais foram variados os volumes anóxicos, compartimentalização das zonas e sistemas de aeração.

No caso de esgotos com concentrações elevadas de nitrogênio, são necessárias altas taxas de recirculação do efluente nitrificado de volta para o tanque onde ocorre a desnitrificação. Em vez de recircular o nitrato para o início do tanque, onde o esgoto está entrando, uma possibilidade é direcionar parcela do afluente (esgoto bruto) para onde o nitrato está, como é feito no processo BIODENIPHO.

A razão carbono/nitrogênio, que é um parâmetro que influencia o potencial de desnitrificação, tem implicações diferentes para pré-desnitrificação e pós-desnitrificação, principalmente porque a quantidade de DQO consumida em cada processo de aeração é variada (ORHON et al., 1994).

RUSTEN et al. (1995b) focalizaram a remoção de nitrogênio, em escala piloto, utilizando reator de leito móvel. Foram estudadas configurações do sistema, uma abordando a pré-desnitrificação do esgoto, com reciclo do efluente nitrificado, e a outra, a pós-desnitrificação do esgoto pré-precipitado em que foi adicionado acetato como fonte de carbono externo. Para manter um biofilme nitrificante no último reator da série, a seqüência dos últimos reatores era mudada cada semana. Esta alternativa também foi sugerida por BOLLER et al. (1997).

Nesse sistema, RUSTEN et al. (1995a), em temperatura de 10°C e baixas cargas orgânicas, observaram taxas de nitrificação de aproximadamente 1,0 g N-amoniaco/m².dia e 1,2 a 1,3 g N-amoniaco/m².dia para sistemas pré e pós desnitrificantes respectivamente.

A eficiência na remoção de nitrogênio total em sistemas com biofilmes operando no modo de pré-desnitrificação, sem uso de carbono externo, dependerá de

fatores tais como: concentração de nitrogênio total no esgoto cru, razão entre matéria orgânica facilmente biodegradável e nitrogênio total, taxa de recirculação ($Q_R:Q$) e tamanho (volume) da zona anóxica. Para um conjunto de parâmetros existirá uma ótima taxa de recirculação. Baixas taxas de recirculação serão boas para esgotos diluídos, enquanto maiores serão ótimas, mas para esgotos concentrados e/ou para uma grande zona anóxica (RUSTEN et al., 1995a).

Para o sistema de pré-desnitrificação, as taxas de desnitrificação máximas foram baixas, da ordem de 130 g de nitrogênio oxidado/ m^3 .dia (0,4 g nitrogênio oxidado/ m^2 .dia) e 210 g de nitrogênio oxidado/ m^3 .dia (0,7 g nitrogênio oxidado/ m^2 .dia) medido sobre a zona anóxica inteira e no primeiro reator respectivamente, enquanto que na pós-desnitrificação, com adição de acetato como fonte de carbono, foram atingidas taxas de 700g N oxidado / m^3 .dia (2,2 g N-oxidado/ m^2 .dia) (RUSTEN et al., 1995b).

Trabalhando com filtro biológico ascendente, Biocarbone, ROGALLA et al. (1992) observaram que a DQO e os SS são rapidamente removidos na entrada da zona anóxica, onde os nitratos são largamente convertidos em paralelo com a redução do OD recirculado, indicando que, apesar da elevada concentração de oxigênio recirculado com o efluente, o nitrato e o oxigênio são consumidos simultaneamente. Se suficiente carbono é disponível para ambas as reações, zonas anóxicas deverão ser formadas nas profundidades do biofilme independente da concentração intersticial de oxigênio.

SIEGRIST & GUJER (1994) observaram substancial remoção de nitrogênio no decantador secundário na estação de tratamento de Zürich-Glatt- sistema de lodos ativados com zona anóxica seguida de aeróbia. No caso dessa estação, 20 a 25 % da massa total de lodos ativados é continuamente estocada no decantador secundário. Embora a respiração básica seja significativamente menor no fim do tanque de aeração em relação à da entrada, a capacidade de desnitrificação da respiração básica no decantador secundário produz em torno de 30% de desnitrificação total. Entretanto, a desnitrificação no decantador não deve exceder 6 a 8 g de $N-NO_3^-/m^3$, a 20°C, para evitar que a formação de N_2 produza a flotação do lodo, o que raramente deverá ser excedido uma vez que o volume anóxico do sistema de lodos ativados conduz a aproximadamente 70% de desnitrificação.

Para a pré-desnitrificação, em que o afluente é alimentado para a zona anóxica, todo substrato facilmente biodegradável é disponível para desnitrificação. No caso de desnitrificação intermitente e simultânea, apenas uma fração desse substrato é disponível para desnitrificação, uma vez que o lodo ativado é exposto para condições aeróbias e anaeróbias (SIEGRIST & GUJER, 1994).

Segundo SIEGRIST & GUJER (1994), em reatores do tipo “plug flow”, a respiração básica – consumo de oxigênio para crescimento nos produtos do decaimento da biomassa e hidrólise de DQO particulada bem como respiração endógena – decresce ao longo do reator devido ao decréscimo da DQO particulada hidrolisável.

Os valores do fator de redução para a respiração básica ($\eta_{\text{anox.}}$) e da fração de substrato facilmente biodegradável disponível para desnitrificação ($\alpha_{\text{anox.}}$), dados na Tabela 5.2, são escolhidos em função do esquema de fluxo da estação.

Tabela 5.2 - Valores do fator de redução para a respiração básica ($\eta_{\text{anox.}}$) e da fração de substrato facilmente biodegradável disponível para a desnitrificação ($\alpha_{\text{anox.}}$) em função do esquema de fluxo da estação

esquema de fluxo	$\alpha_{\text{anox.}}$	$\eta_{\text{anox.}}$
Pré-desnitrificação	1	0,8 – 1,2
desnitrificação simultânea, intermitente	$(\theta_x - \theta_{\text{nit.}}) / \theta_x$	0,6 – 0,9
Pós-desnitrificação, desnitrificação no decantador secundário	0	0,5 – 0,7

* θ_x tempo de retenção de sólidos total

** $\theta_{\text{nit.}}$ tempo de retenção de sólidos anóxico

Fonte: SIEGRIST & GUJER (1994)

5.3 Remoção de fósforo

O fósforo nas estações de tratamento está sempre na forma de fosfato. Os polifosfatos são hidrolizados para ortofosfatos e a maior parte dos fosfatos orgânicos dissolvidos são também degradados para ortofosfatos na biodegradação da matéria orgânica. Os fosfatos suspensos são normalmente orgânicos, mas podem incluir também ortofosfatos precipitados quimicamente e polifosfatos ligados biologicamente (ARVIN & HENZE, 1997).

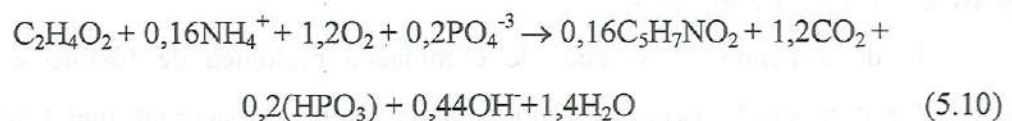
A remoção biológica de fósforo (remoção de fósforo em excesso) é obtida mediante a seleção de bactérias capazes de armazenar polifosfato. Essa seleção é feita expondo as bactérias alternadamente para condições anaeróbias e aeróbias (KERRN-JESPERSEN et al., 1994).

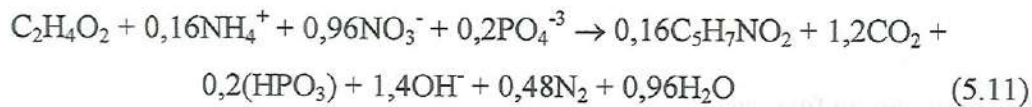
Sob condições anaeróbias as bactérias (bactérias que acumulam fósforo em excesso), usam a energia derivada da hidrólise de polifosfatos, para apreender substratos orgânicos, que são armazenados na forma de poli- β -hidroxibutirato (PHB) ou poli- β -hidroxivalerato (PHV). Em condições aeróbias a energia derivada do metabolismo de PHB ou PHV é usada para acumulação de polifosfatos no interior da célula (KERRN-JESPERSEN et al., 1993).

O processo de acumulação de polifosfatos pode ocorrer também sob condições anóxicas.

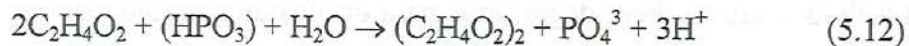
A remoção de fósforo em excesso é um processo cíclico, em que as bactérias alternadamente liberam e acumulam fosfatos.

As reações de acumulação de polifosfato sob condições aeróbias e anóxicas podem ser representadas pelas Equações 5.10 e 5.11 respectivamente (ARVIN & HENZE, 1997).





A degradação de polifosfato sob condições anaeróbias pode ser descrita de uma maneira simplificada como é apresentada na expressão 5.12.



No processo de remoção biológica de nutrientes, as características do esgoto alimentado no processo é fator primordial que contribui para a eficiência do processo. A experiência tem mostrado que esgotos concentrados e aqueles que contém significantes quantidades de substratos facilmente biodegradáveis, particularmente, produtos de fermentação anaeróbia de alta taxa, como ácidos graxos voláteis de cadeia curta, apresentam, em geral, melhor remoção de nutrientes, (PITMAN et al., 1988).

Ao lado da concentração de DQO facilmente degradável, que influencia a cinética do processo de acumulação de fósforo, a resistência da parede celular à entrada do substrato poderá ser apenas mais um fator limitante na taxa de assimilação de fosfato. A substancial melhora da habilidade da biomassa em remover ou liberar fósforo, como conseqüência da adaptação, deverá ser atribuída à redução dessa resistência que pode ser relacionada tanto à composição como à consistência da parede celular ou a ambas (CONVERTI et al., 1995).

A adição de precipitantes químicos tem especial efeito na redução de ortofosfatos e de sólidos em suspensão, além da remoção de consideráveis quantidades de colóides e sólidos dissolvidos. A escolha apropriada do precipitante químico e da quantidade dosada permite controlar o grau de remoção de ortofosfatos, material particulado e razão DQO/N para o passo biológico. O mais importante para o passo biológico é que a remoção de DQO dissolvida seja a menor possível (BRINCH et al., 1994).

O desempenho do sistema de eliminação biológica de fósforo é muito sensível à competição pelo substrato orgânico entre as bactérias que acumulam fósforo e as bactérias desnitrificantes (CARUCI et al., 1994).

Na remoção biológica de fósforo, parte deste é assimilada para crescimento e o remanescente é armazenado como polifosfato. O fósforo removido é favorecido pelas altas taxas de crescimento e pela manutenção de altas razões de alimento/microrganismos nas bacias de aeração. Devido a isso, a relação DBO:P é um fator chave no processo (de BARBADILLO et al., 1995).

Segundo CONVERTI et al. (1995), altos níveis de DQO inibem (ou decrescem) a liberação de fósforo durante o período anaeróbio, permitem, no entanto, mais efetiva remoção na subsequente fase aeróbia.

Por outro lado, estudos realizados por TAM et al. (1992) demonstraram que a elevada remoção de fósforo pelas bactérias que armazenam polifosfato, na fase aeróbia, foi diretamente associada com o grau de liberação de fósforo durante a fase anaeróbia preliminar. Isto é, quanto mais fósforo for liberado maior será a remoção.

Para a remoção biológica de nutrientes, em águas residuárias cuja concentração de carbono orgânico é baixa, tendo em vista que a eficiência deste tipo de processo é limitada pelas características do afluente, é possível combinar a utilização do processo biológico com a remoção química ou empregar soluções para melhorar ou aumentar a fração de carbono facilmente biodegradável (CHARLTON, 1994).

PITMAN et al. (1988) observaram que uma das estações de tratamento de esgoto da cidade de Johannesburg (BUSHKOPPIE), com remoção biológica de nutrientes, quando começou a receber juntamente com o esgoto sanitário o efluente de uma fábrica de fermento, cuja concentração de ácidos graxos voláteis era de até 300 mg/l, mostrou excelente remoção de fósforo.

CHARLTON (1994) constatou em estação de tratamento de águas residuárias, em escala real (Melby - Dinamarca), que apesar da qualidade do afluente - esgoto diluído - os padrões de emissão do efluente têm sido atingidos por meio da modificação das características do afluente. Para isso, é adicionado ao afluente bruto o sobrenadante, rico em ácidos voláteis, do sistema de fermentação do lodo primário.

Quando as bactérias que acumulam fósforo usam nitrato como agente oxidante, a desnitrificação e a remoção de fósforo são atingidas simultaneamente, sendo a matéria orgânica absorvida por estas bactérias utilizada para ambos os fins, o que se torna uma vantagem quando a concentração de matéria orgânica é baixa

(KERN-JESPERSEN et al., 1994), como acontece, em geral, quando a água residuária passou por um sistema de pré-tratamento.

KERN-JESPERSEN et al. (1993) dividem as bactérias que armazenam polifosfato em dois grupos: um grupo que é capaz de usar oxigênio ou nitrato como acceptor de elétrons e o outro apto apenas a utilizar oxigênio.

Entretanto, esses pesquisadores constataram que a remoção de fósforo em condições anóxicas cessou quando o nitrato ainda era disponível no meio, fato este que foi atribuído ao esvaziamento dos estoques de PHB das bactérias responsáveis pelo armazenamento de polifostato, uma vez que a taxa de remoção de fósforo é de primeira ordem em relação ao tamanho do estoque de PHB.

Com relação aos pontos levantados segundo os quais, sob condições anóxicas, a taxa de remoção de fósforo pelas bactérias (GERBER et al., 1987) e a produção de energia resultante do consumo de PHV/PHB (COMEAU et al., 1987; WENZEL et al., 1988) são menores que sob condições aeróbia KERN-JESPERSEN et al., (1993) explicam essa fenomenologia da seguinte maneira: as diferenças observadas nas taxas de remoção de fósforo, sob condições aeróbias e anóxicas, são devidas ao fato de que em condições aeróbias ambos os grupos de bactérias, isto é, das que podem utilizar oxigênio ou das que podem utilizar nitrato como aceptores de elétrons, são capazes de apanhar fósforo do meio; ao passo que, em condições anóxicas, apenas as bactérias que podem usar nitrato como acceptor de elétrons têm capacidade para estocar fósforo, o que explica porque a remoção de fósforo em condições aeróbias é maior que a remoção sob condições anóxicas.

Os resultados que evidenciam que mais fosfato foi removido por quantidade de PHV/PHB degradado sob condição aeróbia que sob anóxica são explicados pela teoria dos dois grupos, afirmando-se que a menor remoção de fósforo sob condições anóxicas pode originar-se de uma combinação do armazenamento de fósforo por um grupo e liberação secundária por outro.

Segundo PITMAN et al. (1988) a alimentação de nitrato para a zona anaeróbia, por meio da recirculação do efluente nitrificado, poderá inibir a liberação de fosfato e, conseqüentemente, a remoção na fase aeróbia. Para evitar esse problema na estação de tratamento de BUSHKOPPIE, em Johannesburg, um dos módulos foi modificado, convertendo-se o primeiro compartimento da zona

anaeróbia para uma zona anóxica na qual apenas o efluente recirculado passa e o afluente é alimentado na segunda metade da zona anaeróbia (Processo Johannesburg - JHB).

No processo MUCT (modified University of Cape Town Process), que é um refinamento do Bardenpho Modificado para remoção de fósforo, a zona anaeróbia é protegida do nitrato reciclado com o retorno de lodo ativado, mediante a colocação de uma zona anóxica primária (CHARLTON, 1994).

No caso de esgoto com baixa concentração de matéria orgânica, aumenta a importância de evitar a interferência do nitrato na zona anaeróbia, pois é importante que toda DQO/DBO solúvel do esgoto seja preservada para uso das bactérias que acumulam fosfato em excesso (FARRIMOND et al., 1993).

WITT et al. (1994), a partir dos resultados obtidos por ARVIN¹ et al. (1985) e MIYA² et al. (1987), os quais demonstraram que parte do fósforo encontrado no lodo de estações de remoção biológica não era ligado biologicamente mas sim quimicamente, desenvolveram trabalho com objetivo de responder questões como:

- a- Qual a importância relativa dos mecanismos biológicos e físico-químicos?
- b- Com relação às características orgânicas e inorgânicas do esgoto, quais são os aspectos significativos de ambos os mecanismos e em que caminho esses aspectos influenciam a capacidade de cada mecanismo?
- c- Há interações entre os mecanismos? São elas sinérgicas ou antagônicas?
- d- Quais cátions são envolvidos nos processos biológicos e físico-químicos?
- e- Há alguns parâmetros apropriados para caracterização da eliminação de fosfato biológico?

Entre as conclusões obtidas por WITT et al. (1994) podem-se citar:

- A característica orgânica do esgoto, especialmente a concentração de ácidos orgânicos de baixo peso molecular, foi confirmada como o mais importante aspecto na eficiência de remoção de fosfato em estações de tratamento

¹ ARVIN, E.; KRISTENSEN, G. Exchange of organics, phosphate and cations between sludge and water in biological phosphorus and nitrogen removal processes. *Wat. Sci. Tech.*, v.17, n.11/12, p.147-162, 1985.

² MIYA, A.; KITAGAWA, M.; TANAKA, T. The behaviour of magnesium in biological phosphate removal. In: R. RAMADORI (ed.) *Advances in Water Pollution Control: Biological Phosphate Removal from Wastewater*, p. 135-146, 1987.

biológico. Apesar de a fração de fósforo biologicamente ligada ser dominante, ela depende da concentração de matéria orgânica facilmente degradável;

- foi verificado que, quando as condições foram ideais para o processo biológico, as frações de fósforo ligadas físico-quimicamente decresceram, dando a entender que o mecanismo biológico tem acesso ao fósforo ligado físico-quimicamente. Isso indica que o processo biológico e físico-químico possivelmente competem pelo fósforo; sob esse ponto de vista ambos os mecanismos são antagonísticos;
- o decréscimo na concentração de cálcio, durante o período anaeróbio, foi atribuído à precipitação na forma de fosfato de cálcio (precipitação mediada biologicamente). Se a eficiência de eliminação de fosfato total aumentar, sob esse ponto de vista ambos os processos trabalham sinergicamente;
- a concentração de Mg move-se paralelamente à concentração de ortofosfato, isto é, ambas as concentrações – de Mg e de ortofosfato – apresentam elevado grau de correlação, fazendo supor que o Mg participa no mecanismo biológico, provavelmente na compensação das cargas de polifosfato;
- durante o período de aeração, não apenas a fração de fósforo reativo solúvel, mas também outras frações de fosfato reativo particulado ligado físico-quimicamente decrescem. Esse fato sugere que o aumento no estágio aeróbio de fósforo ligado biologicamente não provém apenas da fração solúvel (transição da fase solúvel em particulada) mas deve também provir do fósforo particulado ligado físico-quimicamente (transferência dentro da fase particulada);
- a redução da fração de fósforo ligado biologicamente no estágio anaeróbio não se deve apenas à liberação deste, mas deve-se também ao aumento da fração particulada ligada físico-quimicamente: portanto, este mecanismo deve ser hábil para captar uma parte do fósforo ligado biologicamente que foi decomposto, sugerindo que o mecanismo físico-químico tem como função manter a dinâmica do processo total: desse modo é possível supor que ele tem um efeito estabilizante na eliminação do fosfato biológico.

Com base nesses resultados, WITT et al. (1994) constataram que mecanismos físico-químicos tomam parte na remoção biológica de fósforo e, portanto, deverão ser incluídos no desenvolvimento de modelos determinísticos.

A estabilidade do processo biológico de eliminação de fósforo normalmente não é eficiente o bastante para assegurar concentrações de fósforo total no efluente da ordem de 1,0 mg/l sobre longos períodos. Por essa razão, a utilização de dosagem de produtos químicos adicionais pode fazer-se necessária. No processo de lodos ativados, não há uma fronteira bem definida entre processo químico e biológico de eliminação de fósforo. Cátions metálicos como Mg, K e Ca são necessários na síntese microbiológica de polifosfatos. Cálcio e ferro podem ser envolvidos na precipitação de fósforo mediada biologicamente (RÖSKE et al., 1994 a).

Ao contrário do que acontece com o nitrogênio, a remoção química do fósforo é bem estabelecida e amplamente usada. A precipitação do fosfato é atingida pela adição de um dos três sais metálicos que formam fosfatos escassamente solúveis. Esses são: o cálcio, o ferro e o alumínio. Os sais mais comumente empregados são: $\text{Ca}(\text{OH})_2$; $\text{Al}(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$; NaAlO_2 ; FeCl_3 ; $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$; FeSO_4 e FeCl_2 (HENZE et al., 1997).

O cal também já foi muito usada, mas nos últimos anos tem perdido espaço devido à produção de lodo e geração de efluente alcalino (BRATBY, 1996).

Os coagulantes químicos são, em geral, adicionados à montante dos decantadores primários (pré-precipitação), no reator biológico (precipitação simultânea), anterior aos clarificadores ou, em um estágio terciário de tratamento (pós-precipitação), à montante de filtros ou sistemas de flotação por ar dissolvido.

Como vantagens da dosagem do coagulante antes do decantador primário pode-se citar a considerável remoção de sólidos e colóides junto com algum material solúvel, reduzindo com isso gastos com a aeração.

A determinação das concentrações de fósforo no efluente, para predizer a remoção puramente biológica, é mais difícil, uma vez que algumas estações adicionam pequenas doses de sais metálicos para compensar a inadequabilidade ou variabilidade no processo biológico. A combinação de remoção biológica e química de fósforo parece ser muito confiável e econômica.

Em estudo com lodos ativados provenientes de duas estações de remoção biológica de fósforo, uma das quais combinada com precipitação química, RÖSKE et al. (1994 a) constataram que, se precipitantes são adicionados em estações projetadas para eliminação biológica de nutrientes, mesmo que operadas em seqüência de passos anaeróbio/aeróbio, a remoção de fósforo pelas bactérias é reduzida substancialmente, sendo o mesmo removido principalmente por processos químicos.

Em todos os experimentos com adição de Fe, a taxa de liberação de fosfato no meio anaeróbio caiu aproximadamente 50%, mas a taxa de remoção foi maior que a taxa de liberação, ao passo que, sem adição de ferro, a remoção de fosfato foi levemente menor que a liberação.

Os autores concluíram que a adição de ferro, na forma de cloreto férrico, na seção aeróbia de uma estação piloto com tanques em série, anaeróbio seguido do aeróbio, resultou em aumento da quantidade de fósforo ligado quimicamente e em decréscimo na liberação de fósforo no meio anaeróbio. No entanto, o mecanismo de remoção biológica continuou efetivo (RÖSKE et al., 1994.b).

Num sistema anaeróbio/aeróbio SINKJAER et al. (1994) sugerem a adição de sulfato férrico no reator anaeróbio de modo a obter-se o nível desejado de remoção de fósforo no reator aeróbio, mediante remoção química e biológica combinada.

A escolha do produto químico utilizado na precipitação do fósforo e o ponto de aplicação é específico de cada caso, dependendo muitas vezes das características do esgoto bruto e da infra-estrutura da estação e não menos do tratamento do lodo e da rota e tipo de disposição (FARRIMOND et al., 1993).

No caso de filtros biológicos, por exemplo, a adição de precipitantes é localizada após o filtro, quando grande parte dos complexos polifosfatos e fosfatos orgânicos já foi convertido para ortofosfatos facilmente precipitáveis (FARRIMOND et al., 1993).

FARRIMOND et al. (1993) sugerem, para melhor aproveitamento do produto químico adicionado, a previsão de boa mistura e floculação, pois asseveram os mesmos que pode ser obtida uma economia de 25% na adição do produto químico, quando uma zona de floculação discreta é instalada. Assim como é importante controlar a floculação, também, é importante os sólidos suspensos no efluente.

HARREMÕES & SINKJAER (1995), utilizando o sistema BIODENIPHO, em escala piloto, suplementaram a remoção de fósforo com dosagem de sulfato férrico no reator anaeróbio de modo que a simultânea remoção de fósforo fosse levada no reator aeróbio/anóxico, para que a concentração efluente desejada fosse alcançada.

6 MATERIAIS E MÉTODOS

6.1 Aspectos gerais

Este trabalho foi realizado em um sistema de bancada, utilizando dois reatores compartimentados com volume total de 10 litros, um operando de modo anaeróbio e o outro aeróbio. Em função das características gerais de operação do sistema, a pesquisa foi dividida em duas etapas, sendo que cada etapa foi subdividida em fases de acordo com os TDH adotados.

Na Etapa I, tanto o reator anaeróbio como o aeróbio foram alimentados com esgoto sanitário bruto, porém, na Etapa II, o reator aeróbio foi alimentado com efluente do reator compartimentado anaeróbio que recebia como afluente esgoto sanitário bruto.

Na primeira etapa da pesquisa os reatores foram operados separadamente, obtendo-se, assim, dados relativos à eficiência de remoção de matéria orgânica, sólidos em suspensão e nutrientes para cada um dos sistemas, bem como dados referentes ao desenvolvimento e características biológicas. Observa-se, que nesta etapa, os dois reatores foram alimentados com esgoto sanitário bruto, mas com TDH diferentes, respeitando-se as características de cada processo.

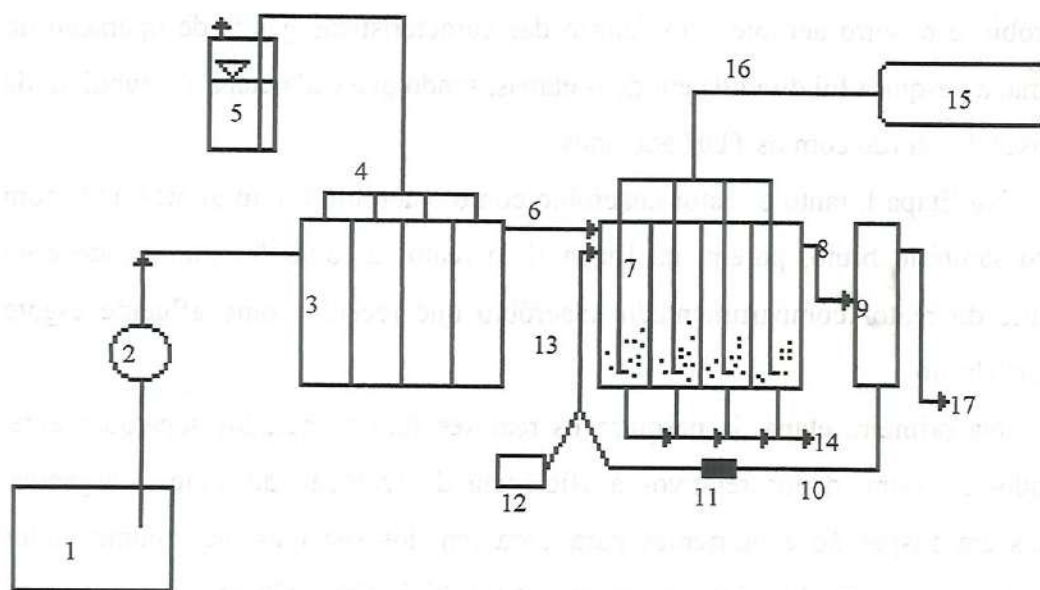
Posteriormente os reatores foram operados em série, o reator aeróbio recebia o efluente do reator anaeróbio. Nesta etapa foram obtidos resultados relacionados à eficiência global de remoção de matéria orgânica, sólidos em suspensão, nutrientes e características gerais referentes ao comportamento de um sistema aeróbio recebendo efluente de reator anaeróbio. Durante esta etapa deu-se prioridade ao reator aeróbio,

pois este estava recebendo afluente com característica distintas daquelas da primeira etapa.

Os reatores foram operados com temperatura controlada de $30 \pm 2^\circ\text{C}$.

6.2 Descrição do sistema

Na Figura 6.1 é apresentado um esquema geral do sistema composto pelos reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série, utilizado durante a pesquisa.



1-tanque de alimentação; 2-bomba; 3-reator compartimentado anaeróbio; 4-coletor de gás; 5-selo hidráulico; 6-saída do efluente do reator anaeróbio; 7-reator compartimentado aeróbio; 8-efluente do reator aeróbio; 9-decantador secundário; 10-retorno de lodo para o reator aeróbio; 11-controlador da vazão de retorno do lodo; 12-aerador de aquário; 13-mistura de ar + lodo de retorno; 14-lodo de excesso; 15-compressor; 16-sistema de distribuição de ar; 17-efluente final.

Figura 6.1 – Esquema geral do sistema composto pelos reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série

6.2.1 Reatores compartimentados

A instalação piloto foi composta por dois reatores compartimentados de mesmas dimensões e formas geométricas.

Os reatores, construídos em chapas de acrílico, têm 33,5 cm de comprimento por 10,0 cm de largura e 46,5 de altura, totalizando um volume útil de 10 litros, e são divididos em quatro câmaras.

A primeira câmara é quadrada, em planta, (10,0 cm X 10,0 cm) e as demais são retangulares (10,0 cm X 7,3 cm). Todas as câmaras possuem chicanas dispostas a 0,8 cm da parede que as divide. Após a última câmara os reatores são providos com decantadores circulares de 7,0 cm de diâmetro e altura igual à do reator.

O fundo de cada compartimento do reator e do decantador tem forma tronco piramidal invertido, cujas paredes formam um ângulo de 40° com a horizontal facilitando a sedimentação e descarte do lodo.

Cada câmara possui quatro registros, pontos de amostragem ou descarte de lodo, sendo três na parede vertical situados a 8,0; 20,0 e 38,0 cm da superfície do líquido e um junto ao fundo. O decantador também possui um registro junto ao fundo, o qual, no caso do sistema aeróbio, era usado como saída para recirculação do lodo para o reator.

O efluente da última das quatro câmaras, tanto o do sistema aeróbio como o do anaeróbio, é coletado em um vertedor retangular, disposto transversalmente nesta, e que descarrega em um canal conectado ao decantador por meio de uma mangueira. O ponto de entrada do efluente no decantador localiza-se na metade da altura deste. Foi necessário dotar a interligação entre o reator e o decantador com uma derivação vertical, utilizando um Tê com um segmento de mangueira, que funcionava como suspiro para evitar o acúmulo de bolhas de ar ou gás na interligação. Esse recurso foi usado tanto para o sistema anaeróbio como para o aeróbio, pois, sem a utilização desse mecanismo, o efluente acumulava nos reatores.

O efluente final coletado junto à superfície do decantador, através de uma saída lateral, era conduzido, utilizando-se uma mangueira, ao sistema de coleta de

6.2.3 Sistema de alimentação do substrato

O sistema foi alimentado com esgoto sanitário “in natura” proveniente da rede coletora pública de região residencial localizada próxima a EESC - USP.

O esgoto desses coletores é desviado para um reservatório, que serve de poço de sucção, junto ao Laboratório de Processos Biológicos do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC. Esse esgoto é recalcado para abastecer alguns reatores, em escala piloto, existentes no referido laboratório. A fração de esgoto excedente, não utilizada, é retornada ao poço.

A tubulação de sucção da bomba, dentro do poço, era envolvida com uma grade de aço inox, para evitar problemas de obstrução nas tubulações devido à presença de materiais flutuantes no esgoto.

Para alimentar os reatores desta pesquisa, o esgoto era coletado da tubulação de retorno por meio de manobra dos registros.

O esgoto era armazenado em uma caixa de cimento amianto e, então, elevado para os reatores, utilizando-se bombas peristálticas e/ou dosadoras de diafragma, conforme a sua disponibilidade.

A extremidade da mangueira de captação do esgoto do reservatório que abastecia os reatores era dotada de um crivo, que consistia de um frasco de plástico com furos de aproximadamente 2 mm. Esse crivo tinha por finalidade proteger as bombas utilizadas no recalque do esgoto para os reatores.

Para evitar que o esgoto sedimentasse no tanque de alimentação, foi colocado um misturador de hélice, acionado por “timer” programado para ligar/desligar cada 15 minutos.

Em geral a caixa era abastecida apenas pela manhã. Primeiramente era retirado todo o esgoto, em seguida era feita uma raspagem para remover a película formada junto às paredes e, posteriormente, lavava-se a caixa. Essa limpeza tinha por objetivo evitar, ao máximo, a degradação do substrato no sistema de armazenamento.

Com intuito de verificar a variação da DQO do esgoto no tanque de alimentação durante o período de armazenamento, que era de aproximadamente 24 horas, foram feitas algumas análises de DQO do mesmo ao longo do dia. Porém

concluiu-se que no caso de esgoto sanitário, ao contrário do que ocorre com esgoto sanitário sintético, a variação era insignificante.

As mangueiras que faziam a ligação com reservatório de alimentação – bomba – reator eram removidas e lavadas cada dois dias, para evitar a formação de biofilmes e degradação de substrato dentro da mangueira e, conseqüentemente, a formação de sulfetos, o qual, sabe-se, pode favorecer o aparecimento de organismos filamentosos em sistemas aeróbios.

O controle da vazão aos reatores era feito duas a três vezes ao dia. Para isso fechava-se a mangueira que alimentava o reator e abria-se uma derivação, conseguida através da colocação de um Y. Essas duas derivações, a que chegava até o reator e a utilizada para medir a vazão, tinham o mesmo comprimento para que as perdas de carga fossem aproximadamente iguais, de modo a reduzir erros no controle das vazões. A vazão era calibrada utilizando-se uma proveta e um cronômetro. A ponta da mangueira, utilizada para a calibração da vazão, durante a medida desta, era colocada à mesma altura da entrada de alimentação do reator, para que o desnível a ser vencido fosse o mesmo.

Eventualmente, e com mais freqüência durante o período em que foram utilizadas bombas de diafragma, a vazão era verificada por meio da medida do volume de efluente escoado dos reatores por unidade de tempo. Esse controle era feito devido às dificuldades de ajustar as vazões necessárias, que eram pequenas, com a capacidade de vazão das bombas as quais eram mais adequadas a vazões maiores. Além do mais, o fluxo fornecido pelas bombas de diafragma não é contínuo, isto é, o líquido sai em golfadas, o que se torna mais perceptível devido à reduzida vazão com que se trabalhava.

Durante o período de operação em série o reator aeróbio era alimentado diretamente com efluente do reator anaeróbio, por meio de mangueira que ligava o canal onde deságua o vertedor de coleta do efluente da última câmara com o ponto de alimentação do reator aeróbio. Nessa etapa optou-se por não utilizar o decantador do reator anaeróbio, pois o efluente deste era praticamente isento de sólidos sedimentáveis.

6.3 Reator compartimentado aeróbio

6.3.1 Sistema de aeração

O abastecimento de ar no sistema aeróbio era garantido, utilizando-se um compressor. Da mangueira de alta pressão que fazia a ligação entre o compressor e o sistema saíam as quatro derivações para as câmaras do reator. Cada derivação possuía um registro de agulha através do qual a vazão de ar à câmara era controlada. Para conduzir o ar até os difusores, no fundo do reator, foram utilizados tubos de aço inox, uma vez que as mangueiras tenderiam a flutuar na suspensão.

Como difusores, no começo do trabalho, eram utilizadas pedras porosas de aquário, mas foi observado que estas, além de liberarem bolhas um pouco grandes, tornando a aeração do sistema inadequada para nitrificação, por seu tamanho inadequado ao fundo cônico das câmaras do reator, facilitavam a sedimentação do lodo. Em vista disso optou-se por utilizar, como difusores, segmentos de mangueira de látex, de aproximadamente 6 cm, perfuradas com agulha fina (agulha para injeção), conectadas à extremidade do tubo de aço inox; a extremidade livre da mangueira era vedada com silicone. Para melhorar a distribuição do ar eram introduzidos nas mangueiras cubos de esponja bem socados.

6.3.2 Recirculação do lodo no reator aeróbio

A recirculação do lodo no reator aeróbio era feita utilizando-se sistema do tipo "air lift", construído mediante o uso de um instrumento de aplicação de soro para controlar a vazão de lodo a ser recirculada, de um Y invertido, de mangueiras e de aerador de aquário. Uma mangueira, saindo do ponto de amostragem localizado junto ao fundo do decantador, era ligada a uma das pontas do Y invertido, na outra era ligada a mangueira que vinha do aerador. O ar empurrava o lodo fazendo-o vencer a altura devido ao desnível entre o decantador e a superfície da primeira câmara.

A vazão de lodo era controlada com o instrumento de aplicação de soro, a qual foi mantida próximo a 25 % da vazão do afluente ao reator.

Observa-se que esse sistema não permitia um controle adequado da vazão de lodo recirculado. Por esse motivo o controle dessa vazão era feito várias vezes ao dia.

6.3.3 Sistema de descarte de lodo

O volume de lodo descartado diariamente foi determinado de acordo com a idade de lodo estipulada. Assim era retirado um volume de líquido correspondente à razão entre o volume total dos reatores e a idade do lodo desejada. Devido ao pequeno volume do reator, a parcela referente ao conteúdo a ser descartado era deixada sedimentar por algum tempo e então o sobrenadante era retornado ao reator sendo apenas o lodo sedimentado descartado.

O descarte era feito separadamente para cada câmara do reator.

O volume de lodo descartado por câmara do dia de operação 145 ao 299 foi de 125 ml.dia^{-1} e do dia 300 ao 545 foi de 150 ml.dia^{-1} . Esses volumes de descarte de lodo foram estipulados tendo como estimativas de tempo de retenção celular 20 e 16,7 dias respectivamente, porém, devido às condições do sistema, em que a produção de lodo foi menor que a perda, o tempo de retenção celular ficou muito aquém do previstos como é mostrado nos gráficos apresentados no capítulo 8.

Na verdade os volumes de descarte de lodo de excesso deveriam ter sido reavaliados durante o período experimental e adaptados às condições reais do sistema.

6.3.4 Adição de produtos químicos

6.3.4.1 Adição de fonte de alcalinidade

Quando a nitrificação começou a ocorrer houve necessidade de adicionar alcalinidade ao reator aeróbio, pois essa era totalmente consumida e o pH decrescia a valores tão baixos quanto 4,5. Foi adicionado como fonte de alcalinidade bicarbonato de sódio, que era aplicado à primeira câmara utilizando-se um instrumento de aplicação de soro ligado a um frasco contendo a solução.

Não foi possível manter a vazão da solução de bicarbonato constante uma vez que variava conforme o volume de solução, carga líquida, no frasco e devido às incrustações no sistema de distribuição.

6.3.4.2 Adição de cloreto férrico para remoção de fósforo

Com o objetivo de remover fósforo nas últimas semanas de operação do sistema, foi adicionado cloreto férrico à terceira câmara do reator aeróbio. Para isso, foi utilizada uma bomba peristáltica que distribuía a solução sobre uma canaleta perfurada colocada transversalmente à câmara.

Anteriormente à adição de cloreto férrico ao reator, foram feitos alguns testes, em bequeres, utilizando-se o próprio conteúdo do reator aeróbio. Para a mistura da amostra (suspensão e produto químico em solução) foi utilizado ar, uma vez que no reator contínuo a mistura seria feita assim.

Nestes testes foi utilizada uma solução de cloreto férrico com concentração de 0,5% ou seja 5,0 g FeCl_3/l . Os ensaios foram feitos usando-se dosagens de cloreto férrico na proporção de 3,0 a 0,8 (3,0; 2,5; 2,0; 1,8; 1,5; 1,2; 1,0; 0,8) moles de ferro por mol de fósforo. Após a adição da solução e agitação por 5 minutos desligavam-se os aeradores, deixava-se o conteúdo sedimentar por 10 minutos e, então, coletava-se o sobrenadante para analisar o conteúdo de fósforo residual.

A partir desses testes verificou-se a proporção (moles Fe/mol P) que resultou em menores concentrações de fósforo residual. Com base nesses resultados optou-se por utilizar em torno de 2 moles de ferro por mol de fósforo: entretanto, essa relação não era fixa, uma vez que o conteúdo de fósforo no esgoto sofre variação ao longo dos dias. A concentração da solução de cloreto férrico aplicada no reator foi de 0,25%.

6.4 Inóculo usado na partida dos reatores

6.4.1 Reator compartimentado anaeróbio

O reator anaeróbio foi inoculado com lodo proveniente de um reator UASB em escala piloto, que tratava esgoto sanitário e estava em operação há aproximadamente, um ano. O lodo de inóculo possuía em torno de 27186 mg/l de SST, sendo que destes cerca de 64% eram voláteis.

A primeira câmara recebeu em torno de 40% de inóculo, correspondente ao seu volume, enquanto as demais receberam 30 %. Em volume isso foi equivalente a 1300 ml para a primeira câmara e aproximadamente 650 ml para as demais.

6.4.2 Reator compartimentado aeróbio

O reator aeróbio já vinha sendo utilizado na pesquisa realizada por MAEDA (1999), quando este trabalho foi iniciado. Entretanto observou-se que, nesse período, o reator apresentava elevada concentração de bactérias filamentosas do ciclo do enxôfre, as quais utilizam sulfeto e o transformam em enxôfre elementar, formando grânulos intracelulares visíveis em microscópio ótico.

6.5 Operação do sistema

A operação do sistema foi dividida em duas etapas. A primeira que consistiu na operação de cada um dos reatores separadamente e a segunda na qual os reatores foram operados em série, isto é, anaeróbio seguido de aeróbio.

Nas Tabelas 6.1 e 6.2 é apresentado, respectivamente para os reatores anaeróbio e aeróbio, um resumo de cada etapa de operação e suas respectivas fases. Os valores de COV, A/M e DQO/NTK são valores médios obtidos em função da concentração média do esgoto em cada período.

Tabela 6.1 - Resumo das condições de operação do reator compartimentado anaeróbio durante a Etapa I e II de operação

Etapa	Fase	Período	Vazão (l/dia)	TDH (h)	COV (kg DQO/m ³ .d)
I	1	02.08.96-10.12.96	20	12	0,90
	2	10.12.96-20.02.97	30	8	1,17
		20.02.97-21.04.97*			
		21.04.97-22.07.97			
3	22.07.97-19.08.97	40	6	1,73	
II	1	19.08.97-18.11.98	30	8	1,08
	2	18.11.97-25.03.98	40	6	1,60

* a operação do reator foi interrompida devido à paralisação do abastecimento de esgoto, uma vez que o poço de bombas encontrava-se em manutenção.

***Para o cálculo dos parâmetros de operação foram usados os resultados das determinações analíticas do afluente feitas simultaneamente às do efluente.

Tabela 6.2 - Resumo das condições de operação do reator compartimentado aeróbio para a Etapa I, alimentado com esgoto sanitário bruto, e Etapa II, recebendo efluente do reator compartimentado anaeróbio que tratava esgoto sanitário

Etapa	Fase	Período	Vazão (l/dia)	TDH (h)	A/M (kgDQO/kgSSV.d)	DQO/NTK
I	1	23.12.96-20.02.97	60	4	1,55	10,95
	2	20.02.97-19.08.97	30	8	1,41	8,78
II	1	19.08.97-18.11.97	30	8	0,63	3,04
	2	18.11.97-25.03.98	40	6	1,45	5,05

*Para o cálculo dos parâmetros de operação foram usados os resultados das determinações analíticas do afluente feitas simultaneamente às do efluente.

** Os tempos de retenção celular estimados durante a operação serão apresentados no capítulo de apresentação dos resultados.

6.6 Amostragem e determinações analíticas

6.6.1 Características do substrato

O substrato utilizado, como já referido no item 6.2.3, foi esgoto sanitário proveniente da rede coletora pública de região residencial próxima à EESC – USP.

O esgoto foi inicialmente submetido a um tratamento preliminar, ainda que grosseiro, devido à colocação da grade envolvendo a tubulação de sucção da bomba de recalque de esgoto do poço. Além disso, também, havia o crivo colocado na extremidade da mangueira de sucção da(s) bomba(s) que recalcava(m) o esgoto do reservatório para os reatores.

Inicialmente, não foi feito nenhum tipo de caracterização do afluente, uma vez que este já vinha sendo usado, durante os dois últimos anos, para a alimentação de reatores utilizados em outros trabalhos, mais especificamente na pesquisa realizada por NOUR (1996).

Um resumo das principais características do esgoto sanitário, a partir dos resultados obtidos por NOUR (1996), são apresentadas na Tabela 6.3.

Por outro lado, o esgoto utilizado, para alimentação dos reatores, era coletado sempre pela manhã, apresentando por isso peculiaridades em relação aos valores das concentrações médias obtidas para o esgoto ao longo do dia.

6.6.1 Parâmetros físico-químicos

Com o objetivo de avaliar o desempenho do sistema e controlar o processo, durante todo o período experimental, foram realizadas análises e exames do afluente, efluente e conteúdo dos reatores.

As amostras do afluente eram coletadas do reservatório de alimentação no início do dia, antes de ser trocado o substrato, de modo que a amostra afluente coletada fosse parte da que produziu o efluente tratado, que também estava sendo amostrado para análises.

Tabela 6.3 – Valores médios (M), desvio padrões (DP), coeficientes de variação (CV) e número de amostras (N) dos resultados de alguns parâmetros determinados, anteriormente a esta pesquisa, para o esgoto sanitário utilizado como substrato

Parâmetro	M	DP	CV	N
pH	6,7	0,2	3,0	88
Alcalinidade total (mgCaCO ₃ /l)	109	18	16,5	88
Alcalinidade parcial (mgCaCO ₃ /l)	62	12	19,4	62
Ácidos orgânicos totais (mg HAc/l)	32,5	12,6	38,8	84
DQO total (mg O ₂ /l)	433	112	25,9	88
DQO solúvel(mg O ₂ /l)	169	39	23,1	71
DBO(mg O ₂ /l)	224	62	27,7	72
Sólidos sedimentáveis (ml/l)	2,0	1,6	80,0	87
Sólidos totais (mg/l)	530,5	175,4	33,1	83
Sólidos totais voláteis (mg/l)	354,2	141,4	39,8	80
Sólidos suspensos totais (mg/l)	193,6	4,6	33,4	86
Sólidos suspensos voláteis (mg/l)	166,9	55,5	33,3	86
Fósforo total (mg P-PO ₄ ³⁻ /l)	20,4	4,3	21,1	33
NTK (mg NH ₄ ⁺ /l)	36,1	12,1	33,5	36
N-amoniaco (mg NH ₄ ⁺ /l)	18,6	4,1	22,0	35

Fonte: NOUR (1996)

As análises eram feitas logo após a coleta das amostras, exceto as da série nitrogênio e fósforo, cujas análises eram realizadas apenas uma vez por semana, sendo necessário armazenar uma batelada de amostras pelo período de 2 a 3 dias.

Para facilitar a comparação entre os diferentes parâmetros procurou-se agrupar as análises nos mesmos dias, sempre que possível.

Os parâmetros analisados, os métodos de análise e a frequência, para o afluente, conteúdo dos reatores e efluente estão indicados na Tabela.6.4.

As determinações de DQO, DBO, sólidos em geral - à exceção dos sólidos suspensos do lodo do reator anaeróbio, fosfato, NTK e N-amoniaco foram realizadas de acordo com a metodologia descrita no "STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER"(1987).

Os sólidos suspensos do lodo do reator anaeróbio foram determinados utilizando-se a metodologia desenvolvida por PEREIRA¹ et al. apud PENNA (1990).

Para as determinações de alcalinidade foi utilizado o método descrito por RIPLEY et al. (1986), e para as de ácidos voláteis foi adotada a metodologia desenvolvida por DILLALO & ALBERTSON² (1961) citados por NOUR (1996).

No caso das determinações de nitrato foi usado o método adaptado por ZAGATTO et al. (1981), com base no método automatizado de redução por cádmio apresentado pelo “STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER”, para sistema de injeção em fluxo, utilizando-se injetor proporcional.

Para as determinações de nitrito foi utilizado o método colorimétrico apresentado pelo “STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER”, e também adaptado por ZAGATTO et al. (1981) para sistema de injeção em fluxo, utilizando-se injetor proporcional.

6.6.2 Outros exames e análises

Além das análises físico-químicas relacionadas na Tabela 6.4, foram realizadas, para diferentes etapas, análises microscópicas do lodo - microscopia eletrônica de varredura e microscopia óptica

Ao final do período de operação dos reatores foram feitas análises de difração de Raio X do lodo dos dois reatores.

6.6.2.1 Microscopia eletrônica de varredura

Para as análises de microscopia eletrônico de varredura as amostras foram preparadas pelo Método do hexametildisilazane (HMDS) e modificada por ARAÚJO et al. (1994).

¹ PEREIRA, S.D. et al. Determinação da atividade de bactérias metanogênicas. **In: Simpósio Nacional de Fermentação – SINAFERM**, 7. Sociedade Brasileira de Microbiologia, 1986.

² DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct titration, **Journal Water Pollution Control Federation**, v.33, n.4, p.356-365, 1961.

As amostras foram analisadas utilizando um microscópio eletrônico de varredura ZEISS modelo DSM 960 e um microanalisador de energia dispersiva de raios X (EDS) modelo QX2000.

6.6.2.2. Análises de difração de raio X

Foram realizadas análises de difração de raio X para amostras do lodos ativados e do lodo do reator anaeróbio. A preparação das amostras consistia basicamente em secá-las, sobre lâminas de vidro, à temperatura ambiente.

As análises de difração de raio X foram realizadas utilizando-se um equipamento modelo Rigaku Grigerflex com tubo de cobre e filtro de níquel.

6.6.3 Taxa de consumo de oxigênio.

Este teste é usado para determinar a taxa de consumo de oxigênio de amostras de uma suspensão, neste caso, amostras do conteúdo em suspensão do reator aeróbio.

Para estes ensaios não foi seguido exatamente o método descrito no Standart Methods, que recomenda fazer o teste utilizando apenas a amostra sem adição de substrato. Optou-se por adaptar a metodologia conforme descrita em METCALF & EDY (1993), que utiliza um volume conhecido da suspensão e adiciona uma quantidade também conhecida de substrato aerado até a saturação.

Foram determinadas tanto a concentração de SSV da amostra como a do substrato para a realização dos testes. Como o reator aeróbio era composto de quatro câmaras, os testes eram realizados para o conteúdo de cada câmara, bem como a determinação de SSV, uma vez que não era possível manter a mesma concentração de sólidos em todas as câmara do reator.

Tendo em vista que, na segunda etapa, o substrato do reator aeróbio era o efluente do reator anaeróbio, cujo conteúdo de matéria orgânica era baixo, 80 a 100 mg/l em termos de DQO, eram feitos ensaios utilizando-se como substrato tanto o

efluente do reator anaeróbio como o esgoto bruto, para melhor caracterização da atividade biológica. Evidentemente que, quando o substrato utilizado era o efluente do reator anaeróbio, o consumo de oxigênio ocorria em grande parte devido à oxidação do nitrogênio.

Passos para realização do ensaio:

- determinava-se o SSV da suspensão e do substrato;
- misturavam-se 100 ml da suspensão com 200 ml do substrato aerado, após colocava-se em um frasco de Winkler, enchendo-o bem, até derramar;
- Inseria-se a sonda de medir OD no frasco isolando o conteúdo deste da atmosfera. Para a adequada mistura durante o teste é essencial utilizar um agitador magnético;
- esperava-se a leitura do medidor de OD estabilizar e registrava-se o valor inicial; a partir daí os valores de OD são registrados em intervalos de 1 (um) minuto, dependendo da taxa de consumo, até que a concentração de OD se torne limitante.

Tabela 6.4 - Parâmetros a serem analisados, os métodos de análises e sua frequência para o afluente, efluente e lodo.

Parâmetro	R. C. anaeróbio	Conteúdo do r. anaeróbio	R.C. aeróbio	Conteúdo do r. aeróbio	Método
pH	3 vezes/semana	eventual	Diário	diário	potenciométrico
Alcalinidade	2 vezes/semana	eventual	3 vezes/semana	quinzenal	titulométrico
Ácidos voláteis	1 vez/semana	eventual	1 vez/semana	quinzenal	titulométrico
DQO	2 vezes/semana	eventual	2 vezes/semana	eventual	permanganato de potássio-refluxo fechado
DBO	quinzenal	-	Quinzenal	eventual	titulométrico
OD	-	-	Diário	diário	potenciométrico
NTK	semanal	-	2 vezes/semana	-	Kjedalh
N-amoniaco	semanal	-	2 vezes/semana	-	titulométrico
Nitrito	semanal	-	2 vezes/semana	2 vezes/semana	colorimétrico
Nitrato	semanal	-	2 vezes/semana	2 vezes/semana	redução por cádmio - colorimétrico
Fósforo	semanal	-	2 vezes/semana	-	
Sólidos totais	semanal	-	semanal	semanal	gravimétrico
Sólidos suspensos	semanal	-	semanal	semanal	gravimétrico
Sólidos sedimentáveis	semanal	-	semanal	semanal	gravimétrico
IVL	-	-	semanal	semanal	gravimétrico

7 APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos na Fase experimental da pesquisa, acompanhados de uma análise preliminar visando facilitar e direcionar a discussão, que é apresentada no Capítulo 8, para o objetivo principal a que se propõe o presente estudo, ou seja, avaliar o comportamento global do sistema de reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série, tratando esgoto sanitário.

A apresentação dos resultados está dividida em quatro itens, que são:

- ◆ 7.1 Reator compartimentado anaeróbio;
- ◆ 7.2 Reator compartimentado aeróbio tratando esgoto sanitário bruto;
- ◆ 7.3 Reator compartimentado aeróbio tratando efluente de reator anaeróbio;
- ◆ 7.4 Análises específicas do lodo dos reatores compartimentados anaeróbio e aeróbio.

Os resultados das análises e exames de rotina, efetuados durante o período experimental, são apresentados na forma de tabelas nos anexos. No Anexo A estão inseridos os resultados referentes à operação do reator compartimentado anaeróbio e no Anexo B, os da operação do reator aeróbio.

No Anexo C são apresentados os resultados referentes aos testes de consumo de oxigênio.

Para melhor visualização e análise dos resultados dos parâmetros analisados ou calculados os mesmos são apresentados, neste capítulo, na forma de gráficos, bem como de tabelas, nas quais estão inseridos os valores médios, desvios padrões, coeficientes de variação e número de dados analisados estatisticamente referentes a cada uma das Fases de operação dos reatores.

7.1 Reator compartimentado anaeróbio

A operação do reator compartimentado anaeróbio foi dividida em duas etapas, que foram subdivididas em fases de acordo com o TDH de operação.

A operação na Etapa I objetivou a partida do reator e a atingir a estabilidade aparente do processo, bem como obter informações a respeito do tratamento de esgoto sanitário no reator compartimentado anaeróbio.

A operação do reator compartimentado anaeróbio, na Etapa II, tinha como principal objetivo fornecer efluente tratado anaerobicamente para o pós-tratamento no reator compartimentado aeróbio, propiciando, assim, a avaliação do desempenho global do sistema.

Os resultados dos exames e análises do afluente e do efluente, em relação ao tempo de operação, estão inseridos nas Tabelas A.1 a A.9, para a Etapa I, e A.10 a A.17, para a Etapa II. Nessas Tabelas constam resultados referentes aos seguintes parâmetros: pH; alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AP), alcalinidade a ácidos voláteis (AI), ácidos voláteis totais (AVT), demanda bioquímica de oxigênio (DBO_5), demanda química de oxigênio total (DQO_T), DQO filtrável (DQO_F), DQO do material suspenso (DQO_{MS}), sólidos totais (ST) e totais voláteis (STV), sólidos em suspensão totais (SST) e voláteis (SSV), sólidos filtráveis totais (SFT) e voláteis (SFV), nitrogênio kjeldahl total (NTK), N-amoniacal e N-orgânico, bem como o resultado das relações: AI/AP; AVT/AT; DBO_5/DQO , (carga orgânica volumétrica) COV e eficiência de remoção.

7.1.1 Etapa I

Na Etapa I o reator anaeróbio foi operado com TDH de 12; 8 e 6 horas, os períodos correspondentes a esses TDH são referidos no texto como Fases 1, 2 e 3, respectivamente. A Fase 1, TDH=12 h, teve duração de 132 dias, a Fase 2, TDH=8 h, de 166 dias e a Fase 3, TDH=6 h, de 27 dias.

Durante a Fase 2 o reator permaneceu fora de operação por 60 dias, devido a obras de reforma no poço de sucção, de onde o esgoto era elevado para o ponto de coleta, e devido à substituição das bombas utilizadas no recalque, como já referido

Na Figura 7.3 constata-se que a relação AI/AP que desde a partida do reator manteve-se abaixo de 0,40, a partir do dia 84 de operação começou a aumentar, indicando certa instabilidade do processo

O aumento da relação AI/AP, neste período, não está diretamente relacionada a distúrbios no processo, mas, sim, a problemas com o afluente, como será visto nos dados relativos à concentração de matéria orgânica e sólidos em suspensão.

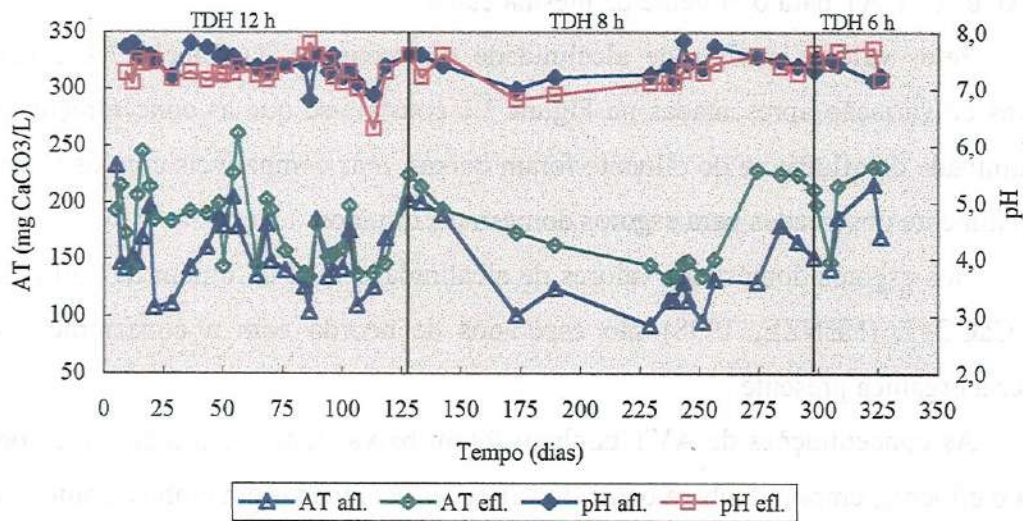


Figura 7.1 – Curvas de variação dos resultados de pH e AT (alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio, para as Fases 1, 2 e 3 da Etapa I.

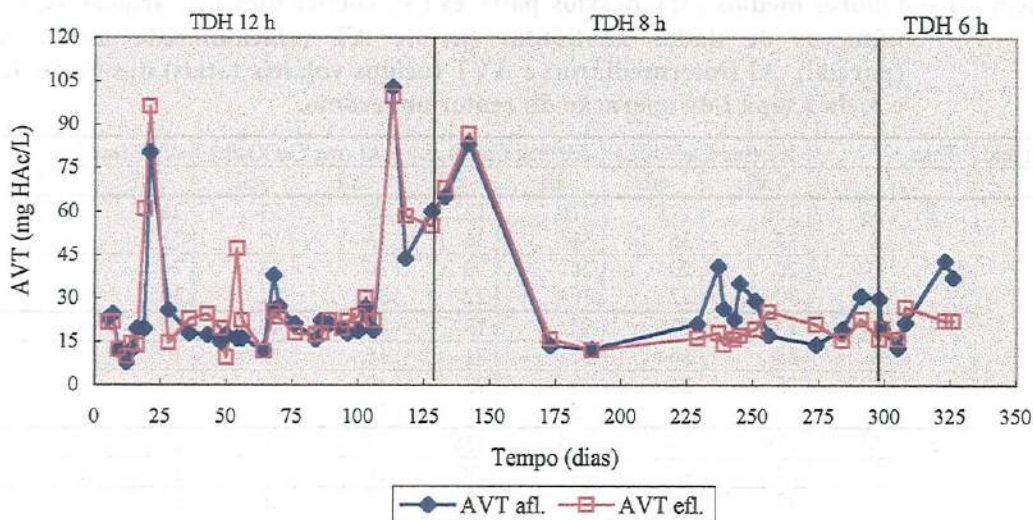


Figura 7.2 – Curvas de variação dos resultados de AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio, para as Fases 1, 2 e 3 da Etapa I.

Durante este período uma das derivações da rede pública de coleta de esgoto que abastecia o poço de sucção, de onde o afluente era coletado, esteve obstruída. Com isso houve redução na concentração de material orgânico particulado afluente, mas, por outro lado, aumentou a fração solúvel em consequência do início do processo de biodegradação na própria rede, proporcionando, assim, devido à acidificação, o aumento dos AVT no afluente, que tiveram suas concentrações elevadas acima dos níveis habituais.

A elevada concentração de AVT no efluente do dia 113 está relacionada à sobrecarga do afluente, que resultou, no dia em que a rede foi desobstruída, da descarga de um volume relativamente grande de esgoto séptico no poço de sucção. Nesse dia as concentrações de AVT foram de 103 e 100 mg HAc/L, respectivamente, no afluente e no efluente. O pH, conseqüentemente decresceu para valores de 6,9, no afluente e 6,3, no efluente, enquanto a relação AI/AP atingiu o valor de 1,18; contudo, em poucos dias, voltou a decrescer para valores da ordem de 0,40.

Então, o TDH do reator foi mudado de 12 para 8 horas, ocorrendo novamente pequeno aumento da relação AI/AP. Observa-se que, nesse período, as concentrações de AVT no afluente ainda se apresentavam acima dos valores habituais e a própria relação AI/AP também não tinha decrescido para os valores anteriores ao distúrbio. Quando a operação do reator foi interrompida, no dia 204, a relação AI/AP era de aproximadamente 0,50.

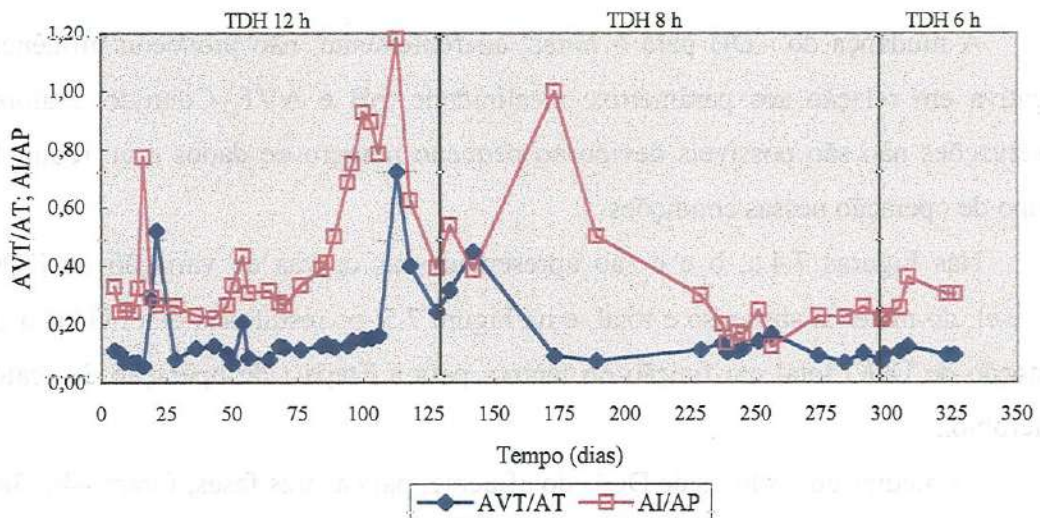


Figura 7.3—Curvas de variação das relações AI/AP (alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial) e AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio das Fases 1, 2 e 3 da Etapa I.

Destaca-se que, entre os dias computados como 204 e 205, a operação do reator esteve suspensa por período correspondente a 60 dias. Portanto, o dia de operação registrado, neste trabalho, como 205 na realidade corresponde ao reinício da operação do reator anaeróbio.

Contudo, observa-se pelas Figuras 7.1, 7.2 e 7.3 que o fato de o reator anaeróbio ter permanecido sem alimentação durante 60 dias não exerceu influência negativa aparente sobre o processo, pois tão logo reiniciada a operação, após 3 dias, os resultados dos parâmetros analisados apresentavam comportamento semelhante ao constatado na Fase 1, anterior ao distúrbio verificado a partir do dia 84.

Diz-se influência aparente porque não são conhecidos os efeitos mais específicos nos microrganismos e a nível de estrutura do lodo, seja ele floculento ou granuloso.

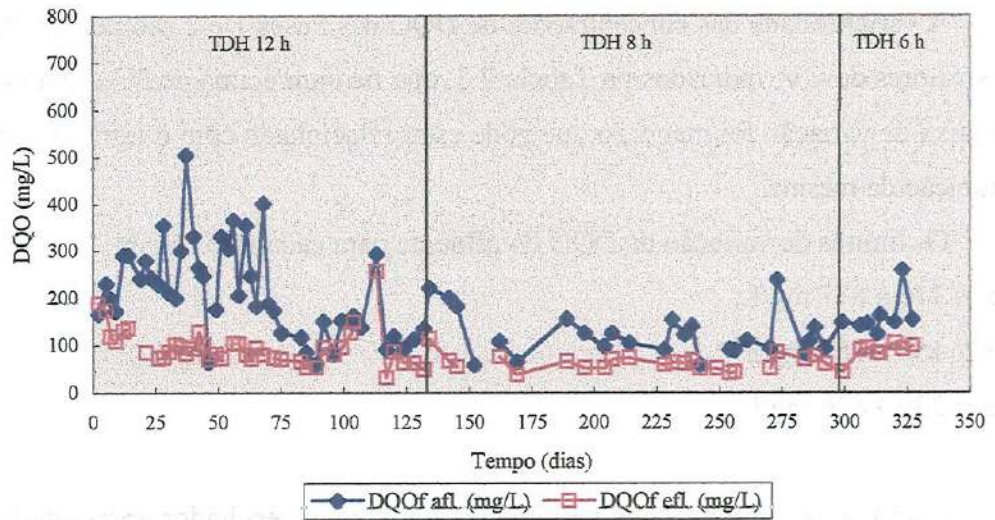
A relação AI/AP, durante a Fase 2, voltou aos níveis usuais. Observa-se que o início desta fase coincidiu com a recuperação do reator, que havia sofrido um distúrbio devido à sobrecarga de AVT, para a qual não estava adaptado.

Na Figura 7.3, também é apresentada a relação AVT/AT, entretanto esse parâmetro indica a instabilidade do processo quando o problema já ocorreu, pois a AT inclui a AP mais AI, sendo que apenas a primeira é disponível para neutralizar excesso de AVT; além disso, uma fração significativa desta é utilizada para neutralizar $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{CO}_3$, ficando apenas o residual disponível para neutralização dos AVT.

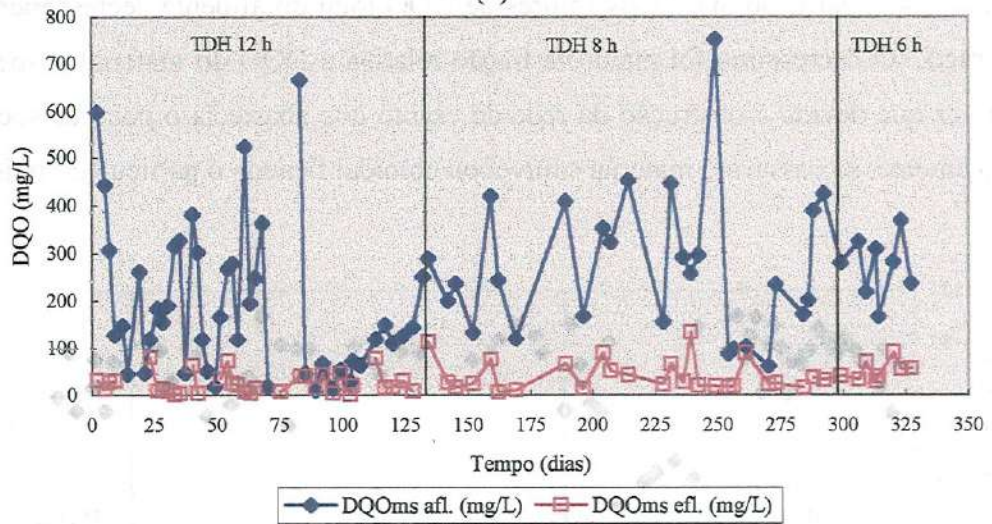
A mudança do TDH para 6 horas, aparentemente, não provocou influência negativa em relação aos parâmetros: alcalinidade, pH e AVT. Contudo, maiores observações não são possíveis devido ao pequeno número de dados e ao reduzido tempo de operação nessas condições.

Nas Figuras 7.4.a, b e c são apresentadas as curvas de variação de DQO filtrável, do material suspenso e total, e na Figura 7.5, os resultados de eficiência de remoção de DQO total em função do tempo, para a Etapa I de operação do reator anaeróbio.

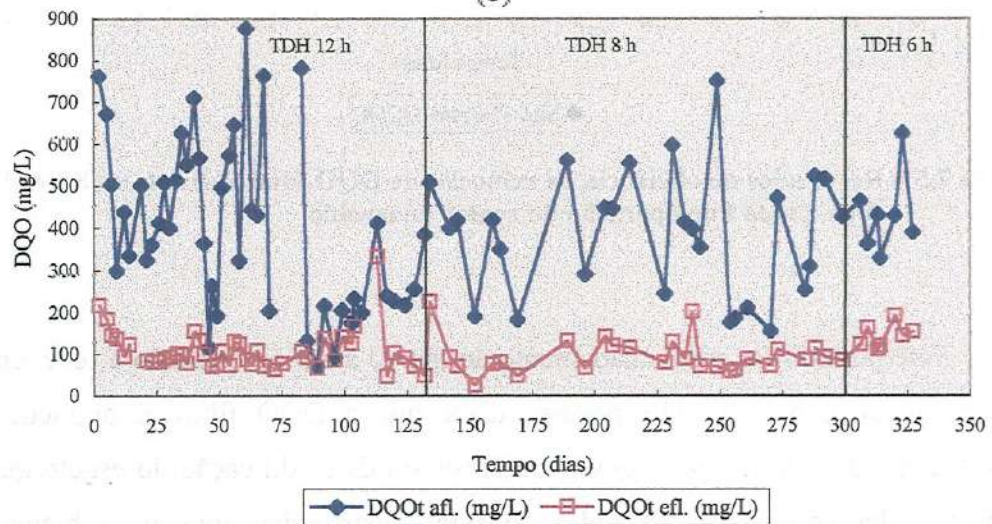
As médias dos valores de DQO do afluente, para as três fases, foram 448; 385 e 434 mg/L. O esgoto, com base nesses valores, pode ser considerado médio em relação à concentração de substrato. Porém houve períodos em que essas concentrações foram muito baixas.



(a)



(b)



(c)

Figura 7.4 – Curvas de variação de DQO filtrável (a), do material suspenso (b), e total (c) do afluente e efluente das Fases 1, 2 e 3 da Etapa I do reator anaeróbio

A variabilidade das concentrações de DQO nas Fases 1 e 2 são demonstradas pelos valores de CV, indicados na Tabela 7.2, que ficaram acima de 30%. Na Fase 3 essa faixa de variação foi menor, o que pode estar relacionado com o estreito período de duração da mesma.

Os limites de variação da DQO do afluente para cada fase foram:

Fase 1: 116 a 877 mg/L;

Fase 2: 156 a 752 mg/L;

Fase 3: 330 a 626 mg/L.

Como pode ser constatado na Figura 7.4.a, e pelos resultados apresentados na Tabela A.4, a partir do dia 70, os valores de DQO total do afluente decresceram até 200 mg/L. O decréscimo foi maior na fração relativa à DQO do material suspenso, uma vez que devido à obstrução da rede de esgoto que abastecia o poço de sucção, praticamente, só passava o material solúvel ou coloidal ficando o particulado retido.

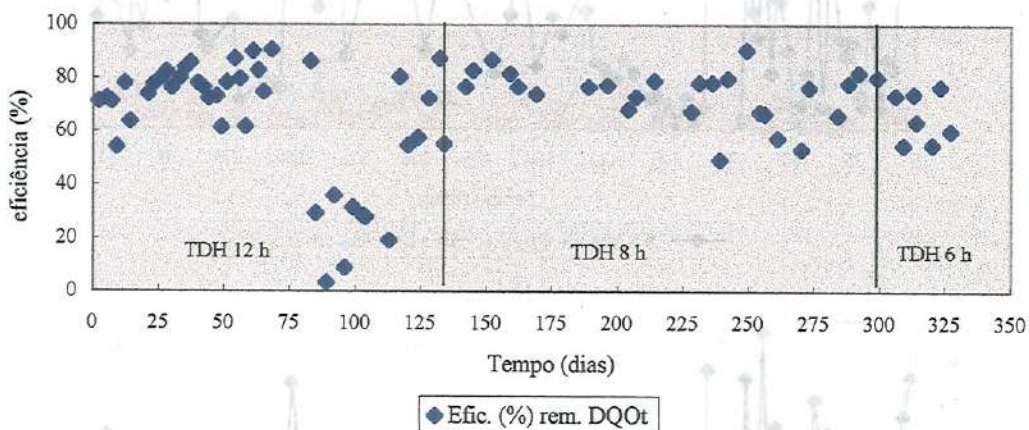


Figura 7.5 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total, durante as Fases 1, 2 e 3 da Etapa I de operação do reator anaeróbio.

Esse período foi aproximadamente do dia 70 até o 113 quando a rede, então, foi desobstruída. No dia 113 pode-se dizer que a DQO filtrável duplicou em consequência da sobrecarga de AVT, que resultou da acidificação do esgoto que se encontrava há vários dias na rede. Todavia, quatro dias após o problema, as concentrações de DQO já haviam voltado aos níveis habituais.

Tabela 7.2 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) para DQO total, filtrável e do material suspenso do afluente e do efluente, COV e eficiências de remoção de DQO, para a Etapa I de operação do reator anaeróbio

Etapa	Fase		DQO _T (mg/L)		COV Kg DQO/m ³ .dia	efic. (%)	DQO _F (mg/L)		COV Kg DQO/m ³ .dia	efic. (%)	DQO _{MS} (mg/L)		COV Kg DQO/m ³ .dia	efic. (%)
			afl.	efl.			afl.	efl.			afl.	efl.		
I	1	M	448	91	0,90	77	229	80	0,44	60	220	20	0,44	90
		S	202	26	0,40	10	110	19	0,23	15	152	20	0,30	8
		CV	45	28	45	13	48	24	52	26	69	96	69	9
		n	27	27	27	25	28	27	29	25	26	20	26	18
	2	M	385	97	1,17	73	122	62	0,37	47	271	42	0,82	82
		S	150	43	0,45	10	47	17	0,14	15	150	33	0,45	18
		CV	39	45	39	14	38	27	38	33	55	80	55	22
		n	28	27	28	27	26	24	26	23	28	27	28	27
	3	M	434	144	1,73	66	161	91	0,64	41	273	53	1,09	79
		S	96	29	0,38	9	44	8	0,18	12	69	22	0,28	10
		CV	22	20	22	14	28	9	28	31	25	41	25	12
		n	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7

As médias de DQO total do efluente foram de 91; 97 e 144 mg/L para as Fases 1, 2 e 3, respectivamente. Os valores de DQO do efluente da Fase 2 apresentaram maiores oscilações que as das Fases 1 e 3, como demonstrado pelos valores de CV que constam da Tabela 7.2.

As parcelas de DQO filtrável e do material suspenso do afluente foram praticamente iguais na Fase 1; porém, nas Fases 2 e 3 a parcela devido à DQO do material suspenso foi maior que a do filtrável. A fração de DQO devido ao material suspenso no efluente, nas Fases 2 e 3, também aumentou em relação à filtrável. É possível que esse fato esteja relacionado ao aumento da velocidade ascensional, que ocorreu devido à redução do TDH de 12 para 8 horas e posteriormente para 6 horas.

É importante salientar que a avaliação da remoção de DQO filtrável é um tanto contraditória, pois sabe-se, que ao mesmo tempo que há consumo, também há produção desta no reator, devido à hidrólise do material particulado.

Comparando as Figuras 7.5 e 7.4, nota-se que os decréscimos na eficiência de remoção de DQO, em geral, estão associados com as baixas concentrações do afluente e não com o aumento das concentrações efluentes, que praticamente permaneceram independentes dos níveis de DQO do afluente.

Na Tabela 7.3 são apresentadas as médias das relações DBO_5/DQO , esses resultados são bastante superficiais, uma vez que foram poucas as análises de DBO realizadas - análise quinzenal - e alguns resultados foram descartados devido a evidentes discrepâncias.

A fração de DQO filtrável biodegradável do efluente, na Fase 2, ao contrário do esperado aumentou em relação a do afluente. Esse resultado pode ser tanto consequência de erro nas análises, principalmente, devido ao pequeno número de resultados de DBO , como também pode estar relacionado ao fato de ter ocorrido hidrólise do material particulado biodegradável sem que tenha havido tempo suficiente para o consumo do mesmo, principalmente se for considerado que, nesta fase, a participação da fração de DQO do material suspenso no afluente foi maior (70 %) em relação à filtrável (32 %).

Tabela 7.3 – Média das relações DBO_5/DQO total e filtrável do afluente e do efluente do reator anaeróbio durante a Etapa I.

Etapa	Fase		Relação DBO/DQO total		Relação DBO/DQO filtrável	
			afl.	efl.	afl.	efl.
I	1	Média	0,74	0,55	0,63	0,41
	2	Média	0,48	0,33	0,37	0,42
	3	média	0,55	0,39	0,46	0,26

As curvas de variação de sólidos totais, suspensos e filtráveis são mostradas nas Figuras 7.6 a 7.8.

Observando os valores médios dos sólidos em suspensão, apresentados na Tabela 7.4, verifica-se que as concentrações destes no afluente aumentaram da Fase 1 para a Fase 3, o que consequentemente aumentou a participação da fração de DQO do material suspenso em relação à total. Da mesma forma que ocorreu com as concentrações do afluente as do efluente também aumentaram.

No final da Fase 1 as concentrações de SST e SSV do afluente decresceram; ao mesmo tempo observa-se que as concentrações do efluente aumentaram. É importante salientar que esse decréscimo nas concentrações de sólidos em suspensão no afluente foi devido à obstrução de uma das derivações da rede pública, que abastecia o poço de onde o esgoto afluente era coletado.

O aumento das concentrações de sólidos em suspensão no efluente entre os dias 84 e 113 deve-se à presença de material tipo polímero, que começou a se

desenvolver na mangueira que conectava a saída do reator - canal onde deságua o vertedor da última câmara - ao decantador. Observando o material em microscópio óptico constatou-se a presença de microrganismos de processos aeróbios, como ciliados livres e pedunculados. Possivelmente a redução na produção de gás, nesse período, cujas concentrações de DQO afluente decresceram, facilitou a entrada de ar pelo respiro, localizado na mangueira que ligava o canal ao decantador, o qual tinha a função de evitar o acúmulo de gás que, caso não fosse liberado, impediria o escoamento do efluente.

Durante esse período que foi do dia 92 até o 113 o esgoto afluente esteve muito diluído, com valores de DQO total da ordem de 200 mg/L; além disso o esgoto apresentou-se esbranquiçado. Aparentemente isso deve-se à acidificação do esgoto, ainda na rede coletora, uma vez que parte deste ficou lá depositado por vários dias.

As concentrações médias de SST do afluente foram 119, 157 e 174 mg/L, respectivamente, para as Fases 1, 2 e 3.

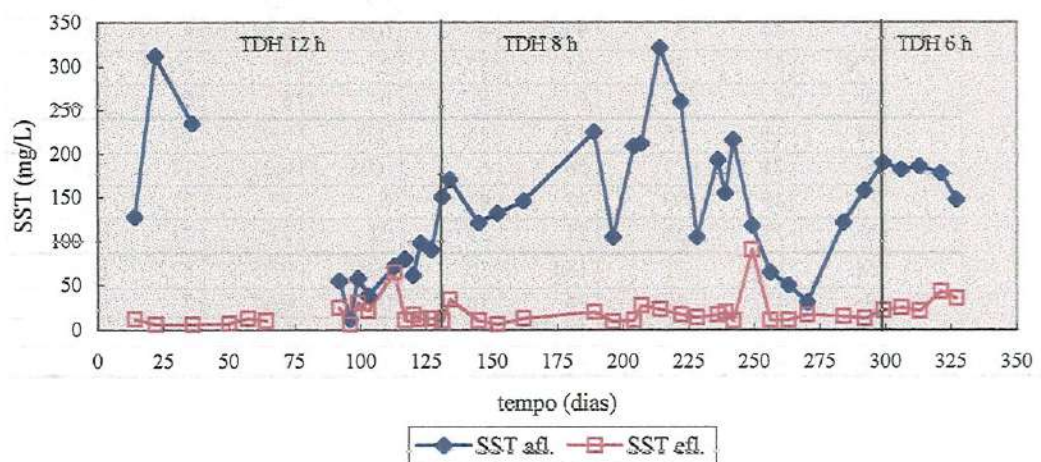


Figura 7.6 – Curvas de variação de SST do afluente e do efluente do reator anaeróbio, durante a Etapa I de operação

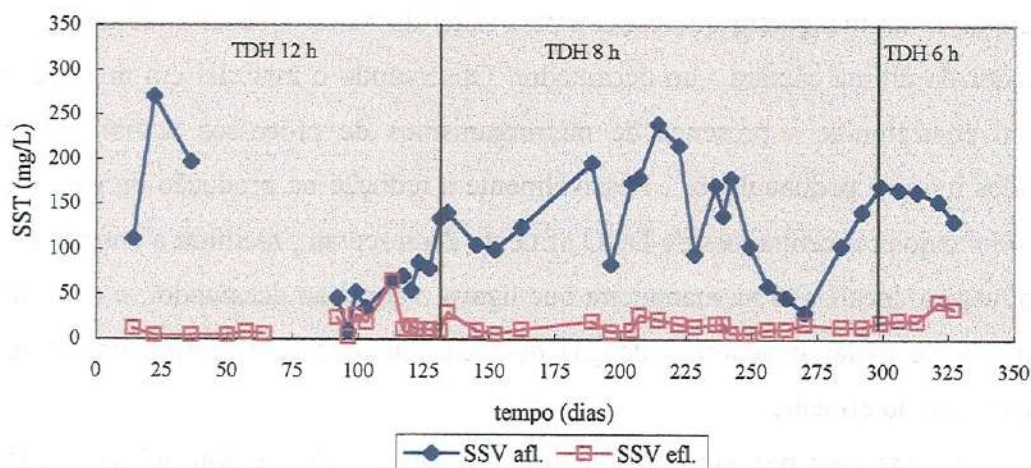


Figura 7.7 – Curvas de variação de SSV do afluente e do efluente do reator anaeróbico, durante a Etapa I de operação

Tabela 7.4 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos em suspensão totais e voláteis, das relações SSV/SST e das eficiências de remoção.

Etapa	Fase		SST(mg/L)		SSV(mg/L)		Relação SSV/SST		Efic. de rem. (%)	
			afl.	Efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	SST	SSV
I	1	M	119	11	104	9	0,88	0,91	87	87
		S	64	3	53	3	0,02	0,07	8	8
		CV	54	30	51	37	2	8	10	10
		N	6	9	6	9	6	6	6	6
	2	M	157	20	133	15	0,86	0,91	84	86
		S	71	17	56	6	0,05	0,21	17	11
		CV	45	89	42	44	6	23	21	13
		N	21	21	21	21	21	21	21	21
	3	M	174	31	154	30	0,89	0,95	82	80
		S	17	10	16	10	0,02	0,04	7	8
		CV	10	32	10	35	2	5	8	10
		N	4	4	4	4	4	4	4	4

Pode-se dizer, de um modo geral, que o reator anaeróbico, durante a Etapa I, removeu eficientemente sólidos em suspensão, como pode ser constatado pelos valores médios de SST, SSV e das eficiências de remoção apresentadas na Tabela 7.4.

Os valores médios de sólidos totais e sólidos filtráveis do afluente e do efluente e as eficiências na remoção, para parte da Fase 2 e para a Fase 3, estão inseridos nas Tabelas 7.5 e 7.6. As curvas de variação destes parâmetros, em razão do tempo, são mostradas na Figura 7.8.

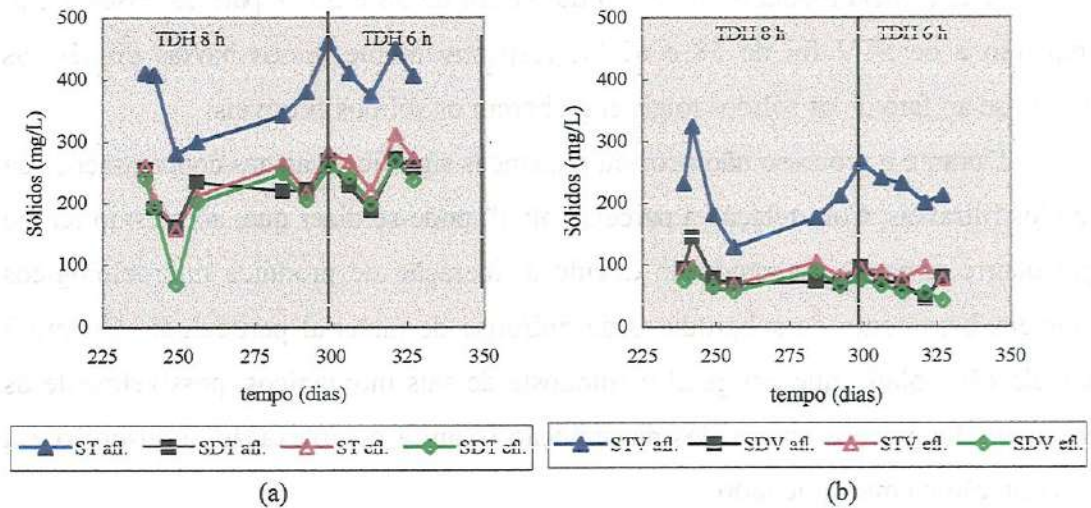


Figura 7.8 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e totais voláteis (STV) (a), filtráveis totais (SFT) e filtráveis voláteis (SFV) (b) do afluente e do efluente, durante a Etapa I de operação do reator anaeróbio

Tabela 7.5 – Valores médios (M) e desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais do afluente e do efluente, das relações STV/ST e das eficiências de remoção, da Etapa I de operação do reator anaeróbio

Etapa	Fase		ST (mg/L)		STV (mg/L)		Relação STV/ST		Efic. de rem. (%)	
			afl.	efl.	afl.	efl.	Afl.	Efl.	ST	STV
I	2	M	369	228	217	86	0,58	0,38	38	58
		S	65	43	64	14	0,16	0,06	9	10
		CV	18	19	30	16	20	15	24	18
		N	7	7	7	7	7	7	7	7
	3	M	410	268	221	84	0,54	0,32	35	62
		S	31	38	18	10	0,08	0,03	5	7
		CV	8	14	8	12	14	9	13	11
		N	4	4	4	4	4	4	4	4

Tabela 7.6 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos filtráveis do afluente e do efluente e das relações SFV/SFT da Etapa I de operação do reator anaeróbio

Etapa	Fase		SFT (mg/L)		SFV (mg/L)		Relação SFV/SFT	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
I	2	M	222	202	89	73	0,41	0,42
		S	37	65	27	13	0,16	0,23
		CV	16	32	31	17	39	55
		N	7	7	7	7	7	7
	3	M	237	237	67	55	0,29	0,23
		S	37	29	15	10	0,08	0,05
		CV	16	12	22	18	29	22
		n	4	4	4	4	4	4

A eficiência média de remoção de ST foi de 38 e 35 % para as Fases 2 e 3, enquanto a de STV foi de 58 e 62 %, respectivamente. Essas baixas eficiências devem-se ao fato de os sólidos totais englobarem os sólidos filtráveis.

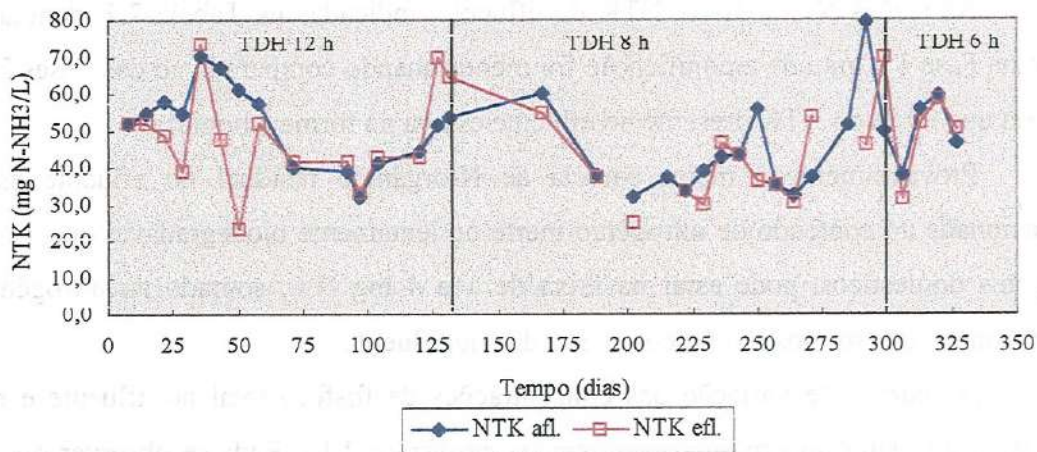
Durante o processo não ocorreu mudanças significativas nas concentrações de sólidos filtráveis. Com relação à parcela volátil, pode-se dizer que, ao mesmo tempo que ocorre remoção, há produção devido à liberação de produtos microbiológicos solúveis, bem como de subprodutos da hidrólise de material particulado. Quanto à parcela não volátil, que em geral é composta de sais inorgânicos, possivelmente os principais fenômenos envolvidos na remoção sejam a complexação, a adsorção e a precipitação na manta de lodo.

Nas Figuras 7.9.a, b e c são mostradas, respectivamente, as concentrações de NTK, N-amoniaco e N-orgânico do afluente e do efluente, em função do tempo, para as Fases 1, 2 e 3 do reator anaeróbio na Etapa I

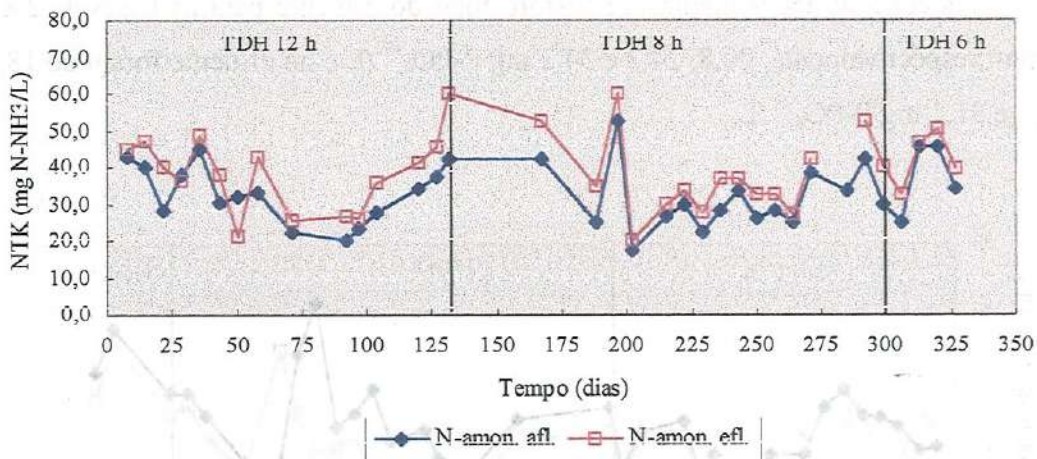
Entende-se, observando os dados da Tabela 7.7 e da Figura 7.9, que a remoção de NTK no reator anaeróbio foi insignificante. Essa remoção, certamente, é devida à assimilação via metabolismo bacteriano e à retenção de material nitrogenado particulado na manta de lodo do reator. Se bem que este último, ou melhor a fração passível de ser hidrolisada, após a degradação é liberado no efluente, o que, além, é claro, da perda de sólidos biológicos, faz com que nem sempre ocorra sincronia entre as determinações das concentrações de NTK do afluente e do efluente.

Tabela 7.7 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniaco, N-orgânico e relação N-amoniaco/NTK do afluente e do efluente do reator anaeróbio na Etapa I

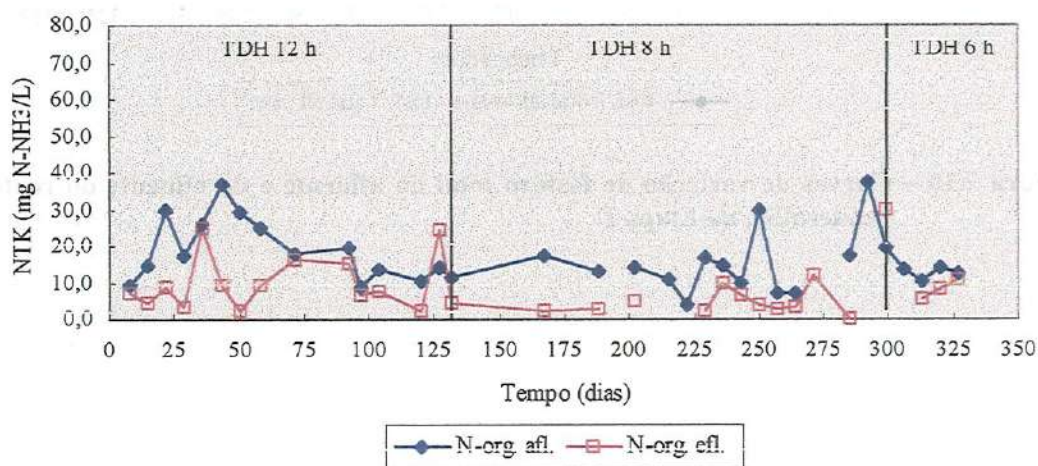
Etapa	Fase		NTK (N-NH ₃ /L)		N-amon. (N-NH ₃ /L)		N-org. (N-NH ₃ /L)		N-amon./NTK	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
I	1	M	51,7	48,2	33,0	38,6	18,7	9,6	0,6	0,8
		S	10,8	13,3	7,8	10,5	8,6	7,4	0,1	0,1
		CV	21	28	24	27	46	76	19	15
		n	15	15	15	15	15	15	15	15
	2	M	44,4	41,7	31,3	37,2	15,7	6,6	0,7	0,9
		S	13,0	12,4	8,8	10,7	9,0	8,0	0,1	0,1
		CV	29	30	28	29	58	121	21	13
		N	15	13	16	15	14	12	15	12
	3	M	50,0	47,8	37,4	42,1	12,6	8,0	0,7	0,9
		S	9,6	11,7	10,0	7,9	1,7	2,7	0,1	0,1
		CV	19	24	27	19	13	34	9	12
		N	4	4	4	4	4	3	4	4



(a)



(b)



(c)

Figura 7.9 – Curvas de variação de NTK (a), N-amoniaco (b) e N-orgânico (c) do afluente e do efluente do reator anaeróbio, durante a Etapa I de operação

As razões N-amoniacal/NTK do efluente, indicadas na Tabela 7.7, denotam que na Fase 1 o grau de amonificação foi menor quando comparado ao das Fases 2 e 3, em que 90 % do NTK presente no efluente estava na forma amoniacal.

Provavelmente a maior parcela de N-orgânico residual no efluente está relacionada ao conteúdo de nitrogênio inerte ou lentamente biodegradável que, para esgotos domésticos, pode estar na faixa de 1 a 4 mg N/L, somado ao nitrogênio relacionado aos sólidos biológicos arrastados no efluente.

As curvas de variação das concentrações de fósforo total no afluente e no efluente do reator anaeróbio são mostradas na Figura 7.10. Pode-se observar que a fração de fósforo removida no reator anaeróbio, como esperado, é desprezível.

As concentrações médias de fósforo total do afluente para as Fases 1; 2 e 3 foram, respectivamente, 20,8; 24,3 e 34,2 mg P-PO₄⁻³ /L e no efluente foram de 18,9; 20,0 e 31,1 mg P-PO₄⁻³ /L.

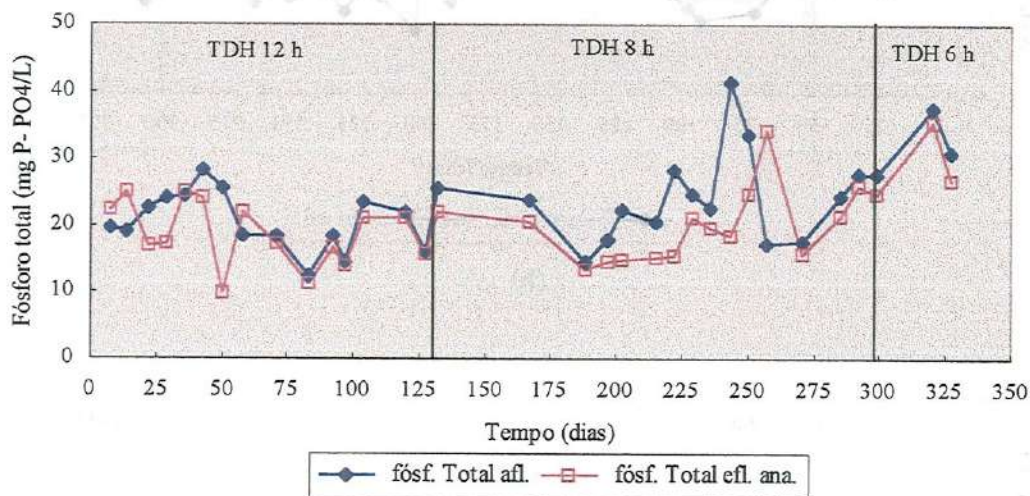


Figura 7.10 – Curvas de variação de fósforo total do afluente e do efluente do reator anaeróbio, na Etapa I

7.1.2 Etapa II

A Etapa II foi dividida em duas fases em função do TDH de operação. Na Fase 1 o reator foi operado com TDH de 8 h, durante 91 dias, e na Fase 2, que durou 127 dias, o TDH foi de 6 horas.

Os resultados das determinações dos parâmetros físico-químicos do afluente e do efluente do reator anaeróbio referentes à Etapa II são apresentados nas Tabelas A.10 a A.17.

Nas Tabelas 7.8 a 7.14 são apresentados os valores médios, desvios padrões, coeficientes de variação e número de dados analisados estatisticamente dos parâmetros, cujos resultados, em função do tempo de operação, são apresentados nas Tabelas A.10 a A.17.

Na Figura 7.11 são mostrados os valores de pH e AT do afluente e do efluente das Fases 1 e 2, da Etapa II, e nas Figuras 7.12 e 7.13 são mostradas, respectivamente, as curvas de variação de AVT e das relações AI/AP e AVT/AT.

Analisando a Figura 7.11, nota-se que a AT efluente esteve, na Etapa II, entre 125 e 215 mg CaCO₃/L para as Fases 1 e 2.

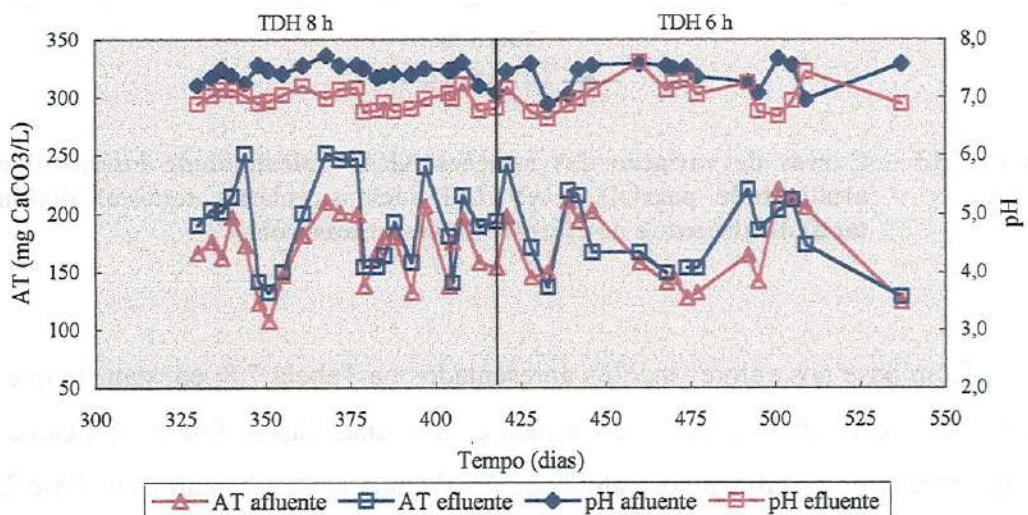


Figura 7.11 – Curvas de variação de pH e AT (alcalinidade total) do afluente e do efluente, da Etapa II de operação do reator anaeróbio

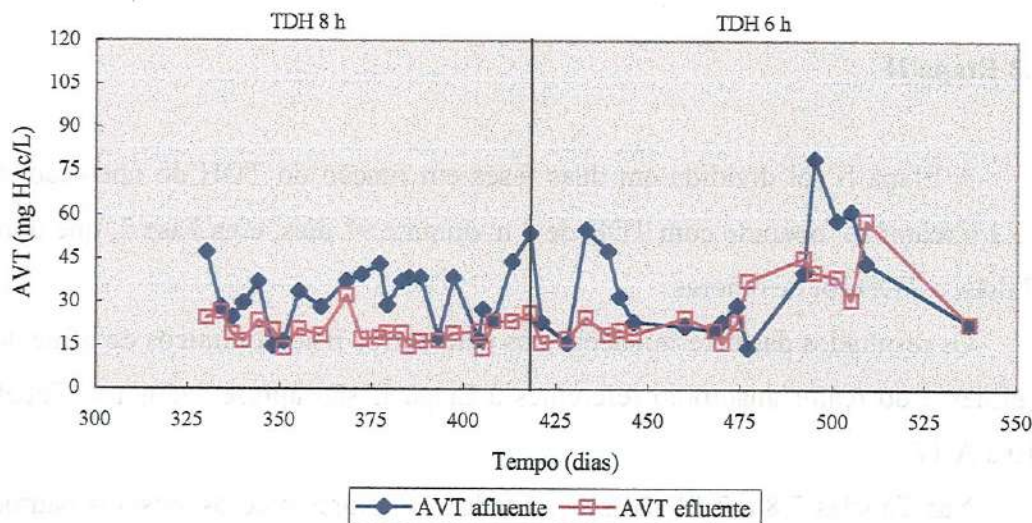


Figura 7.12 – Curvas de variação de AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente, da Etapa II de operação do reator anaeróbio

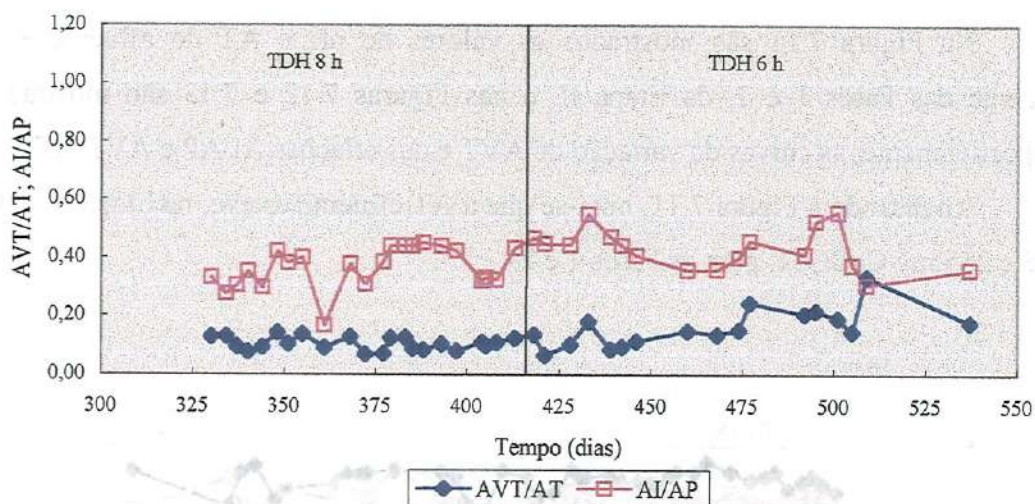


Figura 7.13 – Curvas de variação das relações AI/AP (alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial) e AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio

Com base nos valores médios apresentados na Tabela 7.8, constata-se que os valores de alcalinidade e AVT do afluente, nas duas fases, foram praticamente iguais; entretanto, no efluente os valores de AVT tenderam a ser maiores na Fase 2.

Na Fase 1 a relação AI/AP esteve, em geral, próxima de 0,40 ou até mesmo abaixo desse valor, indicando que o reator apresentou certa estabilidade; porém, na

Fase 2, durante a maior parte do tempo, esteve acima de 0,40, denotando menor grau de estabilidade do sistema quando comparada à da Fase 1.

É importante salientar que, apesar de a relação AI/AP estar indicando menor estabilidade do processo durante a Fase 2, isso não significa necessariamente que o sistema foi deficiente na remoção de matéria orgânica, indica apenas que a reserva de alcalinidade a bicarbonato pode não ser suficiente para neutralizar uma concentração adicional de AVT, antes que o pH decresça para valores abaixo dos recomendados para o processo anaeróbio.

A relação AVT/AT mostrou comportamento semelhante ao da relação AI/AP, confirmando a hipótese de que o reator foi mais estável durante a fase 1, com TDH de 8 h, que na Fase 2 quando o TDH foi de 6 horas.

Tabela 7.8 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de AT (alcalinidade total), AP (parcial), AI (intermediária) e AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio na Etapa II

Etapa	Fase		AT (mg CaCO ₃ /L)		AP (mg CaCO ₃ /L)		AI (mg CaCO ₃ /L)		AVT (mg HAc/L)	
			afl.	efl.	afl.	efl.	Afl.	efl.	afl.	efl.
			II	1	M	168	192	118	141	50
S	28	38			21	31	12	11	10	5
CV	16	21			17	22	24	22	32	22
n	23	23			23	23	23	23	23	23
2	M	169		181	118	127	51	54	36	28
	S	34		34	26	23	13	13	19	12
	CV	20		19	22	18	25	24	52	44
	n	17		16	17	16	17	16	17	17

Nas Figuras 7.14.a, b e c são apresentados os valores de DQO total, do material filtrável e do suspenso do afluente e do efluente, em função do tempo de operação, e na Figura 7.15, os resultados de eficiência de remoção de DQO da Etapa II.

Observando os resultados da Tabela 7.9 verifica-se que em torno de 60% da DQO total no afluente era devido a material suspenso tanto na Fase 1 como na 2.

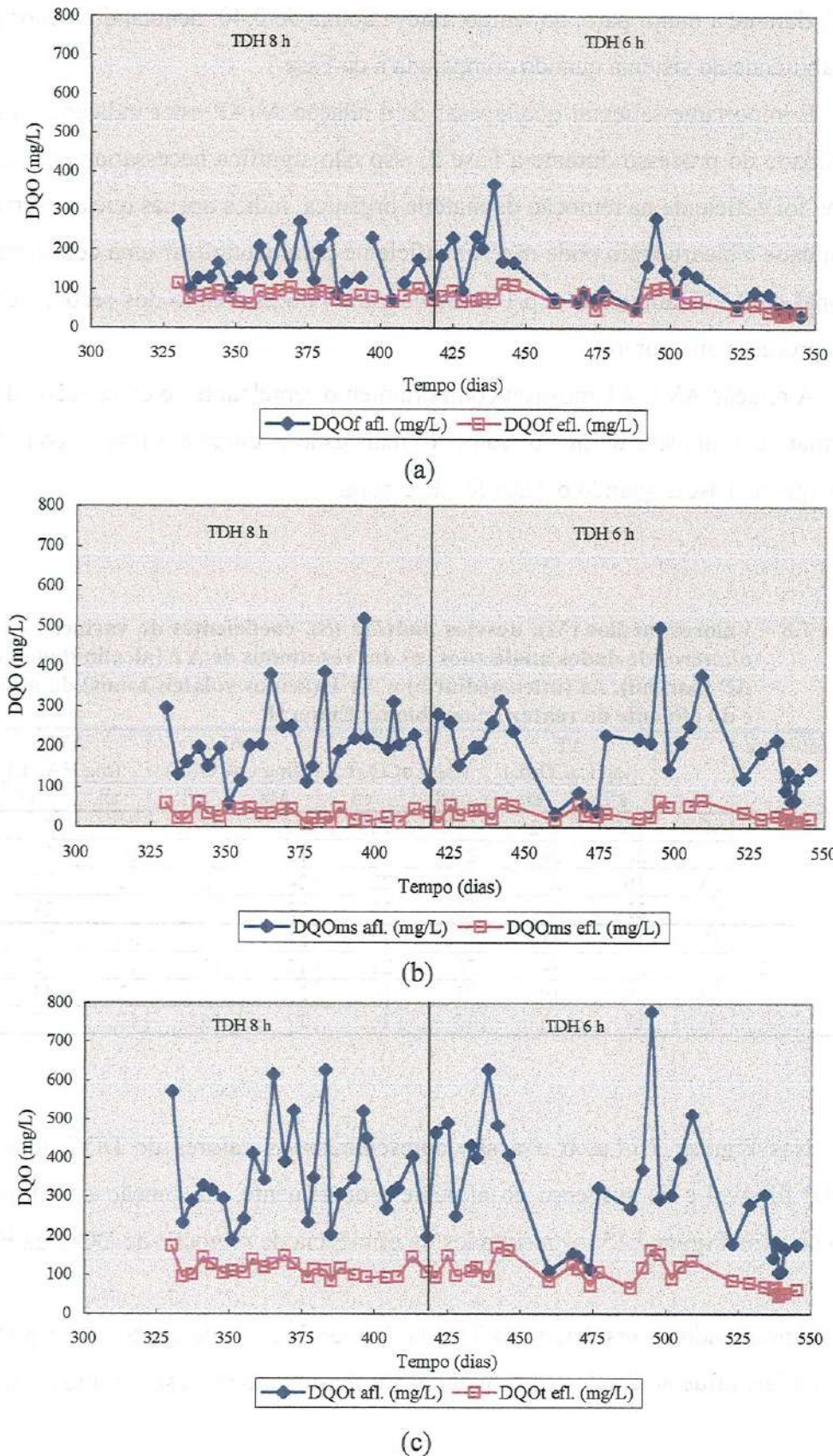


Figura 7.14 – Curvas de variação de DQO filtrável (a), do material suspenso (b) e total (c) do afluente e do efluente, da Etapa II de operação do reator anaeróbio



A análise da Figura 7.14 indica que a DQO variou mais intensamente na Fase 2. A DQO total manteve-se na faixa de 200 a 600 mg/L, à exceção do período, na Fase 2, entre os dias 460 e 477 e a partir do dia 537 de operação, quando a DQO total do afluente decresceu para valores abaixo de 200 mg/L.

Observando as curvas de variação de DQO do afluente e do efluente, verifica-se, como ocorreu na Etapa I, que a DQO residual no efluente permaneceu num determinado patamar independente das variações das concentrações do afluente.

Pode-se afirmar que nesta Etapa a influência da redução do TDH não afetou as concentrações de DQO total do efluente.

A COV média aplicada na Etapa II foi 1,08 e 1,60 kg DQO/m³.dia (Tabela 7.9), e a média das eficiências de remoção de DQO foram 64 e 69%, respectivamente, para as Fases 1 e 2. Observa-se que, não foram computados, para a análise estatística os resultados referentes ao período do dia 460 até o 477, devido às baixas concentrações afluentes.

Nesta etapa os valores de COV foram um pouco menores que os da etapa anterior, para os mesmos TDH. Acredita-se que a redução na eficiência esteja justamente relacionada às baixas COV, pois as maiores eficiências foram obtidas com a COV mais elevadas, conforme pode ser verificado na Tabela A.12.

Tabela 7.9 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de DQO total, filtrável e do material suspenso do afluente e do efluente, COV e eficiências de remoção de DQO, para a Etapa II de operação do reator anaeróbio

Etapa	Fase		DQO _T (mg/L)		COV*	efic. (%)	DQO _F (mg/L)		COV*	efic. (%)	DQO _{MS} (mg/L)		COV*	efic. (%)
			afi.	Efl.			afi.	efl.			afi.	efl.		
I	1	M	358	116	1,08	64	155	84	0,47	41	215	32	0,65	81
		S	126	22	0,38	9	59	13	0,18	16	101	15	0,31	15
		CV	35	19	35	15	38	15	38	41	47	47	47	18
		N	26	24	26	24	24	24	24	24	24	26	24	26
	2	M	399	115	1,60	69	158	78	0,63	45	241	41	0,96	83
		S	143	33	0,57	9	81	21	0,32	19	86	17	0,34	8
		CV	36	29	36	13	51	27	51	43	36	41	36	
		n	19	19	19	19	19	19	19	19	18	19	18	19

* kg DQO/m³.dia

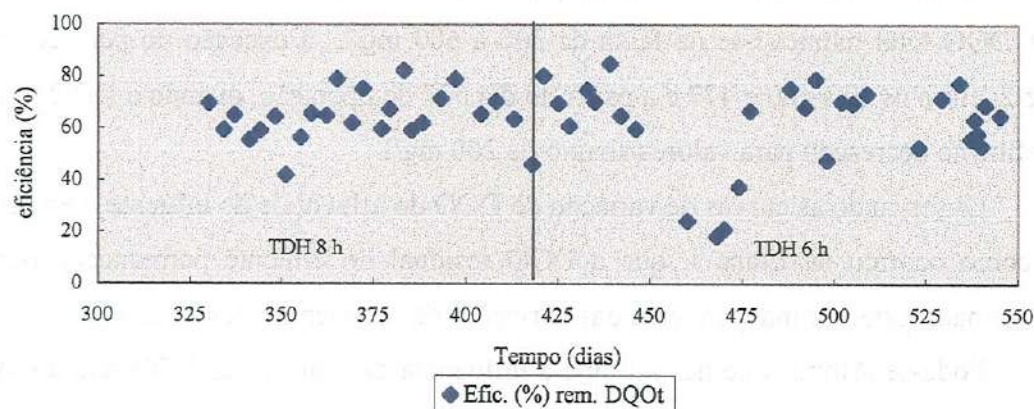


Figura 7.15 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total da Etapa II de operação do reator anaeróbio

As relações DBO_5/DQO , mostradas na Tabela 7.10, estão dentro da faixa de valores típicos para esgotos sanitários, cuja fração de DQO biodegradável é em torno de 50 a 59 %.

Tabela 7.10 – Valores médios das relações DBO_5/DQO total e filtrável do afluente e do efluente do reator anaeróbio, nas fases 1 e 2 da Etapa II.

Etapa	Fase	DBO/DQO total		DBO/DQO filtrável	
		afl.	efl.	afl.	Efl.
I	1	0,57	0,53	0,59	0,47
	2	0,58	0,48	0,46	0,48

No efluente a porcentagem de matéria orgânica biodegradável foi em média 53 e 48 %, respectivamente, para as Fases 1 e 2. Esses valores estão acima dos obtidos na Etapa I, embora as concentrações de DQO efluente tenham sido da mesma ordem de grandeza nas duas etapas, à exceção da fase 3 da Etapa I em que foram um pouco mais elevadas que nas demais.

Nas Figuras 7.16 a 7.19 são apresentadas as curvas de variação de sólidos em suspensão, sólidos totais e sólidos filtráveis em função do tempo de operação.

Observando as Figuras 7.16 e 7.17, nota-se que, durante a Fase 1, as concentrações de sólidos suspensos do afluente apresentaram pequena variação, ao passo, que na Fase 2, essas concentrações variaram numa faixa maior. Porém,

observando as mesmas figuras, parece que essas variações não exerceram efeito significativo sobre as concentrações de sólidos em suspensão do efluente.

Constata-se, pela Tabela 7.11, que as concentrações médias de sólidos em suspensão no efluente foram em torno de 20 mg/L, mostrando que a capacidade de degradação do processo associado à retenção na manta de lodo do reator resultou em efluente com excelente qualidade no que diz respeito às concentrações de sólidos em suspensão.

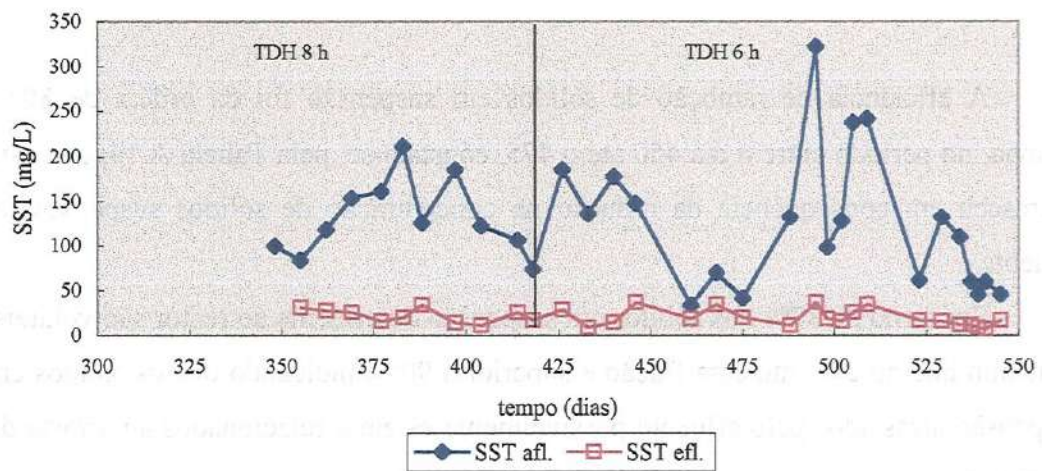


Figura 7.16 – Curvas de variação de sólidos suspensos totais do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio

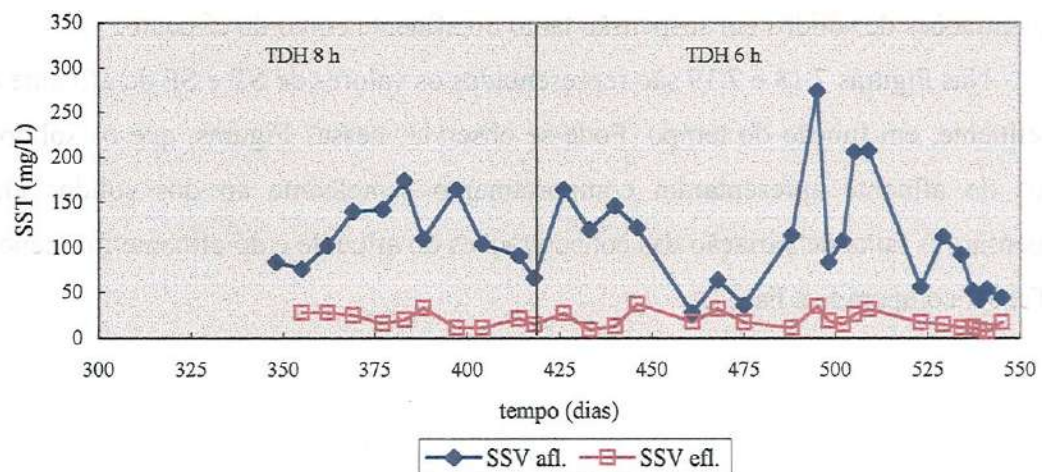


Figura 7.17 – Curvas de variação de sólidos suspensos voláteis do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio

Tabela 7.11 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de SST, SSV e da relação SSV/SST do afluente e do efluente e eficiência de remoção de SST e SSV durante a Etapa II de operação do reator anaeróbio

Etapa	Fase		SST (mg/L)		SSV (mg/L)		SSV/SST		Efic. de rem. (%)	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	SST	SSV
I	1	M	131	22	114	21	0,87	0,93	81	80
		S	43	8	36	8	0,03	0,08	10	10
		CV	33	35	32	37	3	9	12	12
		n	11	10	11	10	11	10	10	10
	2	M	124	20	106	19	0,87	0,96	79	77
		S	78	10	66	9	0,04	0,05	15	16
		CV	63	49	62	49	4	5	19	20
		n	20	20	20	20	20	20	20	20

A eficiência de remoção de sólidos em suspensão foi da ordem de 80%; todavia, no período entre o dia 450 até o 475, constata-se, pela Tabela A.14, que esta decresceu em consequência da redução na concentração de sólidos suspensos no afluente.

Em torno de 87% dos sólidos em suspensão do afluente ao reator são voláteis, enquanto que no efluente essa fração é superior a 90%, indicando que os sólidos em suspensão arrastados pelo efluente possivelmente estejam relacionados ao arraste de biomassa.

Os CV dados na Tabela 7.11 sustentam as observações, constatadas nas Figuras 7.16 e 7.17, de que a fase 2 apresentou maior variabilidade nas concentrações de sólidos em suspensão tanto do afluente como do efluente.

Nas Figuras 7.18 e 7.19 são representados os valores de ST e SF do afluente e do efluente, em função do tempo. Pode-se observar, nessas Figuras, que os sólidos totais do afluente apresentaram comportamento semelhante ao dos sólidos em suspensão. A faixa de variação das concentrações do afluente e do efluente foi menor na Fase 1 comparada à Fase 2.

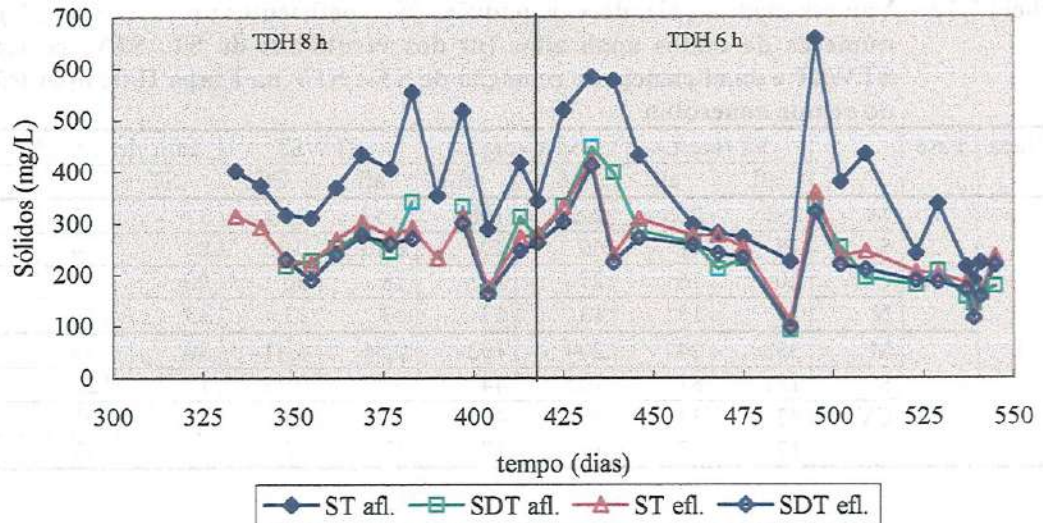


Figura 7.18 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e filtráveis (SFT) do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio

A maior porção dos ST no afluente, aproximadamente 67%, é devida à fração de sólidos filtráveis, a influência deste ainda é maior no efluente onde correspondem a 92% dos ST, uma vez que o reator compartimentado anaeróbio remove eficientemente sólidos em suspensão.

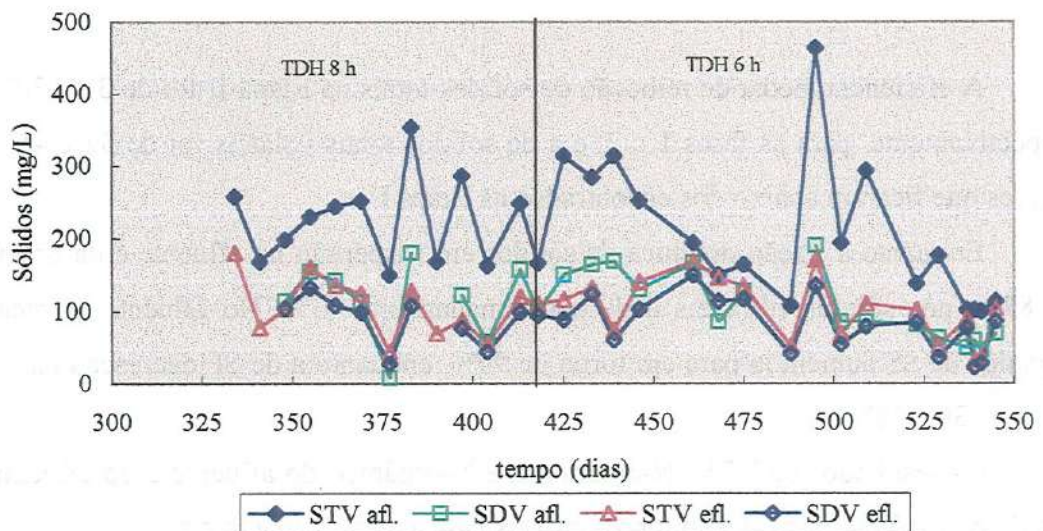


Figura 7.19 – Curvas de variação de sólidos totais voláteis (STV) e filtráveis voláteis (SFV) do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio

Tabela 7.12 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de ST, STV, relação STV/ST e da eficiência de remoção de ST e STV na Etapa II de operação do reator anaeróbio

Etapa	Fase		ST (mg/L)		STV (mg/L)		STV/ST		Efic. de rem. (%)	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	Efl.	ST	STV
I	1	M	391	266	222	108	0,57	0,41	31	52
		S	78	41	60	40	0,10	0,15	8	14
		CV	20	16	27	37	18	36	26	27
		N	13	13	13	13	13	13	13	13
	2	M	358	244	204	102	0,56	0,41	30	45
		S	151	81	102	44	0,07	0,12	17	25
		CV	42	33	50	43	13	28	57	57
		N	17	17	17	17	17	17	16	17

Tabela 7.13 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de sólidos filtráveis totais (SFT) e voláteis (SFV) e das relações SFV/SFT do afluente e do efluente do reator anaeróbio na Etapa II

Etapa	Fase		SFT (mg/L)		SFV (mg/L)		SFV/SFT	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
I	1	M	264	244	115	90	0,43	0,38
		S	55	41	51	31	0,18	0,15
		CV	21	17	44	35	41	41
		n	10	10	10	10	10	10
	2	M	239	224	108	83	0,43	0,36
		S	96	77	48	38	0,10	0,12
		CV	40	34	44	46	22	28
		N	17	17	16	17	16	17

A eficiência média de remoção de sólidos totais na Etapa II foi de 31 e 30%, respectivamente, para as fases 1 e 2, e a de sólidos totais voláteis foi de 52 e 45%, valores que ficaram abaixo dos encontrados na Etapa I.

Enquanto a fração orgânica de sólidos em suspensão no afluente é da ordem de 87%, nos sólidos filtráveis é de aproximadamente 43%. No efluente a fração orgânica de SS aumentou para em torno de 90%, enquanto a de SF decresceu para a faixa de 36 a 38%.

Os resultados de NTK, N-amoniaco e N-orgânico do afluente e do efluente, das Fases 1 e 2 da Etapa II, são representados nas Figuras 7.20.a, b e c.

Observando a Figura 7.20.a verifica-se que, durante a Fase 1, as concentrações de NTK, em geral, permaneceram na faixa de 35 a 50 mg N-NH₃/L, ao passo que na Fase 2, a partir do dia 425 começaram a decrescer, e do dia 435 ao

488, permaneceram abaixo de 30 mg N-NH₃/L. Parte deste período coincidiu com a presença do esgoto afluente muito diluído, o que, evidentemente, resultou em baixas concentrações de nitrogênio.

Nota-se que, durante a Etapa II, apesar de não ser significativa a remoção de nitrogênio no reator anaeróbio, as concentrações deste no efluente, em geral, foram menores que as concentrações do afluente.

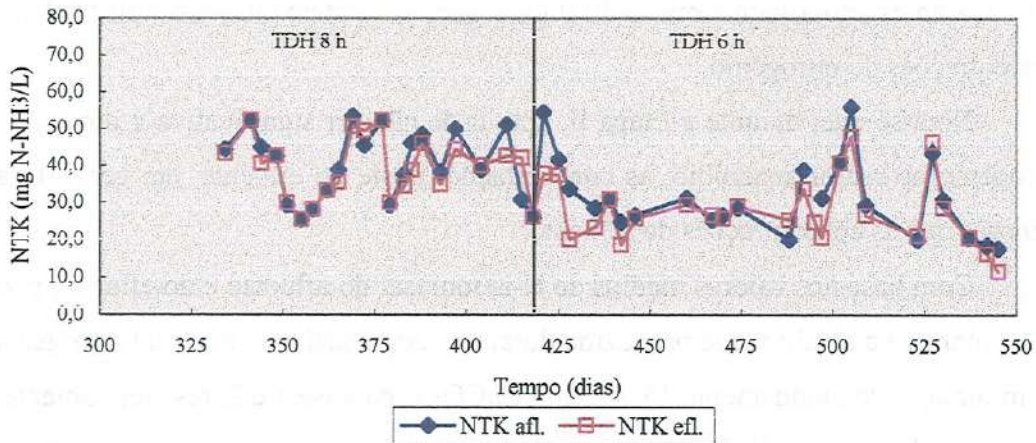
Com base nos valores médios de N-amoniaco do afluente e do efluente pode-se estimar que a alcalinidade produzida durante a degradação de material nitrogenado foi mínima, aproximadamente 18 e 13 mg CaCO₃/L na Fase 1 e 2, respectivamente.

Sendo a degradação de material nitrogenado uma das maiores fontes de alcalinidade no esgoto doméstico, pelos valores estimados, compreende-se, porque os valores destas não aumentaram significativamente do afluente para o efluente, como normalmente acontece no tratamento anaeróbio de despejos.

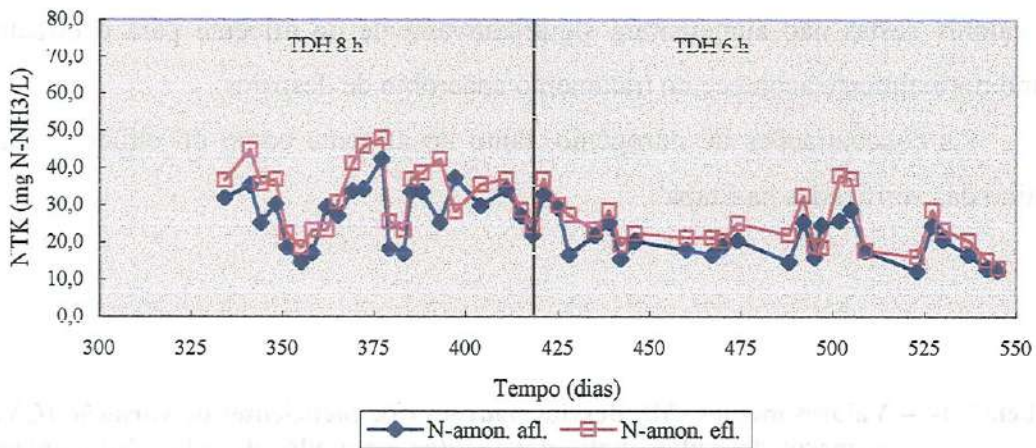
As concentrações de nitrogênio, tanto do afluente como do efluente, estão abaixo das verificadas na Etapa I.

Tabela 7.14 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e números de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniaco, N-orgânico e da relação N-amoniaco/NTK do afluente e do efluente do reator anaeróbio durante a Etapa II.

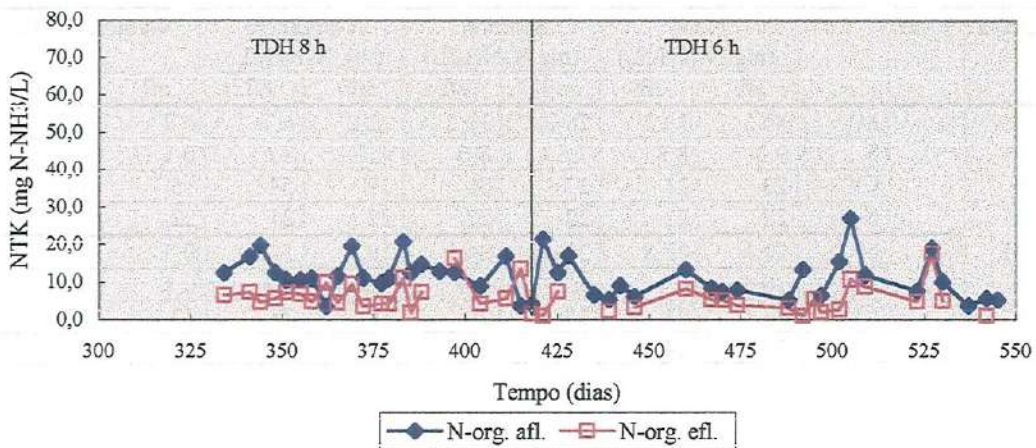
Etapa	Fase		NTK (mg N-NH ₃ /L)		N-amon. (mg N-NH ₃ /L)		N-orgânico (mg N-NH ₃ /L)		N-amon./NTK	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
I	1	M	40,3	39,2	28,2	33,2	12,2	6,7	0,7	0,8
		S	9,3	8,3	7,6	8,6	4,7	3,6	0,1	0,1
		CV	23	21	27	26	39	54	15	11
		N	22	22	22	22	22	21	22	21
	2	M	31,3	27,8	20,4	24,1	10,7	5,2	0,7	0,9
		S	10,5	9,1	5,7	7,0	5,9	4,1	0,1	0,1
		CV	33	33	28	29	55	78	13	13
		n	23	24	24	24	23	19	23	22



(a)



(b)



(c)

Figura 7.20 – Curvas de variação de NTK (a), N-amoniaco (b) e N-orgânico do afluente e do efluente da Etapa II de operação do reator anaeróbio

7.2 – Reator compartimentado aeróbio alimentado com esgoto sanitário bruto

7.2.1 Considerações operacionais

A operação do reator aeróbio foi dividida em duas Etapas, em função do tipo de afluente alimentado, as quais são:

- Etapa I: reator aeróbio alimentado com esgoto sanitário bruto;
- Etapa II: reator aeróbio alimentado com efluente do reator compartimentado anaeróbio que tratava esgoto sanitário

Cada Etapa foi subdividida em fases em função do TDH de operação.

Os resultados gerais dos parâmetros físico-químicos determinados, durante a Etapa I, para o afluente, efluente e conteúdo do reator são apresentados nas Tabelas B.1 a B.11 para a Etapa I e na Tabelas B.12 a B.22 para a Etapa II.

Na Etapa I o reator aeróbio foi alimentado com esgoto sanitário bruto e foi operado com TDH de 4 e 8 horas, os quais correspondem às fases 1 e 2, respectivamente.

Inicialmente é importante salientar que a operação do reator aeróbio teve início no mesmo período que a do reator anaeróbio, uma vez que este reator vinha sendo utilizado na pesquisa realizada por MAEDA (1999), durante a qual foi operado com TDH de 12; 8 e 4 horas. Por esse motivo a coleta de dados foi iniciada com TDH de 4 h, pois apenas foi dada continuação à operação do reator.

O período de operação com TDH de 4 h, nesta pesquisa, foi de 59 dias, quando então foi aumentado para 8 h, com o objetivo de reduzir o volume diário de esgoto afluente ao reator de 60 para 30 litros, uma vez que com a reforma do poço de sucção não havia bombas para o recalque do mesmo, o qual, durante esse período, era retirado do poço com baldes. Além disso, havia a necessidade de aumentar o TDH para tentar melhorar as condições do lodo biológico do reator aeróbio.

Ao contrário do que se deu com o reator anaeróbio, no qual a alimentação foi interrompida durante a reforma devido às dificuldades de obter afluente, no caso do reator aeróbio preferiu-se manter a operação, uma vez que é difícil conseguir inóculo

em condições adequadas e a partida sem inóculo poderia consumir algum tempo para a adaptação da biomassa, caso a operação fosse suspensa.

É importante salientar que, nesse período, as condições biológicas do lodo do reator aeróbio não eram adequadas, pois apresentavam elevada concentração de organismos filamentosos, como será visto, no item 7.4, por meio de fotografias registradas em microscopia óptica.

7.2.2 Resultados gerais de desempenho do reator

Nas Figuras 7.21 e 7.22 são apresentadas as curvas de variação dos resultados de pH e AT, AP e AI e AVT do afluente e do efluente, em função do tempo de operação, do reator aeróbio na Etapa I.

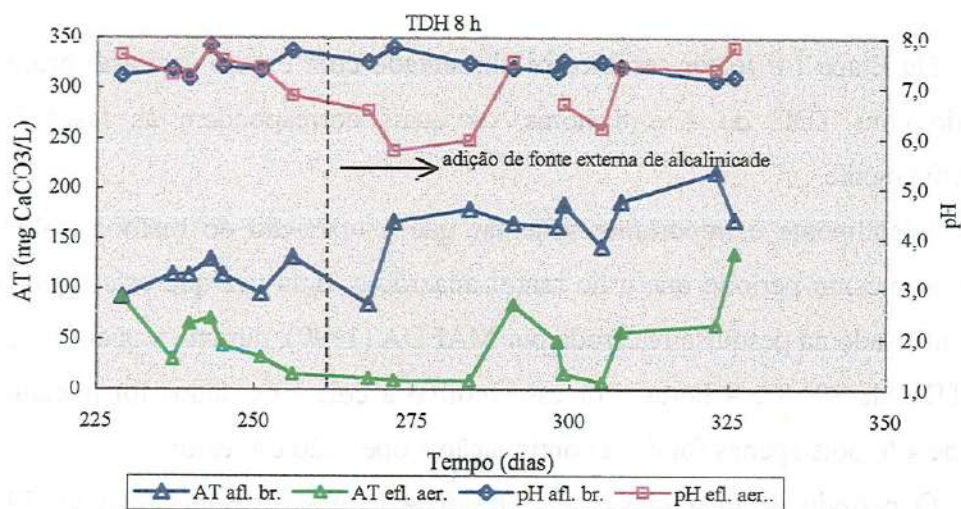


Figura 7.21 – Curvas de variação do pH e AT (alcalinidade total) do afluente e do efluente do reator aeróbio, para a Fase 2 da Etapa I.

Constata-se, na Figura 7.21, que as concentrações de AT no efluente foram baixas, apesar de ter sido adicionada ao reator, a partir do dia 264 de operação, uma fonte externa de alcalinidade, pois os valores desta começaram a decrescer a níveis insuficientes para manter o pH próximo a 7,0, como demonstrado na figura referida anteriormente.

Sabe-se que, durante o processo biológico de respiração, é produzido CO_2 , que, também, pode ser consumido na biosíntese dos organismos autotróficos e fotossintéticos.

Mas da mesma forma que ocorre no processo anaeróbio, no aeróbio, também, a biodegradação de compostos orgânicos nitrogenados resulta em aumento de alcalinidade no sistema, que será proporcional à fração de nitrogênio amonificada. Porém, no processo aeróbio, se a aeração for eficiente, ocorrerá remoção (“stripping”) de $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{CO}_3$; desse modo não serão mantidas, no sistema, altas concentrações de alcalinidade, mesmo que o conteúdo de proteínas e sais orgânicos no despejo seja elevado, uma vez que a parcela de $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{CO}_3$ liberado (removido) do meio líquido para a atmosfera será substituído pelo HCO_3^- presente no reator, mantendo assim o equilíbrio do sistema carbonato.

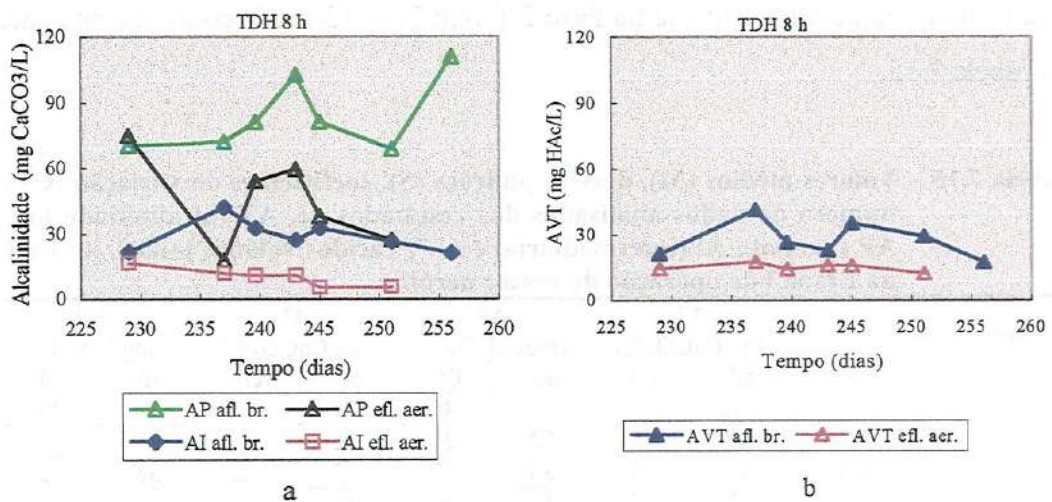


Figura 7.22 – Curvas de variação de AP -alcalinidade parcial- e AI -intermediária- (a) e AVT - ácidos voláteis totais - (b) do afluente e do efluente do reator aeróbio, para a fase 2 da Etapa I.

Além desses fatores, que resultam em geração/consumo de alcalinidade, durante o processo aeróbio de biodegradação da matéria orgânica, deve-se considerar que no sistema apreciado, tem-se ainda o consumo de HCO_3^- devido ao processo de oxidação de N-amoniaco, que apesar de, no período considerado, ainda ter sido incipiente, provavelmente foi o principal responsável pelo decréscimo da alcalinidade.

Como fonte de alcalinidade foi utilizado bicarbonato de sódio. A quantidade necessária foi estimada com base na concentração de NTK removida do sistema, ou melhor oxidada no sistema, e da alcalinidade presente no afluente, resultando na adição de uma solução com 1,10 a 1,50 g/L de bicarbonato (1,50 a 2,0 g de bicarbonato de sódio por dia), cuja vazão foi da ordem de 1L/dia.

Todavia, apesar da adição de fonte externa de alcalinidade ao reator, constatam-se, na Figura 7.21, decréscimos nos valores de AT do efluente, uma vez que era difícil manter a adição de bicarbonato continuamente devido a problemas de obstrução do sistema, principalmente no período noturno, pois para controle de vazão foi usado um instrumento de aplicação de soro. Tão logo a adição do produto químico era suprimida a alcalinidade presente no meio era totalmente consumida.

Com relação aos AVT, nesta etapa, dispõe-se de poucos resultados, os quais estão inseridos na Tabela B.1 e representados na Figura 7.22.b. As concentrações médias no afluente e no efluente na Fase 2 foram 26 e 15 mg/L conforme indicadas na Tabela 7.15.

Tabela 7.15 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados dos resultados de, AT (alcalinidade total), AP (parcial), AI (intermediária) e AVT (ácidos voláteis totais), na Fase 2 da Etapa I de operação do reator aeróbio

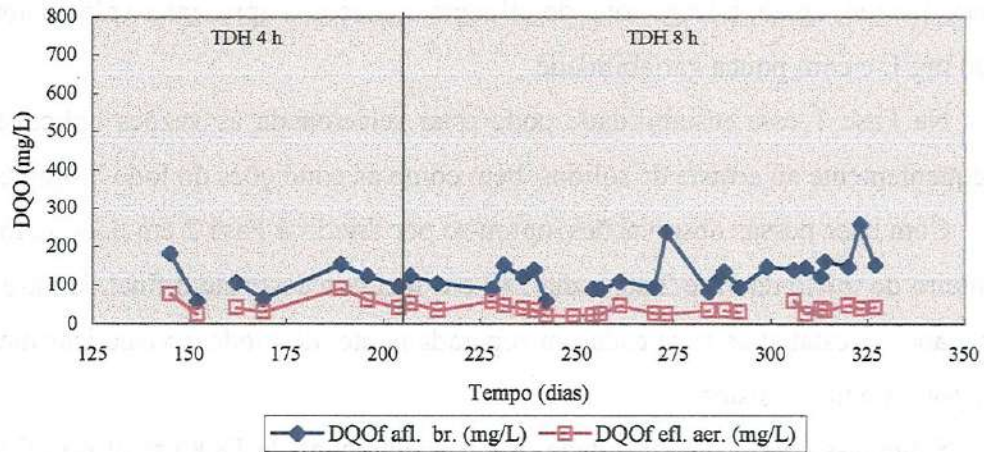
Etapa	Fase	AT (mgCaCO ₃ /L)		AP (mgCaCO ₃ /L)		AI (mgCaCO ₃ /L)		AVT (mg HAc/L)	
		afl.	efl.	afl.	Efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
	M	144	51	103	45	33	10	26	15
	S	38	36	32	21	12	4	9	2
	CV	27	71	30	47	35	42	36	12
	n	17	15	11	6	11	6	12	6

Nas Figuras 7.23a, b e c são representados os resultados das análises de DQO do material filtrável e do suspenso e de DQO total do afluente e do efluente, em função do tempo de operação, para a Etapa I, e na Figura 7.24 são mostradas as eficiências na remoção de DQO total.

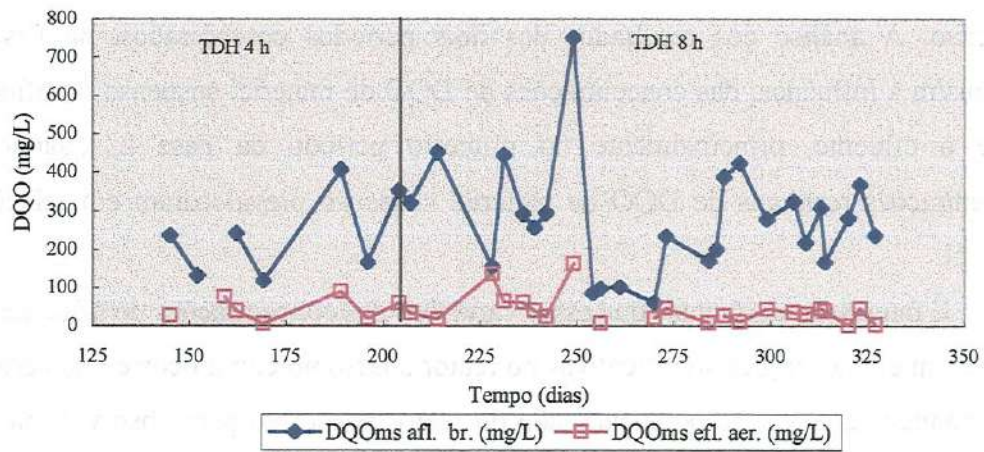
A DQO total variou numa faixa aproximada de 200 a 600 mg/L, ao passo que a DQO do material filtrável permaneceu em torno de 50 a 150 mg/L.

A partir do dia 300 de operação, aproximadamente, a DQO do material filtrável do afluente aumentou e a DQO do material suspenso permaneceu numa

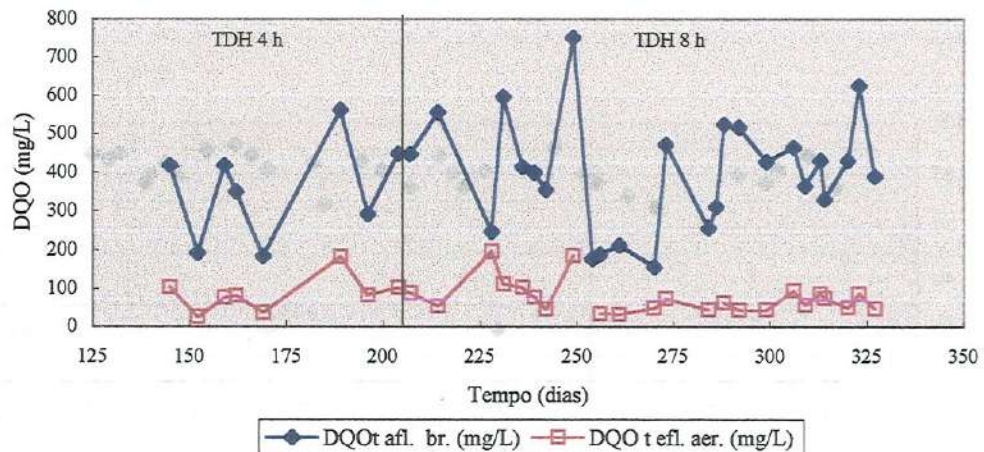
faixa de variação menor, proporcionando valores de DQO total mais estáveis (320 a 520 mg/L).



(a)



(b)



(c)

Figura 7.23 – Curvas de variação de DQO filtrável (a), de material suspenso (b) e total (c) do afluente e do efluente, para as fases 1 e 2 da Etapa I, de operação do reator aeróbio

Com relação às concentrações de DQO do efluente, observa-se que durante a Fase 1 foram pouco estáveis, e este fenômeno continuou a ocorrer mesmo depois do TDH ter sido aumentado para 8 h (Fase 2), permanecendo, assim, por mais ou menos 45 dias, quando, então, a DQO total do efluente começou a apresentar valores abaixo de 100 mg/L e com pouca variabilidade.

Na Fase 1 essa instabilidade pode estar relacionada às vazões aplicadas e, conseqüentemente ao arraste de sólidos, bem como às condições do lodo biológico.

Com base nessas observações, optou-se por dividir a Fase 2 em dois períodos, o primeiro do início da Fase 2 até o dia 249 e o segundo deste até o final da Fase 2, e fazer a análise estatística para cada um separadamente, de modo a visualizar melhor o comportamento do sistema.

Salienta-se que a variabilidade das concentrações de DQO total do efluente nesse período de instabilidade foi principalmente vinculada à DQO de material suspenso. A análise dos resultados dos dois períodos considerados, na Fase 2, demonstra a influência das concentrações de DQO de material suspenso do afluente sobre o efluente, principalmente no primeiro período da Fase 2, quando as concentrações residuais de DQO de material suspenso prevaleceram em relação à filtrável.

É interessante salientar que essas variações das concentrações do afluente não resultaram em alterações significativas no reator anaeróbio como ocorreu no aeróbio, confirmando-se, assim, a potencialidade do reator anaeróbio para absorver maiores variações de carga aplicada.

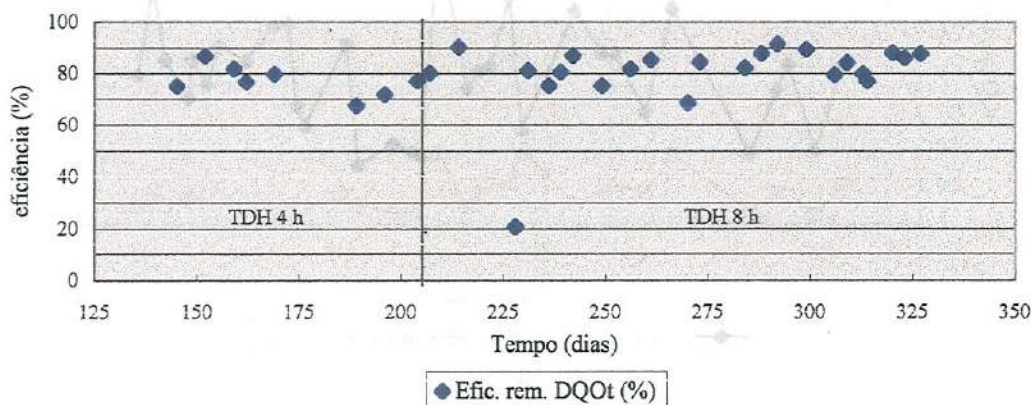


Figura 7.24 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total da Etapa I de operação do reator aeróbio

Tabela 7.16 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficiente de variação (CV) e número de dados analisados (n) de DQO do material filtrável e do suspenso e DQO total do afluente e do efluente, relações A/M e eficiências de remoção de DQO, no reator aeróbio na Etapa I.

Fase		DQOt (mg/L)		efic. (%)	A/M	DQOf (mg/L)		efic. (%)	A/M	DQOms (mg/L)		efic. (%)	A/M
		afl.	efl.			afl.	efl.			afl.	efl.		
1	M	358	86	77	1,55	112	53	53	0,50	237	46	86	1,05
	S	131	48	6	0,63	45	24	7	0,24	109	31	6	0,45
	CV	37	56	8	41	40	46	12	49	46	68	7	43
	N	8	8	8	7	7	7	7	7	7	7	6	7
2	M	402	76	80	1,41	129	37	68	0,39	278	42	83	1,05
	S	149	42	14	0,89	45	11	11	0,11	148	40	18	0,98
	CV	37	56	18	63	35	30	17	29	53	94	22	93
	N	25	23	23	17	24	23	22	16	25	22	21	17
2*	M	471	107	74	1,89	113	39	62	0,38	372	68	77	1,56
	S	158	56	22	1,24	32	14	13	0,11	181	54	27	1,38
	CV	34	52	30	66	28	35	21	27	49	78	35	89
	N	8	8	8	7	7	8	7	6	8	8	8	7
2**	M	369	59	84	1,08	136	36	71	0,39	233	27	87	0,69
	S	137	20	6	0,29	49	10	10	0,12	110	17	9	0,26
	CV	37	34	7	27	36	28	14	31	47	65	10	38
	N	17	15	15	10	17	15	15	10	17	14	13	10

2* - início da fase 2 até o 249º dia

2** - do 249º dia até o final da fase 2.

A eficiência média de remoção de DQO total foi de 77 a 80%, para as Fases 1 e 2, respectivamente. Entretanto considerando a Fase 2 dividida em dois períodos, constata-se que no primeiro período a eficiência de remoção de DQO total (74%) foi menor que a alcançada na Fase 1, com TDH de 4 horas.

Esses resultados demonstram que o processo, apesar do TDH de 8 horas, que está dentro da faixa recomendada (6 a 8 h) para lodos ativados convencionais (VON SPERLING, 1997), apresentava-se instável nesse período.

Os valores das relações A/M em termos de DQO total foram 1,55; 1,89 e 1,08 kg DQO/kg SSV.dia, respectivamente, para a Fase 1 e primeiro e segundo período da Fase 2.

O aumento na relação A/M no primeiro período da Fase 2 em relação ao da Fase 1, quando deveria ter diminuído, pois o TD de tratamento secundário H passou de 4 para 8 h, deve-se à redução na concentração de SSV no reator aeróbio. Porém, no segundo período da Fase 2, ainda que a concentração de SSV no reator não tenha sofrido aumento considerável, a razão A/M decresceu devido à redução,

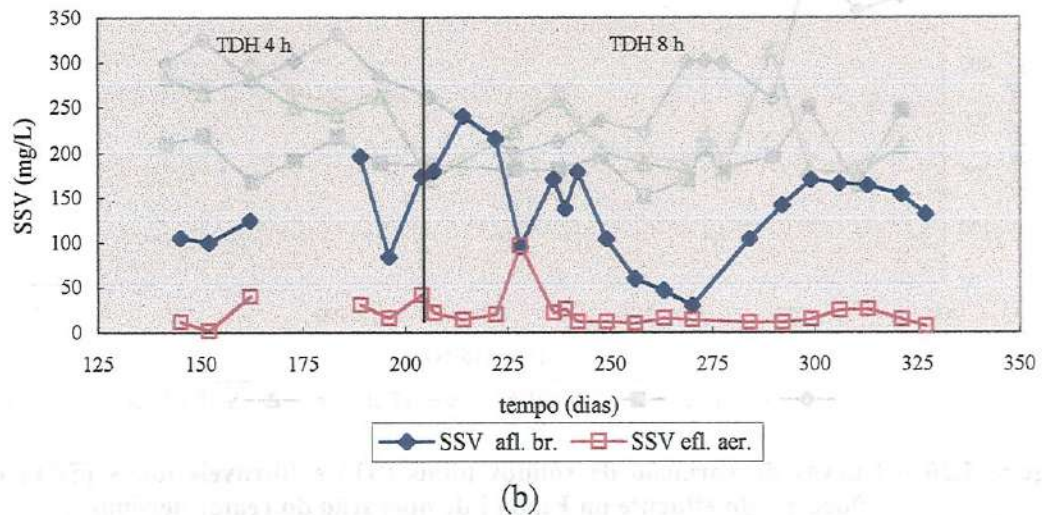
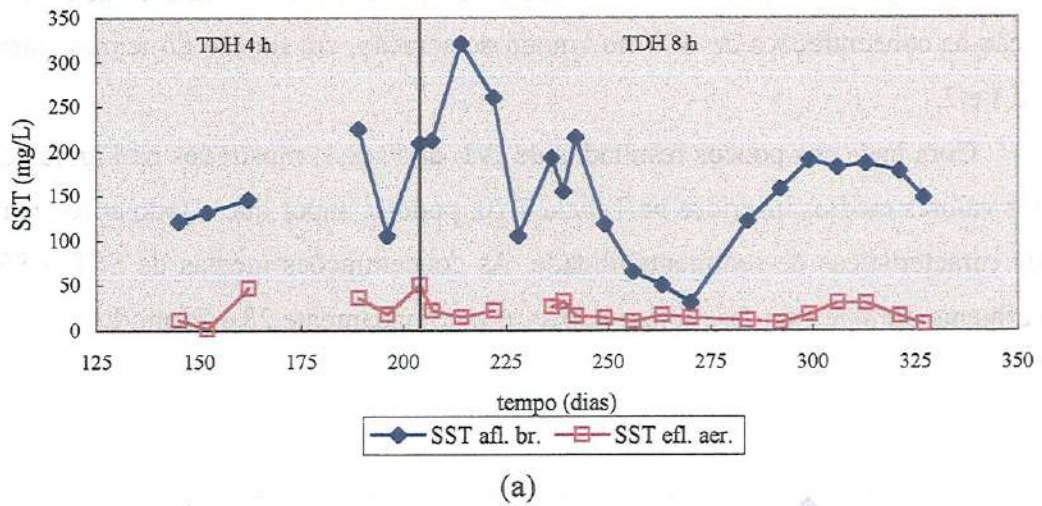


Figura 7.25 – Curvas de variação de sólidos suspensos totais (a) e voláteis (b) do afluente e do efluente da Etapa I de operação do reator aeróbio

Em geral, a relação entre sólidos em suspensão voláteis e totais, tanto para o afluente como para o efluente, foi maior que 80% ao passo que para os sólidos filtráveis foi de 38%, revelando que a maior parcela destes é inorgânica.

Nas Figuras 7.26 e 7.27 são mostradas as curvas de variação dos ST e dos SF. Nota-se que, a partir do dia 264, decresce a eficiência de remoção de ST, isto se deve ao início da adição de alcalinidade, na forma de bicarbonato de sódio.

Os valores médios de ST, para o afluente e efluente, durante a Fase 2, foram de 394 e 302 mg/L, respectivamente, e os de STV foram de 218 e 129 mg/L.

Na Figura 7.28 pode ser observado o comportamento dos valores de IVL em relação às concentrações de SST no tanque de aeração, em função do tempo, para a Fase 1 e 2.

Com base nos poucos resultados de IVL da Fase 1, mostrados na Figura 7.28 e nos valores médios inseridos na Tabela 7.20, pode-se supor que o lodo apresentava boas características de sedimentabilidade. As concentrações médias de SST e SSV do efluente durante essa fase foram baixas, aproximadamente 28 e 24 mg/L.

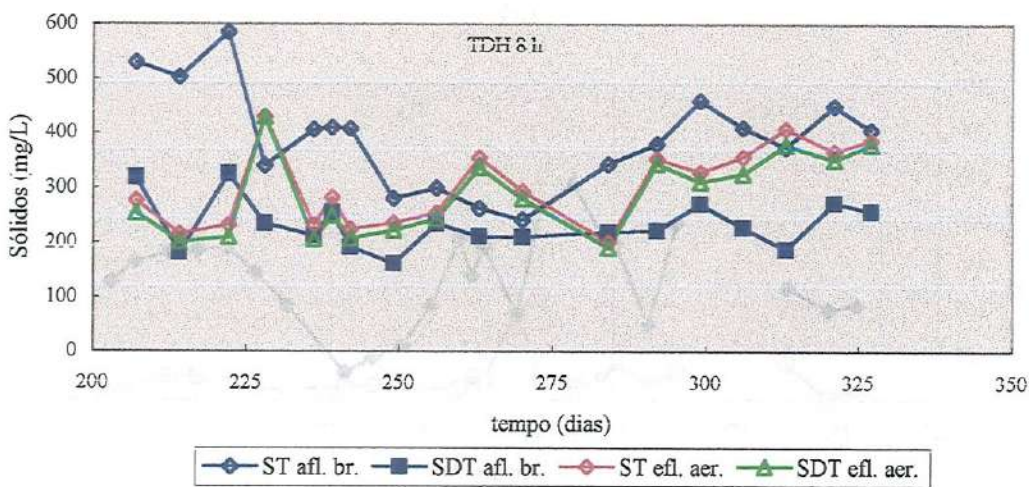


Figura 7.26 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e filtráveis totais (SFT) do afluente e do efluente da Etapa I de operação do reator aeróbio

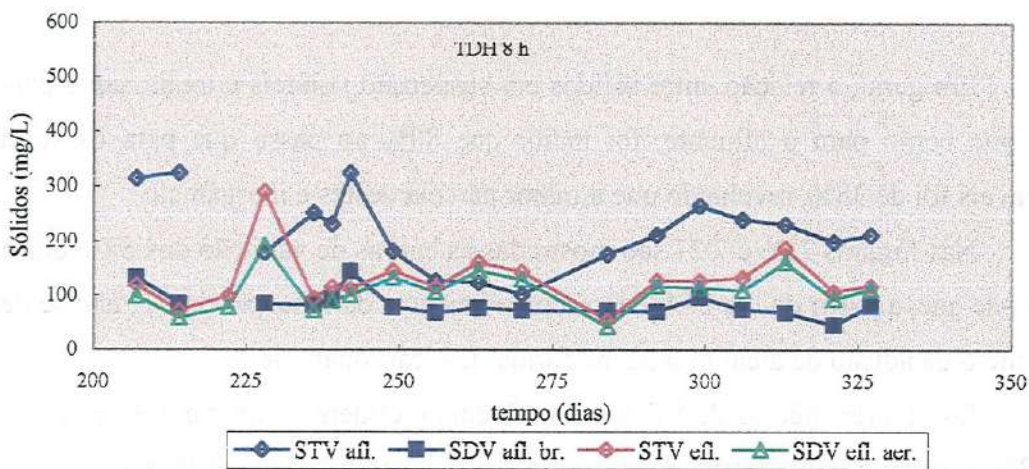


Figura 7.27 – Curvas de variação de sólidos totais voláteis (STV) e filtráveis voláteis (SFV) do afluente e do efluente da Etapa I de operação do reator aeróbio

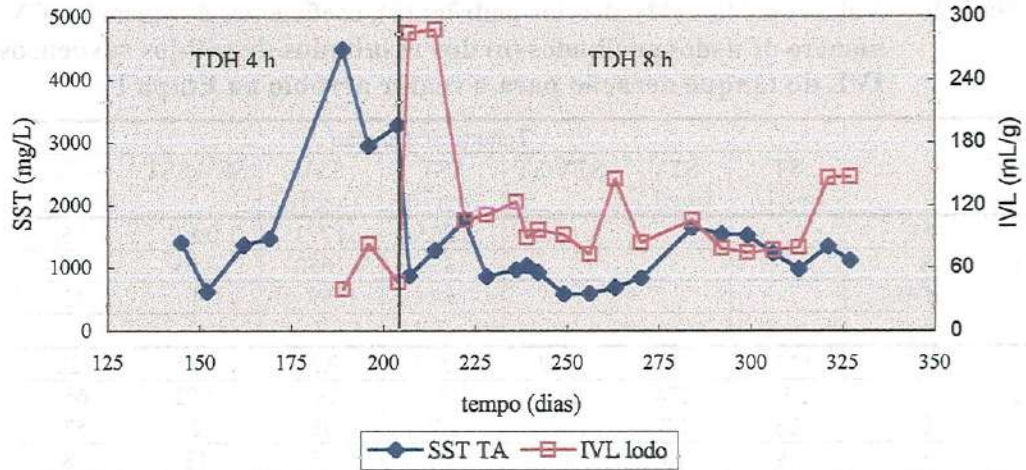


Figura 7.28 – Curva de variação de sólidos suspensos totais e IVL do tanque de aeração, média das quatro câmaras, durante a Etapa I

No início da Fase 2 o IVL foi maior que 100 mL/g chegando a alcançar valores da ordem de 288 mL/g, como pode ser observado na Figura 7.28, posteriormente decresceu para valores da ordem de 100 mL/g.

Apesar de os valores de IVL terem sido mais elevados na Fase 2, em média 122 mL/g, as características de sedimentabilidade do lodo permaneceram boas. Essa condição é demonstrada pelas concentrações de SST e SSV no efluente que foram em média 24 e 21 mg/L; esses valores são característicos de sistemas de tratamento secundário (JORDÃO, 1998).

As concentrações médias de SST e SSV no tanque de aeração, na Fase 1, foram respectivamente de 2225 e 1773 mg/L, e na Fase 2 foram de 1099 mg/L e 929 mg/L. Vale observar que os últimos são praticamente equivalentes à metade daqueles da fase anterior.

Tabela 7.19 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais e filtráveis do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Fase		ST (mg/L)		STV (mg/L)		SFT (mg/L)		SFV (mg/L)		SFV/SFT	
		afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	Efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
2	M	394	302	218	129	233	284	84	109	0,38	0,38
	S	92	72	44	51	44	74	24	36	0,12	0,09
	CV	23	24	19	39	19	26	29	34	32	24
	n	18	18	17	18	18	18	17	18	17	18

Tabela 7.20 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos suspensos e IVL do tanque aeração para o reator aeróbio na Etapa I

Fase		Tanque de aeração						
		ST (mg/L)	STV (mg/L)	STV/ST	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	SSV/SST	IVL (mL/g)
1	M				2225	1773	0,81	56
	S				1371	1050	0,03	24
	CV				62	59	4	42
	n				7	7		
2	M	1357	1010	0,74	1099	929	0,85	122
	S	353	274	0,04	356	296	0,02	65
	CV	26	27	6	32	32	2	53
	N	18	18	18	18	18	18	18

As concentrações de NTK, N-amoniaco e N-orgânico, em função do tempo de operação, para o afluente e efluente, nas Fases 1 e 2 da Etapa I do reator aeróbio, são apresentadas nas Figuras 7.29, 7.30 e 7.31.

Os resultados de NTK e N-amoniaco do efluente indicam que durante a Fase 2, desta etapa, o reator foi eficiente na oxidação de N-amoniaco. A partir do dia 257 de operação as concentrações de N-amoniaco do afluente estiveram abaixo de 10 mg N-NH₃/L.

As concentrações de NTK e de N-amoniaco do afluente tenderam a decrescer do início para o final da Fase 2, entretanto há algumas oscilações.

As alterações nas concentrações de N-orgânico que, consequentemente, influenciam as concentrações efluentes de NTK devem-se, algumas vezes, à presença de sólidos biológicos no efluente e, em outras, à deficiência no processo de amonificação, concomitantemente à redução da taxa de degradação da matéria orgânica.

É importante salientar que a remoção de NTK e N-amoniaco, aqui considerada, refere-se à parcela de nitrogênio incorporada ao lodo e à parcela de nitrogênio oxidada, portanto ao nitrogênio transformado e não efetivamente removido.

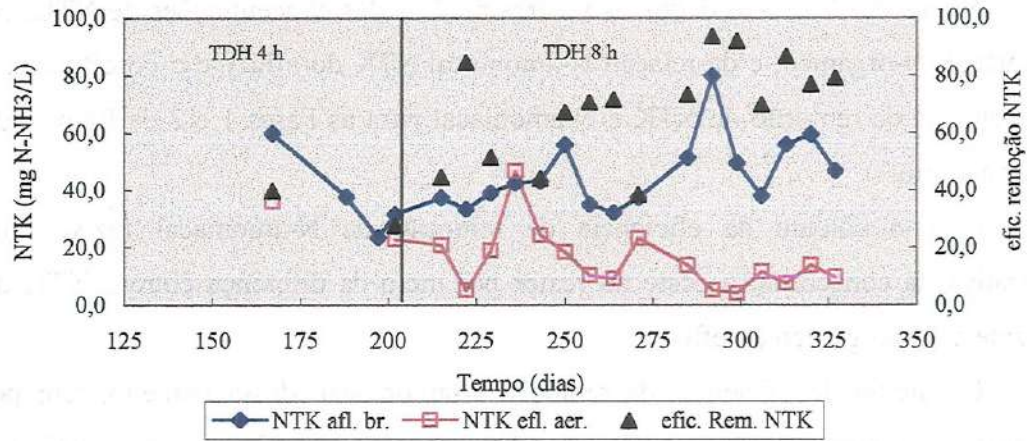


Figura 7.29 – Curvas de variação de NTK do afluente e do efluente e de eficiência de remoção de NTK na Etapa I de operação do reator aeróbio

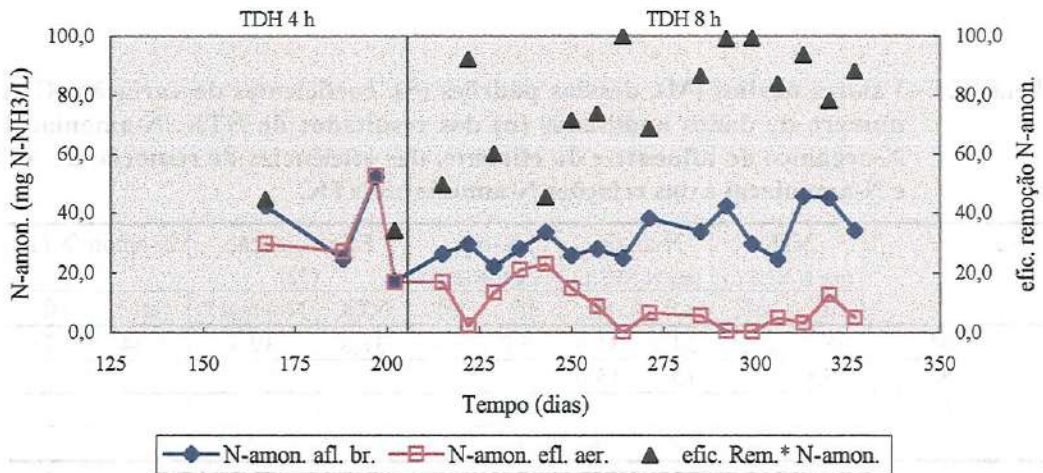


Figura 7.30 – Curvas de variação de N-amoniacal do afluente e do efluente e de eficiência de remoção de N-amoniacal na Etapa I de operação do reator aeróbio

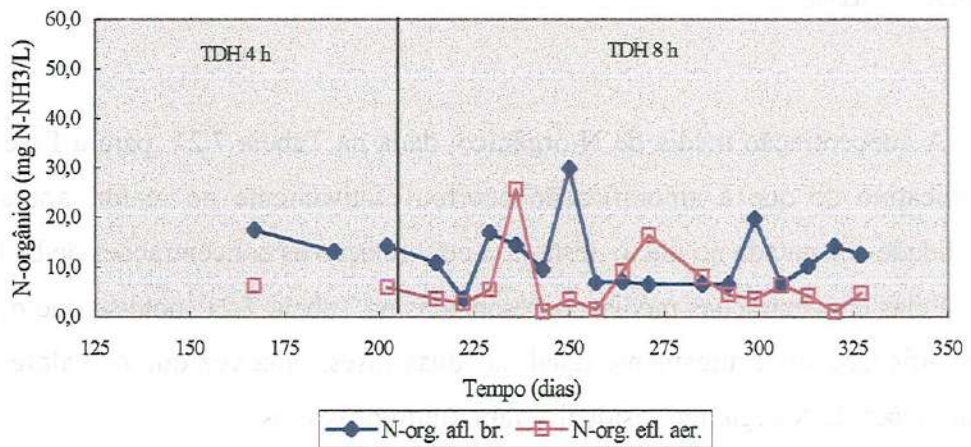


Figura 7.31 – Curvas de variação de N-orgânico do afluente e do efluente, na Etapa I de operação do reator aeróbio

Na Tabela 7.21 são dados os valores médios das concentrações de NTK, N-amoniacal, N-orgânico, e da relação N-amoniacal/NTK do afluente e do efluente, e da eficiência de remoção de NTK e N-amoniacal para as Fases 1 e 2 da Etapa I do reator aeróbio.

Para o cálculo da eficiência de remoção de N-amoniacal fez-se uma estimativa da concentração deste no reator por meio da diferença entre o NTK do afluente e o N-orgânico do efluente.

O cálculo da eficiência de remoção N-amoniacal, dessa maneira, tem por objetivo considerar a fração de N-amoniacal referente à amonificação do N-orgânico, que ocorreu no reator durante a biodegradação de material nitrogenado particulado.

Tabela 7.21 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniacal e N-orgânico do afluente e do efluente, das eficiências de remoção de NTK e N-amoniacal e das relações N-amoniacal/NTK.

Fase		NTK (mg N-NH ₃ /L)		N-amon. (mg N-NH ₃ /L)		N-org. (mg N-NH ₃ /L)		Efic. remoção (%)		N-amon./NTK	
		afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	NTK	N-amon.*	afl.	efl.
1	M	38,2	29,5	34,2	31,6	15,0	6,1	33,8	39,3	0,64	0,78
	S	15,6		15,9	15,0						
	CV										
	n	4	2	4	4	3	2	2	2		
2	M	46,1	15,1	32,1	8,8	11,4	6,4	69,6	79,3	0,70	0,50
	S	12,4	10,6	7,4	7,4	6,6	6,4	17,6	17,7	0,1	0,30
	CV									20	59
	n	16	16	16	16	16	16	15	15	16	15

*a eficiência de remoção de N-amoniacal foi estimada considerando a fração de NTK passível de ser amonificada no reator.

A concentração média de N-orgânico, dada na Tabela 7.21, para a Fase 2, é um indicativo de que a amonificação ocorreu efetivamente no reator, apesar da instabilidade constatada no início desta fase com relação às concentrações de DQO.

Pelas concentrações médias, apresentadas na Tabela 7.21, nota-se que o grau de amonificação foi praticamente igual nas duas fases, uma vez que os valores das concentrações de N-orgânico residual foram muito próximos.

A eficiência de remoção de N-amoniacal será sempre superior à de NTK, devido à existência de uma fração de nitrogênio inerte ou de difícil degradação, que

para esgoto sanitário pode variar de 1 a 4 g N/L, somado ao N-orgânico devido ao arraste de sólidos biológicos no efluente.

As concentrações de nitrogênio oxidados foram medidas a partir do dia 293 de operação. O valor médio obtido para a Fase 2 foi 15,64 mg N-NO₃⁻/L, durante esse período a concentração mínima de nitrogênio oxidado medida foi de 11,23 mg N-NO₃⁻/L e a máxima de 27,91 mg N-NO₃⁻/L.

Analisando as concentrações de nitrogênio oxidado e as de NTK consumido (Tabela B.8), nota-se que as primeiras ficaram aquém dos valores teóricos estimados em relação ao consumo de NTK.

Nas Figuras 7.32 e 7.33 são apresentados os resultados de nitrito e nitrato ao longo do reator – afluente, seqüência de câmaras e efluente, referentes aos dias de operação especificados nas referidas figuras.

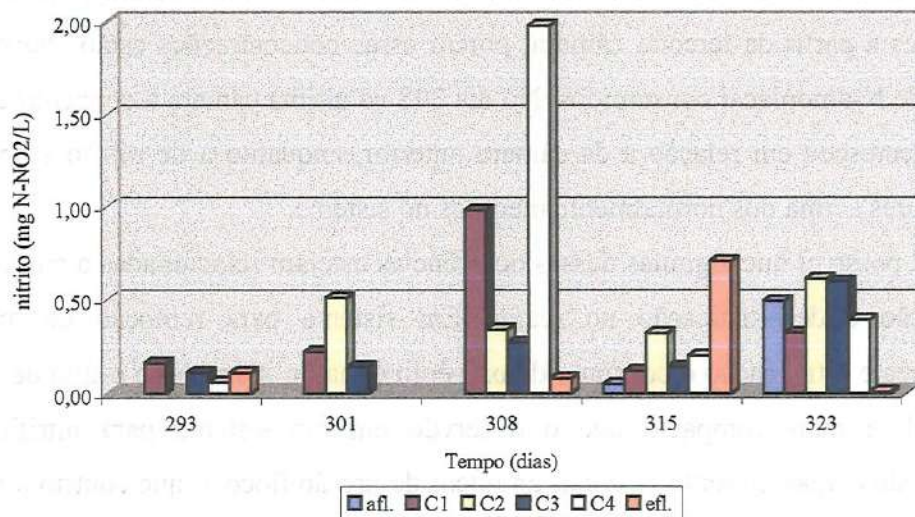


Figura 7.32 – Concentrações de nitrito no afluente, nas câmaras e no efluente do reator aeróbio, para os dias especificados na figura, durante a Etapa I

Na Figura 7.33 verifica-se que a produção de nitrato começa na primeira câmara, apesar da carga orgânica aplicada ao reator que, nesse período, era alimentado com esgoto sanitário bruto. Entretanto a produção se torna mais estável a partir da terceira câmara, onde a concentração da matéria orgânica já havia decrescido.

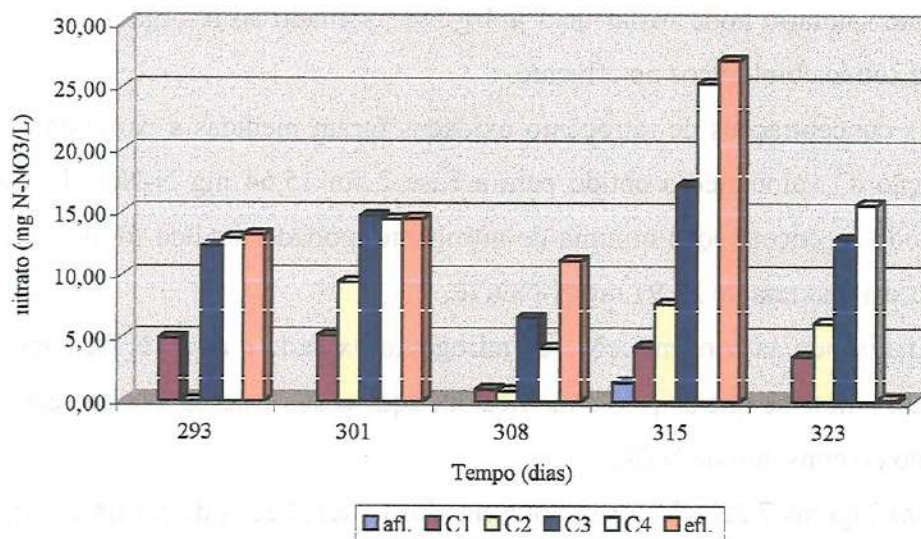


Figura 7.33 – Concentrações de nitrato no afluente, nas câmaras e no efluente do reator aeróbio, para os dias especificados na figura, durante a Etapa I

Nos dias 293 e 301 as concentrações de nitrato permaneceram praticamente constantes a partir da terceira câmara, porém essas concentrações estão abaixo dos valores de N-amoniaco consumidos. No dia 308 na última câmara a concentração de nitrato decresceu em relação a da câmara anterior, enquanto a de nitrito aumentou para valores acima dos normalmente medidos no sistema.

É possível que algumas dessas ocorrências estejam relacionadas a simultânea nitrificação e desnitrificação no reator. Em sistema para remoção de matéria carbonácea e nitrificação o consumo de oxigênio é maior, além disso o tipo de floco, em geral, é mais compacto que o observado em um sistema para nitrificação, propiciando o aparecimento de zonas anóxicas dentro do floco, o que contribui para a simultânea nitrificação e desnitrificação.

A remoção de nitrato após a quarta câmara, isto é, no efluente deve-se a desnitrificação no decantador, a qual ocorria quando o lodo, devido a problemas no sistema de recirculação, acumulava no mesmo. Nesse caso, em geral ocorria a flotação do lodo no decantador.

Com base na Figura 7.32 constata-se que as concentrações de nitrito foram em geral muito baixas, praticamente desprezível, independente da câmara.

As relações NTK/DQO do afluente para os dias de operação 293, 301, 308, 315 e 323 foram respectivamente, 6,5; 8,6; 12,2; 7,7 e 7,2. Observa-se que no dia

308 cuja relação DQO/NTK foi de 12,2 o desenvolvimento das concentrações de nitrato ao longo do reator foi mais lento em compensação nestes dias foram observadas as maiores concentrações de nitrito na seqüência das câmaras.

Na Tabela 7.22 são apresentadas as médias das cargas volumétricas aplicadas e da relação A/M, em termos das concentrações de NTK e N-amoniacoal, e as relações DQO/NTK e DQO/N-amoniacoal para as Fases 1 e 2, da Etapa I.

Na Figura 7.34 são mostradas as curvas de variação de fósforo total do afluente e do efluente em função do tempo de operação.

Tabela 7.22 – Valores médios de COV e da relação A/M, utilizando nitrogênio como substrato, e relação DQO/NTK e DQO/N-amoniacoal, para as fases 1 e 2.

Fase	COV (kg N/m ³ .d)		A/M (kg N/kg SSV.d)		DQO/NTK	DQO/N-amon.
	NTK	N-amon.	NTK	N-amon.		
1	0,23	0,20	0,12	0,11	10,9	14,0
2	0,14	0,10	0,16	0,11	8,8	13,3

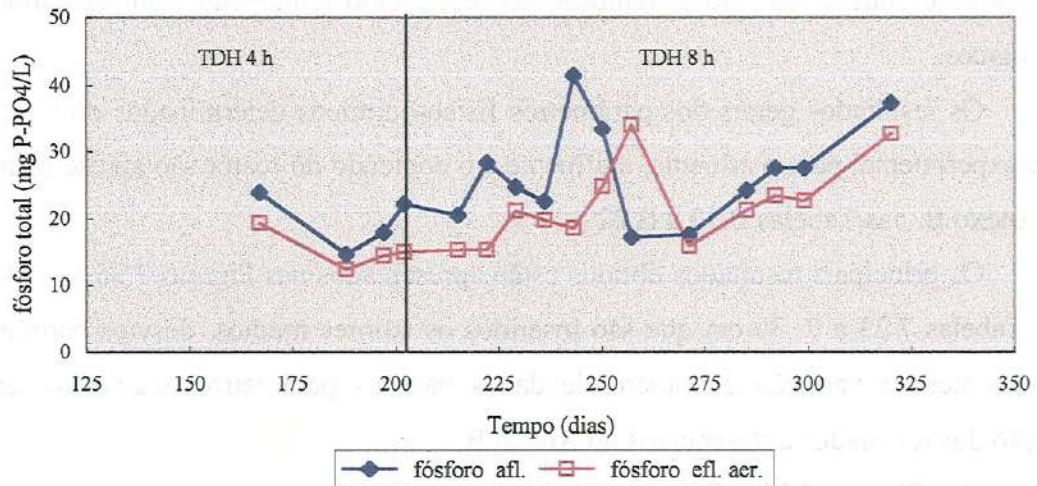


Figura 7.34 – Curvas de variação de fósforo total do afluente e do efluente do reator aeróbio durante a Etapa I

7.3 Reator compartimentado aeróbio alimentado com efluente de reator anaeróbio

7.3.1 Considerações operacionais

A Etapa II, na qual o reator aeróbio foi operado recebendo como afluente o efluente do reator compartimentado anaeróbio, foi dividida em duas fases. A Fase 1, com TDH de 8 h, teve duração de 91 dias e a Fase 2, TDH de 6 h, foi de 127 dias.

Entre os dias 477 a 488 o esgoto esteve completamente diluído. Isso provocou a redução dos SSV do tanque de aeração, que chegaram a valores em torno de 100 mg/L.

Objetivando recuperar as concentrações de SSV no tanque de aeração o mais rápido possível, optou-se por adicionar ao reator, entre os dias 502 e 509, Fase 2, uma parcela de esgoto bruto correspondente a 1/3 da vazão total. Devido a isso, nesse pequeno período, o reator foi operado com TDH de 4 horas.

No final da Fase 2, do dia 537 ao 546, foi adicionado cloreto férrico no tanque de aeração, com o objetivo de testar a remoção de fósforo utilizando precipitação simultânea, isto é, remoção do precipitado juntamente com os sólidos biológicos.

Os resultados gerais dos parâmetros físico-químicos determinados durante a fase experimental para o afluente, o efluente e o conteúdo do reator são apresentados no Anexo B, nas Tabelas B.12 a B.22.

Os principais resultados obtidos estão apresentados nas Figuras 7.35 a 7.54 e nas Tabelas 7.23 a 7.30 em que são inseridos os valores médios, desvios padrões, coeficientes de variação e número de dados para os parâmetros analisados, em função dos resultados apresentados no Anexo B.

Nas Figuras 7.35 e 7.36 são representados respectivamente os resultados de pH e AT, AP e AI e AVT, em função do tempo de operação, para as Fases 1 e 2 da Etapa II.

Observa-se que, durante toda a Etapa II, foi adicionada ao reator uma fonte externa de alcalinidade, aproximadamente 1,10 a 1,50 g HCO_3^-/L (1,5 a 2,0 g $\text{NaHCO}_3/\text{dia}$), cuja vazão foi da ordem de 1 L/dia, a qual não pôde ser quantificada adequadamente devido aos problemas de alterações da vazão de adição da solução,

uma vez que não havia bomba para tal controle. Porém os valores de AT no afluente, foram determinados anteriormente à adição de bicarbonato, pois a solução era adicionada diretamente à câmara 1. Entretanto, apesar da adição de fonte externa de alcalinidade ao reator, verifica-se que em alguns períodos os valores de AT foram quase nulos.

Na Fase 1 as concentrações de AVT foram, em média 20 e 17 mg HAc⁻/L, para o afluente e o efluente, nota-se que, praticamente, não houve alteração das concentrações. Na Fase 2, a partir do dia 475, ocorreu aumento nas concentrações de AVT do afluente e, conseqüentemente, do efluente. Nessa fase, as médias foram 27 e 20 mg/L para o afluente e efluente.

Tabela 7.23 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de pH, AT (alcalinidade total), AP (parcial), AI (intermediária) e AVT (ácidos voláteis totais) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Etapa	Fase		AT (mg CaCO ₃ /L)		AP (mg CaCO ₃ /L)		AI (mg CaCO ₃ /L)		AVT (mg HAc/L)	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
II	1	M	190	110	137	93	52	30	20	17
		S	37	59	30	47	10	13	5	5
		CV	20	54	22	50	19	44	23	31
		N	19	19	19	16	19	16	17	15
	2	M	179	83	127	66	54	26	27	20
		S	34	54	23	41	13	13	11	9
		CV	19	66	18	63	24	48	40	46
		N	17	17	16	14	16	14	17	17

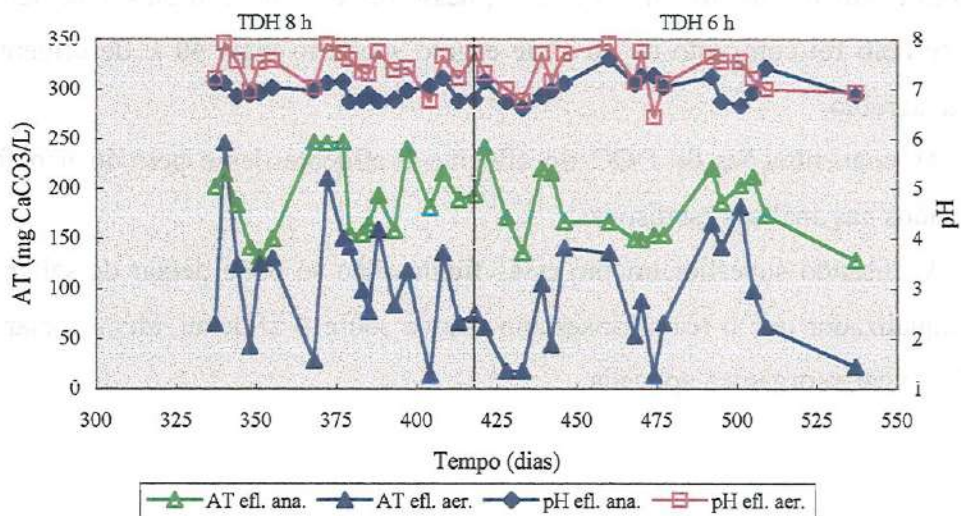


Figura 7.35 – Curvas de variação de pH e alcalinidade total (AT) do afluente e do efluente do reator aeróbio da Etapa II

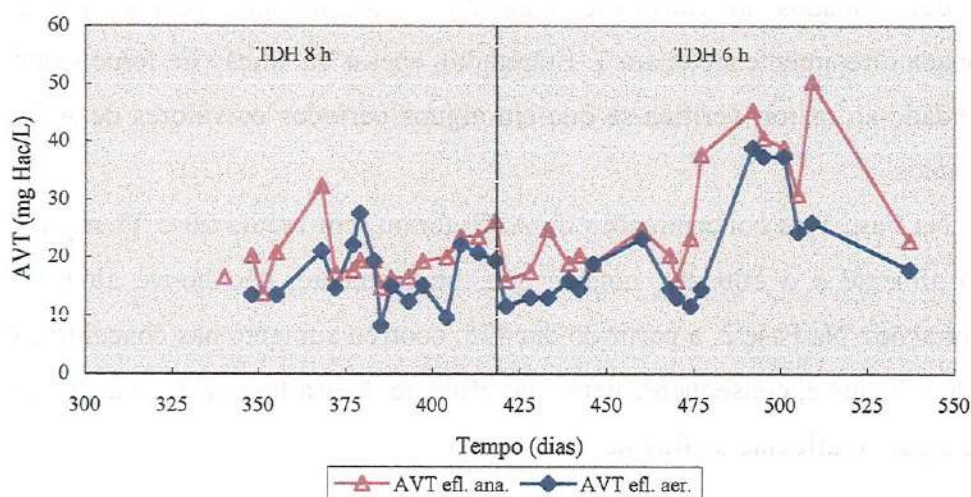


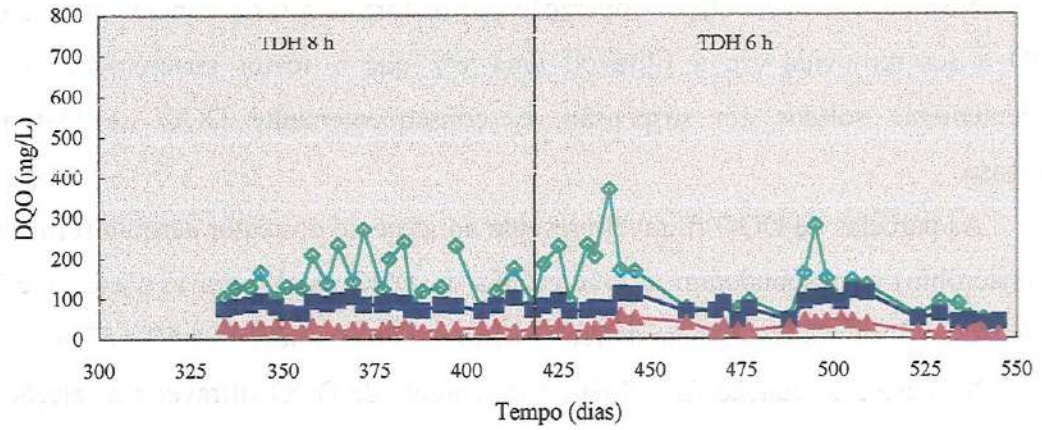
Figura 7.36 – Curvas de variação de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e do efluente do reator aeróbio da Etapa II

Na Figura 7.37.a, b e c são representados os resultados de DQO filtrável, do material suspenso e total do afluente bruto, efluente do reator anaeróbico e do aeróbico em função do tempo de operação, para as Fases 1 e 2 da Etapa II.

É importante salientar que o acréscimo das concentrações de DQO do afluente no período do dia 502 ao 509 foi devido à adição de esgoto sanitário bruto na terceira câmara do reator, com o objetivo de acelerar a recuperação do sistema, isto é, propiciar o crescimento mais rápido do lodo biológico que havia decrescido devido às condições do afluente. Portanto, nesse período, de oito dias, o afluente ao reator aeróbico foi composto de 20 L de esgoto sanitário mais 40 L de efluente do reator anaeróbico.

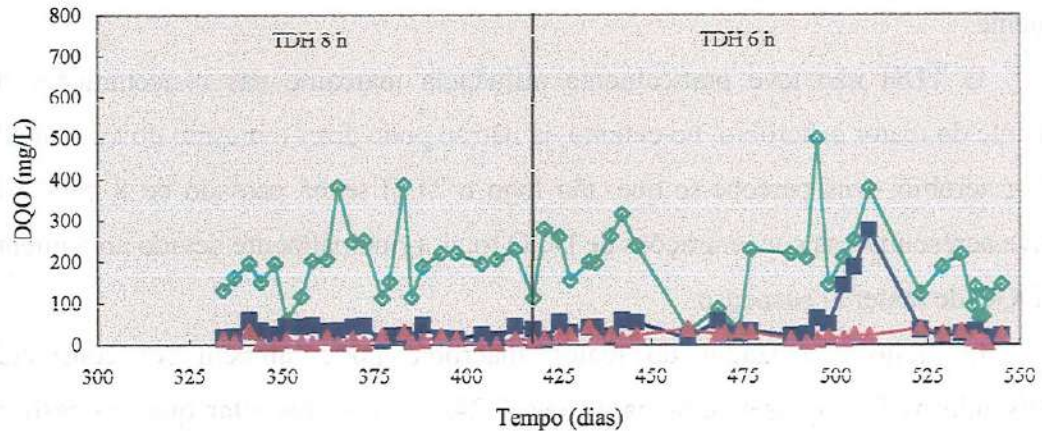
As concentrações de DQO do afluente e efluente desse período não foram computados nas análises estatísticas.

Analisando superficialmente essas figuras não se pode deixar de salientar o efeito equalizador que o reator anaeróbico exerce sobre o afluente, além, é claro, da redução da carga orgânica aplicada.



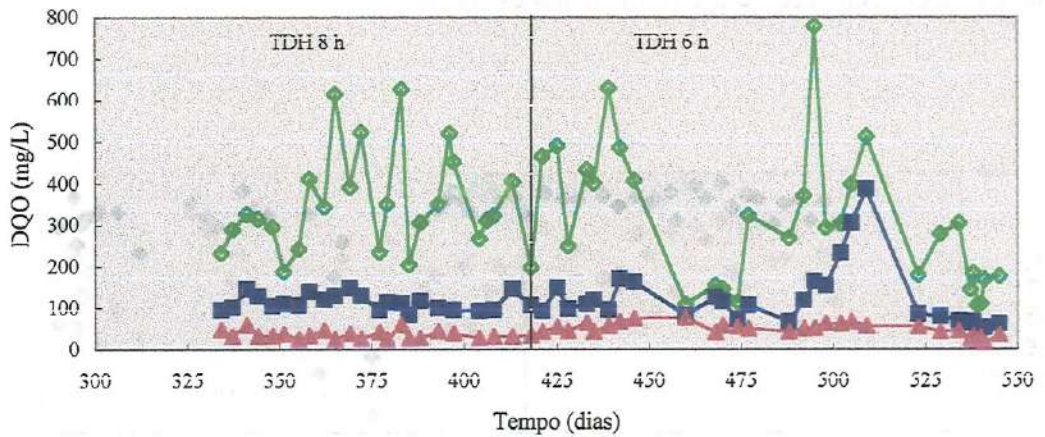
—◇— DQOf afl. br. (mg/L) —■— DQOf efl. ana. (mg/L) —▲— DQOf efl. aer. (mg/L)

(a)



—◇— DQOms afl. br. (mg/L) —■— DQOms efl. ana. (mg/L) —▲— DQOms efl. aer. (mg/L)

(b)



—◇— DQO t afl. br. (mg/L) —■— DQO t efl. ana. (mg/L) —▲— DQO t efl. aer. (mg/L)

(c)

Figura 7.37 – Curvas de variação de DQO do materia filtrável (a), do suspenso (b) e total (c) do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbico (afluente do reator aeróbico) e do efluente do reator aeróbico na Etapa II de operação

Nota-se, que nesta etapa – operação dos reatores em série a maior parcela de DQO a ser removida era a filtrável, uma vez que o reator anacróbio remove eficientemente sólidos em suspensão, e, conseqüentemente DQO de material suspenso.

As parcelas de DQO filtrável presente no afluente do reator aeróbio (efluente do anacróbio) correspondem a 73% e 68% da DQO total, para as Fases 1 e 2, enquanto as filtráveis no efluente do reator aeróbio corresponderam a 69 e 57%.

Na Fase 2 a redução da influência da parcela de DQO filtrável em relação à total do efluente do reator aeróbio foi devida ao aumento do arraste de sólidos biológicos, como será visto, posteriormente, nos dados referentes a sólidos em suspensão; portanto, o que ocorreu foi aumento da DQO de material suspenso no efluente.

O TDH não teve praticamente influência marcante nas concentrações do efluente do reator anacróbio, no entanto, já não se pode dizer o mesmo do efluente do reator aeróbio, pois percebe-se que, tão logo o TDH tenha passado de 8 para 6 h, houve acréscimo nas concentrações de DQO total, principalmente devido ao aumento da DQO de material suspenso.

O efeito equalizador do reator anacróbio pode também ser constatado analisando os CV apresentados na Tabela 7.24. Deve-se ressaltar que, no caso da DQO de material suspenso, devido aos baixos valores de DQO do efluente, o desvio padrão tende a ser próximo ao valor médio, uma vez que se torna difícil manter a variação da concentração em um limite tão estreito.

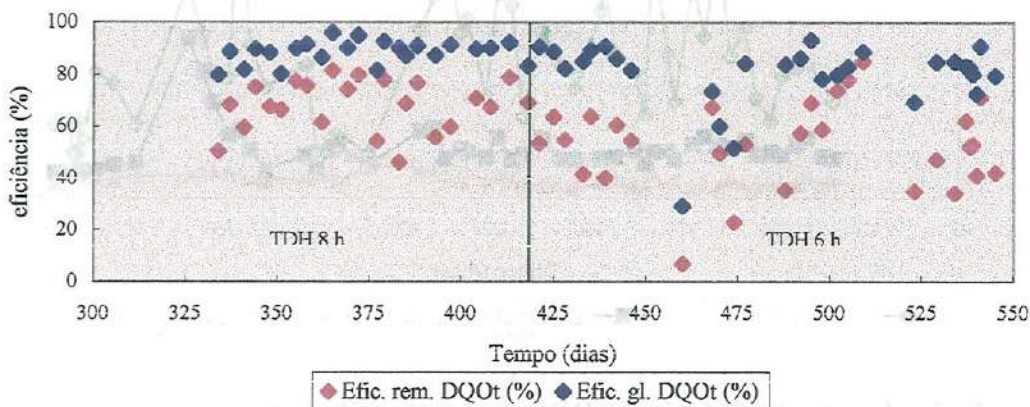


Figura 7.38 – Resultados de eficiência de remoção de DQO total do reator aeróbio e do sistema global (anaeróbio/aeróbio)

Analisando a Figura 7.37 verifica-se que, durante a Fase 1, tanto a DQO filtrável do afluente como a do efluente do reator aeróbio permaneceram estáveis, enquanto que na Fase 2, embora a concentração de DQO filtrável do afluente, em média, tenha sido menor que a da Fase 1, os limites de variações foram maiores; o mesmo se pode dizer do efluente.

No período do dia 477 até o 488, o esgoto esteve de tal forma diluído, (resultados descartados), que resultou na autodegradação total do lodo biológico do reator aeróbio.

Tabela 7.24 - Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) de DQO do material filtrável e do suspendo e de DQO total do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio, da eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio e no sistema global, da relação A/M e COV nas Fases 1 e 2 da Etapa II de operação do reator aeróbio

Fase		DQOt (mg/L)			Efic. rem. (%)	Efic. glob. (%)	A/M*	COV**
		afl. br.	efl. ana.	efl. aer.				
1	M	349	114	36	68	89	0,63	0,34
	S	121	19	10	10	4	0,20	0,06
	CV	35	17	29	15	5	32	17
	N	25	23	23	23	23	13	23
2	M	383	112	51	52	85	1,45	0,45
	S	159	36	12	11	5	0,94	0,14
	CV	42	32	23	21	6	65	32
	N	17	17	17	17	17	10	17
Fase		DQO filtrável (mg/L)			Efic. rem. (%)	Efic. glob. (%)	A/M*	COV**
		afl. br.	efl. ana.	efl. aer.				
1	M	150	83	25	70	81	0,44	
	S	55	11	5	6	7	0,12	
	CV	37	14	19	9	9	27	
	N	23	23	23	23	23	13	
2	M	158	76	29	63	79	0,96	
	S	88	23	14	11	12	0,60	
	CV	56	31	49	17	15	63	
	N	17	17	17	17	17	10	
Fase		DQOms (mg/L)			Efic. rem. (%)	Efic. glob. (%)	A/M*	COV**
		afl. br.	efl. ana.	efl. aer.				
1	M	193	31	11		93	0,18	
	S	78	14	9		78	0,10	
	CV	40	46	79		40	56	
	N	23	23	22		23	13	
2	M	225	36	22		88	0,49	
	S	91	16	10		8	0,35	
	CV	40	44	46		9	71	
	N	17	17	17		17	10	

*Kg DQO/kg SSV.dia

**Kg DQO/m³.dia

Observando os resultados de eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio e no sistema global, mostrados na Figura 7.38, nota-se que na Fase 1, em geral, a eficiência no reator aeróbio esteve acima de 60% e no sistema global acima de 80%.

Porém, quando o TDH foi mudado de 8 para 6 horas (Fase 2) nota-se que, imediatamente, a eficiência de remoção de DQO do reator aeróbio começou a decrescer, quando, então, caiu para valores em torno de 20 %, principalmente, entre os dias 450 a 475, cuja causa foram as características do afluente bruto que se apresentou completamente diluído, ocasionando a redução do lodo biológico aeróbio. Contudo a eficiência global do sistema não sofreu alterações com a mudança do TDH, decrescendo apenas no período crítico devido a diluição do esgoto afluente.

Após esse período nota-se que ocorre certa recuperação nas eficiências de remoção de DQO a qual é mais estável em termos de eficiência global.

O aumento da relação A/M, da Fase 1 para a 2, não foi unicamente devido à mudança do TDH de 8 para 6 h, e conseqüente aumento da carga orgânica aplicada, mas foi principalmente devido à redução dos sólidos em suspensão no tanque de aeração durante a Fase 2. Enquanto a COV foi acrescida 1,3 vez, com a redução do TDH, a relação A/M aumentou 2,3 vezes.

Na Tabela 7.25 são apresentados os valores médios das relações DBO_5/DQO total e solúvel do afluente (efluente do reator anaeróbio) e efluente do reator aeróbio durante a Etapa II.

Os resultados das relações DBO_5/DQO , inseridos da Tabela 7.25, indicam que em torno de 50% da DQO total e filtrável do afluente ao reator aeróbio era biodegradável.

As concentrações de sólidos totais, suspensos e filtráveis do afluente, do efluente e do conteúdo do reator são apresentados nas Figuras 7.39 a 7.43. As curvas de variação de sólidos, da mesma forma que as de DQO, denotam a ação equalizadora do reator anaeróbio.

Tabela 7.25 – Valores médios das relações DBO_5/DQO do afluente (efluente do reator anaeróbio) e do efluente do reator aeróbio na Etapa II.

Etapa	Fase	DBO_5/DQO total		DBO_5/DQO filtrável	
		efl. ana. (afluente)	efl. aeróbio	efl. ana. (afluente)	efl. aeróbio
II	1	0,53	0,44	0,47	0,44
	2	0,44	0,58	0,49	0,29

Do mesmo modo que ocorreu com os valores de DQO, as concentrações de sólidos em suspensão do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do aeróbio são mais estáveis na Fase 1 que na 2.

As concentrações médias, desvios padrões, CV e número de dados analisados dos resultados de sólidos são apresentadas nas Tabelas 7.26, 7.27 e 7.28.

Pelos resultados da Tabela 7.26 nota-se que os valores das concentrações de sólidos em suspensão no efluente do reator aeróbio, praticamente, dobraram na passagem da Fase 1 para a 2, ao passo que a média das concentrações no afluente foram menores, o que claramente indica o arraste de sólidos biológicos.

O comportamento do IVL em relação às concentrações de SST, em função do tempo, é mostrado na Figura 7.41.

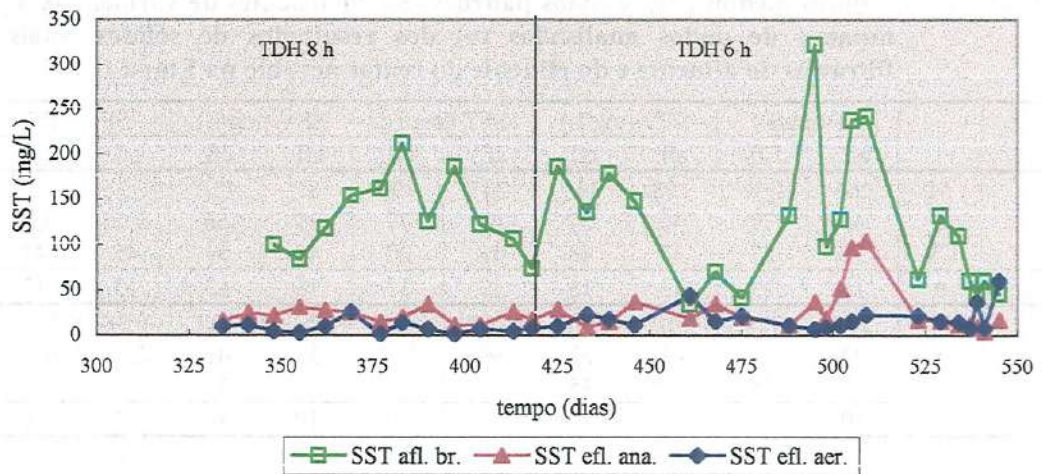


Figura 5.39 – Curvas de variação de SST do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

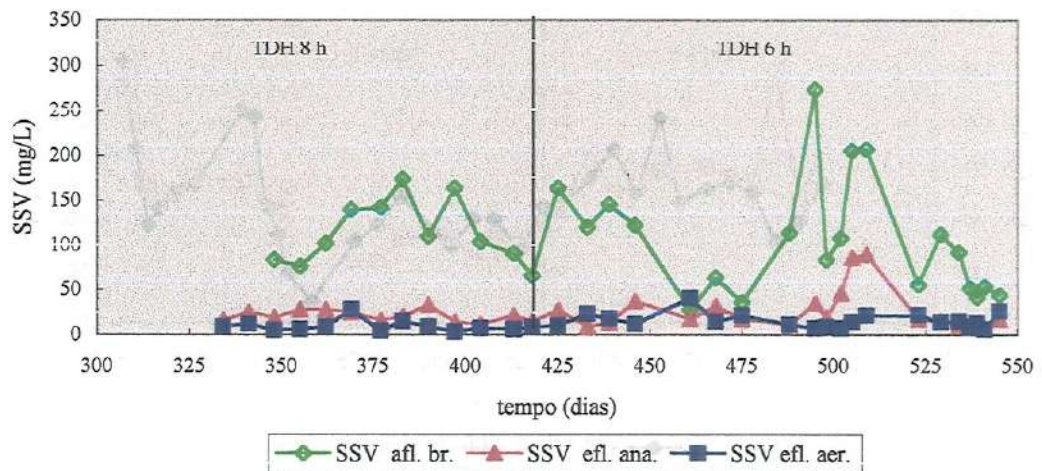


Figura 5.40 – Curvas de variação de SSV do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Tabela 7.26 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de SST, SSV, da eficiência de remoção de sólidos do sistema global e da relação SSV/SST

Fase		SST (mg/L)			SSV (mg/L)			Efic. gl.(%)		SSV/SST	
		efl. br.	efl. ana.	efl. aer.	efl. br.	efl. ana.	efl. aer.	SST	SSV	efl. ana.	efl. aer.
1	M	131	22	8	114	21	9	94	92	0,98	1,34
	S	43	7	7	36	7	6	5	5	0,11	0,62
	CV	33	34	77	32	31	70	5	5	12	46
	n	11	13	13	11	13	13	11	11	13	13
2	M	123	17	18	105	17	14	82	82	1,02	0,89
	S	74	10	14	62	9	6	20	15	0,21	0,22
	CV	61	58	79	59	56	45	25	19	21	25
	n	14	14	14	14	14	14	13	14	14	14

Tabela 7.27 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais e filtráveis do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Fase		ST (mg/L)		STV (mg/L)		SFT (mg/L)		SFV (mg/L)		SFV/SFT	
		afl.	Efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	Efl.
	M	266	299	108	119	245	190	87	110	0,36	0,38
	S	41	79	40	57	43	77	39	56	0,16	0,16
	CV	16	27	37	48	18	27	45	51	45	43
	n	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13
2	M	263	329	110	150	243	312	90	133	0,38	0,44
	S	94	117	43	52	90	112	38	46	0,11	0,07
	CV	36	35	39	35				34		
	n	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10

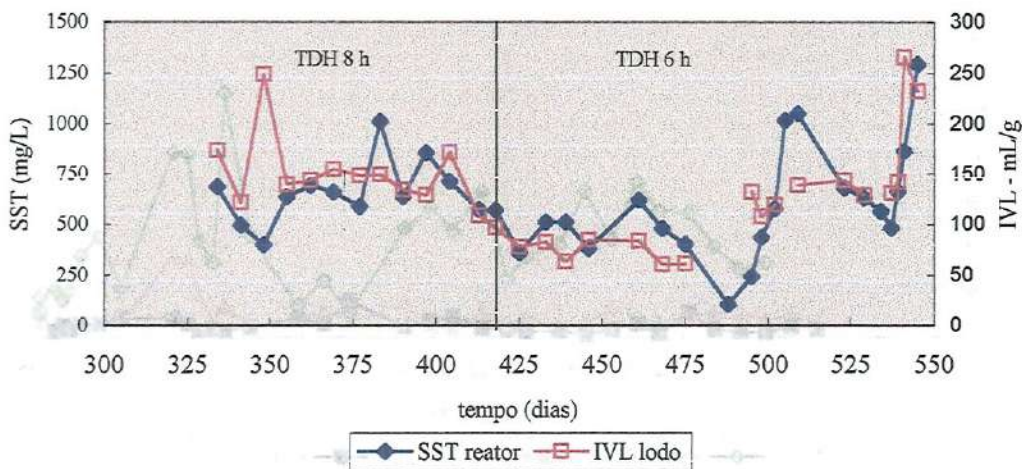


Figura 7.41 – Curvas de variação de SST e IVL do lodo do tanque de aeração durante a Etapa II

Na Fase 1 o IVL, Figura 7.41, esteve acima de 100mL/g, sendo a média do período 148 mL/g, começando a decrescer no final da mesma. Do início da Fase 2 até aproximadamente o dia 475 de operação permaneceu abaixo de 100 mL/g, para em seguida aumentar para valores acima de 120 mL/g. O início do período de aumento esteve relacionado ao decréscimo das concentrações de SST no tanque de aeração o que ocorreu principalmente devido a problemas nas características do afluente.

Tabela 7.28 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de sólidos totais e suspensos e do IVL do tanque aeração.

Fase		Tanque de aeração						
		ST (mg/L)	STV (mg/L)	STV/ST	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	SSV/SST	IVL (mL/g)
1	M	988	720	0,73	656	580	0,88	148
	S	171	159	0,05	153	137	0,02	38
	CV	17	22	7	23	24	2	25
	n	13	13	13	13	13	13	13
2	M	818	573	0,69	554	413	0,82	133
	S	160	142	0,06	287	135	0,19	61
	CV	19	25	9	52	33	23	46
	n	10	10	10	14	14	14	12

A partir do dia 460, mais uma vez, o esgoto começou a apresentar baixa concentração de substrato, mas, ainda, suficiente para manter a operação do reator. Porém, entre os dias 477 a 488, o grau de diluição foi tal que, visivelmente, começou a alterar as condições do lodo biológico.

Nesse período ocorreu a formação de flocos grandes e densos que tendiam a sedimentar até mesmo no tanque de aeração, nos pontos em que a turbulência era menor. A impressão visual era de que todo lodo disperso no reator havia sido “atraído” para esses flocos. No entanto, no período de aproximadamente 8 a 9 dias esses flocos desapareceram do reator, não que tenham sido arrastados pelo efluente, a menos que tenha ocorrido a desintegração (desfloculação) dos mesmos.

Ao final desse período as concentrações médias de SSV no reator, que anteriormente ao problema eram de 361 mg/L, decresceram para 89 mg/L.

Esse comportamento pode ser explicado pelos resultados obtidos por pesquisadores como LI & GANCZARCZYK (1993) e ANDREADAKIS (1993), os

quais concluíram que a produção de polímeros extracelulares está relacionada à carga orgânica aplicada, e aumenta com o decréscimo desta. Como os polímeros extracelulares são um dos principais fatores que facilitam a biofloculação, eles influenciam as características do floco.

Todavia, BARBUSINSKI & KOSCIELNIAK (1995) observaram que, com o decréscimo da carga orgânica, ocorre quebra dos flocos, e sugerem que sob condições de “starvation” os microrganismos podem usar, como material de reserva, tanto o hidroxibutirato (PHB) como os produtos extracelulares.

Segundo esses pesquisadores não há controvérsias entre as observações de LI & GANCZARCZYK (1993) e de ANDREADAKIS (1993), a respeito da ocorrência de aumento da produção de polímeros extracelulares com o decréscimo da carga orgânica, e as suas constatações de que a redução da carga orgânica pode favorecer a quebra dos flocos, uma vez que tal incoerência pode ser explicada pelo fato de que é possível que a quebra dos flocos ocorra apenas quando a taxa de redução (utilização) dos polímeros extracelulares, como material de reserva, é maior que a taxa de produção destes polímeros.

Em outras palavras, a redução da carga orgânica favorece a produção de polímeros extracelulares; porém, quando esta atinge níveis muito baixos ou há até mesmo, ausência de material orgânico, os polímeros extracelulares restam como único substrato a ser metabolizado.

Uma das hipóteses sobre os fenômenos envolvidos na floculação biológica baseia-se no nível de energia. Segundo esse postulado quando a remoção de substrato orgânico se dá na máxima taxa possível, o mesmo ocorre com o crescimento dos microrganismos e, nessas condições, a energia é suficiente para mantê-los dispersos. Porém quando o substrato disponível é limitado, a taxa de crescimento é restringida e parte dos microrganismos começam a morrer. Na fase endógena as bactérias passam a metabolizar predominantemente suas próprias reservas com conseqüente redução no nível de energia. Conforme o nível energético decresce, cresce rapidamente a taxa de formação de flocos (ALÉM SOBRINHO, 1983).

Parece que essas teorias conseguem explicar a formação dos flocos grandes e densos sobrevivendo o total desaparecimento do lodo do reator. É possível que a limitação inicial do substrato tenha levado à formação dos flocos grande, porém, posteriormente, as baixíssimas concentrações de substrato favoreceram a sua auto-degradação.

Com o objetivo de tentar acelerar a produção de lodo no reator, após o distúrbio, foi adicionado esgoto sanitário bruto, do dia 502 ao 509, à terceira câmara do reator, equivalente a 1/3 da vazão total. Como pode ser constatado na Figura 7.41, a concentração de SST no reator aumentou rapidamente para valores em torno de 1000 mg/L.

Nas Figuras 7.42 e 7.43 são mostrados os resultados de ST e STV do afluente e efluente ao longo do tempo de operação do reator aeróbio, para as Fases 1 e 2 da Etapa II.

Como consequência do aumento das concentrações de sólidos filtráveis do afluente para o efluente, a concentração de sólidos totais também aumentou. Entretanto, na Fase 2, esse aumento foi mais significativo devido ao incremento dos sólidos em suspensão que também aumentaram.

Com relação aos sólidos filtráveis, constata-se pelas Figuras 7.42 e 7.43, e pela Tabela 7.27, que não houve remoção, pelo contrário, houve acréscimo nas concentrações de SFV do efluente em relação ao afluente. Esse fato foi devido, principalmente, à adição de solução de bicarbonato de sódio como fonte de alcalinidade, uma vez que pode ocorrer a transformação de bicarbonatos em carbonatos e depois, parcialmente a óxidos e sais básicos, em temperaturas entre 105°C até 180°C (APHA¹ apud CAMPOS, 1989).

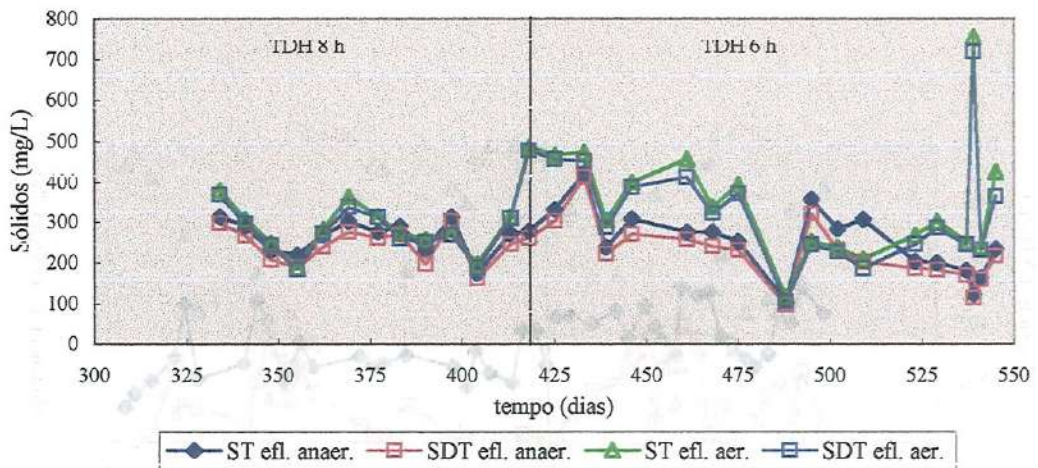


Figura 5.42 – Curvas de variação de sólidos totais (ST) e filtráveis totais (SFT) do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbico e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

¹ APHA, Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, 15th ed., Washington, D.C., 1980.

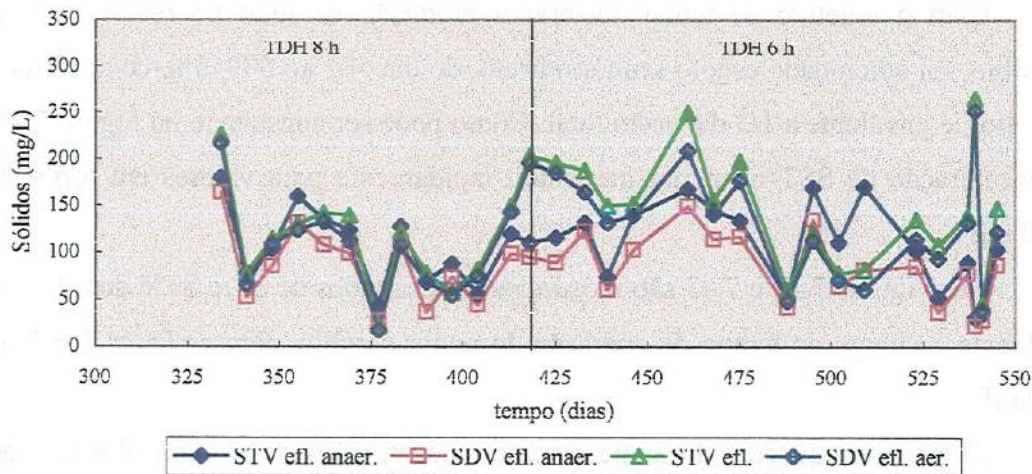


Figura 5.43 – Curvas de variação de STV e de SFV do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbico e do efluente do reator aeróbico na Etapa II

Nas Figuras 7.44 a 7.46 são apresentados os resultados de NTK, N-amoniacal e N-orgânico do afluente (efluente do reator anaeróbico) e efluente do reator aeróbico e as eficiências na remoção de NTK e de N-amoniacal.

As curvas de variação de NTK e do N-amoniacal do afluente e do efluente, bem como as eficiências de remoção, ou melhor transformação, de nitrogênio demonstram que o sistema, apesar de, em determinadas situações, ter alcançado eficiência próxima a 100 %, foi instável com acentuadas variações nos níveis de N-oxidado, cujas concentrações no efluente são dadas na Figura 7.47.

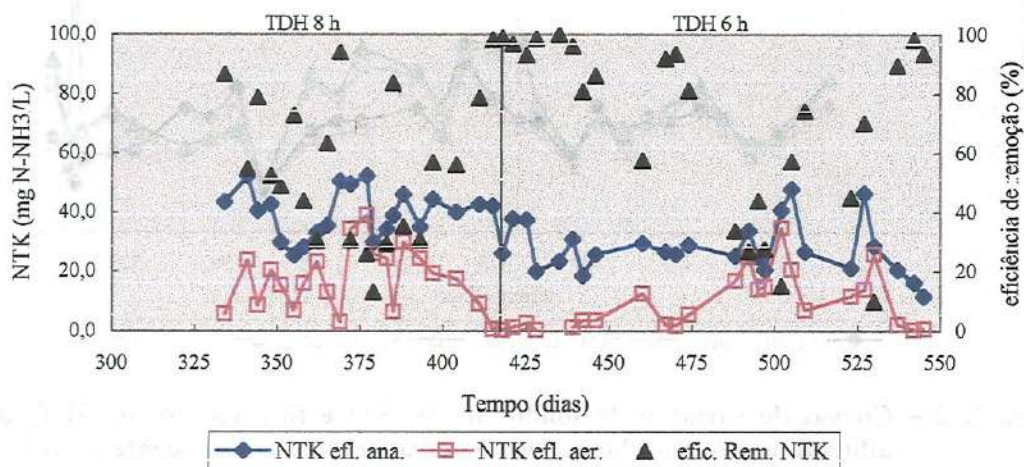


Figura 7.44 – Curvas de variação de NTK do afluente e do efluente e da eficiência de remoção de NTK do reator aeróbico na Etapa II

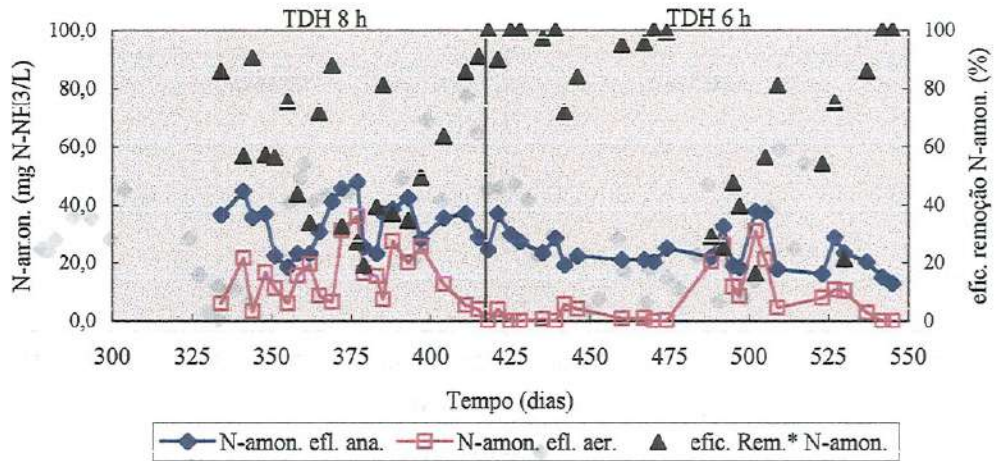


Figura 7.45 – Curvas de variação de N-amoniaco do afluente e do efluente e da eficiência de remoção de N-amoniaco do reator aeróbico na Etapa II

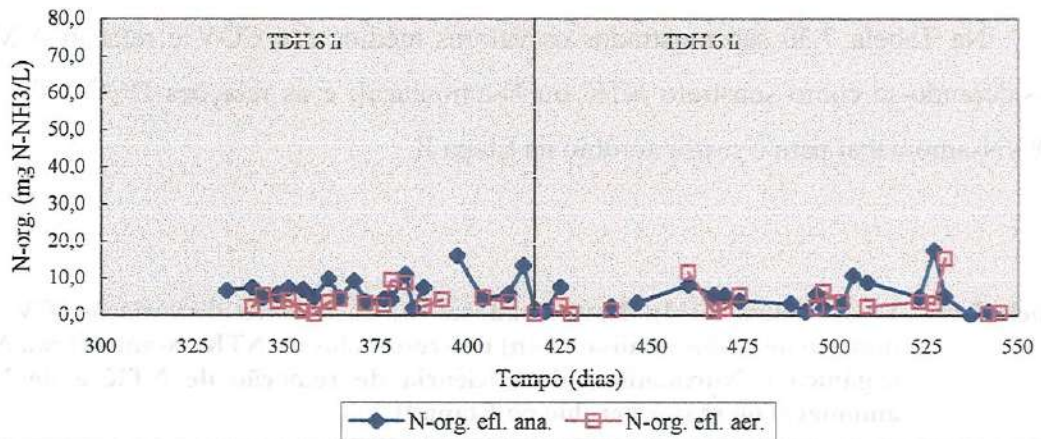


Figura 7.46 – Curvas de variação de N-orgânico do afluente e do efluente do reator aeróbico na Etapa II

Analisando a Figura 7.47, nota-se que as concentrações de nitrogênio oxidado em função do tempo de operação, nesta etapa, seguiram a configuração de uma função cossenoidal, porém com grande dispersão em relação a média.

As concentrações médias de N-orgânico do efluente aeróbico foram 3,7 e 4,3 mg N-NH₃/L, respectivamente, para as Fases 1 e 2 (Tabela 7.29). Esses valores estão dentro da faixa de concentrações de nitrogênio residual (inerte) encontradas normalmente em esgotos domésticos.

Nas Figuras 7.48 a 7.51 são mostrados os resultados de nitrito e nitrato no afluente (efluente do reator anaeróbico), câmaras e efluente do reator aeróbico para os dias de operação especificados nas figuras.

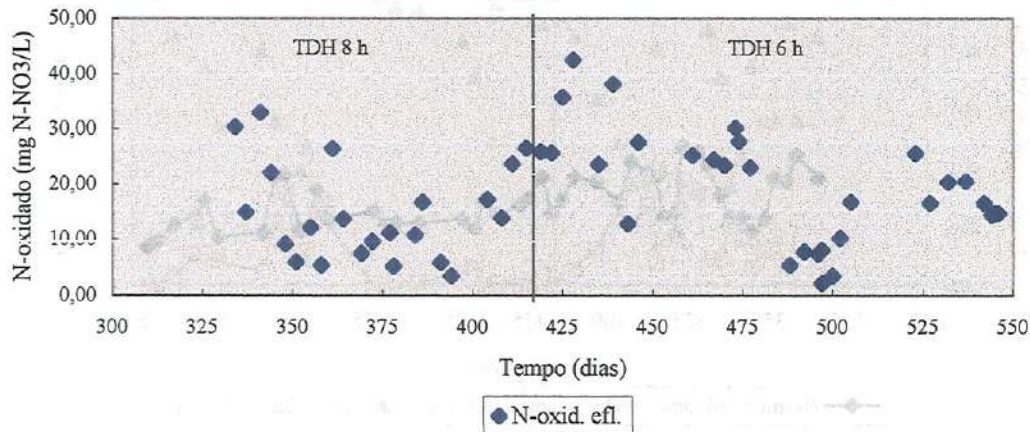


Figura 7.47 - Resultados de N-oxidado no reator aeróbio durante a Etapa II

Na Tabela 7.30 são mostrados os valores médios das COV e relação A/M, considerando-se como substrato NTK ou N-amoniacoal, e as relações DQO/NTK e DQO/N-amoniacoal para o reator aeróbio na Etapa II.

Tabela 7.29 – Valores médios (M), desvios padrões (S), coeficientes de variação (CV) e número de dados analisados (n) dos resultados de NTK, N-amoniacoal, N-orgânico e N-oxidado e da eficiência de remoção de NTK e de N-amoniacoal no reator aeróbio na Etapa II

Fase		NTK (mg N-NH ₃ /L)		N-amon. (mg N-NH ₃ /L)		N-org. (mg N-NH ₃ /L)		Efic. remoção (%)		N-oxidado (mg N-NO ₃ /L)	
		afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	NTK	N-am.	Nitrito	Nitrato
1	M	39,2	16,7	33,5	14,5	6,7	3,7	57	60	0,71	14,08
	S	8,3	10,8	8,4	9,7	3,6	2,5	26	25	1,26	8,09
	CV										
	n	22	22	22	22	21	17	22	22	22	22
2	M	27,8	9,2	24,1	7,2	4,4	4,3	66	68	1,81	18,35
	S	9,1	9,7	7,0	9,0	4,7	4,8	32	29	3,56	11,05
	CV										
	n	24	24	24	24	12	8	15	15	28	28

Tabela 7.30 – Valores estimados de COV e A/M em função do NTK e N-amoniacoal como substrato e relações médias de DQO/NTK e DQO/N-amoniacoal do afluente ao reator aeróbio na Etapa II

NTK		N-amoniacoal		DQO/NTK	DQO/N-amon.
COV*	A/M**	COV*	A/M**		
0,12	0,22	0,10	0,19	3,04	3,65
0,11	0,29	0,10	0,25	5,05	5,86

*kg N/m³.dia

**kg N/kg SSV.dia

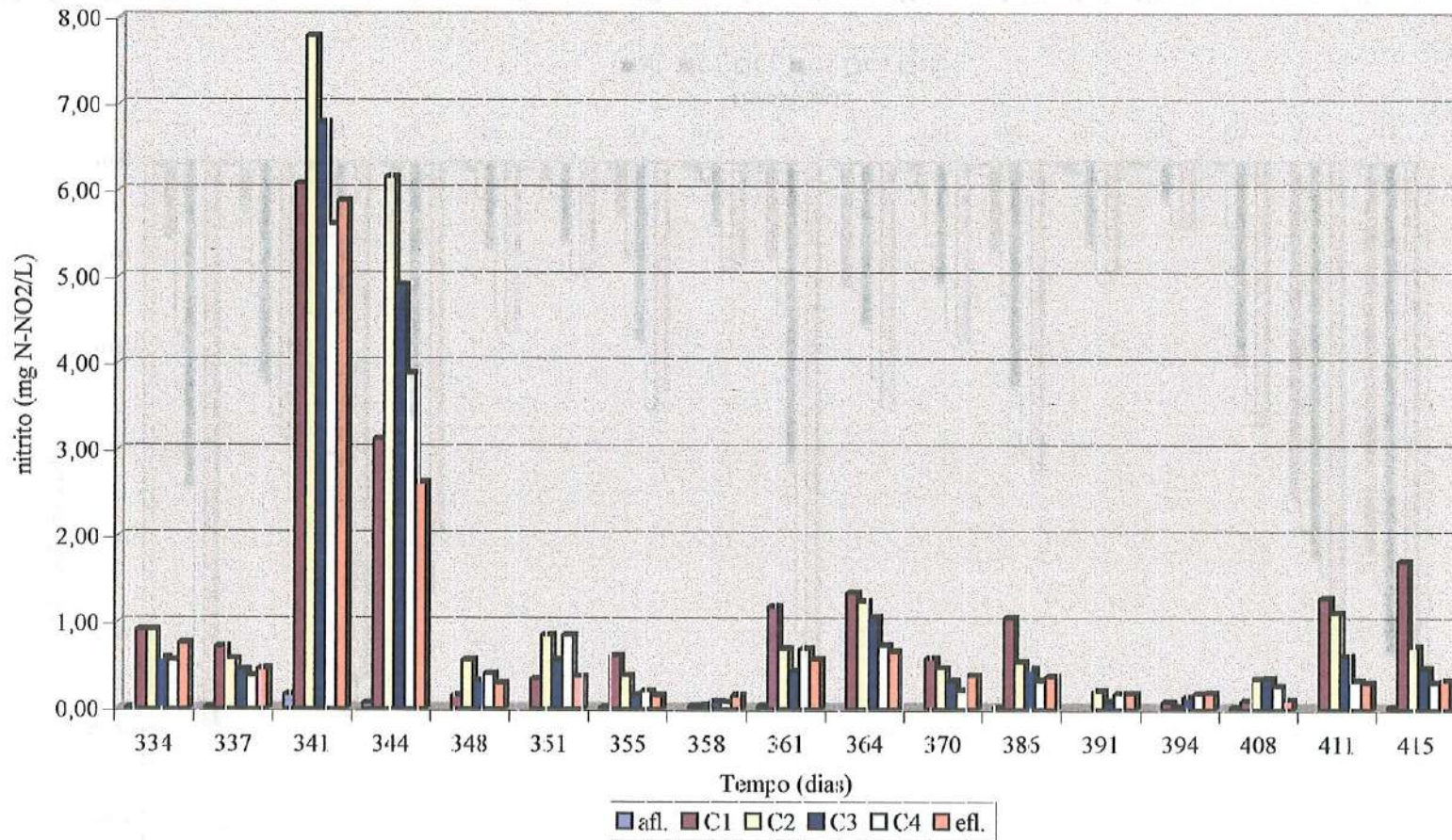


Figura 7.48 – Concentrações de nitrito no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio para os dias especificados na figura, durante a Fase 1 da Etapa II

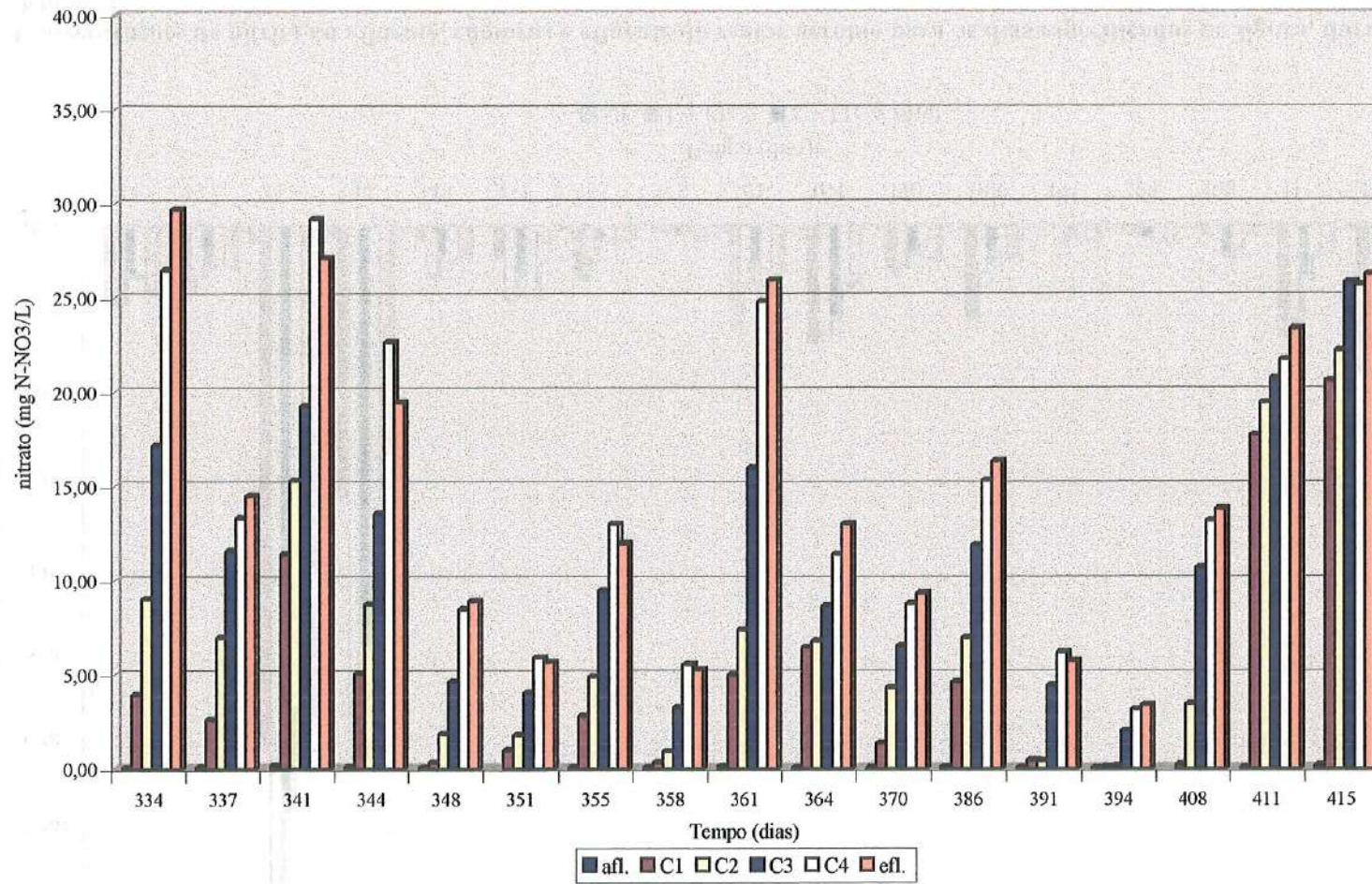


Figura 7.49– Concentrações de nitrato no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio, na Fase 1 da Etapa II, para os dias especificados na figura,

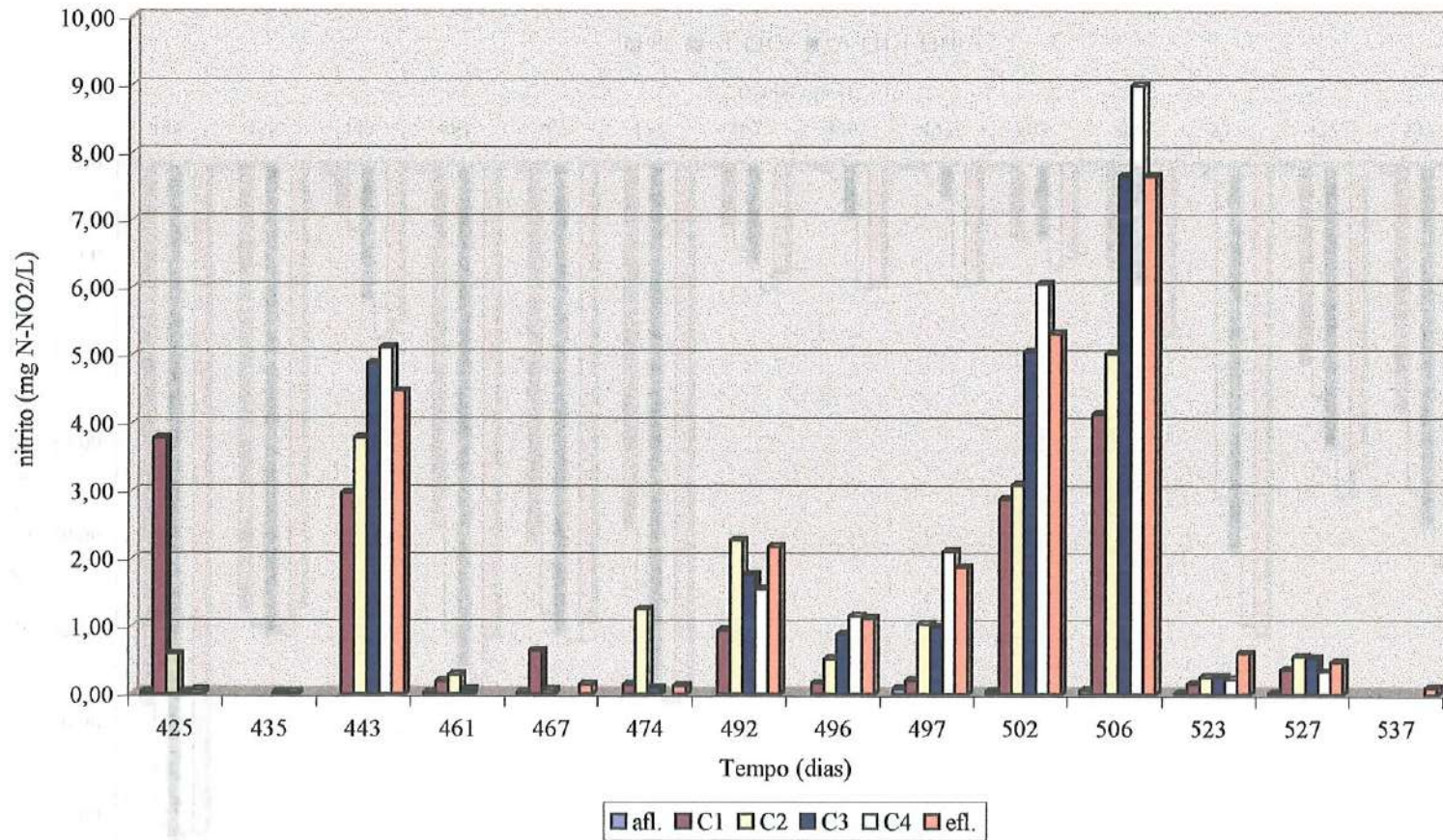


Figura 7.50 – Concentrações de nitrito no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio, para a Fase 2 da Etapa II, para os dias especificados na figura

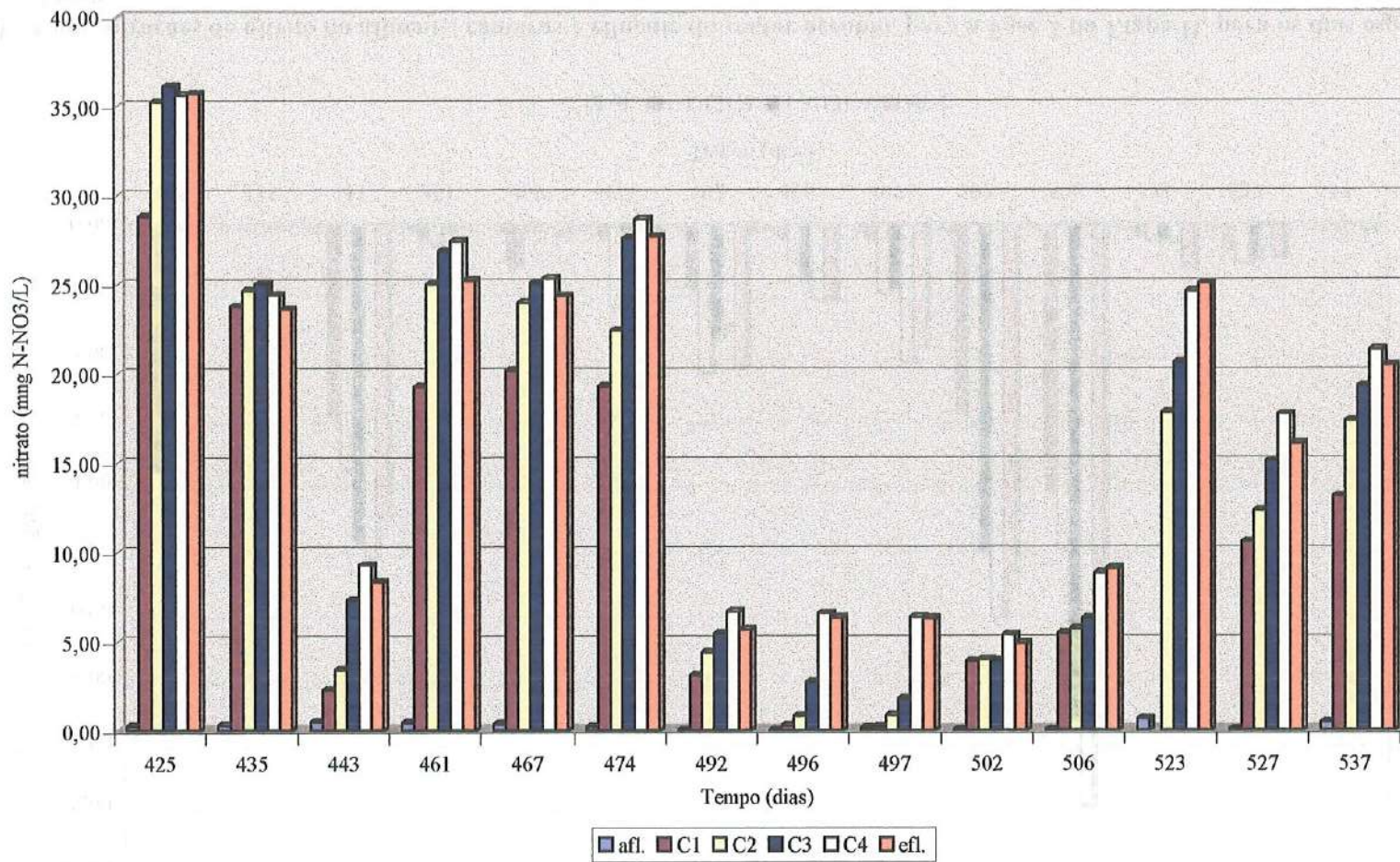


Figura 7.51 –Concentrações de nitrato no afluente, câmaras e efluente do reator aeróbio, na Fase 2 da Etapa II, para os dias especificados na figura

A partir dos resultados da Tabela 7.30 constata-se que, apesar da mudança do TDH de 8 para 6 horas, a COV aplicada, em termos de nitrogênio, decresceu devido à redução das concentrações do afluente, uma vez que na Fase 2 o esgoto esteve bastante diluído, porém a relação A/M aumentou em consequência do decréscimo das concentrações de SSV no tanque de aeração.

Na Figura 7.52 são mostradas curvas de variação das determinações de fósforo total do afluente bruto, do afluente (efluente do reator anaeróbico) e do efluente do reator aeróbico durante a Fase 1, e na Figura 7.53 são apresentados os resultados das determinações de fósforo total e orgânico para a fase 2.

Comparando as Figuras 7.52 e 7.53 é evidente que durante a Fase 1 houve remoção de fósforo, ainda que pequena, porém na Fase 2 foi desprezível. Pelos resultados inseridos na Tabela B.22 a remoção de fósforo total no sistema aeróbico foi estimada em 19% para a Fase 1. Ao passo que na Fase 2 houve períodos cujas concentrações de fósforo no efluente foram maiores que as do afluente devido ao arraste de sólidos biológicos.

Na Figura 7.54 são representadas as curvas de variação de fosfato total e orgânico, para a Fase 2 com adição de cloreto férrico ao reator aeróbico.

Apesar do pequeno período de estudo e, conseqüentemente, reduzido número de dados, constata-se que houve remoção de fósforo devida à adição de cloreto férrico ao tanque de aeração.

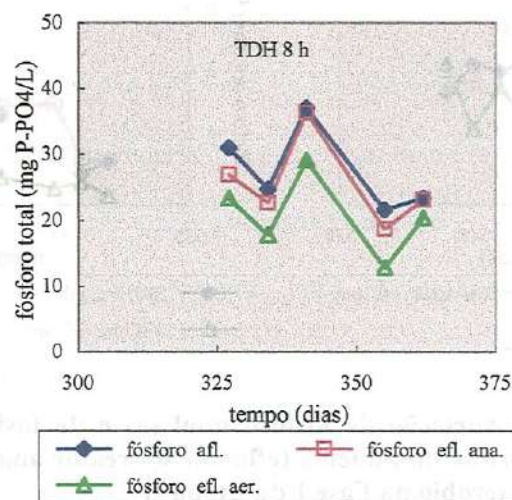


Figura 7.52 – Curvas de variação de fósforo total do afluente bruto, do afluente (efluente do reator anaeróbico) e do efluente do reator aeróbico na Fase 1 da Etapa II

A eficiência média na remoção de fósforo total medida como fosfato no período em que foi adicionado cloreto férrico ao tanque de aeração foi em torno de 56%.

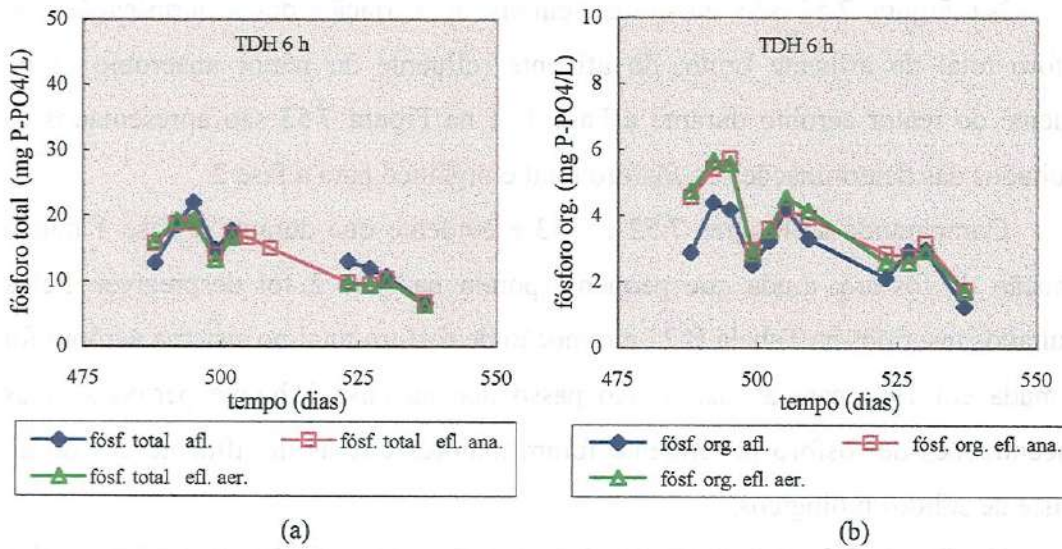


Figura 7.53 – Curvas de variação de fósforo total (a) e fósforo orgânico (b) do afluente bruto, do afluente (efluente do reator anaeróbico) e do efluente do reator aeróbico na Fase 1 da Etapa II

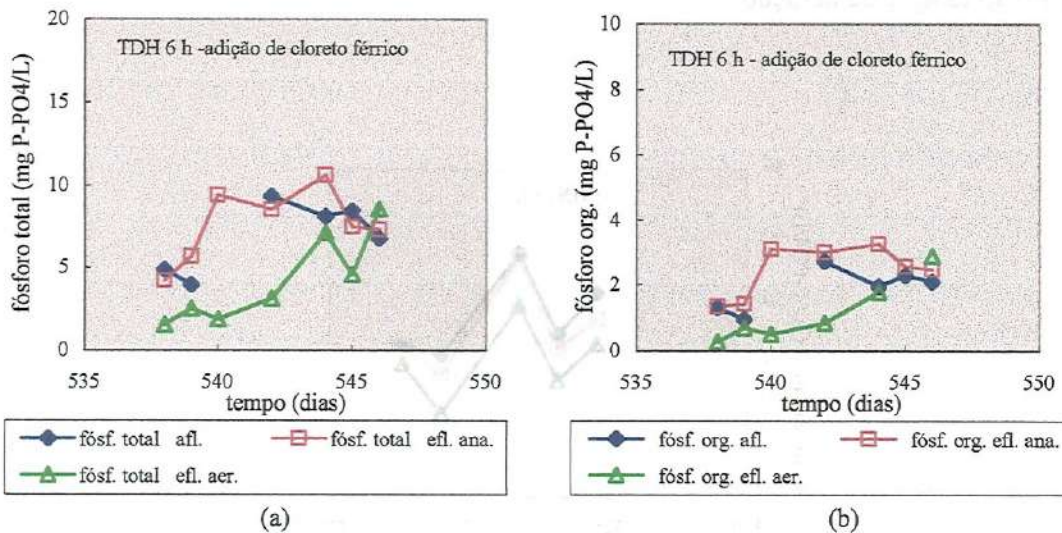


Figura 7.54 – Curvas de variação de fósforo total (a) e de fósforo orgânico (b) do afluente bruto, do afluente (efluente do reator anaeróbico) e do efluente do reator aeróbico na Fase 1 da Etapa II

7.4 Análises específicas do lodo

7.4.1 Taxa de utilização de oxigênio pela biomassa

Neste trabalho, a determinação da taxa de utilização de oxigênio tinha por objetivo obter informações a respeito das condições da biomassa e não quantificar o consumo de oxigênio no reator.

As taxas de consumo de oxigênio foram determinadas separadamente para cada uma das câmaras do tanque de aeração, uma vez que as concentrações de SSV da suspensão biológica eram diferentes.

Determinada a taxa de consumo de oxigênio (TCO) de cada câmara foi então calculada a taxa específica de consumo de oxigênio ($TCO_{esp.}$), utilizando-se a respectiva concentração de SSV.

A partir dos resultados das câmaras foram calculadas as TCO e $TCO_{esp.}$ médias para o tanque de aeração.

Considerando-se que a taxa de consumo de oxigênio dá informações a respeito das condições do lodo (HENZE, 1997), e, além disso, pode indicar a interferência de fatores tais como: concentração de oxigênio, temperatura, pH, substâncias tóxicas, concentrações limitantes, etc., na atividade biológica (CAMPOS, 1989), os testes de consumo de oxigênio, durante a Etapa II, foram realizados utilizando-se como substrato esgoto sanitário e efluente do reator anaeróbio, separadamente.

Foram realizados testes para determinação da taxa de oxigênio nos dias 286; 414; 431; 470; 498; 506 e 545 de operação do reator.

Os resultados de consumo de oxigênio em função do tempo obtidos nos testes e as respectivas curvas de variação são apresentados no Anexo C, nas Tabelas C.1 a C.7, e nas Figuras C.1 a C.7.

Junto às figuras estão inseridas as equações das retas que melhor se ajustam aos dados, cujos coeficientes angulares correspondem à taxa de consumo de oxigênio no tempo.

Os resultados das determinações da taxa de consumo de oxigênio, concentração de SSV da suspensão biológica de cada câmara e a taxa específica de consumo de oxigênio são dados na Tabela C.14.

Observando as curvas de concentração de oxigênio em função do tempo constatou-se que, em cada teste, em geral, as maiores variações nas taxas começaram a ocorrer quando a concentração aproximou-se de 1,0 mg/L.

Tendo em vista tal fato as taxas de consumo de oxigênio foram determinadas no intervalo de concentrações entre aproximadamente 5,5 e 1,5 mg/L. O limite superior foi adotado considerando-se que os testes foram iniciados com concentrações iniciais de OD diferentes e também em alguns deles nota-se uma certa perturbação nas taxas iniciais de consumo de oxigênio.

Na Tabela 7.31 são apresentadas as TCO e TCO_{esp.} médias obtidas para a suspensão do reator utilizando-se como substrato esgoto sanitário e efluente do reator anaeróbio compartimentado, que durante a Etapa II de operação dos reatores foi utilizado como afluente do reator aeróbio.

Na Figura 7.55 são apresentadas as taxas de consumo específico médias de oxigênio, quando utilizando como substrato esgoto sanitário e efluente do reator anaeróbio.

Tabela 7.31 – Taxa de consumo de oxigênio e taxa de consumo específico de oxigênio

Data	Temp. op. (dia)	TCO (mg O ₂ /L.h)		TCO _{esp.} (g O ₂ /kg SSV.h)	
		Esgoto sanitário	Efl.anaeróbio	Esgoto sanitário	Efl.anaeróbio
09.07.97	286	12,4		27,2	
14.11.97	414	34,5	14,9	146,8	78,1
01.12.97	431	25,5	9,8	105,9	58,0
09.01.97	470	14,1	14,3	90,0	103,9
06.02.98	498	20,9	10,6	111,9	73,8
14.03.98	506	17,3	11,4	65,7	51,7
25.03.98	545	14,0	6,12	65,1	33,6

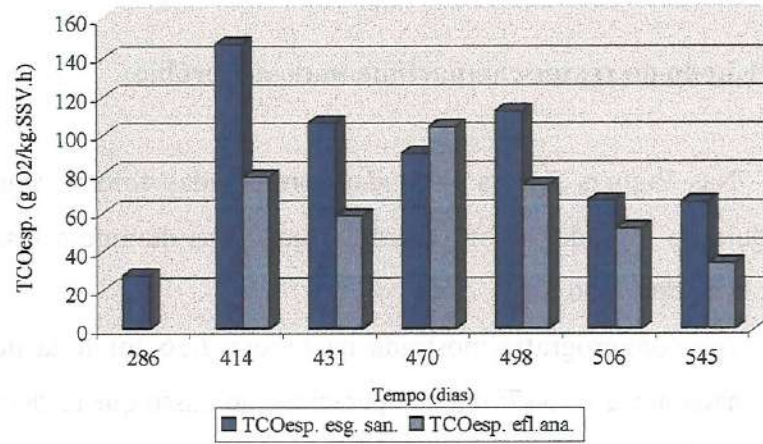


Figura 7.55 – Resultados das taxas específicas de consumo de oxigênio, para os dias indicados na figura, para esgoto sanitário e efluente de reator anaeróbio como substrato

7.4.2 Análises microbiológicas do lodo dos reatores compartimentados anaeróbio e aeróbio

7.4.2.1 Lodo do reator compartimentado anaeróbio

Nas Figuras 7.56 a 7.59 são apresentadas fotomicrografias eletrônicas de varredura do lodo do reator anaeróbio realizadas durante a fase 2 (TDH = 6 h) da Etapa II de operação.

A fotomicrografia mostrada na Figura 7.56 foi feita no início da fase 2 – aproximadamente no 447º dia de operação – ao passo que as demais foram realizadas no final da fase experimental

Constata-se na Figura 7.56 a presença de bactérias filamentosas, filamentos longos e curtos semelhantes ao gênero *Methanosaeta* (*Methanothrix*), além da presença de bacilos.

Na Figura 7.57 verifica-se a presença de alguns agregados de pequenos cocos – cepas – formando corpos esféricos irregulares, semelhante ao gênero *Methanosarcina*, além de material precipitado e estruturas semelhantes a polímeros.

Observando a Figura 7.58 percebem-se estruturas semelhantes a material polimérico. Grandes quantidades desse tipo de estrutura foram observadas no final desta fase, principalmente na primeira câmara. Comparando a fotomicrografia mostrada na Figura 7.58 com a 7.56 nota-se que houve um aumento dessas estruturas semelhantes a material polimérico. É importante destacar que estas análises foram feitas logo após a biomassa ter passado por um período de “starvation”, quando o afluente apresentava-se diluído com concentrações de DQO total em torno de 100 mg/l.

Na Figura 7.59, que é mostrada uma fotomicrografia do lodo da terceira câmara do reator anaeróbio, em que nota-se um emaranhado de filamentos curtos ou fragmentos de filamentos - semelhante ao gênero *Methanosaeta*, e material precipitado.



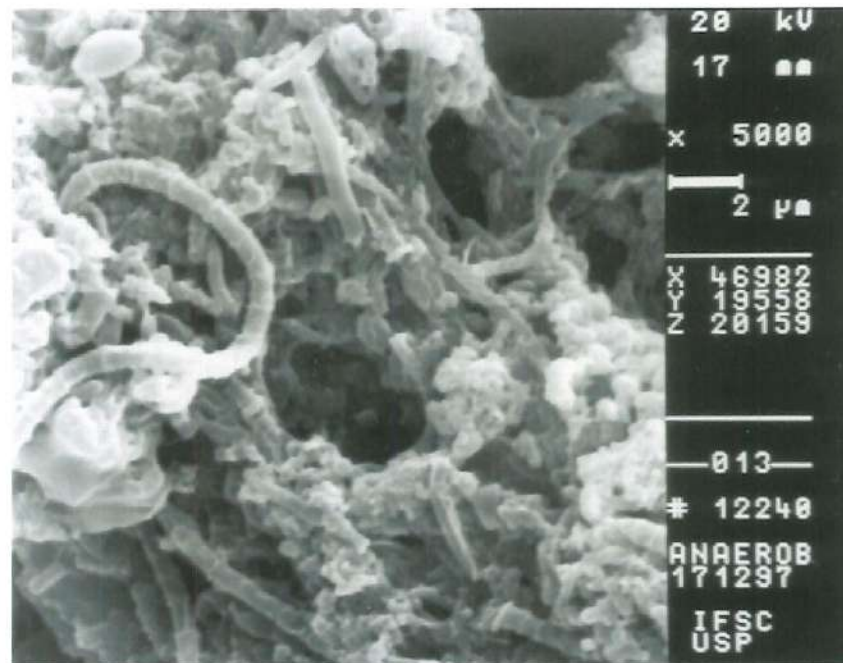


Figura 7.56 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo da primeira câmara do reator compartimentado anaeróbio, do início da fase 2 da Etapa II – filamentos longos e curtos semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, além da presença de bacilos

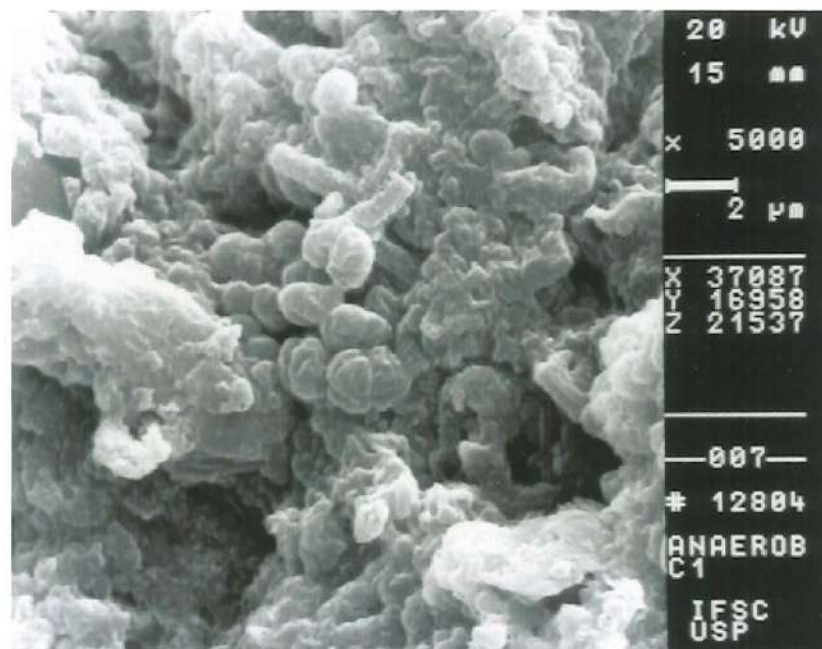


Figura 7.57 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo primeira câmara do reator compartimentado anaeróbio, do final da fase 2 da Etapa II – agregados de pequenos cocos – cepas, formando corpos esféricos irregulares semelhantes ao gênero *Methanosarcina*.

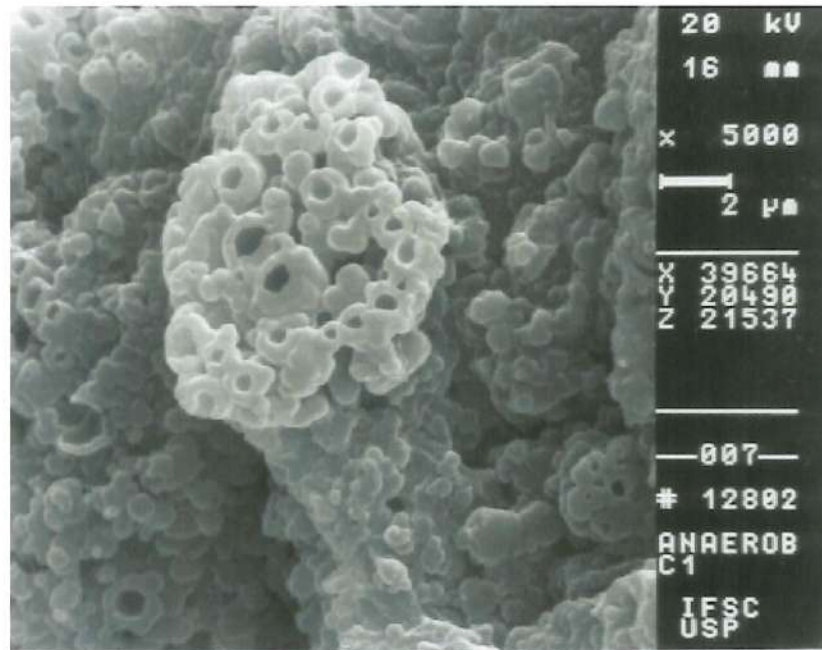


Figura 7.58 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo primeira câmara do reator compartimentado anaeróbio, do final da fase 2 da Etapa II – estruturas semelhantes a material polimérico.

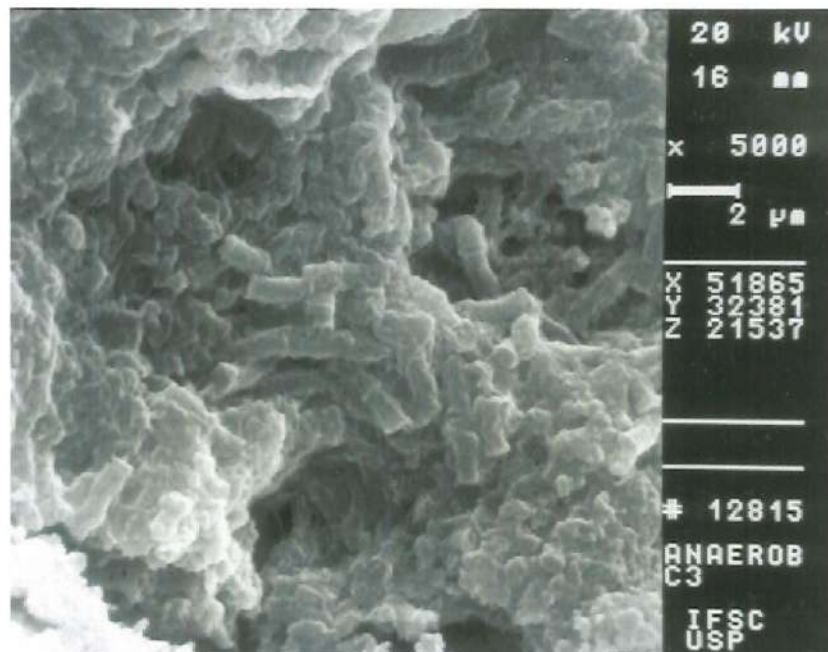


Figura 7.59 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo terceira câmara do reator compartimentado anaeróbio, do final da fase 2 da Etapa II – emaranhado de filamentos curtos ou fragmentos de filamentos semelhantes ao gênero *Methanosaeta* e material precipitado

7.4.2.2. Lodo do reator compartimentado aeróbio

As variações do lodo biológico do reator aeróbio, ao longo do período de operação, são mostradas nas Figuras 7.60 a 7.71 por meio de fotomicrografias eletrônicas de varredura e fotografias em microscopia óptica

As fotografias de microscopia óptica mostradas nas Figuras 7.60 e 7.61 e as fotomicrografias eletrônica de varredura, Figura 7.62 a 7.64, foram feitas durante a Fase 2 da Etapa I.

Na Figura 7.60 nota-se a presença de bactéria do tipo Zooglea, formando uma matriz gelatinosa, e de elevado número de organismos filamentosos. Nesse período, o lodo apresentava elevada concentração de ciliados pedunculados, Figura 7.63, e organismos filamentosos, entre eles organismos contendo grânulos intracelulares, possivelmente bactérias que utilizam sulfeto como fonte de energia oxidando-o para enxofre e, então, armazenando-o como grânulos intracelulares (JENKINS et al., 1993). Alguns desses organismos tem seu crescimento favorecido pela septicidade do esgoto, bem como pela presença de ácidos orgânicos de baixo peso molecular.

No final da Fase 2 o lodo apresentava boas características, de acordo com as análises de microscopia, como pode ser verificado na Figura 7.61, onde se constata a presença de flocos mais compactos, colônias de ciliados pedunculados e amebas com carapaça (Tecaméba), os quais são indicadores de boas condições de depuração.

Nas Figuras 7.62 a 7.64 são mostradas fotomicrografias eletrônica de varredura do final da Fase 2, na Etapa I - reator aeróbio alimentado com esgoto sanitário bruto. Na Figura 7.62 observa-se a presença de bactérias na forma de bacilos, cocos e filamentos e nas Figuras 7.63 e 7.64 constata-se a presença de ciliados pedunculados.

As fotografias do lodo biológico aeróbio, mostradas nas Figuras 7.65 a 7.71, correspondem ao período de operação em em série dos reatores anaeróbio/aeróbio, particularmente ao início da Fase 2 da Etapa II.

Observam-se na Figura 7.66 flocos com aspecto geral compacto, ciliados pedunculados e amebas com carapaça, indicando boas condições de depuração do processo de tratamento.

Na Figura 7.67 verifica-se a presença de bactérias na forma de cocos e bactérias filamentosas.

Com base em fotografias, apresentadas por WATSON et al. (1989) e JENKINS et al. (1993), constatou-se que esses aglomerados de cocos assemelham-se a bactérias nitrificantes. Segundo JENKINS et al. (1993), essas bactérias quando presentes em grandes quantidades em lodos ativados, podem ser observadas em microscopia de contraste de fase como densas, e arredondadas microcolônias de bactérias.

Observando a fotomicrografia eletrônica de varredura, mostrada na Figura 7.65, vê-se a presença de aglomerados de cocos com morfologia semelhante a de bactérias nitrificantes (BROCK et al., 1994). Durante esta fase foi constatada a presença abundante deste tipo de microrganismos.

Possivelmente os aglomerados vistos na Figura 7.65 em microscopia eletrônica de varredura (aumento 5000X) são do mesmo tipo das colônias observadas na Figura 7.67 em microscopia de contraste de fase (aumento 1250X).

Na fotomicrografia, mostradas na Figura 7.68, constata-se a associação de cocos – bactérias do tipo das mostradas na Figura 7.65 – e filamentos (aumento 3000X) a um protozoário rizópode – ameba com teca – (aumento 200X).

Segundo WATSON et al. (1989) as bactérias nitrificantes têm propensão para se fixarem em superfícies e crescerem em compactos grupos de células formando estruturas chamadas cistos.

As Figuras 7.69 a 7.71 mostram fotografias do final da Fase 2 da Etapa II. Na Figura 7.69, observa-se a presença de bacilos dispersos sobre uma estrutura, a qual verificou-se, por meio de outras fotomicrografias com menor aumento mostradas nas Figuras 7.63 e 7.64, que se tratava de um organismo maior do tipo protozoário.

Na Figura 7.70 podem-se observar flocos irregulares e difusos além de ciliados livres e pedunculados e na Figura 7.71, além dos flocos dispersos, constatou-se a presença de um protozoário rizópode. Nesse período o lodo apresentou crescimento disperso favorecendo o arraste de sólidos no efluente.

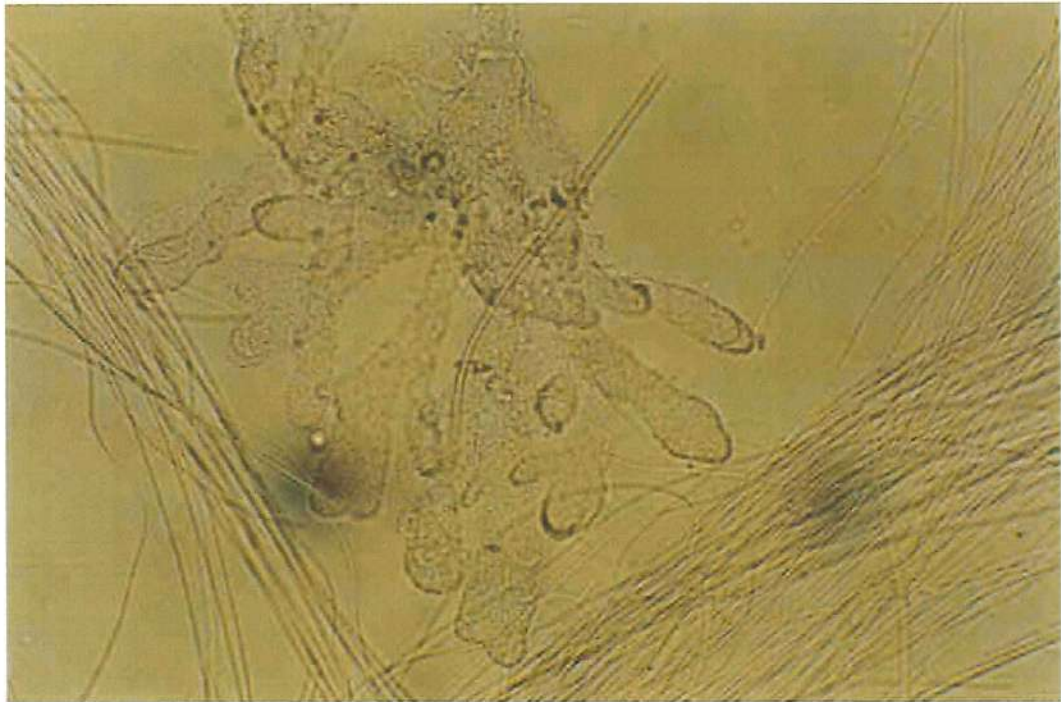


Figura 7.60 –Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa I, utilizando como afluente esgoto sanitário bruto, aumento 250X - bactéria do tipo Zooglea, formando uma matriz gelatinosa e organismos filamentosos



Figura 7.61 –Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa I, utilizando como afluente esgoto sanitário bruto, aumento 50X - flocos compactos, colônias de ciliados pedunculados e amebas com carapaça (Tecameba)

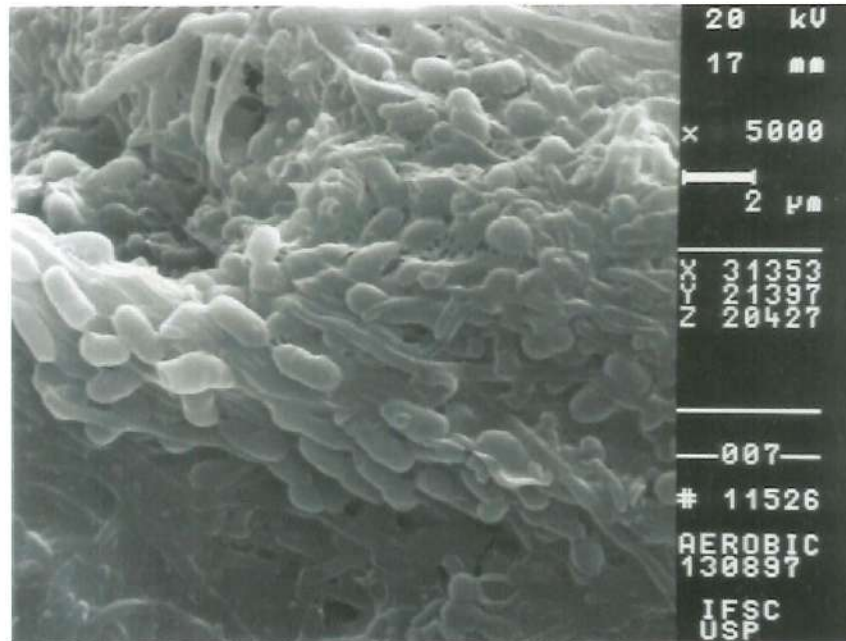


Figura 7.62 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa I, utilizando como afluente esgoto sanitário bruto - bactérias na forma de bacilos, cocos e filamentos

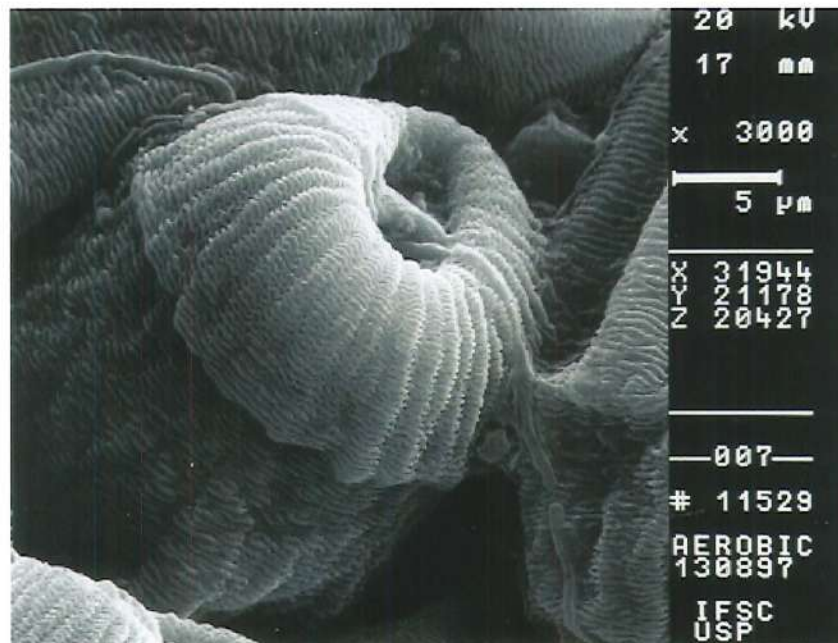


Figura 7.63 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa I, utilizando como afluente esgoto sanitário bruto - ciliados pedunculados

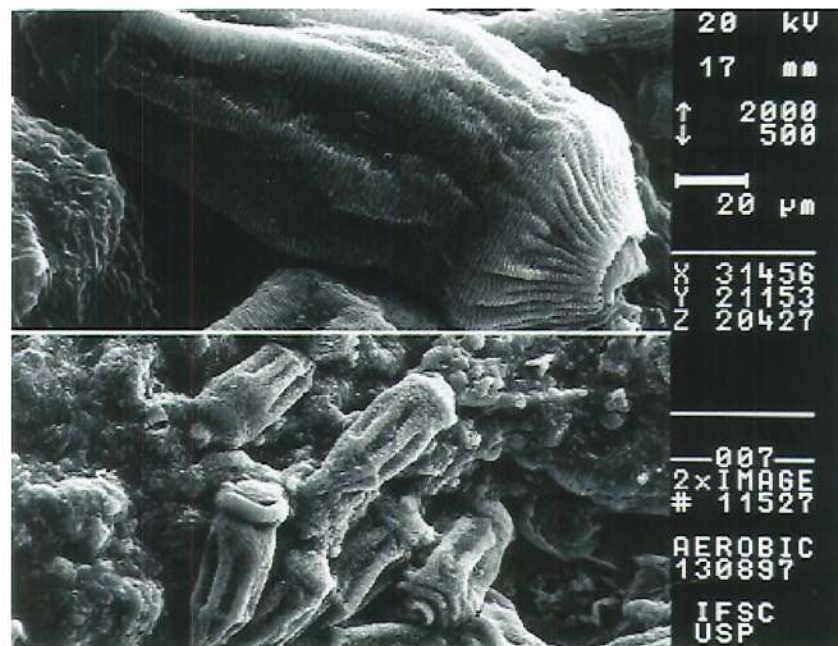


Figura 7.64 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa I, utilizando como afluente esgoto sanitário bruto - ciliados pedunculados

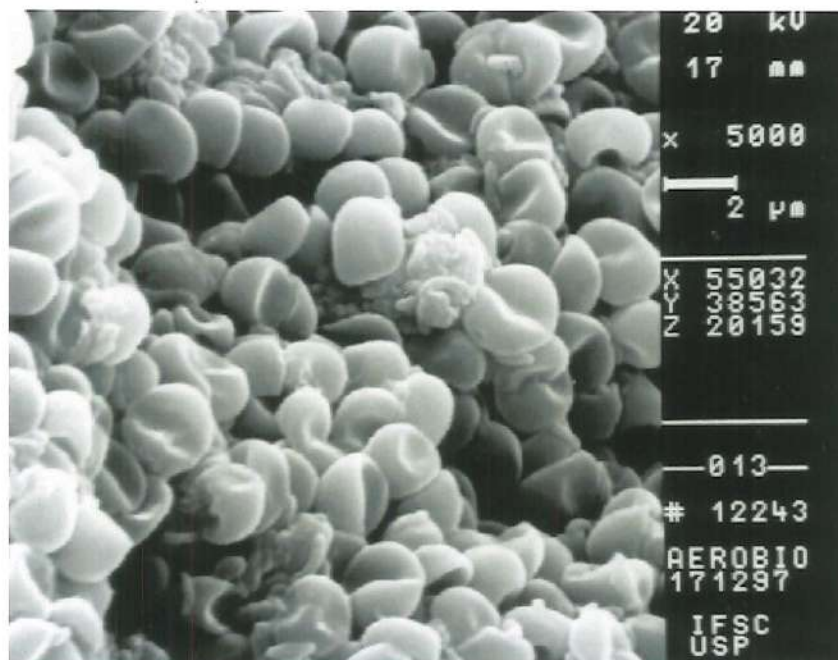


Figura 7.65 – Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio - aglomerados de cocos com morfologia semelhante a de bactérias nitrificantes

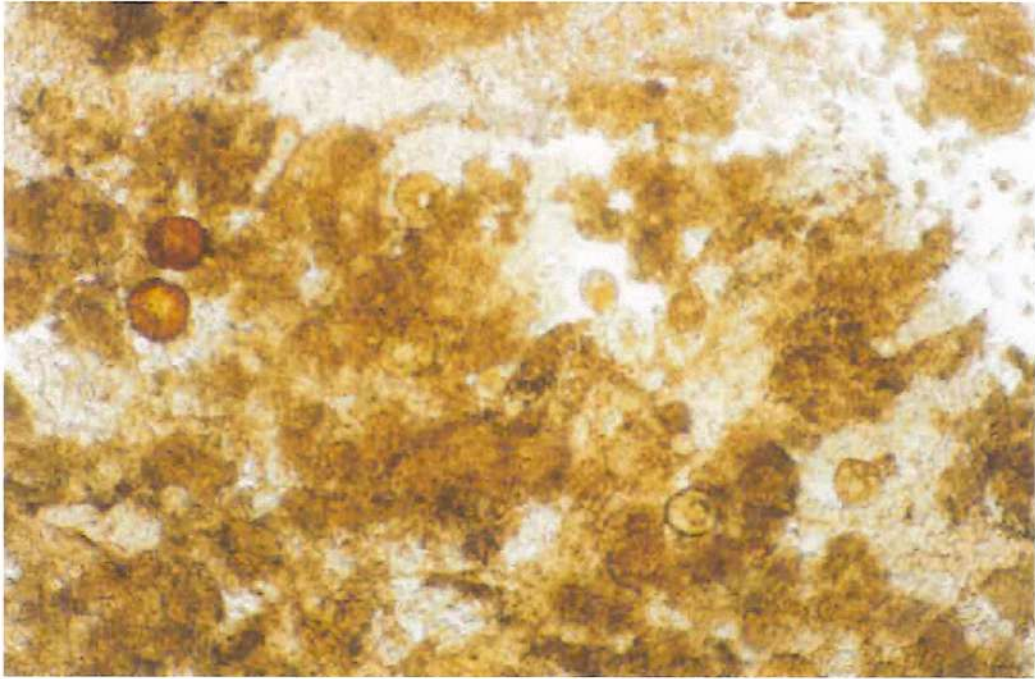


Figura 7.66 – Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio, aumento 50X - flocos com aspecto geral compacto, ciliados pedunculados e amebas com carapaça

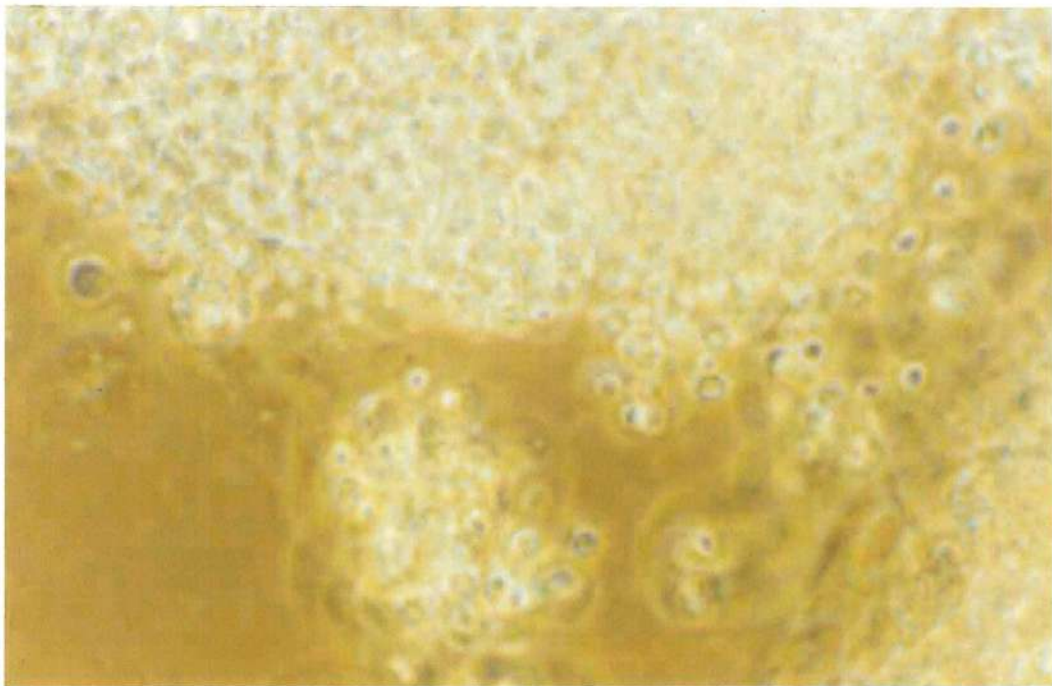


Figura 7.67 – Fotografia de microscopia de contraste de fase do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio, aumento 1250X - bactérias na forma de cocos e bactérias filamentosas

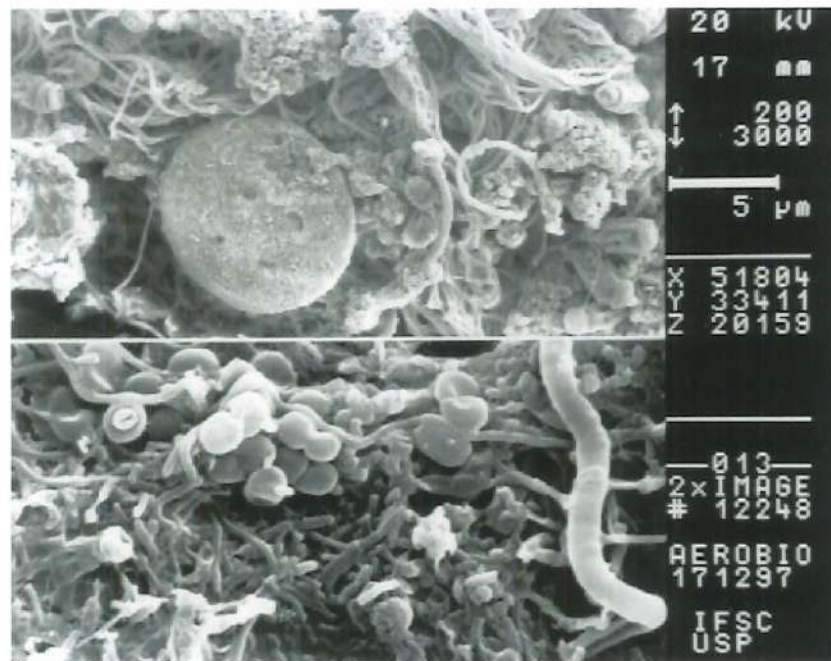


Figura 7.68 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no início da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio - a associação de cocos e filamentos a um protozoário rizópode (ameba com teca)

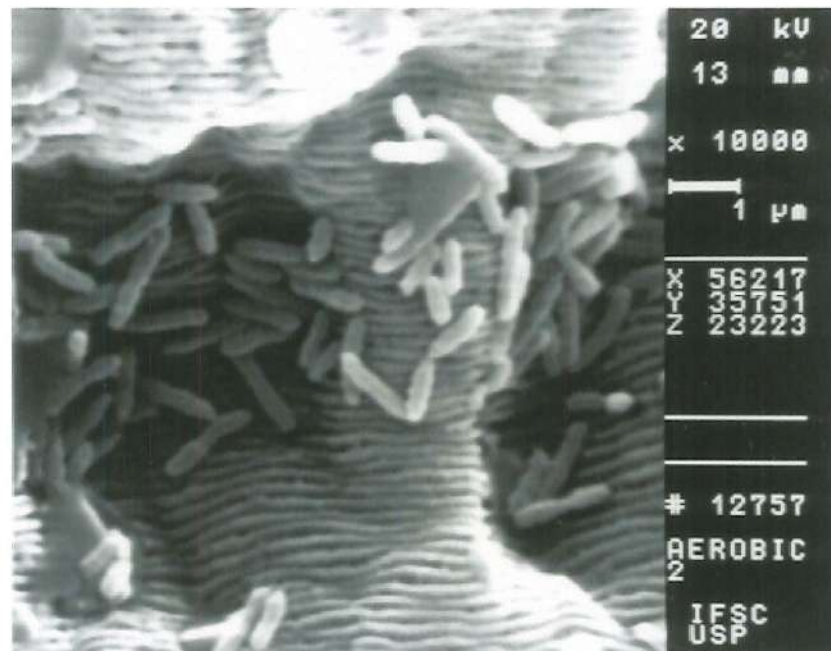


Figura 7.69 –Fotomicrografia eletrônica de varredura do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio - bacilos dispersos sobre um organismo maior do tipo protozoário

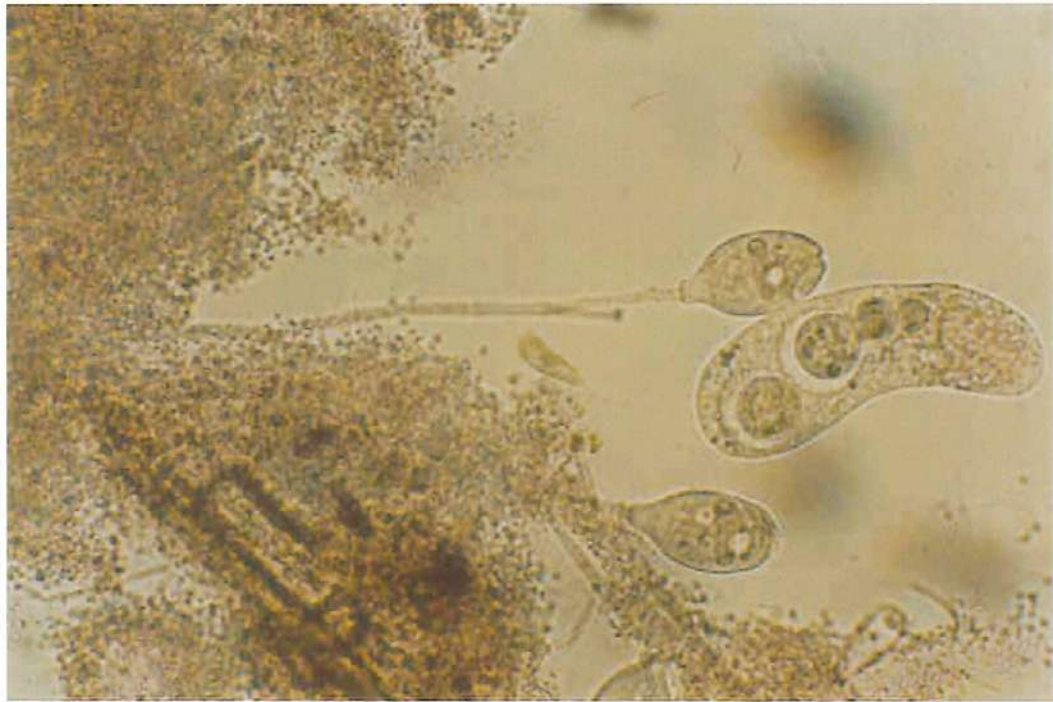


Figura 7.70 – Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio, aumento 250X - flocos irregulares e difusos e ciliados livres e pedunculados

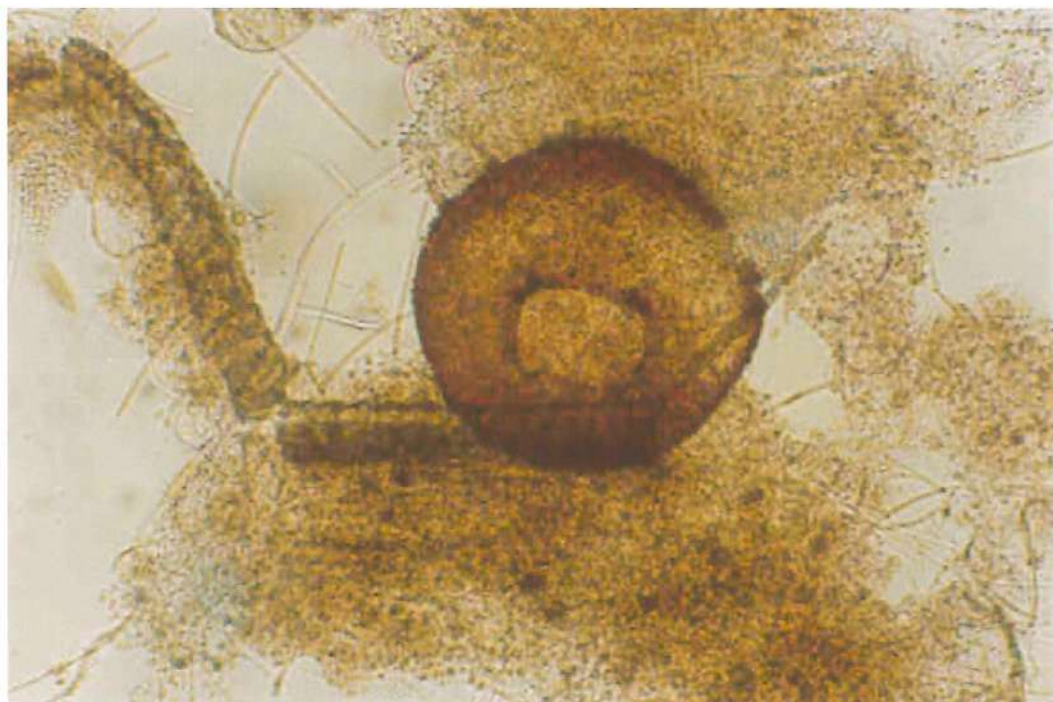


Figura 7.71 – Fotografia de microscopia óptica do lodo biológico do reator aeróbio no final da Fase 2 da Etapa II, alimentado com efluente de reator anaeróbio, aumento 250X - flocos dispersos e um protozoário rizópode.

8. DISCUSSÃO

8.1 Reator Compartmentado anaeróbio

8.1.1 Partida e interrupção do processo

Com base nos valores de DQO do efluente e de eficiência de remoção, mostrados nas Figuras 7.4 e 7.5, respectivamente, bem como na variação dos parâmetros que refletem a estabilidade do processo: como pH, alcalinidade total, concentração de ácidos voláteis e relação AI/AP, constata-se que o reator compartmentado anaeróbio após 25 dias do início da operação, já apresentava certa estabilidade.

A rápida partida do reator deve-se à utilização como inóculo, conforme já descrito no Capítulo 6, de lodo granulado proveniente de um reator UASB tratando esgoto sanitário, cuja concentração de SST era de 27 g/L, sendo a fração volátil de aproximadamente 64 % em peso.

O estreito período observado para a partida do reator, de aproximadamente 25 dias, encontra respaldo nas conclusões de ROBLE (1994) de que a partida de reatores anaeróbios utilizando lodo granulado, à temperatura de 30°, pode ocorrer no período de 4 a 20 dias.

Outro fator que favoreceu a partida do reator foi a COV aplicada que foi nesse período em média 0,90 kg DQO/m³.dia e, em geral, esteve abaixo de 1,2 kg DQO/m³.dia, que é a COV máxima recomendada por HENZE & HARREMOËS¹

¹ HENZE, M.; HARREMOËS, P. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors: a literature review. *Water Science and technology*, v.15, n.8/9, p.1-101, 1983.

(1993), citados por BARBER & STUCKEY (1999), para a partida de reatores anaeróbios.

BARBER & STUCKEY (1999) sugerem que as COV, aplicadas a reatores anaeróbios no período inicial de operação, devem ser baixas de modo que os microrganismos de crescimento lento não sejam sobrecarregados. Além disso, afirmam que a velocidade ascendente do líquido deverá ser baixa, pois isso favorecerá o crescimento de um lodo granular ou floculento no reator.

No entanto, é necessário prudência ao comparar a partida de reatores alimentados com diferentes substratos. Com relação a isso há dois aspectos a considerar: a velocidade de degradação do substrato e a composição dos produtos intermediários formados, além disso há substratos que proporcionam a geração de alcalinidade durante o metabolismo - substratos que liberam cátions - facilitando a estabilização microbiológica, o que é de fundamental importância no período em que o processo ainda não atingiu o estado de equilíbrio, pois evita que o pH decresça para valores abaixo do recomendado.

A interrupção na alimentação do reator por dois meses, durante a fase 2 da Etapa I, não produziu nenhuma influência aparente sobre o seu desempenho, pois tão logo a operação foi reiniciada a remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos voltaram aos níveis normais. Os parâmetros indicativos de estabilidade, pH, AI/AP e AVT/AT também confirmam essa realidade.

Experiência semelhante é relatada por YANG & MOENGANGONGO (1987), os quais observaram que a completa interrupção da alimentação, em um reator horizontal de chicanas que tratava resíduo de suíno, por três meses, não produziu nenhum problema com relação a remoção de DQO, quando a operação foi retomada, porém a produção de gás levou duas semanas para ser restabelecida.

Na verdade essa é uma característica que faz do processo anaeróbio um sistema interessante para ser utilizado para o tratamento de despejos cuja a produção é sazonal.

8.1.2 Remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão

O reator anaeróbio foi operado com TDH de 12, 8 e 6 h, durante a Etapa I, e de 8 e 6 h na Etapa II.

Na Etapa I as COV média aplicadas ao reator foram de 0,90; 1,17 e 1,73 kg DQO/m³.dia, nas Fases 1, 2 e 3, respectivamente, conforme indicado na Tabela 7.2, Nessas fases foram alcançadas eficiências médias de remoção de DQO total de 77, 73 e 66 %.

Para a Etapa II, com TDH de 8 e 6 h, as COV médias aplicadas foram de 1,08 e 1,60 kg DQO/m³.dia, como apresentado na Tabela 7.9, para as quais as eficiências de remoção de DQO total foram de 64 e 69 %.

Os resultados de eficiência de remoção de DQO obtidos para as COV aplicadas são compatíveis com os alcançados por OROZCO² (1997), citado por BARBER & STUCKEY (1999), tratando esgoto sanitário em um reator compartimentado análogo ao usado neste trabalho, quando aplicando 0,83 kg DQO/m³.dia. Entretanto, a primeira vista, estão distantes dos resultados alcançados por GARUTI et al³ (1992), também citados por BARBER & STUCKEY (1999), que conseguiram em torno de 90% de eficiência de remoção de DQO, com o mesmo tipo de reator e de afluente, porém aplicando COV da ordem de 2,17 kg DQO/m³.dia, para TDH de 4,8 a 15 horas e temperatura na faixa de 18 a 28°C.

Outro fator que deve ser levado em conta ao analisar esses resultados é a variabilidade das características do afluente. Isso pode ser constatado, em termos de concentração de matéria orgânica, pelas curvas de variação de DQO mostradas nas Figuras 7.4 e 7.14 e pelos CV dados nas Tabelas 7.2 e 7.9.

Nas Figuras 8.1 e 8.2 são apresentadas as correlações entre a COV aplicada e a COV removida, respectivamente, para as Etapa I e II.

As taxas médias de remoção de DQO, dadas pelo coeficiente angular das retas, para as Etapas I e II são 0,83 e 0,86 kg DQO removida/kg DQO aplicada. Observa-se que esses valores foram determinados sem levar em conta o TDH, pois

² OROZCO, A. Pilot and full-scale anaerobic treatment of low-strength wastewater at sub-optimal temperature (15°C) with a hybrid plug flow reactor. In: Proceedings of the 8th International Conference on Anaerobic Digestion, v.2, Sendai, Japão, p.183-191, 1997.

³ GARUTI, G.; DOHANYOS, M.; TILCHE, A. Anaerobic-aerobic combined process for the treatment of sewage with nutrient removal: the Ananox process. Water Science and technology, v.25, n.7, p.383-394, 1992.

para os TDH estudados, 12, 8 e 6 horas, e para os de valores de COV aplicados eles, praticamente, não influenciaram as taxas de remoção de DQO.

Observa-se que para os de valores COV aplicados, ou seja, aproximadamente de 0,25 a 2,50 kg DQO/m³.dia a declividade da reta, que representa a taxa de remoção de DQO, mantém-se constante e é muito próxima da declividade da reta que representa a taxa ideal de remoção de DQO.

Nota-se que apesar da eficiência de remoção para as fases da Etapa II terem sido menores as taxas de remoção foram iguais e até maiores que as da Etapa I.

Isso indica que maiores COV podem ser aplicadas ao reator sem prejuízos do desempenho.

Porém tratando-se de esgotos domésticos LETTINGA⁴ et al. (1984), citados por NOUR (1996), recomendam que a COV máxima a ser aplicada em reator UASB seja de 2 kg DQO/m³.dia. Essa limitação da COV deve-se às baixas concentrações de DQO do esgoto sanitário sendo este limite imposto pelo TDH e pela velocidade do fluxo.

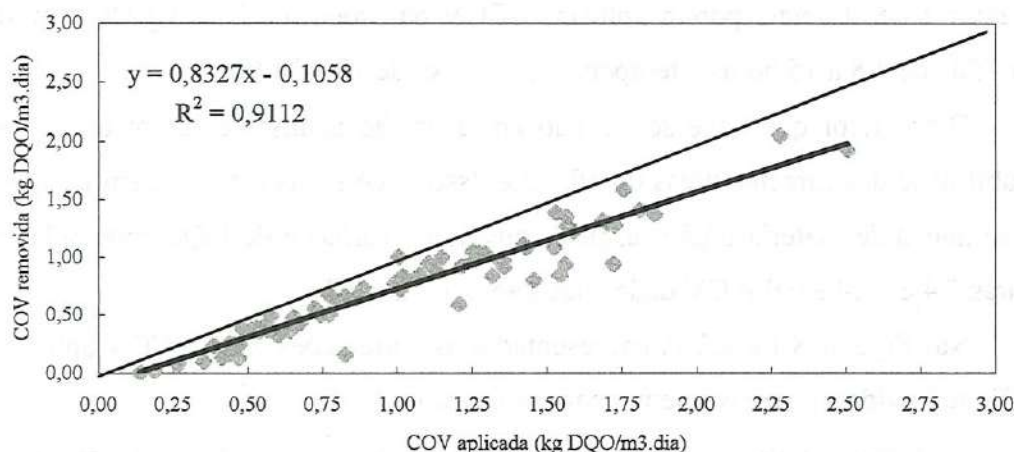


Figura 8.1 – Correlação entre COV removida e aplicada no reator compartimentado anaeróbico durante a Etapa I – TDH de 12, 8 e 6 h.

⁴ LETTINGA, G.; HULSHOFF, L.W.; KOSTER, I.W.; WIEGANT, W.M.; de ZEUW, W.J.; RINZEMA, A.; GRIN, P.C.; ROERSMA, R.E.; HOBMA, S.W. High-rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions, Biotechnology and Genetic Engineering Reviews, v.2, p.253-284, 1984.

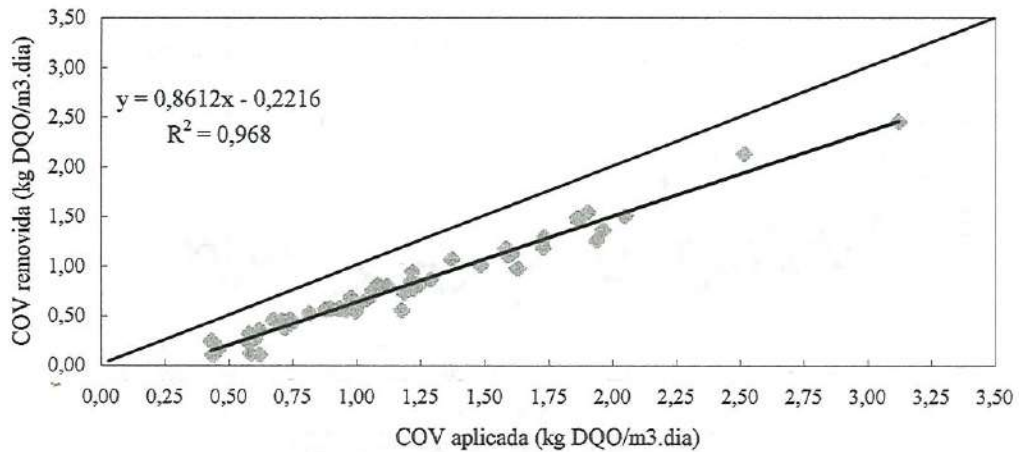


Figura 8.2 – Correlação entre COV removida e aplicada no reator compartimentado anaeróbio durante a Etapa II – TDH de 8 e 6 h.

Por outro lado, segundo SPEECE (1995) COV menores que aproximadamente $1 \text{ kg DQO/m}^3\text{.dia}$ são desaconselhadas, pois favorecem a predominância de biomassa filamentosos – baixo K_s , (“bulking” filamentosos), que exceto pelos problemas de sedimentação são bastante eficientes na remoção de matéria orgânica.

As concentrações de DQO filtrável no efluente foram em média 80, 62 e 91 mg/L, para a Etapa I, e de 84 e 78 mg/L, para a Etapa II, enquanto as concentrações devido a DQO do material em suspensão foram 84 e 78 mg/L, na Etapa I, e 32 e 41 mg/L na Etapa II.

De modo geral constata-se observando as Figuras 8.3 e 8.4 para as Etapas I e II, respectivamente, que as concentrações de DQO filtrável foram em torno de duas vezes as de DQO do material em suspensão.

Vale ressaltar que as concentrações de AVT do efluente, em geral, foram menores que 30 mg/L, o que faz supor que estes contribuem apenas para uma pequena fração da DQO filtrável.

Normalmente o principal constituinte da DQO filtrável do efluente de reatores anaeróbios são os ácidos orgânicos não metabolizados. Podem, ainda, compor a DQO filtrável do efluente produtos microbiológicos solúveis e compostos orgânicos recalcitrantes ou lentamente biodegradáveis (NACHAIYASIT & STUCKEY, 1997).

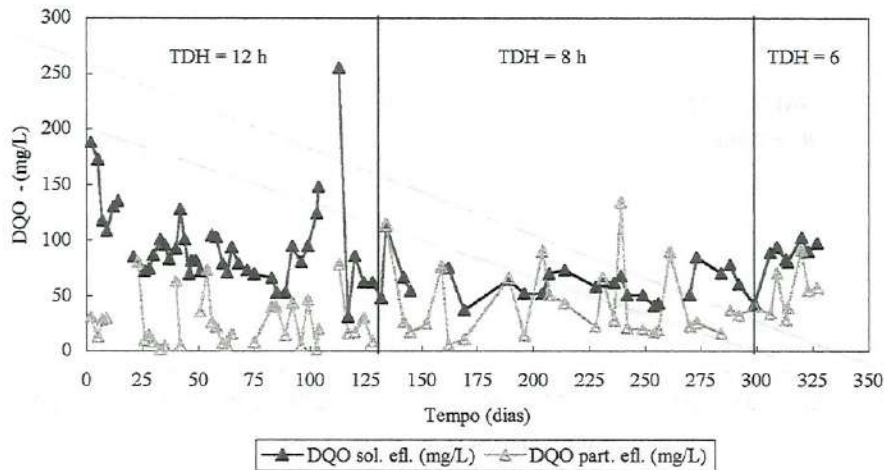


Figura 8.3 – Curvas de variação de DQO filtrável e do material em suspensão do efluente do reator anaeróbio na Etapa I

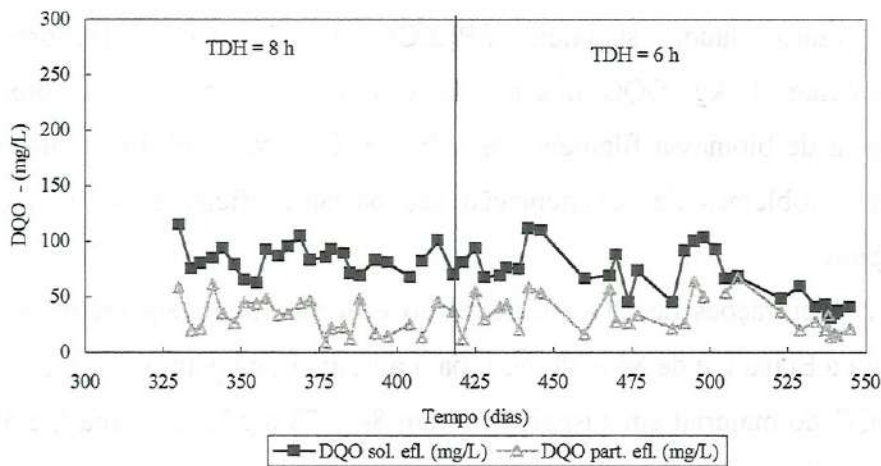


Figura 8.4 – Curvas de variação de DQO filtrável e do material em suspensão do efluente do reator anaeróbio na Etapa II

A eficiência média de remoção de SS esteve sempre acima de 80%, ainda que perceba-se certa tendência de aumento da concentração dos mesmos no efluente com o decréscimo do TDH.

É provável que ocorra sobreposição dos fenômenos de remoção de material em suspensão: por um lado a hidrólise e por outro a retenção das partículas no lodo. A última além de ser um mecanismo de remoção física das partículas também propicia maior tempo para degradação das mesmas.

8.1.3 Estabilidade do processo

A princípio é importante ressaltar que devido as características do esgoto afluente, baixa concentração de matéria orgânica, em geral, as concentrações de alcalinidade tanto do afluente como do efluente, bem como as concentrações de ácidos voláteis foram relativamente baixas.

Nas Figuras 7.1 e 7.11 nota-se que, durante a Etapa I, tanto o pH do afluente como o do efluente permaneceram entre 7,0 e 8,0. Mas na Etapa II o pH do efluente foi, em geral, menor que o do afluente. Enquanto este último permaneceu na mesma faixa de variação da Etapa anterior, o primeiro oscilou entre 7,5 a 6,5.

Na Etapa I, quando o processo se manteve aparentemente estável, a relação AI/AP foi em torno de 0,30.

Durante a Fase 2 da Etapa II a relação AI/AP, foi mais alta que a observada na Etapa I, para os períodos de aparente estabilidade. O aumento da relação AI/AP, nesta fase, pode estar relacionado ao ajuste do processo as características do afluente.

Porém na Fase 2 da Etapa II a relação AI/AP, em geral, foi maior que 0,40. Observando-se a Figura 7.12, nota-se que os AVT do efluente aumentaram, em consequência de um pequeno aumento dos AVT do afluente. Esse comportamento denota a fragilidade do processo, nesta fase, no que diz respeito a capacidade do tamponamento.

Esse valor da relação AI/AP mais elevado na Fase 2 indica uma maior predominância de fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica, mas não necessariamente significa que o processo tenha sofrido algum distúrbio. Pelo contrário, os resultados de DQO no efluente, mostrados nas Figuras 8.3 e 8.4, demonstram que durante a Etapa II, principalmente, na Fase 1 o reator apresentou maior estabilidade com relação as concentrações de DQO no efluente.

A relação AVT/AT manteve-se em geral abaixo de 0,20 a exceção do período entre os dias 113 e 150 da Etapa I, e no final da fase 2 da Etapa II, neste último não chegou a ultrapassar a 0,40. Valores da relação AVT/AT entre 0,1 e 0,35 são considerados típicos dos reatores com processos estáveis.

8.1.4 Nitrogênio e fósforo

O reator recebeu em média 0,24; 0,48 e 0,70 kg NTK/m³.dia durante as Fases 1, 2 e 3 da Etapa I, e 0,40 e 0,50 kg NTK/m³.dia nas Fases 1 e 2 da Etapa II.

A observação das Figuras 7.9a e 7.20a e das Tabelas A.8 e A.16 mostra que a eficiência de remoção de NTK no reator anaeróbio, quando houve, foi consideravelmente baixa.

A baixa eficiência de remoção de nitrogênio, ou a não remoção, são compatíveis com o processo anaeróbio e estão relacionadas basicamente à assimilação biológica.

Entretanto dependendo da composição e da concentração do substrato maiores taxas de eficiência de remoção podem ser alcançadas, uma vez que a síntese bacteriológica pode ser maior proporcionando que maiores concentrações sejam incorporadas no lodo.

Houve períodos em que as concentrações de NTK no efluente foram maiores que as do afluente, isso provavelmente deve-se a liberação de nitrogênio, resultante da hidrólise de material nitrogenado particulado que estava retido na manta, bem como a perda de sólidos biológicos.

Da mesma forma que acontece com o nitrogênio o processo anaeróbio não exerce efeito significativo sobre as concentrações de fósforo, como pode ser observado nos resultados mostrados nas Figuras 7.10, 7.52 e 7.53 e nas Tabelas A.9 e A.17. No entanto percebe-se que maiores concentrações de fósforo relativamente às de nitrogênio foram removidas do efluente. Isso deve-se, possivelmente, além da incorporação no lodo através da assimilação biológica, a fatores físicos-químicos que propiciam a formação de precipitados, conforme constatado por SOUSA (1996), evidentemente o alcance desses mecanismos depende das características da água residuária.

8.2 Reator compartimentado aeróbio alimentado com esgoto sanitário bruto

8.2.1 Remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos

Durante a Etapa I, o reator aeróbio foi operado com TDH de 4 e 8 h, que corresponderam às Fases 1 e 2, respectivamente.

Tendo em vista que o desempenho do sistema mudou claramente, do início para o final da Fase 2, esta foi dividida em dois períodos para a análise estatística dos resultados, conforme descrito anteriormente no capítulo 7.

As relações A/M aplicadas ao reator foram em média 1,55; 1,89 e 1,08 dia⁻¹, em termos de DQO, respectivamente, para as Fase 1 e 2. As cargas orgânicas volumétricas foram de 2,15; 1,41 e 1,11 kg DQO/m³.dia. Para essas condições resultaram eficiências de remoção de DQO total da ordem de 77; 74 e 84 %.

Observa-se que a eficiência de remoção de DQO total do primeiro período da Fase 2, em que o TDH era de 8 h, foi inferior à eficiência de remoção da Fase 1, quando o TDH era de 4 h.

O efluente produzido pelo reator aeróbio na Fase 1 e primeiro período da Fase 2 apresentou considerável variabilidade com relação à DQO e a sólidos em suspensão, ao passo que no segundo período da Fase 2, tanto a variabilidade das concentrações como as próprias concentrações decresceram. O grau de variabilidade das concentrações de DQO do efluente pode ser constatado pelos valores dos CV, apresentados na Tabela 7.24, que foram 56; 52 e 34% e pelas curvas de variação das concentrações de DQO mostradas na Figura 7.23.

Partindo-se dessas observações pode-se admitir que o reator no segundo período da Fase 2, tendeu ao equilíbrio dinâmico.

Os valores médios de A/M foram mais elevados que os recomendados na literatura de 0,40 kg DQO/kg.SSV.dia (USEPA¹, 1992 citado por SOUSA, 1996) e a faixa de 0,30 a 0,45 kg DBO/kg.SSV.dia (HENZE, 1997). Esses elevados valores de A/M são devidos às baixas concentrações de sólidos suspensos no tanque de aeração.

¹ UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY USEPA, 1992. Sequencing batch reactors for nitrification and nutrient removal. (EPA 832-R-92.002).

O arraste de sólidos no reator, acrescido das perdas de sólidos que ocorriam nos momentos em que o reator transbordava, em consequência de obstruções no espaço entre as paredes que dividiam as câmaras e as chicanas (aproximadamente 8 mm) que direcionavam o fluxo, fizeram com que o TRC real fosse menor que o inicialmente previsto.

Os TRC estimados para as Fases 1 e 2 da Etapa I, ao longo do tempo de operação, são mostrados na Figura 8.5.

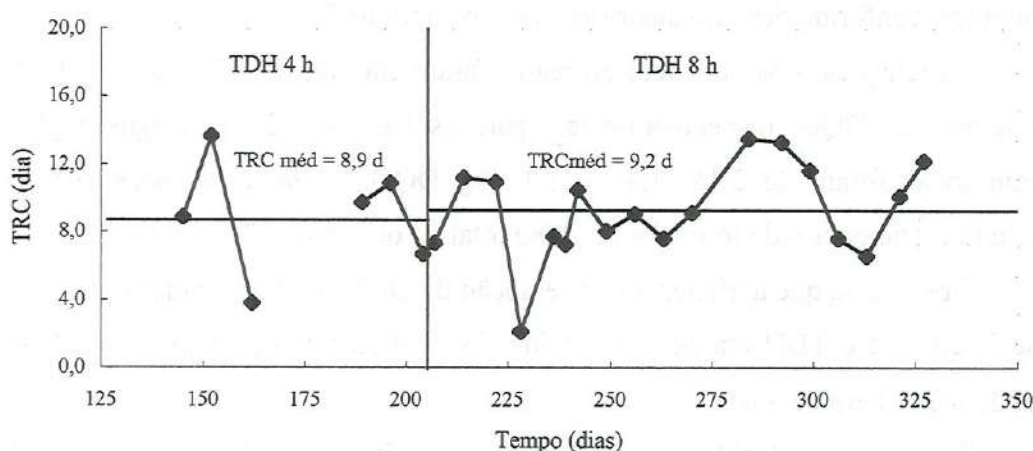


Figura 8.5 – Valores do tempos de retenção celulares (TRC) estimados para os dias de operação do reator aeróbio durante a Etapa I, e TRC médio estimado para as Fases 1 e 2 da Etapa I.

Nessa estimativa não foi possível computar as perdas de sólidos devido aos problemas operacionais, por isso é provável que, em determinados períodos, os valores estimados estejam distantes dos reais.

Na Figura 8.6 são apresentadas as curvas de variação de DQO filtrável e do material em suspensão do efluente do reator aeróbio na Etapa I, na qual observa-se que as duas frações de DQO – filtrável e do material em suspensão, são aproximadamente iguais para o efluente do reator aeróbio ao contrário do que ocorre com o efluente do reator anaeróbio.

Durante a Etapa I a eficiência de remoção de SST foi em média 83 e 86 % respectivamente para as Fases 1 e 2.

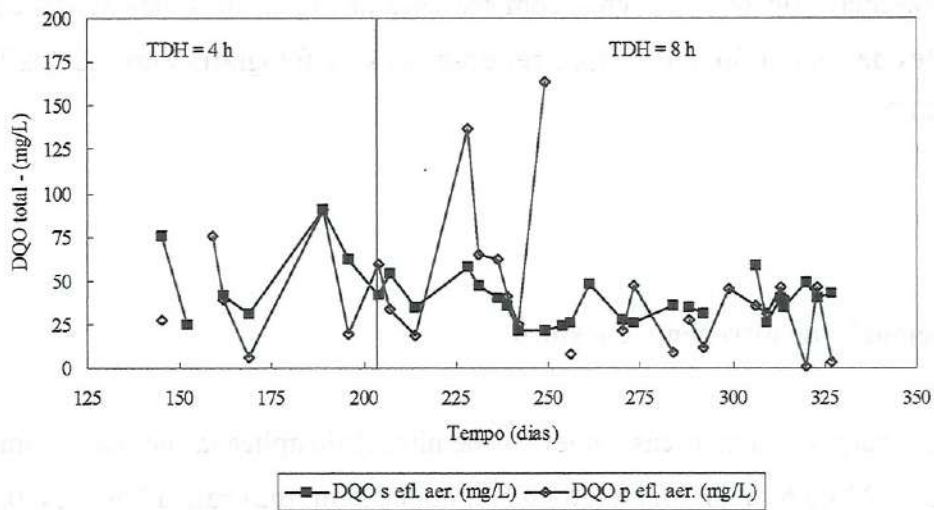


Figura 8.6 – Curvas de variação da DQO filtrável e do material suspenso do efluente do reator aeróbio na Etapa I

8.2.2 Parâmetros de controle

Na Figura 7.28 são representados os valores de IVL e SST durante o período de operação.

O IVL, no início da Fase 2, alcançou valores da ordem de 250 ml/g. Esses valores indicam que o lodo não apresentava boas características de sedimentabilidade. Isso pode ser confirmado pela observação das concentrações de SST e SSV do efluente apresentados na Tabela B.4 e mostrados na Figura 7.25, bem como pelas concentrações de DQO do material em suspensão no efluente do reator aeróbio apresentadas na Figura 8.6, onde constata-se que o arraste de sólidos vinha ocorrendo desde a Fase 1 e continuou no início da fase 2. Porém, na Fase 1, deve-se considerar também a influência da vazão devido ao baixo TDH.

As condições do lodo, com relação às características microbiológicas, para o início da Fase 2 da Etapa I, podem ser observadas na Figura 7.60, onde nota-se a presença de um certo número de organismos filamentosos.

No segundo período da Fase 2, o IVL diminuiu, permanecendo em torno de 100ml/g e as concentrações de SS no efluente também decresceram.

Nesse período, por meio de análise de microscopia óptica constatou-se que o lodo apresentava flocos compactos, com presença de organismos indicadores de boas condições de depuração, como pode ser observada na fotografia mostrada na Figura 7.61 e 7.62.

8.2.3 Remoção de nitrogênio e fósforo

As cargas volumétricas em termos de nitrogênio aplicadas no reator foram em média de 0,23 kg NTK/m³.dia (0,20 kg N-amoniacoal/m³.dia) para a Fase 1, e 0,14 kg NTK/m³.dia (0,10 kg N-amoniacoal/m³.dia) para a Fase 2. Essas cargas volumétricas aplicadas corresponderam a relações A/M de 0,12 kg NTK/kg SSV.dia (0,11 kg N-amon./kg SSV.dia) e 0,16 kg NTK/kg SSV.dia (0,11 N-amoniacoal/kg SSV.dia), respectivamente, para as Fases 1 e 2.

Para as cargas de nitrogênio aplicadas ao reator, nesse período, foram obtidas eficiências de remoção de NTK de 33,8 e 69,9 % respectivamente para as Fases 1 e 2.

O comportamento das frações de nitrogênio, como visto anteriormente para as concentrações de DQO e SS no efluente, demonstram que o reator aparentemente estabilizou-se a partir da metade para o final da Fase 2; e pelas Figuras 7.29 e 7.30 constata-se que, a partir do 250º dia de operação, as eficiências de “remoção” de nitrogênio permaneceram acima de 60 % e o processo de nitrificação demonstrou certa estabilidade.

As concentrações médias de nitrogênio oxidado, na Fase 2, foram 13,1 mg/L ao passo que as concentrações de NTK consumido foram de 34,4 mg N-NH₃/L.

Comparando as concentrações de NTK consumido e de nitrogênio oxidado percebe-se que apenas uma parte do nitrogênio consumido foi convertido para a forma oxidada.

É possível que essa diferença entre o NTK consumido e o nitrogênio oxidado não seja devida unicamente a assimilação biológica, pois a remoção de nitrogênio devido a incorporação no lodo durante a síntese celular é limitada em

aproximadamente 2 a 5 % da DBO do esgoto bruto, dependendo das condições de operação (ELKENFELDER & ARGAMAN, 1991).

FILOS et al. (1996) destacam que 98% do N-amoniaco consumido é convertido para nitrato e uma pequena fração de aproximadamente 2% é incorporada na síntese celular. Contudo observaram em um sistema de lodos ativados em escala real que a razão nitrato formado para N-amoniaco consumido sempre foi menor que o valor teórico, e essa razão variou diretamente com a concentração média de oxigênio dissolvido no meio, decrescendo com a mesma.

A razão nitrato formado para N-amoniaco consumido igualou-se a razão teórica quando as concentrações de oxigênio dissolvido no meio foram da ordem de 2,5 mg/L. FILOS et al. (1996) atribuem esse comportamento a simultânea nitrificação/desnitrificação.

CAMPOS (1989) chama a atenção para o fato de que a análise da nitrificação e desnitrificação é complexa, uma vez que as conversões entre as várias formas de nitrogênio podem ocorrer das mais diferentes maneiras – assimilação, amonificação, fixação, nitritação, nitratação, desnitratação, denitratação – e ainda a remoção propriamente dita pode dar-se por volatilização de N_2 , N_2O , NO e NH_3 .

O processo de desnitrificação pode ser efetuado pela assimilação ou pela redução das formas de nitrogênio.

Com base no exposto uma explicação possível para o deficit entre nitrogênio oxidado e NTK consumido é a ocorrência de nitrificação e desnitrificação em um mesmo floco, fenômeno já observado por CAMPOS (1989); MEHLHART et al. (1994) e MÜNCH et al. (1996).

As remoções de fósforo foram em torno de 22 e 19 %, respectivamente, para as Fases 1 e 2. Essa remoção, possivelmente, é devida ao conteúdo de fósforo incorporado ao lodo durante o metabolismo bacteriano, removido no lodo de excesso, que pode resultar em 10 a 30 % de remoção em uma estação de lodos ativados convencional segundo (STENSEL, 1991), somado a esse processo deve também ser considerada a influência de mecanismos físico-químicos que podem contribuir para a remoção de fósforo.

Não há uma fronteira bem definida entre os mecanismos de remoção química e biológica de fósforo. Para a síntese microbiológica alguns cátions metálicos são

requeridos - Mg, K, Ca. Tanto o Ca como o Fe podem ser envolvidos em uma precipitação do fósforo mediada biologicamente.

A precipitação de CaCO_3 é influenciada por processos como nitrificação e desnitrificação de modo que parte do fosfato pode ser ligada ao cálcio. Em determinadas águas a oxidação biológica do Fe pode jogar um papel significativo nos flocos de lodos ativados e contribuir para a imobilização do fosfato.

8.3 Reator compartimentado aeróbio alimentado com efluente de reator anaeróbio que tratava esgoto sanitário

8.3.1 Remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão

Na Etapa II, o reator aeróbio foi alimentado com efluente do reator compartimentado anaeróbio que tratava esgoto sanitário. Evidentemente, isso resultou em menores relações F/M e COV, em termos de DQO, aplicada ao reator, bem como em menores taxas de aplicação de sólidos suspensos, uma vez que o reator compartimentado anaeróbio remove, eficientemente, matéria orgânica e sólidos em suspensão.

As relações médias de F/M aplicadas ao reator foram 0,63 e 1,45 kg DQO/kg SSV.dia, para as Fases 1 e 2, a COV foi de 0,34 e 0,45 kg DQO/kg SSV.dia. A eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio, para essas condições foi de 68 e 52 %, respectivamente para as Fase 1 e 2, e a eficiência de remoção global do sistema anaeróbio/aeróbio atingiu 89 e 85%. Observando as Figuras 7.37, 7.39 e 7.40 onde são apresentadas as concentrações de DQO, SST e SSV do afluente bruto e dos efluentes dos reatores anaeróbio e do reator aeróbio, percebe-se, claramente, as vantagens da utilização do pré-tratamento anaeróbio, que além de reduzir sensivelmente as cargas e serem aplicadas ao sistema aeróbio também diminui as suas oscilações.

As concentrações médias de DQO total do afluente do reator aeróbio (efluente do reator anaeróbio) nessa etapa foram de 114 e 112 mg/L, sendo que em média 73 e 68 % correspondiam a DQO filtrável, isto é, a DQO filtrável do efluente foi da ordem de 83 e 76 mg/L, para as Fases 1 e 2, enquanto a DQO devido a material em suspensão foi em torno de 31 e 36 mg/L, como apresentado na Figura 8.7.

Uma parte da DQO filtrável do efluente de reatores anaeróbios são os ácidos orgânicos não metabolizados. Porém nesse caso, a concentração média de AVT no efluente do reator anaeróbio foi de apenas 20 e 27 mg/L para as Fases 1 e 2.

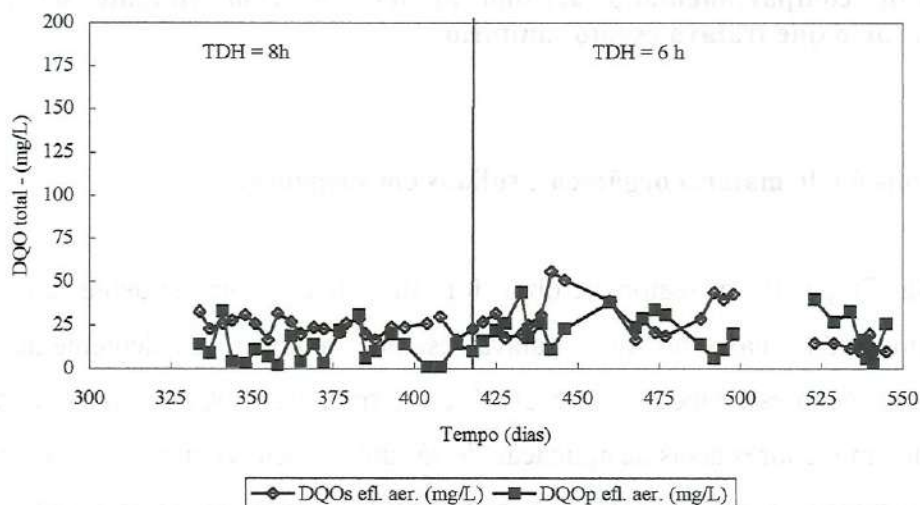


Figura 8.7 – Curvas de variação de DQO filtrável e do material em suspensão no efluente do reator aeróbio alimentado com efluente do reator anaeróbio, Etapa II

No efluente do reator aeróbio, as concentrações médias de AVT foram de 17 e 20 mg/L para as Fases 1 e 2, denotando quando comparadas as concentrações afluentes que a remoção foi parcial, conforme pode ser visto na Figura 7.36, constata-se que mesmo quando as concentrações dobraram em relação às habituais, a parcela removida continuou sendo pequena. Contrariamente a esses resultados CAMPOS (1989) observou redução sensível das concentrações de AVT no reator aeróbio.

ΦDEGARD (1988) citado por SOUSA (1996) sugere que é pouco provável que produtos intermediários da hidrólise, formadores de ácidos e formadores de metano sejam inibidores da biodegradação anaeróbia.

É possível que nem todos os AVT presentes no efluente de reatores anaeróbios sejam facilmente metabolizados em meio aeróbio.

Apesar de os AVT, nesse caso, comporem apenas uma pequena fração de DQO filtrável do efluente do reator anaeróbio, a eficiência de remoção desta no reator aeróbio foi elevada, atingindo valores médios da ordem de 70 e 63% para as Fase 1 e 2. Considerando o sistema anaeróbio/aeróbio a eficiência de remoção de DQO filtrável foi de 81 e 79%.

Segundo COLLIVIGNARELLI et al. (1991) o efeito da biólise nos componentes orgânicos durante a digestão anaeróbia favorece que ocorra substancial remoção de DQO filtrável no reator aeróbio.

Comparando os resultados de eficiência de remoção de DQO do sistema global nota-se que, praticamente, não houve diferença na eficiência de remoção para as Fases 1 e 2, cujos TDH eram de 8 e 6 h, ou melhor, o TDH do sistema global era de 16 e 12 h para as Fases 1 e 2 respectivamente.

8.3.2 Parâmetros de controle

Na Fase 2 constatou-se arraste de sólidos em suspensão pelo efluente, devido a pulverização dos flocos, que pode ter sido provocada tanto pelo aumento da turbulência, que resultou do acréscimo da vazão de ar abastecida ao sistema, como de fatores relacionados ao metabolismo bacteriano ou pela interação desses fatores, conforme comentado no item 7.3.2.

O bom desempenho do reator, principalmente na Fase 1 da Etapa II pode ser confirmado pelas análises de microscopia do lodo, que apresentava, nesse período, flocos bem compactos e a presença de organismos ciliados pedunculados, amebas e ciliados livres, indicadores das boas condições de depuração do processo, assim como de grande número de colônias de bactérias, como pode ser observado nas fotografias das análises de microscopia ótica e eletrônica de varredura do lodo da Etapa II mostradas nas Figuras 7.65 a 7.71. Por meio de fotografias mostradas nas Figuras 7.65 e 7.68 percebe-se a presença de microrganismos com características morfológicas semelhante a de bactérias nitrificantes.

Na Figura 8.8 são apresentadas as curvas de variação de SST do tanque de aeração para as Etapas I e II de operação do reator aeróbio, ou seja para o período no qual o reator foi alimentado com esgoto sanitário bruto, e para aquele em que foi usado como substrato efluente do reator anaeróbio.

Na Figura 8.8 constata-se o efeito causado pela mudança do tipo de substrato sobre a biomassa do sistema. Possivelmente na Etapa I, cujas razões DQO/NTK médias foram de 10,9 e 8,8 para as Fase 1 e 2, prevaleceram bactérias heterotróficas,

as quais têm taxas de crescimento elevadas ao passo que na Etapa II, com as relações DQO/NTK de 3,64 e 5,05, para as Fases 1 e 2, devido às características do substrato, deve ter havido predominância de bactérias autotróficas. Com base em METCALF & EDDY (1991) a fração de nitrificantes na biomassa seria da ordem de 29%, para as fases da Etapa I, e equivalente a aproximadamente 84% na Fase 1 e 54 % na Fase 2, da Etapa II.

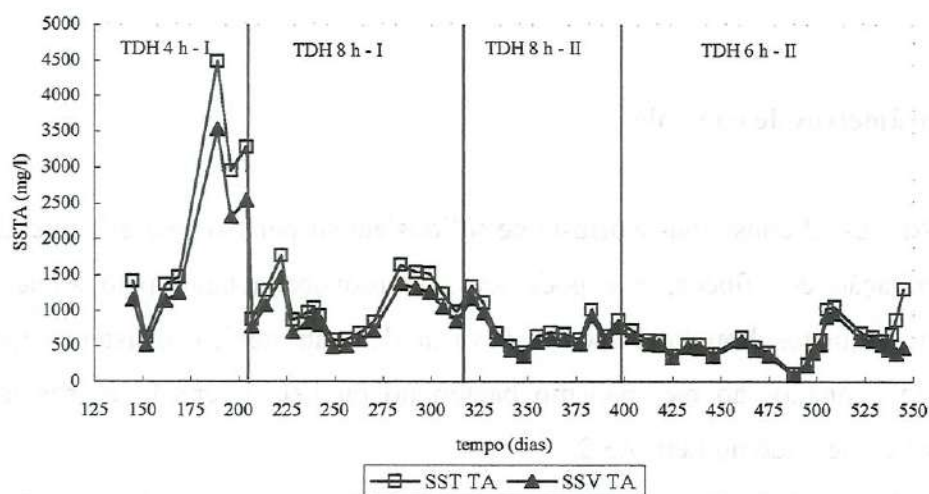


Figura 8.8 - Concentração de sólidos suspensos no reator aeróbio durante as Etapas I e II

Em geral, as bactérias nitrificantes, além do fato de possuírem baixas taxas de crescimento, não sedimentam bem, uma vez que não apresentam boas condições de floculação. Em consequência disso as concentrações de SST no tanque de aeração decresceram.

Os TRCs estimados, com base na concentração de sólidos no tanque de aeração, na concentração de sólidos suspensos arrastados pelo efluente e no volume descartado diariamente de cada câmara, para a Etapa II, juntamente com o TRC médio estimado para cada fase são mostrados na Figura 8.9.

As concentrações médias do IVL foram 148 e 133 ml/g para as Fases 1 e 2. Esses valores são indicativos das boas condições de sedimentabilidade do lodo.

As concentrações residuais de SST no efluente do reator aeróbio nessa etapa, foram em média 8 e 18 mg/L. Porém é interessante observar que durante a Fase 1, a concentração máxima de SST determinada no efluente foi de 28 mg/L e para a Fase 2, foi de 60 mg/L.

O aumento acentuado dos SST e conseqüentemente do IVL no final da Fase 2 (539 ao 545º dia) está relacionado à adição de cloreto férrico no reator aeróbio.

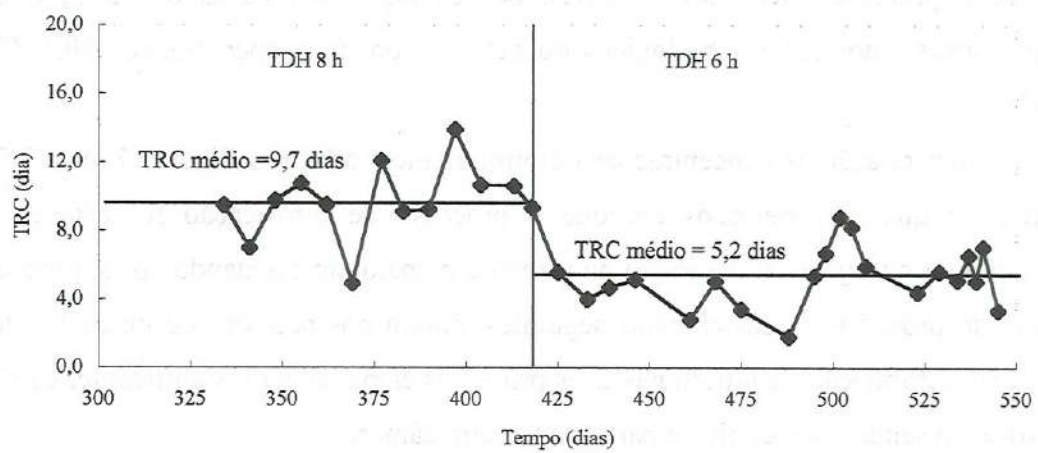


Figura 8.9 – Tempos de retenção celular estimados para a Etapa II

8.3.3 Remoção de nitrogênio e fósforo

As relações F/M em termos de NTK e N-amoniaco foram 0,22 kg NTK/kg SSV.dia (0,19 kg N-amoniaco/kg SSV.dia), para a Fase 1, e 0,29 kg NTK/kg SSV.dia (0,25 kg N-amoniaco/kg SSV.dia), para a Fase 2, correspondendo a cargas volumétricas de 0,12 kg NTK/m³.dia (0,10 kg N-amoniaco/m³.dia) e 0,11 kg NTK/m³.dia (0,10 kg N-amoniaco/m³.dia) para a Fase 2. As relações DQO/NTK foram 3,04 e 5,05, respectivamente para as Fases 1 e 2.

As eficiências médias de remoção de N-amoniaco foram de 60 e 68%. Apesar de o sistema ter apresentado, em determinados períodos, elevadas eficiências de remoção, isto é, de oxidação do nitrogênio, o comportamento ao longo de toda a etapa foi muito instável.

Os resultados relativos às concentrações de nitrato no efluente confirmam os períodos de estabilidade e instabilidade do processo, descritos com base na remoção de NTK e N-amoniacal.

As concentrações de nitrito, tanto para as câmaras, como para o efluente permaneceram em níveis insignificantes, a exceção dos dias 341, 344, 443, 502 e 506, quando aumentaram para valores consideráveis em relação aos demais dias.

Na prática, a oxidação do N-amoniacal é o passo limitante do processo de nitrificação. Isso significa que o nitrito deverá aparecer em grandes quantidades quando o processo encontra-se instável, por exemplo, por causa da variação de cargas, arraste dos sólidos biológicos ou outros problemas operacionais (HENZE, 1997).

Com relação às concentrações de nitratos mostradas nas Figuras 7.49 e 7.51 verifica-se que, nos períodos em que o processo de nitrificação foi estável, a oxidação do nitrogênio tinha início na primeira câmara, apresentando concentrações de nitrato próximas as das câmaras seguintes, porém nos períodos de instabilidade, em geral, a formação de nitrato nas duas primeiras câmaras era insignificante, com a nitrificação sendo mais efetiva a partir da terceira câmara.

Pelas Figuras 7.52 e 7.53 observa-se claramente o comportamento distinto nas duas fases, em relação à remoção de fósforo. Durante a Fase 1 nota-se claramente a remoção de fósforo, ao passo que na Fase 2 esse parâmetro apresentou comportamento ambíguo.

É provável que a redução na remoção de fósforo da Fase 1 para a Fase 2 esteja relacionada à excessiva redução do TRC, que decresceu de aproximadamente 8 dias, para valores em torno de 4 dias na Fase 2.

A Figura 7.54 refere-se à remoção de fósforo total e orgânico no reator biológico quando foi adicionado cloreto férrico.

Apesar do curto espaço de tempo de adição de cloreto férrico ao reator e do reduzido número de análises referentes ao período, nota-se que a remoção de fósforo foi significativa comparada a obtida anteriormente a adição do produto químico no reator biológico, apresentando em média eficiência de remoção de 56 %.

Os diagramas de solubilidade apresentam a solubilidade mínima para o $\text{Fe}(\text{PO}_4)_3$ em pH de aproximadamente 5,5, porém alguns estudos demonstram que as curvas de solubilidade observadas durante a precipitação simultânea do fosfato

férrico em lodos ativados são um tanto quanto diferentes. Por isso é importante traçar uma curva do produto químico a ser dosado versus as concentrações de fósforo residuais, utilizando o despejo a ser tratado, uma vez que esta será função do pH e da alcalinidade.

9. CONCLUSÕES

O trabalho realizado, utilizando um sistema composto de reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série para tratamento de esgoto sanitário, permite concluir que:

- o reator compartimentado anaeróbio apresentou bom desempenho com relação à remoção de DQO total e SST; alcançando eficiência média de remoção de DQO total de 77%, para TDH de 12 h, e superior a 60% para TDH de 8 e 6 h. A eficiência média de remoção de SST foi superior a 80%, para os TDH estudados (12, 8 e 6 h);
- o reator compartimentado anaeróbio, que recebeu como inóculo lodo granulado (SST=27 g/L com relação SSV/SST=0,64) proveniente de um reator UASB tratando esgoto sanitário, apresentou equilíbrio estável, com relação a concentração de DQO do efluente e a relação AI/AP (alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial), após, aproximadamente, 25 dias da partida;
- a interrupção na alimentação do reator anaeróbio durante dois meses não produziu nenhum efeito aparente sobre seu desempenho, em termos de remoção de DQO;
- as taxas médias de remoção de DQO, dadas pelos coeficientes angulares das retas que representam a razão entre as COV aplicadas e removidas – 0,83 e

0,86 kg DQO removida/kg DQO aplicada para a Etapa I e II respectivamente, foram próximas a taxa ideal de remoção de DQO, demonstrando que o reator pode suportar maiores COV sem prejuízos para seu desempenho;

- o reator aeróbio quando alimentado com esgoto sanitário bruto apresentou eficiência média de remoção de DQO total de 80 e 77%, respectivamente, para TDH de 8 e 4 h. A eficiência média de remoção de SST foi superior a 80% para TDH de 8 e 4 h. A remoção média de NTK e N-amoniacal foi respectivamente de 70 e 79% para TDH de 8 h;
- o sistema anaeróbio-aeróbio apresentou bom desempenho com eficiência média de remoção de DQO total de 89 e 85% para TDH de 8 e 6 h (em cada reator). A eficiência média de remoção de SST foi de 94 e 82% respectivamente para TDH de 8 e 6 h;
- o reator aeróbio foi capaz de remover em média 50% da DQO total remanescente no efluente do reator anaeróbio;
- a maior fração de DQO remanescente no efluente do reator anaeróbio era devida a DQO filtrável. O reator aeróbio apresentou eficiência média de remoção de DQO filtrável, quando alimentado com efluente do reator anaeróbio, superior em média a 60%;
- o reator anaeróbio suportou bem a variabilidade da cargas de DQO e SST do afluente, produzindo um afluente mais uniforme para o reator aeróbio;
- a “remoção” de NTK e N-amoniacal no reator aeróbio, quando alimentado com efluente do reator anaeróbio, foi de 57 e 60%, para TDH de 8 h, e de 66 e 68% para TDH de 6 h;

- a razão nitrogênio oxidado/NTK consumido no reator aeróbio, quando alimentado com esgoto sanitário bruto, foi bem menor que o valor teórico, o que permite supor que ocorreu desnitrificação no reator aeróbio;
- a utilização de precipitante químico no processo biológico, mais exatamente no reator aeróbio, mostrou-se ser uma alternativa favorável para a remoção complementar de fósforo.

10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALBERTSON, O.E. The control of bulking sludges: From the early innovators to current practice. Jornal Water Pollution Control Federation, v.59, n.4, p.172-182, 1987.
- ALÉM SOBRINHO, P. Estudo dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados – determinação de parâmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos. Revista DAE, n.132, março, p.49-85, 1983.
- ANDREADAKIS, A.D. Physical and chemical properties of activated sludge floc. Water Research, v.27, n.12, p.1701-1714, 1993.
- APHA; AWWA; WPCF. Standard Methods for the examination of water and wastewater. 15 th ed. Amer. Public Health Assoc., Americ. Water Works Assosiation, Water Pollution Control Federation. Washington, D.C., 1980, 1134 p.
- ARVIN, E.; HENZE, M. Treatment plants for phosphorus removal from wastewater. In: FÖRSTNER, U.; MURPHY, R.J.; RULKENS, W.H. 2nd ed., Wastewater treatment: biological and chemical processes, Berlin: Springer. 1997. Cap. 3, p. 55-112.
- AZIMI, A.A.; HORAN, N.J. The influence of reactor mixing characteristics on the rate of nitrification in the activated sludge process. Water Research, v.25, n.4, p.419-423, 1991.
- BACHMANN, A.; BEARD, V.L.; McCARTY, P.L. Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor. Water Research, v.19, n.1, p.99-106, 1985.
- BARBER, W.P.; STUCKEY, D.C. The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: a review. Water Research, v.33, n.7, p.1559-1578, 1999.

- BARBUSINSKI, K.; KOSCIELNIAK, H. Influence of substrate loading intensity on floc size in activated sludge process. Water Research, v.29, n.7, p.1703-1710, 1995.
- BOLLER, M.; TSCHUI, M.; GUJER, W. Effects of transient nutrient concentrations in tertiary biofilm reactors. Water Science and Technology, v.36, n.01, p.101-109, 1997.
- BOOPATHAY, R.; SIEVERS, D.M. Performance of a modified anaerobic baffled reactor to treat swine waste. Transactions of the ASAE, v.34, n.6, nov./dec., p.2573-2578, 1991.
- BOOPATHAY, R.; TILCHE, A. Anaerobic digestion of high strength molasses wastewater using hybrid anaerobic baffled reactor. Water Research, v.25, n.7, Jul., p.785-790, 1991.
- BORREGAARD, V.R. Experience with nutrient removal in a fixed -film system at full-scale wastewater treatment plants. Water Science and Technology, v.36, n.1, p.129-137, 1997.
- BORTONE, G.; CECH, J.S.; GERMIRLI, F.; BIANCHI, R.; TILCHE, A. Experimental approaches for the characterisation of a nitrification/denitrification process on industrial wastewater. Water Science and Technology, v.29, n.7, p.129-136, 1994.
- BORTONE, G.; MALASPINA, F.; STANTE, L.; TILCHE, A. Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic/anoxic sequencing batch reactor with separated biofilm nitrification. Water Science and Technology, v.30, n.06, pt.06, p.303-313, 1994.
- BRATBY, J.R. Na update on nutrient removal in wastewater treatment. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL DE TRATAMENTO E DISPOSIÇÃO DE ESGOTOS SANITÁRIOS: Tecnologia e perspectivas para o futuro. Anais. Brasília, Companhia de água e esgotos de Brasília, 1996.
- BRINCH, P.P.; RINDEL, K.; KALB, K. Upgrading to nutrient removal by means of internal carbon from sludge hydrolysis. Water Science and Technology, v.29, n.12, p.31-40, 1994.
- BROCK, T.D.; MADIGAN, M.T.; MARTINKO, J.M.; PARKER, J. Biology of microorganism. Prentice-Hall International, Inc. 1994.
- BUB, S.; EINFELDT, J.; GÜNTER, H.; WERNER, T. Upgrading of wastewater treatment plants to achieve advanced standards concerning nutrient removal. Water Science and Technology, v.29, n.12, p.49-58, 1994.
- CAMPOS, J.R. Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série. São Carlos, 1989, 295p., Tese (Livre Docência) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- CARUCCI, M.; MAJONE, M.; RAMADORI, R.; ROSSETTI, S. Dynamics of phosphorus and organic substrates in anaerobic and aerobic phases of a sequencing batch reactor. Water Science and Technology, v.30, n.06, p. 237-246, 1994.
- CASTILLO, A.; CECCHI, F.; MATA-ALVAREZ, J. A combined anaerobic-aerobic system to treat domestic sewage in coastal areas. . Water Research, v.31, n.12, p.3057-3063, 1997.
- CASTILLO, A.; LLABRES, P.; MATA-ALVAREZ, J. A kinetic study of a combined anaerobic-aerobic system for treatment of domestic sewage. Water Research, v.33, n.7, p.1742-1747, 1999.
- CHARLTON, J. Biological nutrient removal applied to weak sewage. Water Science and Technology, v.29, n.12, p.41-48, 1994.
- CHERNICHARO, C.A.L. Reatores anaeróbios. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1997. 246 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – v.5)
- CHIESA, S.C.; IRVINE, R.L. Growth and control of filamentous microbes in activated sludge an integrated hypothesis. Water Research , v.19, n.4, p.471-479, 1985.
- CHUDOBA, J. Control of activated sludge filamentous bulking - VI. Water Research, v.19, n.8, p.973-978, 1985.
- COLLIVIGNARELLI, C.; URBINI, G.; FARNETI, A.; BASSETTI, A.; BARBARESI, U. Anaerobic-aerobic treatment of municipal wastewater with full-scale upflow anaerobic sludge blanket and attached biofilm reactors. Water Science and Technology, v.22, n.1-2, p. 475-482, 1990.
- COLLIVIGNARELLI, C.; URBINI, G.; FARNETI, A.; BASSETTI, A.; BARBARESI, U. Economic removal of organic and nutrient substances from municipal wastewater with full-scale U.A.S.B. fluidized- and fixed-bed reactors. Advanced Wastewater Treatment and Reclamation Water Science and Technology, v.24, v.07, p..89-95, 1991.
- CONVERTI, A.; ROVATTI, M.; DEL BORGHI, M. Biological removal of phosphorus from wastewaters by alternating aerobic and anaerobic conditions. Water Research, v.29, n.1, Jan., p..263-269, 1995.
- CONVERTI, A.; ZILLI, M.; POLONIECKI, R.H.; DEL BORGHI, M.; FERRAILOLO, G. Influence of nutrient concentration in new operating criteria for biological removal of phosphorus from wastewater. WaterResearch, v.27, n.5, May, p. 791-798, 1994.
- DAIGGER, G.T.; POLSON, S.R. Design and operation of biological nitrogen removal facilities. In: SEDLAK, R., 2nd ed., Phosphorus and nitrogen removal

- from municipal wastewater. New York: Library of Congress Cataloging in Publication date. 1991. Cap. 3, p.3-42.
- de BARBADILLO, C.; KHARKAR, S.M.; JAWORSKI, L.P. Optimal nutrient removal. Water Environment & Technology, febr., 1995.
- DILLION, G.R.; THOMAS, V.K. A pilot-scale evaluation of the "BIOCARBONE process" for the treatment of settled sewage and for tertiary nitrification of secondary effluent. Water Science and Technology, v.22, n.1-2, p. 305-316, 1990.
- DRURY, D.; DEZHAM, P.; TORRES, B.; ORTEN, K.; GABB, D. Novel nitrogen removal. Water environment & Technology, v.7, n.9, p.74-78, 1995.
- ECKENFELDER, W.W.; ARGAMAN, Y. Principles of biological and physical/chemical nitrogen removal. In: SEDLAK, R., 2nd ed., Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater, New York: Library of Congress Cataloging in Publication date. 1991. Cap. 2, p.3-42.
- FARRIMOND, M.; UPTON, J. A strategy to meet the nutrient (N and P) standards of the urban wastewater directive. Water Science and Technology, v.27, n.5-6, p. 297-306, 1993.
- FDEZ-POLANCO, F.; REAL, F.J.; GARCIA, P.A. Behaviour of an anaerobic/aerobic pilot scale fluidized bed for the simultaneous removal of carbon and nitrogen. Water Science and Technology, v.29, n.10-11, p.339-346, 1994.
- 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.
- GARRIDO, J.M.; van BENTHUM, W.A.J.; von LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. Biotechnology and Bioengineering, v.53, p.168-178, 1997.
- GEE, C. S.; PFEFFER, J.T.; SUIDAM, M.T. *Nitrosomonas* and *Nitrobacter* interactions in biological nitrification. Journal of Environmental Engineering. v.116, n.01, febr., 1990.
- GEE, C. S.; SUIDAM, M.T.; PFEFFER, J.T. Modeling of Nitrification under substrate- Inhibiting conditions. Journal of Environmental Engineering, v.116, n.1, 1990.
- GRADY Jr., C.P.L.; LIM, H.C. Biological wastewater treatment: theory and applications. USA: Marcel Dekker, INC., 1980.

- GROBICKI, A.; STUCKEY, D.C. Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor. Water Research, v.26, n.3, 1992.
- GROBICKI, A.; STUCKEY, D.C. Performance of the anaerobic baffled reactor under steady-state and shock loading conditions. Biotechnology and Bioengineering, v.37, n.4, Fev. 20, p. 344-355, 1991.
- GROBICKI, A.; STUCKEY, D.C. The role of formate in the anaerobic baffled reactor. Water Research, v.29, n.3, 1989.
- HARREMOËS, P.; SINKJAER, O. Kinetic interpretation of nitrogen removal in pilot scale experiments. Water Research, v.29, n.3, 1995.
- HARTWIG, P.; SEYFRIED, C.F. The combined biological nitrogen and phosphorus removal - design and large-scale experiences. Water Science and Technology, v.26, n.9-11, p. 2241-2244, 1992.
- HENZE, M. Basic biological processes. In: FÖRSTNER, U.; MURPHY, R.J.; RULKENS, W.H. 2nd ed., Wastewater treatment: biological and chemical processes, Berlin: Springer. 1997. Cap. 3, p. 55-112.
- HENZE, M.; KRISTENSEN, G.H.; STRUBE, R. Rate-capacity characterization of wastewater for nutrient removal processes. Water Science and Technology, v.29, n.07, p. 101-107, 1994.
- HORAN, N.J.; AZIMI, A.A. The effects of transient nitrogen loadings on nitrifying activated sludges in completely mixed and plug-flow reactors. Water Research, v.26, n.3, p.279-284, 1992.
- ISAACS, S.H.; HENZE, M. Controlled carbon source addition to an alternating nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P removal. Water Research, v.29, n.01, Jan., p.77-89, 1995.
- JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, G.T. Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming. 2nd ed., USA: : Library of Congress Cataloging in Publication date, 1993. 193p.
- JONES, W.L.; WILDERER, P.A.; SCHROEDER, E.D. Operation of a three-stage SBR system for nitrogen removal from wastewater. Research Journal Water Pollution Control Federation, v.62, n.3, may/june, p.268-274, 1990.
- JONES, W.L.; SCHROEDER, E.D.; WILDERER, P.A. Denitrification in a batch wastewater treatment system using sequestered organic substances. Research Journal Water Pollution Control Federation, v.62, n.3, may/june, 1990.
- JORDÃO, E.P. Pesquisas visando melhorias operacionais no processo de lodos ativados. São Paulo, 1998, 293p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

- KERRN-JESPERSEN, J.P.; HENZE, M. Biological phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. Water Research, v.27, n.4, Apr., p.617-624, 1993.
- KERRN-JESPERSEN, J.P.; HENZE, M.; STRUBE, R. Biological phosphorus release and uptake under alternating anaerobic and anoxic conditions in a fixed-film reactor. Water Research, v.28, n.5, May, p.1253-1255, 1994.
- KUBA, T.; van LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJEN, J.J. Phosphorus and nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of denitrifying dephosphatation and nitrification in a two-sludge system. Water Research, v.30, n.7, p. 1702-1710, 1996.
- LETTINGA, G.; FIELD, J.; LIER, J. van.; ZEEMAN, G.; HULSHOFF POL, L.W. Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future. Water Science and Technology, v.35, n.10, p. 5-12, 1997.
- LI, D.; GANCZARCZYK, J.J. Factors affecting dispersion of activated sludge flocs. Water Environment Research, v.65, n.03, may/june, 1991.
- LIE, E.; WELANDER, T. A method for determination of the readily fermentable organic fraction in municipal wastewater. . Water Research, v.31, n.6, p. 1269-1274, 1997.
- LOOSDRECHT, M.C.M. Van; JETTEN, M.S.M. Microbiological conversions in nitrogen removal. Water Science and Technology, v.38, n.01, p. 1-7, 1998.
- MAEDA, R.A. Tratamento biológico de esgoto sanitário empregando-se reator aeróbio compartimentado. São Carlos, 1999, 148p., Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MAIER, W.; KRAUTH, Kh. Optimizing nitrification in aeration basins with surface aerators. Water Science and Technology, v.20, n.4/5, 1988.
- MARSMAN, E.H.; ROELEVELD, P.J.; RENSINK, J.H. High nutrient removal in the three-sludge sewage treatment system: results and economic evaluation. Water Science and Technology, v.35, n.10, p.129-136, 1997.
- McCLINTOCK, S.A.; PATTARKINE, V.M.; RANDALL, C.W. Comparison of yields and decay rates for a biological nutrient removal process and a conventional activated sludge process. Water Science and Technology, v.26, n.9-11, p. 2195-2198, 1992.
- McCLINTOCK, S.A.; RANDALL, C.W.; PATTARKINE, V.M. Effects of temperature and mean cell residence time on biological nutrient removal processes. Water Environment Research, v.65, n.02, march/apr., 1993.

- MEHLHART, G.F. Upgrading of existing trickling filter plants for denitrification. Water Science and Technology, v.30, n.6, p.173-179, 1994.
- MERGAERT, K.; VANDERHAEGEN, B.; VERSTRAETE, W. Applicability and trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater. . Water Research, v.26, n.8, p. 1025-1033, 1992.
- METCALF & EDDY. INC. Wastewater Engineering treatment disposal reuse. 3ed. New York, McGraw-Hill Book, 1991. 1334p.
- MÜNCH, E.V.; LANT, P.; KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. Water Research, v.30, n.2, p.277-284, 1996.
- NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D.C. The effect of shock loads on the performance of on anaerobic baffled reactor (ABR). 1. Step changes in feed concentration at constant retention time. Water Research, v.31, n.11, p.2737-2746, 1997a.
- NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D.C. The effect of shock loads on the performance of on anaerobic baffled reactor (ABR). 2. Step and transient hydraulic shocks at constant feed strength. Water Research, v.31, n.11, p.2747-2754, 1997b.
- NORDEIDET, B.; RUSTEN, B.; ODEGAARD, H. Phosphorus requirements for tertiary nitrification in a biofilm. Water Science and Technology, v.29, n.10-11, p. 77-82, 1994.
- NOUR, E.A.A. Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator anaeróbio compartimentado. São Carlos, 1996, 148p., Tese (Dotourado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- ORHON, D.; SOZEN, S.; UBAYO, E. Assessment of nitrification-denitrification potential of Istanbul domestic wastewaters. Water Science and Technology, v.30, n.06, pt 6, p. 21-30, 1994.
- PENNA, J.A. Estudo da metodologia do teste de atividade metanogênica específica. São Carlos, 1994, 227p., Tese (Dotourado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PITMAN, A.R.; TRIM, B.C.; DALSEN, L. Vah Operating experience with biological nutrient removal at the Johannesburg Bushkoppie works. Water Science and Technology, v.20, n.4/5, 1988.
- PLAZA, E.; BOSANDER, J.; TRELA, J. Factors affecting biological nitrogen removal efficiency in a large wastewater treatment plant. Advanced Wastewater Treatment and Reclamation Water Science and Technology, v.24, v.07, p.121-131, , 1991.

- POVINELLI, S.C.S. Estudo da hidrodinâmica e partida de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário. São Carlos, 1994, 181p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- RANDALL, C.W.; PATTARKINE, V.M.; McCLINTOCK, S.A. Nitrification kinetics in single-sludge biological nutrient removal activated sludge systems. Interactions of Wastewater, Biomass and Reactor Configurations in Biological treatment Plants Water Science and Technology, v.25, n.6, p.195-214, 1992.
- RENSINK, J.H.; van der VEN, J.; van PAMELEN, G.; FEDDER, F.; MAJOOR, E. The modified RENPHOSYSTEM: a high biological nutrient removal systems. Water Science and Technology, v.10, n.10, p.137-146, 1997.
- RENSINK, J.H.; EGGERS, E.; DONKER, H.J.G.W. High biological nutrient removal from domestic wastewater in combination with phosphorus recycling. Water Science and Technology, v.23 n.4-6, p. 651-657, 1991.
- RITTMANN, B.E.; REGAN, J.M.; STAHL, D.A. Nitrification as a source of soluble organic substrate in biological treatment. Water Science and Technology, v.30, n.6, p.1-8, 1994.
- ROBLES, A.N. Diseño, inoculación y arranque de reactores UASB. In: III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento anaerobio de aguas residuales". Montevideo, Uruguay, 1994.
- ROGALLA, F.; BADARD, M.; HANSEN, F.; DANSHOLM, P. Upscaling a compact nitrogen removal process. Water Science and Technology, v.26. n.5-6, p. 1067-1076, 1992.
- ROSKE, I.; SCHÖNBORN, Chr. Influence of the addition of precipitants on the biological phosphorus elimination in a pilot plant. Water Science and Technology, v.30, n.6, 1994.
- ROSKE, I.; SCHÖNBORN, Chr. Interactions between chemical and advanced biological phosphorus elimination. Water Research, v.28, n.05, 1994.
- RUSTEN, B.; HEM, L.J.; ODEGAARD, H. Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. Water Environment Research, v.67, n.01, jan./febr., 1995.
- RUSTEN, B.; HEM, L.J.; ODEGAARD, H. Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. Water Environment Research, v.67, n.01, jan./febr., 1995.
- SCHLEYPEN, P. Advanced wastewater treatment plants in lagoons with biological contactors. Water Science and Technology, v.29, n.12, p. 13-21, 1994.

- SIEGRIST, H.; GUJER, W. Nitrogen removal in activated sludge systems including denitrification in secondary clarifiers. Water Science and Technology, v.30, n.06, pt.06, p. 101-111, 1994.
- SINKJAER, O.; YNDGAARD, L.; HARREMÖES, P.; HANSEN, J.L. Characterisation of the nitrification process for design purposes. Water Science and Technology, v.30, n.4, p.47-56, 1994.
- SOUSA, J.T. Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação. São Carlos, 1996, 258p., Tese (Dotourado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SÖZEN, S.; ORHON, D.; SAN, H.A. A new approach for the evaluation of the maximum specific growth rate in nitrification. Water Research, v.30, n.7, p.1661-1669, 1996.
- SPEECE, R.E. Anaerobic biotechnology – for industrial wastewater. Nashville, Tennessee: Archae Press. 394p. 1996.
- SPIES, P.J.; SEYFRIED, C.F. Ammonia controlled activated sludge process for nitrification denitrification. Water Science and Technology, v.20, n.4/5, 1988.
- STENSEL, H.D Principles of biological phosphorus removal. In: SEDLAK, R., 2nd ed., Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater, New York: Library of Congress Cataloging in Publication date. 1991. Cap. 3, p.3-42.
- STROUS, M.; van GERVEN, E.; ZHENG, P.; KUENEN, J.G.; JETTEN, M.S.M. Ammonium removal from concentrated waste streams with the anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) process in different reactor configurations. Water Research, v.31, n.8, p.1955-1962, 1997.
- SUBRAMANIAM, K.; GREENFIELD, P.F.; HO, K.M.; JOHNS, M.R.; KELLER, J. Efficient biological nutrient removal in high strength wastewater using combined anaerobic-sequencing batch reactor treatment. Water Science and Technology, v.30, n.06, pt 6, p. 315-321, 1994.
- SURMACZ-GORSKA, J.; GERNAEY, K.; DEMUYNCK, C.; VANROLLEGHEM, P.; VERSTRAETE, W. Nitrification monitoring in activated sludge by oxygen uptake rate (OUR) measurements. Water Research, v.30, n.5, p.1228-1236, 1996.
- TALLEC, X.L.; Effect of influent quality variability on biofilter operations Water Science and Technology, v.36, n.1, p.111-117, 1997.
- TAM, N.F.Y.; LSU, P.S.; WONG, Y.S. Wastewater inorganic N and P removal by immobilized *Chlorella vulgaris*. Water Science and Technology, v.30, n.06, pt 6, p. 369-374, 1994.

- TAM, N.F.Y.; WONG, Y.S.; LEUNG, G. Significance of external carbon sources on simultaneous removal of nutrients from wastewater. Water Science and Technology, v.26, n.5-6, p. 1047-1055, 1992.
- TAM, N.F.Y.; WONG, Y.S.; LEUNG, G. Effect of exogenous carbon sources on removal of inorganic nutrient by the nitrification-denitrification process. Water Research, v.26, n.9, Sep., p.1229-1236, 1992.
- TANAKA, T.; KITAGAWA, M.; OHKUBO, E. Energy saving high biological phosphorus removal and improvement of sludge settleability on full-scale anaerobic-aerobic activated sludge process. Water Science and Technology, v.23, n.4-6, p. 801-810, 1991.
- TILCHE, A.; VIEIRA, S.M.M. Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors. Water Science and Technology, v.24, n.8, p.193-206, 1991.
- TOEBBER, E.D.; PAULSON, W.C.; SMITH, H.S. Comparison of completely mixed and plug-flow biological systems. Journal Water Pollution Control Federation, v.46, n.8, August, p.1995-2114, 1974.
- UHLMANN, D.; RÖSKE, I.; HUPFER, M.; OHMS, G. A simple method to distinguish between polyphosphate fractions of activated sludge. Water Research, v.24, n.11, p.1355-1360, 1990.
- Van BENTHUM, W.A.J.; van LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Process design for nitrogen removal suspended growth in a biofilm airlift suspension reactor. Water Science and Technology, v.36, n.1, p.119-128, 1997.
- Van HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente. s.n.t., 1994.
- VON SPERLING, M. Lodos ativados. Belo Horizonte: DESA/UFGM, 1997. 246 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – v.4)
- WANG, J.H.; BALTZIS, B.C.; LEWANDOWSKI, G.A. Reduction of nitrate and nitrite in a cyclically operated continuous biological reactor. Biotechnology and Bioengineering, v.46, n.2, Apr.20, p.159-171, 1995.
- WANNER, J. The implementation of bulking control in the design of activated sludge systems. Water Science and Technology, v.29, n.7, p.193-202, 1994.
- WANNER, J.; CECH, J.S.; KOS, M. New process design for biological nutrient removal. Water Science and Technology, v.25, n.4-5, p.445-448, 1992.
- WATSON, S.W.; BOCK, E.; HARMS, H.; KOOPS, H.P.; HOOPER, A.B. Nitrifying Bacteria. In: Bergey's Manual of Systematic Bacteriology. Eds.: Staley J. T.; Bryant, M.P.; Pfennig, N.; Holt, J.G., Williams & Wilkins. Baltimore. p. 1807-1834. 1989.

- WILSON, T.E.; PICKARD, D.W.; BIZZARRI, R.E. A nitrogen success story. **Water Environment & Technology**, sept., 1994.
- WITT, P.Ch. ; GRABOWSKI, F.; HAHN, H.H. Interactions between biological and physico-chemical mechanisms in biological phosphate elimination. **Water Science and Technology**, v.30, n.6, p.271-279, 1994.
- YANG, P.Y.; MOENGANGONGO, T.H. Operational stability of a horizontally baffled-anaerobic reactor for diluted swine wastewater in the tropics. **Transactions of the ASAE**, v.30, n.4, July/Aug., p.1105-1110, 1987.
- YOO, H.; AHN, K.H.; LEE, H.J.; LEE, K.H.; KWAK, Y.J.; SONG, K.G. Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. **Water Research**, v.33, n.1, p.145-154, 1999.
- ZAGATTI, E.A.G.; JACINTHO, A.O.; REIS, B.F.; KRUG, F.J.; BERGAMIN F^o., H.; PESSENDA, L.C.R.; MORTATTI, J.; GINE, M.F. **Manual de análises de plantas e águas empregando sistema de injeção em fluxo**. Universidade de São Paulo, Centro de Energia Nuclear na agricultura-Seção de radioquímica e química analítica. Piracicaba, SP. 1981.

Tabela A.1 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) e de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e do efluente do reator anaeróbico durante a Etapa I

Data	TDH (h)	temp. op. (dia)	pH		AT		AP		AI		AVT	
			af.	ef.	mg CaCO ₃ /L		mg CaCO ₃ /L		mg CaCO ₃ /L		mg HAo/L	
					af.	ef.	af.	ef.	af.	ef.	af.	ef.
05.08		5			233	193	185	145	48	48	23	21
07.08		7			147	215	112	173	35	42	25	22
09.08		9	7,7	7,3	142	173	112	138	30	35	12	12
12.08		12	7,8	7,1	152	141	117	114	35	28	8	10
14.08		14	7,6	7,5	147	206	112	156	35	50	12	14
16.08		16	7,6	7,4	169	245	128	138	41	107	20	14
19.08		19	7,6	7,5	197	214	152	166	45	48	20	61
21.08		21	7,5	7,5	108	185	81	146	26	39	80	96
28.08	12	28	7,2	7,2	111	183	77	145	34	38	26	15
05.09		36	7,8	7,3	143	192	111	156	32	36	18	23
12.09		43	7,7	7,2	160	190	135	155	25	35	17	24
17.09		48	7,6	7,3	189	200	151	158	38	42	15	20
19.09		50	7,6	7,2	179	144	138	108	41	36	17	10
23.09		54	7,6	7,3	205	226	158	158	47	68	16	47
25.09		56	7,5	7,4	179	261	137	200	42	62	16	22
03.10		64	7,4	7,2	136	144	100	109	35	35	12	12
07.10		68	7,3	7,2	181	203	137	159	44	44	38	25
09.10		70	7,4	7,3	148	193	117	153	31	40	27	23
15.10		76	7,4	7,4	140	157	101	118	39	39	21	18
23.10		84	7,4	7,6	126	137	88	99	38	38	16	17
25.10		86	6,8	7,8	104	135	66	95	38	39	22	18
28.10		89	7,6	7,6	185	181	123	120	62	60	21	22
02.11		94	7,3	7,5	135	152	90	90	45	62	20	20
04.11		96	7,6	7,2	140	153	79	88	62	66	18	22
08.11		100	7,2	7,1	142	160	71	83	71	77	19	24
11.11		103	7,3	7,3	175	197	93	104	82	93	27	30
14.11		106	7,1	7,0	110	137	66	77	44	60	19	22
21.11		113	6,9	6,3	126	138	55	63	71	75	103	100
26.11		118	7,4	7,3	168	146	95	90	73	56	44	59
06.12		128	7,6	7,6	202	225	129	161	73	63	60	55
Média			7,4	7,2	156	175	110	122	45	53	26	29
Erro padrão					6	7	6	8	3	4	4	4
Desvio padrão absoluto					32	35	31	36	15	17	21	20
Desvio padrão percentual					20	20	28	30	34	31	78	71
Mínimo					104	135	55	63	25	35	8	10
Máximo					233	261	185	200	82	93	103	100
Contagem					30	22	30	22	30	22	30	22

Tabela A.2 – Valores das relações AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) e AI/AP (alcalinidade intermediária /alcalinidade parcial) do efluente do reator anaeróbio na Etapa I

Data	TDH (h)	Temp. op. (dias)	AT mg CaCO ₃ /L	AVT mg HAo/L	AVT/AT	AP mg CaCO ₃ /L	AI mg CaCO ₃ /L	AI/AP
05.08	12	5	193	21	0,11	145	48	0,33
07.08		7	215	22	0,10	173	42	0,24
09.08		9	173	12	0,07	138	35	0,25
12.08		12	141	10	0,07	114	28	0,24
14.08		14	206	14	0,07	156	50	0,32
16.08		16	245	14	0,06	138	107	0,77
19.08		19	214	61	0,28	166	48	0,29
21.08		21	185	96	0,52	146	39	0,27
28.08		28	183	15	0,08	145	38	0,27
05.09		36	192	23	0,12	156	36	0,23
12.09		43	190	24	0,13	155	35	0,22
17.09		48	200	20	0,10	158	42	0,27
19.09		50	144	10	0,07	108	36	0,33
23.09		54	226	47	0,21	158	68	0,43
25.09		56	261	22	0,09	200	62	0,31
03.10		64	144	12	0,08	109	35	0,32
07.10		68	203	25	0,13	159	44	0,28
09.10		70	193	23	0,12	153	40	0,26
15.10		76	157	18	0,11	118	39	0,33
23.10		84	137	17	0,13	99	38	0,39
25.10		86	135	18	0,13	95	39	0,41
28.10		89	181	22	0,12	120	60	0,50
02.11		94	152	20	0,13	90	62	0,69
04.11		96	153	22	0,14	88	66	0,75
08.11		100	160	24	0,15	83	77	0,93
11.11		103	197	30	0,15	104	93	0,89
14.11		106	137	22	0,16	77	60	0,79
21.11		113	138	100	0,72	63	75	1,18
26.11		118	146	59	0,40	90	56	0,63
06.12		128	225	55	0,24	161	63	0,39
11.12	8	133	214	68	0,32	139	75	0,54
20.12		142	194	87	0,45	140	54	0,38
20.01		173	173	16	0,09	87	87	1,00
05.02		189	162	12	0,07	108	54	0,50
13.05		229	144	16	0,11	111	33	0,30
21.05		237	133	18	0,14	111	22	0,20
23.05		239	135	14	0,10	119	16	0,14
27.05		243	146	16	0,11	124	22	0,17
29.05		245	148	17	0,12	127	21	0,17
04.06		251	135	19	0,14	108	27	0,25
09.06		256	150	25	0,17	133	17	0,12
27.06		274	228	21	0,09	185	43	0,23
07.07		284	225	15	0,07	184	42	0,23
14.07		291	225	23	0,10	178	46	0,26
21.07		298	211	16	0,08	174	38	0,22
22.07	299	199	19	0,10	162	37	0,23	
28.07	6	305	147	16	0,11	117	30	0,26
31.07		308	215	27	0,13	158	57	0,36
15.08		323	232	22	0,10	178	54	0,30
18.08		326	232	22	0,10	178	54	0,30

Tabela A.3 - Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) e ácidos voláteis totais (AVT) das câmaras do reator anaeróbio durante a Etapa I

Data	TDH	temp. op.	AT (mg CaCO ₃ /L)						AP (mg CaCO ₃ /L)						AI (mg CaCO ₃ /L)						AVT (mg HAc/L)					
			afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.
05.08	12	5	233	210	210	218	237	193	185	174	189	193	191	145	48	36	22	24	46	48	23	17	22	18	18	21
07.08		7	147	207	293	229	229	215	112	155	164	177	177	173	35	52	129	52	52	42	25	19	19	28	20	22
09.08		9	142	173	185	185	177	173	112	134	147	147	142	138	30	39	39	39	35	35	12	12	12	14	14	12
14.08		14	147	194	210	210	210	206	112	147	160	168	168	156	35	47	50	42	42	50	12	15	17	17	14	14
28.08		28	111	183	190	190		183	77	140	139	149		145	34	43	51	41		38	26	20	17	15		15
05.09		36	143	196	190	197	192	192	111	152	148	154	150	156	32	44	42	43	42	36	18	27	27	24	25	23
12.09		43	160	186	185	216	207	190	135	150	152	164	173	155	25	35	34	52	35	35	17	22	19	18	20	24
17.09		48	189	273	168	221	210	200	151	179	121	173	168	158	38	95	47	47	42	42	15	16	16	15	21	20
19.09		50	179	189	179	168	147	144	138	147	138	131	116	108	41	42	41	37	32	36	17	15	13	16	11	10
25.09		56	179	220	246	251	266	261	137	174	195	200	210	200	42	46	51	51	56	62	16	24	19	22	24	22
03.10		64	136	163	157	159	159	144	100	118	118	115	115	109	35	45	39	44	44	35	12	21	20	16	16	12
07.10		68	181	213	197	203	192	203	137	171	153	153	153	159	44	41	44	49	38	44	38	45	25	25	24	25
15.10		76	140	150	148	148	153	157	101	109	110	104	110	118	39	40	38	44	44	39	21	18	17	14	21	18
23.10		84	126	142	142	150	139	137	88	99	93	102	91	99	38	44	49	48	48	38	16	16	17	17	15	17
28.10		89	185	181	192	200	183	181	123	120	126	133	118	120	62	60	66	67	65	60	21	19	19	21	22	22
02.11		94	135	144	140	150	144	152	90	92	90	92	81	90	45	52	51	58	63	62	20	18	18	18	20	20
08.11		100	142	150	160	160	167	160	71	86	100	95	115	83	71	63	59	65	52	77	19	22	22	27	27	24
11.11		103	175	185	201	208	202	197	93	118	115	120	129	104	82	67	86	88	73	93	27	29	27	33	36	30
21.11		113	126	155	158	155	154	138	55	63	49	58	59	63	71	92	109	98	95	75	103	123	118	118	125	100
26.11		118	168	168	148	146	142	146	95	112	99	90	88	90	73	56	49	56	55	56	44	37	40	46	32	59
06.12	128	202	230	230	230	230	225	129	155	146	150	161	161	73	75	84	81	69	63	60	57	55	50	47	55	
20.12	8	142	189	221	215	215	225	194	113	158	154	154	143	140	76	63	61	61	82	54	83	78	73	59	67	87
20.01		173	100	150	178	179	162	173	53	100	94	119	92	87	48	50	83	60	70	87	14	14	14		16	16
05.02		189	124	152	173	173	173	162	81	114	123	119	119	108	43	38	51	54	54	54	12	12	12	12	14	12
27.06		274	130	195	227	237	239	228	105	159	183	189	192	185	25	36	43	49	47	43	14	16	20	23	22	21
07.07		284	180	194	217	232	234	225	137	157	176	171	188	184	43	37	42	61	46	42	19	15	15	18	16	15
21.07		298	151	187	196	206	199	211	113	146	166	169	162	174	38	42	30	37	37	38	30	22	19	22	22	16
22.08	8	330	166	214	214	206	198	190	119	158	158	151	143	48	55	55	48	48	48	47	27	29	27	26	24	
05.09		344	173	230	252	252	251	251	115	178	193	193	194	194	58	52	59	59	58	58	37	20	17	21	19	24
22.09		361	182	191	214	219	204	200	138	148	170	165	157	172	44	43	45	54	47	29	28	21	26	23	37	18
05.11		405	176	173	162	161	155	140	127	131	119	121	115	105	48	42	44	40	40	35	28	18	19	15	17	14

Tabela A.4 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, de carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbio na Etapa I

Data	TDH (horas)	tempo op. (dias)	DQOt (mg/L)		COV (Kg DQOt/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOf (mg/L)		COV (Kg DQOf/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOms (mg/L)		COV (KgDQOms/m ³ .d)	Efic. rem. (%)
			afl.	efl.			afl.	efl.			afl.	efl.		
02.08		2	762	219	1,52	71	165	188	0,33		597	31	1,19	95
05.08		5	672	185	1,34	72	230	172	0,46	25	442	13	0,88	97
07.08		7	505	145	1,01	71	198	117	0,40	41	308	28	0,62	91
09.08		9	300	138	0,60	54	172	108	0,34	37	128	29	0,26	77
12.08		12	439	95	0,88	78	291	130	0,58	55	147		0,29	
14.08		14	336	122	0,67	64	291	135	0,58	54	45		0,09	
19.08		19	502		1,00		240		0,48		262		0,52	
21.08	12	21	326	85	0,65	74	279	85	0,56	69	48		0,10	
23.08		23	362	80	0,72	78	243		0,49		119	80	0,24	33
26.08		26	413	81	0,83	80	229	72	0,46	69	185	10	0,37	95
28.08		28	508	89	1,02	83	354	74	0,71	79	155	14	0,31	91
30.08		30	401	95	0,80	76	211	86	0,42	59	190	8	0,38	96
02.09		33	514	102	1,03	80	199	100	0,40	49	315	1	0,63	
04.09		35	627	101	1,25	84	300	96	0,60	68	327	5	0,65	99
06.09		37	552	78	1,10	86	505	83	1,01	84	48		0,10	
09.09		40	711	155	1,42	78	330	92	0,66	72	381	63	0,76	83
11.09		42	568	133	1,14	77	264	128	0,53	52	304	5	0,61	98
13.09		44	366	101	0,73	73	246	101	0,49	59	119		0,24	
15.09		46	116		0,23		65	70	0,13		51		0,10	
16.09		47	264	71	0,53	73		81	0,00					
18.09		49	193	74	0,39	61	175	81	0,35	53	18		0,04	
20.09		51	496	108	0,99	78	330	72	0,66	78	167	36	0,33	79
23.09		54	574	73	1,15	87	305		0,61		269	73	0,54	73
25.09		56	645	130	1,29	80	366	104	0,73	72	280	26	0,56	91
27.09		58	324	124	0,65	62	205	103	0,41	50	119	21	0,24	82
30.09		61	877	86	1,75	90	354	79	0,71	78	524	7	1,05	99
02.10		63	443	76	0,89	83	246	71	0,49	71	197	5	0,39	98
04.10		65	431	109	0,86	75	181	93	0,36	48	250	16	0,50	94
07.10		68	764	71	1,53	91	401	79	0,80	80	363		0,73	
09.10		70	205		0,41		187		0,37		18		0,04	
11.10		72		62			172	73	0,34	58				
14.10		75		77			125	70	0,25	44		7		
22.10		83	782	106	1,56	86	116	66	0,23	43	666	40	1,33	94
24.10		85	133	93	0,27	30	85	53	0,17	38	48	40	0,10	15
28.10		89	70	67	0,14	3	60	53	0,12	12	10	14	0,02	

Continuação:

Tabela A.4 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, de carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbio na Etapa I

Data	TDH (horas)	tempo op. (dias)	DQOt		COV (Kg DQOt/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOf		COV (Kg DQOf/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOms		COV (KgDQOms/m ³ .d)	Efic. rem. (%)
			(mg/L)				(mg/L)				(mg/L)			
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.				
31.10		92	217	139	0,43	36	149	95	0,30	37	68	44	0,14	35
04.11		96	93	85	0,19	9	80	80	0,16		13	5	0,03	64
07.11		99	206	141	0,41	32	152	95	0,30	38	55	46	0,11	15
11.11		103	175	125	0,35	28	148	124	0,30	16	27	1	0,05	96
12.11		104	234	168	0,47	28	161	148	0,32	8	73	20	0,15	73
15.11		107	200		0,40		137		0,27		63		0,13	
21.11		113	412	333	0,82	19	293	255	0,59	13	119	78	0,24	35
25.11		117	241	47	0,48	80	91	31	0,18	66	150	16	0,30	89
28.11	12	120	228	103	0,46	55	118	86	0,24	27	110	17	0,22	85
02.12		124	218	92	0,44	58	92	62	0,18	33	126	30	0,25	76
06.12		128	257	71	0,51	72	112	62	0,22	45	145	9	0,29	94
10.12		132	386	48	0,77	88	134	48	0,27	64	252		0,50	
Média			448	91	0,90	77	229	80	0,44	60	220	20	0,44	90
Erro padrão			39	5	0,08	2	21	4	0,04	3	30	4	0,06	2
Desvio padrão absoluto			202	26	0,40	10	110	19	0,23	15	152	20	0,30	8
Desvio padrão percentual			45	28	45,17	13	48	24	52,31	26	69	96	68,82	9
Mínimo			116	47	0,23	55	65	31	0,00	27	18	1	0,04	73
Máximo			877	155	1,75	91	505	128	1,01	84	666	73	1,33	99
Contagem			27	27	27,00	25	28	27	29,00	25	26	20	26,00	18

02.08 a 23.08 considerado período de partida do reator

24.10 a 21.11 afluente com problemas

Os períodos assinalados acima não foram considerados na análise estatística

Data	TDH (horas)	tempo op. (dias)	DQOt		COV (Kg DQOt/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOf		COV (Kg DQOf/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOms		COV (KgDQOms/m ³ .d)	Efic. rem. (%)
			(mg/L)				(mg/L)				(mg/L)			
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.				
12.12		134	509	227	1,54	55	220	113	0,67	49	289	114	0,88	61
20.12		142	401	93	1,21	77	199	66	0,60	67	201	27	0,61	87
23.12		145	419	71	1,27	83	181	54	0,55	70	238	17	0,72	93
30.12		152	191	25	0,58	87	58		0,17		133	25	0,40	81
06.01		159	419	76	1,27	82					419	76	1,27	82
09.01		162	351	81	1,06	77	107	75	0,32	30	244	6	0,74	97
16.01		169	184	48	0,56	74	64	37	0,19	42	120	11	0,36	91

Continuação:

Tabela A.4 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, de carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbio na Etapa I

Data	TDH (horas)	tempo op. (dias)	DQOt (mg/L)		COV (Kg DQOt/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOf (mg/L)		COV (Kg DQOf/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOms (mg/L)		COV (Kg DQOms/m ³ .d)	Efic. rem. (%)
			afl.	efl.			afl.	efl.			afl.	efl.		
05.02		189	562	131	1,70	77	154	65	0,47	58	408	66	1,24	84
12.02		196	292	66	0,88	77	124	52	0,38	58	168	14	0,51	92
20.02		204	448	142	1,36	68	96	52	0,29	46	352	90	1,07	74
21.04	8	207	447	121	1,35	73	124	70	0,38	44	323	51	0,98	84
28.04		214	556	116	1,68	79	104	73	0,32	30	452	43	1,37	90
12.05		228	246	80	0,75	67	90	58	0,27	36	156	22	0,47	86
15.05		231	597	129	1,81	78	152	63	0,46	59	445	66	1,35	85
20.05		236	414	90	1,25	78	121	62	0,37	49	293	28	0,89	90
23.05		239	398	202	1,21	49	140	68	0,42	52	259	134	0,78	48
26.05		242	356	71	1,08	80	59	51	0,18	14	296	21	0,90	93
02.06		249	752	70	2,28	91		51			752	20	2,28	97
07.05		254	177	58	0,54	67	90	41	0,27	54	88	17	0,27	81
09.05		256	187	62	0,57	67	88	43	0,27	51	99	19	0,30	81
14.06		261	212	90	0,64	58	109		0,33		102	90	0,31	12
23.06		270	156	73	0,47	53	93	51	0,28	46	62	22	0,19	65
26.06		273	473	110	1,43	77	237	85	0,72	64	235	26	0,71	89
07.07		284	255	86	0,77	66	83	70	0,25	15	173	16	0,52	91
09.07		286	311		0,94		109		0,33		202		0,61	
11.07		288	524	115	1,59	78	136	78	0,41	43	388	37	1,18	90
15.07		292	517	93	1,57	82	93	60	0,28	35	424	32	1,29	92
22.07		299	428	84	1,30	80	147	43	0,45	71	280	41	0,85	85
Média			385	97	1,17	73	122	62	0,37	47	271	42	0,82	82
Erro padrão			28	8	0,09	2	9	3	0,03	3	28	6	0,09	3
Desvio padrão absoluto			150	43	0,45	10	47	17	0,14	15	150	33	0,45	18
Desvio padrão percentual			39	45	39	14	38	27	38	33	55	80	55	22
Mínimo			156	25	0,47	49	58	37	0,17	14	62	6	0,19	12
Máximo			752	227	2,28	91	237	113	0,72	71	752	134	2,28	97
Contagem			28	27	28	27	26	24	26	23	28	27	28	27

Continuação:

Tabela A.4 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, de carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbio na Etapa I

Data	TDH (horas)	tempo op. (dias)	DQOt		COV (Kg DQOt/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOf		COV (Kg DQOfs/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOms		COV (Kg DQOms/m ³ .d)	Efic. rem. (%)
			(mg/L)				(mg/L)				(mg/L)			
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.				
29.07	6	306	465	122	1,86	74	140	89	0,56	36	325	34	1,30	90
01.08		309	364	164	1,46	55	145	94	0,58	35	220	70	0,88	68
05.08		313	431	111	1,73	74	122	83	0,49	32	309	29	1,24	91
06.08		314	330	120	1,32	64	162	80	0,65	51	168	40	0,67	76
12.08		320	430	193	1,72	55	147	102	0,59	30	283	91	1,13	68
15.08		323	626	145	2,50	77	258	90	1,03	65	368	55	1,47	85
19.08		327	390	155	1,56	60	152	98	0,61	36	238	57	0,95	76
Média			434	144	1,73	66	161	91	0,64	41	273	53	1,09	79
Erro padrão			36	11	0,15	4	17	3	0,07	5	26	8	0,10	4
Desvio padrão absoluto			96	29	0,38	9	44	8	0,18	12	69	22	0,28	10
Desvio padrão percentual			22	20	22	14	28	9	28	31	25	41	25	12
Mínimo			330	111	1,32	55	122	80	0,49	30	168	29	0,67	68
Máximo			626	193	2,50	77	258	102	1,03	65	368	91	1,47	91
Contagem			7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7



Continuação:

Tabela A.5 – Valores de DBO e das relações DBO/DQO do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa I

Data	TDH (horas)	temp. op. (dias)	DQO afl. (mg/L)	DBO	DBO/DQO	DQO efl. (mg/L)	DBO	DBO/DQO	DQOs afl. (mg/L)	DBOs	DBO/DQO	DQOs efl. (mg/L)	DBOs	DBO/DQO
12.12	8	134	509	158	0,31	227	80	0,35	220	98	0,45	113	53	0,47
23.12		145	419	100	0,24	71	23	0,32	181	21	0,12	54	14	0,26
30.12		152	191			25	51		58	112			28	
16.01		169	184	75	0,41	48	11	0,23	64			37		
05.02		189	562	461	0,82	131	48	0,37	154	43	0,28	65	37	0,57
12.02		196	292	118	0,40	66			124	61	0,49	52	18	0,35
15.05		231	597	192	0,32	129	36	0,28	152	37	0,24	63	18	0,29
23.05		239	398	237	0,60	202	33	0,16	140	26	0,19	68	29	0,43
07.06		254	177	122	0,69	58	37	0,64	90	46	0,51	41	24	0,59
14.06		261	212	129	0,61	90	25	0,28	109	49	0,45		24	
23.06		270	156	66	0,42	73			93	60	0,64	51		
Média					166	0,48		38	0,33		55	0,37		27
Erro padrão				37	0,08		7	0,05		9	0,06		4	0,05
Desvio padrão absoluto				116	0,19		20	0,14		29	0,17		12	0,13
Desvio padrão percentual				70	39		52	43		53	47		44	31
Mínimo				66	0,24		11	0,16		21	0,12		14	0,26
Máximo				461	0,82		80	0,64		112	0,64		53	0,59
Contagem				10	10		9	8		10	9		9	7
01.08	6	309	364	202	0,55	164	64	0,39	145	67	0,46	94	24	0,26

Tabela A.7 – Valores de sólidos totais (ST), sólidos filtráveis totais (SDT), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos filtráveis voláteis (SDV) do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa I

Data	TDH	Tempo	Afluente (mg/L)							STV/ ST	SDT/ SDV	Efluente (mg/L)						STV/ ST	SDT/ SDV	efic. remoção (%)	
			ST	SST	SDT	STV	SSV	SDV	ST			SST	SDT	STV	SSV	SDV	ST			SDV	ST
23.05	8	Oper. 239	410	155	255	232	138	94	0,57	0,37	260	20	240	92	18	74	0,35	0,31	37	60	
26.05		242	408	216	192	324	179	145	0,79	0,76	204	10	194	96	7	89	0,47	0,46	50	70	
02.06		249	280	118	162	182	104	78	0,65	0,48	158	90	68	70	7	63	0,44	0,93	44	62	
09.06		256	300	65	235	128	60	68	0,43	0,29	212	11	201	68	11	57	0,32	0,28	29	47	
07.07		284	342	122	220	176	104	72	0,51	0,33	264	15	249	104	14	90	0,39	0,36	23	41	
15.07		292	380	158	222	212	142	70	0,56	0,32	218	13	205	80	14	66	0,37	0,32	43	62	
22.07		299	460	190	270	266	170	96	0,58	0,36	282	22	260	94	19	75	0,33	0,29	39	65	
Média			369		222	217		89	0,58	0,41	228		202	86		73	0,38	0,42	38	58	
Erro padrão			24		14	24		10	0,04	0,06	16		24	5		5	0,02	0,09	3	4	
Desvio padrão absoluto			65		37	64		27	0,11	0,16	43		65	14		13	0,06	0,23	9	10	
Desvio padrão percentual			18		16	30		31	20	39	19		32	16		17	15	55	24	18	
Mínimo			280		162	128		68	0,43	0,29	158		68	68		57	0,32	0,28	23	41	
Máximo			460		270	324		145	0,79	0,76	282		260	104		90	0,47	0,93	50	70	
Contagem			7		7	7		7	7,00	7,00	7		7	7		7	7,00	7,00	7	7	
Data	TDH	Tempo	Afluente (mg/L)							STV/ ST	SDT/ SDV	Efluente (mg/L)						STV/ ST	SDT/ SDV	efic. remoção (%)	
	h	Oper.	ST	SST	SDT	STV	SSV	SDV	ST			SST	SDT	STV	SSV	SDV	ST			SDV	ST
29.07	6	306	410	182	228	240	166	74	0,59	0,32	268	25	243	88	22	66	0,33	0,27	35	63	
05.08		313	374	186	188	232	164	68	0,62	0,36	220	21	199	76	20	56	0,35	0,28	41	67	
13.08		321	450	178	272	200	154	46	0,44	0,17	312	43	269	96	42	54	0,31	0,20	31	52	
19.08		327	406	148	258	212	132	80	0,52	0,31	272	35	237	76	34	42	0,28	0,18	33	64	
Média			410		237	221		67	0,54	0,29	268		237	84		55	0,32	0,23	35	62	
Erro padrão			16		19	9		7	0,04	0,04	19		14	5		5	0,01	0,03	2	3	
Desvio padrão absoluto			31		37	18		15	0,08	0,08	38		29	10		10	0,03	0,05	5	7	
Desvio padrão percentual			8		16	8		22	14	29	14		12	12		18	9	22	13	11	
Mínimo			374		188	200		46	0,44	0,17	220		199	76		42	0,28	0,18	31	52	
Máximo			450		272	240		80	0,62	0,36	312		269	96		66	0,35	0,28	41	67	
Contagem			4		4	4		4	4,00	4,00	4		4	4		4	4,00	4,00	4	4	

Tabela A.9 – Valores de fósforo total do afluente e efluente e de eficiência de remoção de fósforo do reator anaeróbio na Etapa I

Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósf. Total (mg P-PO ₄ ³⁻ /L)		Efic. rem.. (%)
			afl.	efl. ana.	
08.08.96	8	12	19,53	22,21	-13,72
14.08.96	14		18,9	25,04	-32,49
22.08.96	22		22,73	17,06	24,95
29.08.96	29		24,25	17,21	29,03
05.09.96	36		24,44	24,95	-2,09
12.09.96	43		28,28	24,11	14,75
19.09.96	50		25,52	9,92	61,13
27.09.96	58		18,41	21,94	-19,17
10.10.96	71		18,53	17,32	6,53
22.10.96	83		12,38	11,43	7,67
31.10.96	92		18,5	16,65	10,00
05.11.96	97		14,58	13,93	4,46
12.11.96	104		23,61	21,01	11,01
28.11.96	120		22,08	21,03	4,76
05.12.96	127		15,95	15,85	0,63
10.12.96	132		25,53	21,99	13,87

Média	20,83	18,85
Erro padrão	1,11	1,16
Desvio padrão absoluto	4,42	4,65
Desvio padrão percentual	21,2	24,7
Mínimo	12,38	9,92
Máximo	28,28	25,04
Contagem	16	16

Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósf. Total (mg P-PO ₄ ³⁻ /L)		Efic. rem.. (%)
			afl.	efl. ana.	
14.01.97	167	8	23,94	20,43	14,66
04.02.97	188		14,67	13,53	7,77
13.02.97	197		17,9	14,46	19,22
18.02.97	202		22,2	14,97	32,57
29.04.97	215		20,56	15,31	25,54
06.05.97	222		28,37	15,34	45,93
13.05.97	229		24,75	21,2	14,34
20.05.97	236		22,58	19,78	12,40
27.05.97	243		41,46	18,58	55,19
03.06.97	250		33,49	24,77	26,04
10.06.97	257		17,19	34,14	-98,60
24.06.97	271		17,62	15,84	10,10
08.07.97	285		24,27	21,28	12,32
15.07.97	292		27,57	25,76	6,57
22.07.97	299		27,58	24,78	10,15

Média	24,28	20,01
Erro padrão	1,78	1,45
Desvio padrão absoluto	6,9	5,62
Desvio padrão percentual	28,4	28,1
Mínimo	14,67	13,53
Máximo	41,46	34,14
Contagem	15	15

Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósf. Total (mg P-PO ₄ ³⁻ /L)		Efic. rem.. (%)
			afl.	efl. ana.	
12.08.97	320	6	37,48	35,31	5,79
19.08.97	327		30,99	26,92	13,13
		Média	34,24	31,12	

Continuação:

Tabela A.10 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) e de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e do efluente do reator anaeróbio durante a Etapa II

Data	TDH (h)	temp. op. (dia)	pH		AT mg CaCO ₃ /L		AP mg CaCO ₃ /L		AI mg CaCO ₃ /L		AVT mg HAo/L	
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.
21.11		421	7,5	7,2	198	241	127	167	70	75	23	16
28.11		428	7,6	6,7	145	171	101	119	44	53	16	17
03.12		433	6,9	6,6	149	136	79	88	70	48	55	25
09.12		439	7,0	6,9	211	220	149	149	61	70	48	19
12.12		442	7,5	7,0	193	215	127	149	66	66	32	20
16.12		446	7,6	7,1	202	167	145	119	57	48	23	19
30.12		460	7,6	7,6	158	167	114	123	44	44	22	25
07.01	6	468	7,5	7,1	140	149	105	110	35	40	20	20
09.01		470	7,5	7,3	145		101		44		23	16
13.01		474	7,5	7,3	127	154	92	110	35	44	29	23
16.01		477	7,4	7,0	132	154	97	105	35	48	15	38
31.01		492	7,3	7,3	165	220	118	156	47	64	41	45
03.02		495	7,1	6,8	141	186	88	122	53	64	79	41
09.02		501	7,7	6,7	220	203	160	130	60	73	58	39
13.02		505	7,6	6,9	214	212	156	154	58	58	62	31
17.02		509	7,0	7,4	205	173	150	133	56	41	44	58
17.03		537	7,6	6,9	124	128	93	94	31	34	23	23
Média			7,3	7,0	169	181	118	127	51	54	36	28
Erro padrão					8	8	6	6	3	3	5	3
Desvio padrão absoluto					34	34	26	23	13	13	19	12
Desvio padrão percentual					20	19	22	18	25	24	52	44
Mínimo					124	128	79	88	31	34	15	16
Máximo					220	241	160	167	70	75	79	58
Contagem					17	16	17	16	17	16	17	17

Tabela A.11 – Valores das relações AVT/AT (ácidos voláteis totais/alcalinidade total) e AI/AP (alcalinidade intermediária /alcalinidade parcial) do efluente do reator anaeróbio na Etapa II

Data	TDH (h)	Temp. op. (dias)	AT	AVT	AVT/AT	AP	AI	AI/AP
			mg CaCO ₃ /L	mg HAc/L		mg CaCO ₃ /L	mg CaCO ₃ /L	
22.08	8	330	190	24	0,13	143	48	0,33
26.08		334	204	27	0,13	160	44	0,28
29.08		337	202	19	0,09	154	47	0,31
01.09		340	215	17	0,08	159	56	0,35
05.09		344	251	24	0,09	194	58	0,30
09.09		348	141	20	0,14	99	42	0,42
12.09		351	132	14	0,10	95	36	0,38
16.09		355	150	21	0,14	107	43	0,40
22.09		361	200	18	0,09	172	29	0,17
29.09		368	251	32	0,13	183	69	0,38
03.10		372	246	17	0,07	188	58	0,31
07.10		377	246	18	0,07	178	68	0,38
10.10		379	154	19	0,13	107	47	0,44
14.10		383	154	19	0,13	107	47	0,44
16.10		385	164	15	0,09	114	50	0,44
19.10		388	193	16	0,08	133	60	0,45
24.10		393	158	17	0,10	110	48	0,44
28.10		397	240	19	0,08	168	71	0,42
04.11		404	180	20	0,11	137	44	0,32
05.11		405	140	14	0,10	105	35	0,33
08.11		408	215	23	0,11	162	53	0,32
13.11		413	189	23	0,12	132	57	0,43
18.11		418	193	26	0,14	132	61	0,47
Data		TDH (h)	Temp. op. (dias)	AT	AVT	AVT/AT	AP	AI
			mg CaCO ₃ /L	mg HAc/L	mg CaCO ₃ /L		mg CaCO ₃ /L	
21.11	6	421	241	16	0,07	167	75	0,45
28.11		428	171	17	0,10	119	53	0,44
03.12		433	136	25	0,18	88	48	0,55
09.12		439	220	19	0,09	149	70	0,47
12.12		442	215	20	0,09	149	66	0,44
16.12		446	167	19	0,11	119	48	0,41
30.12		460	167	25	0,15	123	44	0,36
07.01		468	149	20	0,14	110	40	0,36
13.01		474	154	23	0,15	110	44	0,40
16.01		477	154	38	0,25	105	48	0,46
31.01		492	220	45	0,21	156	64	0,41
03.02		495	186	41	0,22	122	64	0,53
09.02		501	203	39	0,19	130	73	0,56
13.02		505	212	31	0,15	154	58	0,38
17.02		509	173	58	0,34	133	41	0,31
17.03		537	128	23	0,18	94	34	0,36

Tabela A.12 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbico na Etapa II

Data	TDH (horas)	tempo op. (dias)	DQOt (mg/L)		COV (Kg DQOt/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOf (mg/L)		COV (KgDQOfs/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOms (mg/L)		COV (KgDQOms/m ³ .d)	Efic. rem. (%)
			afl.	efl.			afl.	efl.			afl.	efl.		
22.08		330	570	173	1,73	70	274	115	0,83	58	297	58	0,90	80
26.08		334	234	95	0,71	59	102	75	0,31	27	132	20	0,40	85
29.08		337	290	101	0,88	65	127	80	0,39	37	163	21	0,49	87
02.09		341	328	146	0,99	56	130	85	0,39	34	199	61	0,60	69
05.09		344	316	129	0,96	59	165	94	0,50	43	151	35	0,46	77
09.09		348	296	105	0,90	65	100	79	0,30	21	196	26	0,59	87
12.09		351	189	110	0,57	42	130	65	0,39	50	60	45	0,18	25
16.09		355	244	106	0,74	56	127	63	0,39	51	117	43	0,35	63
19.09		358	411	140	1,25	66	209	93	0,63	56	202	48	0,61	76
23.09		362	344	120	1,04	65	138	87	0,42	37	206	33	0,62	84
26.09	8	365	615	130	1,87	79	233	95	0,71	59	382	35	1,16	91
30.09		369	392	149	1,19	62	143	105	0,43	27	249	44	0,75	82
03.10		372	523	130	1,58	75	271	83	0,82	69	251	46	0,76	82
07.10		377	236	94	0,71	60	123	86	0,37	30	113	9	0,34	92
10.10		379	350	114	1,06	67	198	93	0,60	53	152	21	0,46	86
14.10		383	627	112	1,90	82	240	89	0,73	63	387	23	1,17	94
16.10		385	205	83	0,62	59	89	71	0,27	20	115	12	0,35	90
19.10		388	307	117	0,93	62	118	69	0,36	41	189	48	0,57	75
24.10		393	350	100	1,06	71	129	83	0,39	35	221	17	0,67	92
27.10		396	520		1,58						520		1,58	
28.10		397	452	95	1,37	79	231	81	0,70	65	221	14	0,67	94
04.11		404	269	93	0,82	65	74	68	0,22	8	195	25	0,59	87
06.11		406	312		0,95						312		0,95	
08.11		408	323	95	0,98	70	117	82	0,35	30	206	13	0,62	94
13.11		413	404	146	1,22	64	174	101	0,53	42	230	45	0,70	80
18.11		418	199	107	0,60	46	86	70	0,26	18	113	37	0,34	67
Média			358	116	1,08	64	155	84	0,47	41	215	32	0,65	81
Erro padrão			25	5	0,08	2	12	3	0,04	3	20	3	0,06	3
Desvio padrão absoluto			126	22	0,38	9	59	13	0,18	16	101	15	0,31	15
Desvio padrão percentual			35	19	35	15	38	15	38	41	47	47	47	18
Mínimo			189	83	0,57	42	74	63	0,22	8	60	9	0,18	25
Máximo			627	173	1,90	82	274	115	0,83	69	520	61	1,58	94
Contagem			26	24	26	24	24	24	24	24	26	24	26	24

Continuação:

Tabela A.12 – Valores de DQO total, filtrável e devido a material suspenso do afluente e efluente, carga orgânica volumétrica (COV) e da eficiência de remoção de DQO para o reator anaeróbico na Etapa II

Data	TDH (horas)	tempo op. (dias)	DQOt		COV (Kg DQOt/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOf		COV (Kg DQOfs/m ³ .d)	Efic. rem. (%)	DQOms		COV (Kg DQOms/m ³ .d)	Efic. rem. (%)
			(mg/L)				(mg/L)				(mg/L)			
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.				
21.11	6	421	465	93	1,86	80	185	81	0,74	56	281	12	1,12	96
25.11		425	490	149	1,96	70	230	94	0,92	59	261	55	1,04	79
28.11		428	251	98	1,00	61	96	68	0,39	30	155	30	0,62	81
03.12		433	433	110	1,73	75	233	69	0,93	70	200	40	0,80	80
05.12		435	401	119	1,60	70	204	76	0,81	63	198	43	0,79	78
09.12		439	629	95	2,51	85	368	75	1,47	80	261	20	1,04	92
12.12		442	485	170	1,94	65	170	112	0,68	34	314	58	1,26	81
16.12		446	407	163	1,63	60	168	110	0,67	35	239	54	0,96	78
30.12		460	109	83	0,44	24	76	67	0,30	13	33	16	0,13	52
07.01		468	155	126	0,62	18	68	69	0,27		87	57	0,35	34
09.01		470	146	115	0,59	21	92	88	0,37	4	54	27	0,22	49
13.01		474	114	71	0,46	38	74	45	0,30	39	40	26	0,16	35
16.01		477	323	107	1,29	67	94	74	0,38	22	229	33	0,91	85
27.01		488	270	67	1,08	75	51	45	0,20	12	219	21	0,88	90
31.01		492	371	118	1,49	68	161	92	0,64	43	211	26	0,84	88
03.02		495	780	164	3,12	79	281	100	1,12	64	499	64	2,00	87
06.02		498	294	154	1,18	48	149	104	0,60	30	145	50	0,58	66
10.02		502	304	90	1,21	70	92	93	0,37		212		0,85	
13.02		505	398	120	1,59	70	144	67	0,58	54	254	54	1,01	79
17.02		509	512	136	2,05	73	132	69	0,53	48	380	68	1,52	82
03.03		523	180	85	0,72	53	57	49	0,23	15	123	36	0,49	70
04.03		529	280	80	1,12	71	92	60	0,37	35	187	20	0,75	89
14.03		534	305	69	1,22	78	87	41	0,35	53	217	28	0,87	87
17.03		537	145	64	0,58	56	52	44	0,21	17	93	20	0,37	78
18.03		538	185	67	0,74	64	45	34	0,18	25	140	34	0,56	76
19.03	539	107	45	0,43	58	41	31	0,16	24	66	14	0,27	79	
20.03	540	110	51	0,44	54	41	35	0,16	15	69	16	0,28	76	
21.03	541	169	52	0,67	69	49	37	0,19	23	120	15	0,48	88	
25.03	545	177	62	0,71	65	31	41	0,12		146	21	0,59	85	
13.01 a 26.01 e 17.03 a 25.03 esgoto diluído														
Média			399	115	1,60	69	158	78	0,63	45	241	40	0,96	83
Erro padrão			33	8	0,13	2	19	5	0,07	5	20	4	0,08	2
Desvio padrão absoluto			143	33	0,57	9	81	21	0,32	19	86	17	0,34	8
Desvio padrão percentual			36	29	3,6	13	51	27	51	43	36	42	36	9
Mínimo			180	67	0,72	48	51	41	0,20	12	123	12	0,49	66
Máximo			780	170	3,12	85	368	112	1,47	80	499	68	2,00	96
Contagem			19	19	19,00	19	19	19	19,00	18	19	18	19,00	18

Tabela A.13 – Valores de DBO e das relações DBO/DQO do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa II

Data	TDH	temp. op.	DQO	DBO	DBO/DQO	DQO	DBO	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO
	(horas)	(dias)	afl.	afl.		efl.	efl.		afl.	afl.		efl.	efl.	
22.08	8	330	570	326	0,57	173	57	0,33	274	181	0,66	115	44	0,38
05.09		344	316	174	0,55	129	100	0,78	165	73	0,44	94	46	0,49
19.09		358	411	264	0,64	140	82	0,58	209	173	0,83	93	42	0,45
03.10		372	523	331	0,63	130	89	0,69	271	241	0,89	83	52	0,62
24.10		393	350	183	0,52	100	24	0,24	129	46	0,36	83	36	0,43
08.11		408	323	155	0,48	95	55	0,58	117	41	0,35	82	35	0,43
Média				239	0,57		68	0,53		126	0,59		43	0,47
Erro padrão				32	0,03		11	0,08		34	0,10		3	0,03
Desvio padrão absoluto				79	0,06		28	0,21		84	0,24		6	0,08
Desvio padrão percentual				33	11		41	39		66	40		15	18
Mínimo				155	0,48		24	0,24		41	0,35		35	0,38
Máximo				331	0,64		100	0,78		241	0,89		52	0,62
Contagem				6	6		6	6		6	6		6	6
Data	TDH	temp. op.	DQO	DBO	DBO/DQO	DQO	DBO	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO
	(horas)	(dias)	afl.	afl.		efl.	efl.		afl.	afl.		efl.	efl.	
21.11	6	421	465	255	0,55	93	62	0,67	185	40	0,22	81	35	0,43
03.12		433	433	278	0,64	110	62	0,57	233	136	0,58	69	40	0,58
09.01		470	146	108	0,74	115	48	0,42	92	47	0,51	88	33	0,37
31.01		492	371	567	1,53	118	57	0,48	161	166	1,03	92	58	0,63
13.02		505	398	316	0,79	120	50	0,42	144	74	0,51	67	31	0,46
14.03		534	305	54	0,18	69	23	0,34	87	14	0,16	41	16	0,39
13.01 a 26.01 e 17.03 a 25.03 esgoto diluído														
Média				263	0,74		50	0,48		80	0,50		36	0,48
Erro padrão				74	0,18		6	0,05		24	0,13		6	0,04
Desvio padrão absoluto				181	0,44		15	0,12		59	0,31		14	0,10
Desvio padrão percentual				69	60		29	25		75	62		38	22
Mínimo				54	0,18		23	0,34		14	0,16		16	0,37
Máximo				567	1,53		62	0,67		166	1,03		58	0,63
Contagem				6	6		6	6		6	6		6	6

Tabela A.15 – Valores de sólidos totais (ST), sólidos filtráveis totais (SFT), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos filtráveis voláteis (SFV) do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa II

Data	TDH h	Tempo Oper.	Afluente (mg/L)							STV/		Efluente (mg/L)							STV/		SDT/		efic. remoção (%)	
			ST	SST	SDT	STV	SSV	SDV	ST	SDV	ST	SST	SDT	STV	SSV	SDV	ST	SDV	ST	SDV	ST	STV		
26.08		334	402			258			0,64		314			180			0,57			22	30			
02.09		341	374			168			0,45		292			78			0,27			22	54			
09.09		348	316	100	216	198	84	114	0,63	0,53	230			104			0,45			27	47			
16.09		355	310	84	226	230	76	154	0,74	0,68	220	31	189	160	28	132	0,73	0,70	29	30				
23.09		362	370	118	252	244	102	142	0,66	0,56	268	28	240	136	28	108	0,51	0,45	28	44				
30.09	8	369	434	154	280	252	140	112	0,58	0,40	302	26	276	124	25	99	0,41	0,36	30	51				
07.10		377	406	162	244	150	142	8	0,37	0,03	276	16	260	44	16	28	0,16	0,11	32	71				
14.10		383	554	212	342	354	174	180	0,64	0,53	290	20	270	128	20	108	0,44	0,40	48	64				
21.10		390	354			168			0,47		232			70			0,30			34	58			
28.10		397	518	186	332	286	164	122	0,55	0,37	314	14	300	88	11	77	0,28	0,26	39	69				
04.11		404	288	122	166	162	104	58	0,56	0,35	174	11	163	56	11	45	0,32	0,28	40	65				
13.11		413	418	106	312	248	91	157	0,59	0,50	272	26	246	120	21	99	0,44	0,40	35	52				
18.11		418	344	74	270	166	66	100	0,48	0,37	278	17	261	110	15	95	0,40	0,36	19	34				
Média				391		264	222		115	0,57	0,43	266		244	108		90	0,41	0,38	31	52			
Erro padrão				22		17	17		16	0,03	0,06	11		13	11		10	0,04	0,05	2	4			
Desvio padrão			78		55	60		51	0,10	0,18	41		41	40		31	0,15	0,15	8	14				
Desvio padrão percentual			20		21	27		44	18	41	16		17	37		35	36	41	26	27				
Mínimo			288		166	150		8	0,37	0,03	174		163	44		28	0,16	0,11	19	30				
Máximo			554		342	354		180	0,74	0,68	314		300	180		132	0,73	0,70	48	71				
Contagem			13		10	13		10	13	10	13		10	13		10	13	10	13	13	13			

Continuação:

Tabela A.15 – Valores de sólidos totais (ST), sólidos filtráveis totais (SFT), sólidos totais voláteis (STV) e sólidos filtráveis voláteis (SFV) do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa II

Data	TDH	Tempo	Afluente (mg/L)							STV/ ST	SDT/ SDV	Efluente (mg/L)							STV/ ST	SDT/ SDV	efic. remoção (%)	
			Oper.	ST	SST	SDT	STV	SSV	SDV			ST	SST	SDT	STV	SSV	SDV	ST			SDV	ST
25.11	6	h	425	520	186	334	314	164	150	0,60	0,45	332	29	303	116	27	89	0,35	0,29	36	63	
03.12		433	584	136	448	284	120	164	0,49	0,37	422	9	413	132	9	123	0,31	0,30	28	54		
09.12		439	576	178	398	314	146	168	0,55	0,42	238	15	223	74	13	61	0,31	0,27	59	76		
16.12		446	432	148	284	252	122	130	0,58	0,46	308	37	271	140	37	103	0,45	0,38	29	44		
31.12		461	296	34	262	194	28	166	0,66	0,63	276	19	257	168	18	150	0,61	0,58	7	13		
07.01		468	280	70	210	150	64	86	0,54	0,41	276	35	241	146	32	114	0,53	0,47	1	3		
14.01		475	272	42	230	164	36	128	0,60	0,56	252	20	232	134	17	117	0,53	0,50	7	18		
27.01		488	224	132	92	108	114		0,48		108	11	97	53	11	42	0,49	0,43	52	51		
03.02		495	658	322	336	464	274	190	0,71	0,57	358	37	321	170	35	135	0,47	0,42	46	63		
10.02		502	380	128	252	194	108	86	0,51	0,34	234	16	218	70	15	55	0,30	0,25	38	64		
17.02		509	434	242	192	294	208	86	0,68	0,45	244	35	209	110	31	79	0,45	0,38	44	63		
03.03		523	240	62	178	138	56	82	0,58	0,46	204	17	187	102	17	85	0,50	0,45	15	26		
09.03		529	338	132	206	176	112	64	0,52	0,31	200	16	184	52	15	37	0,26	0,20	41	70		
17.03		537	214	60	154	102	52	50	0,48	0,32	182	12	170	90	12	78	0,49	0,46	15	12		
19.03		539	188	46	142	102	42	60	0,54	0,42	124	9	115	32	9	23	0,26	0,20	34	69		
21.03		541	222	60	162	100	54	46	0,45	0,28	164	7	157	36	7	29	0,22	0,18	26	64		
25.03		545	222	46	176	114	44	70	0,51	0,40	234	17	217	104	17	87	0,44	0,40		9		
Média			358		239	204		108	0,56	0,43	244		224	102		83	0,41	0,36	30	45		
Erro padrão			37		23	25		12	0,02	0,02	20		19	11		9	0,03	0,03	4	6		
Desvio padrão			191		96	102		48	0,07	0,10	81		77	44		38	0,12	0,12	17	25		
Desvio padrão percentual			42		40	50		44	13	22	33		34	43		46	28	32	57	57		
Mínimo			188		92	100		46	0,45	0,28	108		97	32		23	0,22	0,18	1	3		
Máximo			658		448	464		190	0,71	0,63	422		413	170		150	0,61	0,58	59	76		
Contagem			17		17	17		16	17	16	17		17	17		17	17	17	16	17		

Tabela A.16 – Valores de nitrogênio total kjeldhal (NTK), N-amoniaco, N-orgânico e relação N-amoniaco/NTK do afluente e efluente e de eficiência de remoção de NTK do reator anaeróbio na Etapa II

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK (mg N-NH ₃ /L)		N-amon. (mg N-NH ₃ /L)		N-amon./NTK		N-org. (mg N-NH ₃ /L)		Efic. rem. NTK (%)
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	
26.08	334	8	44,4	43,3	32,0	36,8	0,7	0,8	12,4	6,6	2,5
02.09	341		52,3	52,3	35,5	44,9	0,7	0,9	16,8	7,4	0,0
05.09	344		45,0	40,5	25,3	35,8	0,6	0,9	19,7	4,7	10,0
09.09	348		42,8	42,8	30,3	37,0	0,7	0,9	12,4	5,7	0,0
12.09	351		29,3	29,9	18,7	22,6	0,6	0,8	10,6	7,3	-1,9
16.09	355		25,4	25,4	14,8	18,6	0,6	0,7	10,6	6,8	0,0
19.09	358		28,2	28,2	17,2	23,3	0,6	0,8	11,0	4,9	0,0
23.09	362		33,2	33,2	29,6	23,3	0,9	0,7	3,6	9,9	0,0
26.09	365		38,8	35,5	27,2	30,9	0,7	0,9	11,6	4,6	8,7
30.09	369		53,4	50,6	33,8	41,2	0,6	0,8	19,6	9,4	5,2
03.10	372		45,6	49,5	34,4	45,9	0,8	0,9	11,2	3,6	-8,6
07.10	377		52,3	52,3	42,5	48,0	0,8	0,9	9,8	4,3	0,0
10.10	379		29,3	29,9	18,3	25,6	0,6	0,9	11,0	4,3	-1,9
14.10	383		37,7	34,4	17,0	23,3	0,5	0,7	20,7	11,0	8,9
16.10	385		46,1	38,8	33,7	37,0	0,7	1,0	12,4	1,8	15,8
19.10	388		48,4	46,1	33,7	38,7	0,7	0,8	14,7	7,4	4,6
24.10	393		38,3	34,9	25,4	42,5	0,7	1,2	12,9		8,8
28.10	397		50,0	44,4	37,5	28,2	0,7	0,6	12,6	16,2	11,2
04.11	404		38,8	40,0	29,9	35,6	0,8	0,9	8,9	4,3	-2,9
11.11	411		51,2	42,8	34,2	37,0	0,7	0,9	16,9	5,7	16,4
15.11	415	30,9	42,2	27,1	28,8	0,9	0,7	3,8	13,4	-36,6	
18.11	418	26,2	26,2	22,1	24,6	0,8	0,9	4,1	1,5	0,0	
Média			40,3	39,2	28,2	33,2	0,7	0,8	12,2	6,7	
Erro padrão			2,0	1,8	1,6	1,8	0,0	0,0	1,0	0,8	
Desvio padrão absoluto			9,3	8,3	7,6	8,6	0,1	0,1	4,7	3,6	
Desvio padrão percentual											
Mínimo			25,4	25,4	14,8	18,6	0,5	0,6	3,6	1,5	
Máximo			53,4	52,3	42,5	48,0	0,9	1,2	20,7	16,2	
Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK (mg N-NH ₃ /L)		N-amon. (mg N-NH ₃ /L)		N-amon./NTK		N-org. (mg N-NH ₃ /L)		Efic. rem. NTK (%)
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	
21.11	421	6	54,4	37,9	33,0	37,0	0,6	1,0	21,4	0,9	30,3
25.11	425		41,7	37,5	29,2	29,9	0,7	0,8	12,5	7,5	10,1
28.11	428		33,7	20,1	16,8	27,3	0,5	1,4	16,9		40,5
05.12	435		28,5	23,3	21,8	23,5	0,8	1,0	6,7		18,1
09.12	439		30,9	30,9	25,5	28,6	0,8	0,9	5,4	2,2	0,0
12.12	442		24,8	18,6	15,6	19,3	0,6	1,0	9,2		24,7
16.12	446		26,6	25,7	20,3	22,4	0,8	0,9	6,4	3,3	3,5
30.12	460		31,3	29,5	18,1	21,2	0,6	0,7	13,3	8,2	6,0
06.01	467		25,2	26,6	16,6	21,2	0,7	0,8	8,6	5,4	-5,6
09.01	470		26,6	25,7	19,0	20,4	0,7	0,8	7,6	5,3	3,5
13.01	474		28,5	29,0	20,5	25,1	0,7	0,9	8,0	3,9	-1,6
27.01	488		20,1	25,2	14,8	22,1	0,7	0,9	5,3	3,2	-25,8
31.01	492		38,9	33,7	25,6	32,6	0,7	1,0	13,3	1,1	13,3
03.02	495			24,8	16,1	19,1		0,8		5,6	
07.02	497		31,3	20,5	24,8	18,5	0,8	0,9	6,6	2,0	34,5
10.02	502		41,2	40,7	25,8	38,0	0,6	0,9	15,4	2,7	1,1
13.02	505		55,8	47,8	28,9	37,1	0,5	0,8	26,9	10,7	14,3
17.02	509		29,5	26,6	17,6	17,8	0,6	0,7	11,9	8,8	9,6
03.03	523		20,1	21,0	12,3	16,2	0,6	0,8	7,8	4,8	-4,7
07.03	527		43,6	46,4	24,5	28,8	0,6	0,6	19,1	17,6	-6,5
10.03	530	30,9	28,5	20,8	23,5	0,7	0,8	10,1	5,1	7,6	
17.03	537	20,5	20,5	16,8	20,5	0,8	1,0	3,8		0,0	
22.03	542	18,6	16,3	13,0	15,2	0,7	0,9	5,7	1,1	12,7	
25.03	545	17,7	11,6	12,4	13,0	0,7	1,1	5,3		34,5	
Média			31,3	27,8	20,4	24,1	0,7	0,9	10,7	5,2	
Erro padrão			2,2	1,9	1,2	1,4	0,0	0,0	1,2	0,9	
Desvio padrão absoluto			10,5	9,1	5,7	7,0	0,1	0,2	5,9	4,1	
Desvio padrão percentual											
Mínimo			17,7	11,6	12,3	13,0	0,5	0,6	3,8	0,9	
Máximo			55,8	47,8	33,0	38,0	0,8	1,4	26,9	17,6	
Contagem			23	24	24	24	23	24	23	19	

Tabela A.17 – Valores de fósforo total do afluente e efluente do reator anaeróbio na Etapa II

Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósforo total (mg P-PO ₄ ³ /L)		efic. rem.. (%)	
			afl.	efl.		
26.08.97	334	8	24,72	22,63	8,45	
02.09.97	341		37,01	36,28	1,97	
16.09.97	355		21,56	18,68	13,36	
23.09.97	362		23,38	23,09	1,24	
Média			26,67	25,17		
Erro padrão			3,51	3,83		
Desvio padrão absoluto			7,01	7,67		
Desvio padrão percentual			26	30		
Mínimo			21,56	18,68		
Máximo			37,01	36,28		
Contagem			4	4		
Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósforo total (mg P-PO ₄ ³ /L)		efic. rem.. (%)	
			afl.	efl.		
27.01.98	488	6	12,82	15,72	-22,62	
31.01.98	492		18,5	18,74	-1,30	
03.02.98	495		22,05	18,79	14,78	
07.02.98	499		14,74	14,04	4,75	
10.02.98	502		17,7	17,04	3,73	
13.02.98	505			16,64		
17.02.98	509			14,96		
03.03.98	523		13,07	9,78	25,17	
07.03.98	527		11,94	9,51	20,35	
10.03.98	530		10,68	10,38	2,81	
17.03.98	537		6,63	6,72	-1,36	
Média			14,24	13,85		
Erro padrão			1,54	1,24		
Desvio padrão absoluto			4,62	4,11		
Desvio padrão percentual			32	30		
Mínimo			6,63	6,72		
Máximo			22,05	18,79		
Contagem			9	11		

Tabela B.1 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP), intermediária (AI) e de ácidos voláteis (AVT) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	TDH	T. op.	pH		AT (mg CaCO ₃ /L)		AP (mg CaCO ₃ /L)		AI (mg CaCO ₃ /L)		AVT (mg HAo/L)	
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.
05.02	4	189	7,2	7,5	124,5	95,05	81,19		43,3		12,13	36,96
Data	TDH	T. op.	pH		AT (mg CaCO ₃ /L)		AP (mg CaCO ₃ /L)		AI (mg CaCO ₃ /L)		AVT (mg HAo/L)	
	(h)	(d)	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.
13.05	8	229	7,25	7,66	92,01	91,59	70,36	74,94	21,65	16,65	21,15	14,46
21.05		237	7,39	7,27	114,3	30,07	72,17	18,04	42,1	12,03	41,13	17,63
23.05		239	7,19	7,25	113,7	64,96	81,19	54,13	32,48	10,83	26,44	14,1
27.05		243	7,85	7,82	129,9	70,37	102,8	59,54	27,06	10,83	22,91	15,86
29.05		245	7,44	7,55	113,7	43,3	81,2	37,9	32,5	5,4	35,25	15,86
04.06		251	7,36	7,41	95,05	32,47	68,65	27,06	26,4	5,41	29,23	12,34
09.06		256	7,76	6,86	132		110,9		21,12		17,2	
21.06			7,53	6,56	84,86							
25.06		274	7,82	5,76	166,7	9						
07.07		284	7,5	5,97	179,6	8,55						
14.07		291	7,41	7,53	165,1	84,14	133,4		31,75		22,91	
21.07		298	7,33		162,1	47,63						
22.07		299	7,54	6,69	184,2	15,29					20	
28.07		305	7,52	6,19	141,7	6,84	115		26,67		12,92	
31.07		308	7,43	7,41	186,9	56,88	147,9		39		21,6	
15.08		323	7,16	7,37	216,3	63,33	154,5		61,8		43,14	
18.08	326	7,23	7,81	169	135,3							
Média					144	51	103	45	33	10	26	15
Erro padrão					9	9	10	9	3	2	3	1
Desvio padrão absoluto					38	36	32	21	12	4	9	2
Desvio padrão percentual					27	71	30	47	35	42	36	12
Mínimo					85	7	69	18	21	5	13	12
Máximo					216	135	155	75	62	17	43	18
Contagem					17	15	11	6	11	6	12	6

Tabela B.2 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	TDH (h)	T. op. (dias)	DQOt (mg/L)		COV Kg DQO/m ³ .dia	Ef. Rem. DQOt (%)	DQOf (mg/L)		efic. Rem. DQOf(%)	DQOms (mg/L)		Ef. Rem. DQOms %	SSVTA (mg/L)	A/M*	A/M**	A/M***
			Afl.br.	efl. aer.			afl.br.	efl. aer.		afl.br.	efl. aer.					
23.12	4	145	419	104	2,51	75	181	76	58	238	28	88	1149	2,19	0,94	1,24
30.12		152	191	25	1,15	87	58	25	57	133			518	2,21	0,67	1,54
06.01		159	419	76	2,51	82					76					
09.01		162	351	81	2,10	77	107	42	61	244	39	84	1130	1,86	0,57	1,29
16.01		169	184	37	1,10	80	64	31	52	120	6	95	1243	0,89	0,31	0,58
05.02		189	562	182	3,37	68	154	91	41	408	91	78	3278	1,03	0,28	0,75
12.02		196	292	82	1,75	72	124	62	50	168	20	88	2304	0,76	0,32	0,44
20.02		204	448	102	2,69	77	96	42	56	352	60	83	1427	1,88	0,40	1,48
Média				358	86	2,15	77	112	53	53	237	46	86	1578	1,55	0,50
Erro padrão			46	17	0,28	2	17	9	3	41	12	2	347	0,24	0,09	0,17
Desvio padrão absoluto			131	48	0,79	6	45	24	7	109	31	6	918	0,63	0,24	0,45
Desvio padrão percentual			37	56	3,7	8	40	46	12	46	68	7	58	41	49	43
Mínimo			184	25	1,10	68	58	25	41	120	6	78	518	0,76	0,28	0,44
Máximo			562	182	3,37	87	181	91	61	408	91	95	3278	2,21	0,94	1,54
Contagem			8	8	8	8	7	7	7	7	7	6	7	7	7	7

* kg DQOt/kg SSVTA.d

**kg DQOs/kg SSVTA.d

*** kg DQOp/kg SSVTA.d

Data	TDH (h)	T. op. (dias)	DQOt (mg/L)		COV Kg DQO/m ³ .dia	Ef. Rem. DQOt (%)	DQOf (mg/L)		Ef. Rem. DQOf(%)	DQOms (mg/L)		Ef. Rem. DQOms %	SSVTA (mg/L)	A/M*	A/M**	A/M***
			afl.br.	efl. aer.			afl.br.	efl. aer.		afl.br.	efl. aer.					
21.04	8	207	447	88	1,34	80	124	54	56	323	34	89	767	1,75	0,49	1,26
28.04		214	556	54	1,67	90	104	35	66	452	19	96	1071	1,56	0,29	1,27
12.05		228	246	195	0,74	21	90	58	36	156	137	12	689	1,07	0,39	0,68
15.05		231	597	112	1,79	81	152	47	69	445	65	85				
20.05		236	414	102	1,24	75	121	40	67	293	62	79	831	1,49	0,44	1,06
23.05		239	398	77	1,19	81	140	36	74	258	41	84	889	1,34	0,47	0,87
26.05		242	356	46	1,07	87	59	21	64	297	25	92	794	1,34	0,22	1,12
02.06		249	752	185	2,26	75		21		752	164	78	484	4,66		4,66
07.05		254	177		0,53			90	24	73	87					
09.05		256	187	34	0,56	82	88	26	70	99	8	92	497	1,13	0,53	0,60
14.06		261	212	31	0,63	85	109	48	56	103			587	1,08	0,56	0,52

Continuação:

Tabela B.2 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	TDH (h)	T. op. (dias)	DQOt (mg/L)		COV Kg DQO/m ³ .dia	Ef. Rem. DQOt (%)	DQOf (mg/L)		Ef. Rem. DQOf (%)	DQOms (mg/L)		Ef. Rem. DQOms %	SSVTA (mg/L)	A/M*	A/M**	A/M***
			Afl.br.	Efl. aer.			afl. br.	efl. aer.		afl. br.	efl. aer.					
23.06	8	270	156	49	0,47	68	93	28	70	63	21	66	707	0,66	0,39	0,27
26.06		273	473	73	1,42	85	237	26	89	236	47	80				
07.07		284	255	45	0,77	82	83	36	57	172	9	95	1373	0,56	0,18	0,38
09.07		286	311		0,93		109			202						
11.07		288	524	63	1,57	88	136	35	74	388	28	93				
15.07		292	517	43	1,55	92	93	31	67	424	12	97	1310	1,18	0,21	0,97
22.07		299	428	45	1,28	89	147			281	45	84	1255	1,02	0,35	0,67
29.07		306	465	95	1,40	80	140	59	58	325	36	89	1045	1,34	0,40	0,93
01.08		309	364	57	1,09	84	145	26	82	219	31	86				
05.08		313	431	86	1,29	80	122	40	67	309	46	85	846	1,53	0,43	1,10
06.08		314	330	75	0,99	77	162	35	78	168	40	76				
12.08		320	430	50	1,29	88	147	49	67	283	1		1165	1,11	0,38	0,73
15.08		323	626	86	1,88	86	258	40	84	368	46	88				
19.08		327	390	47	1,17	88	152	43	72	238	4	98	955	1,23	0,48	0,75

Análise estatística considerando toda a fase 2

Média	402	76	Média	1,21	80	129	37	68	278	42	83	898	1,41	0,39	1,05
Erro padrão	30	9		0,09	3	9	2	2	30	8	4	66	0,22	0,03	0,24
Desvio padrão absoluto	149	42		0,45	14	45	11	11	148	40	18	273	0,89	0,11	0,98
Desvio padrão percentual	37	56		37	18	35	30	17	53	94	22	30	63	29	93
Mínimo	156	31		0,47	21	59	21	36	63	1	12	484	0,56	0,18	0,27
Máximo	752	195		2,26	92	258	59	89	752	164	98	1373	4,66	0,56	4,66
Contagem	25	23		25	23	24	23	22	25	22	21	17	17	16,00	17

Análise estatística do primeiro período da fase 2 (início da fase 2 até o 249º dia)

Média	471	107		1,41	74	113	39	62	372	68	77	789	1,89	0,38	1,56
Erro padrão	56	20		0,17	8	12	5	5	64	19	9	68	0,47	0,04	0,52
Desvio padrão absoluto	158	56		0,47	22	32	14	13	181	54	27	180	1,24	0,11	1,38
Desvio padrão percentual	34	52		34	30	28	35	21	49	78	35	23	66	27	89
Mínimo	246	46		0,74	21	59	21	36	156	19	12	484	1,07	0,22	0,68
Máximo	752	195		2,26	90	152	58	74	752	164	96	1071	4,66	0,49	4,66
Contagem	8	8		8	8	7	8	7	8	8	8	7	7,00	6,00	7,00

Continuação:

Tabela B.2 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	TDH (h)	T. op. (dias)	DQOt (mg/L)		COV Kg DQO/m ³ .dia	Ef. Rem. DQOt (%)	DQOf (mg/L)		Ef. Rem. DQOf (%)	DQOms (mg/L)		Ef. Rem. DQOms %	SSVTA (mg/L)	A/M*	A/M**	A/M***
			afl.br.	efl. aer.			afl.br.	efl. aer.		afl.br.	efl. aer.					
Análise estatística do segundo período da fase 2 (do 249º dia até o final da fase 2)																
Média			369	59	1,11	84	136	36	71	233	27	87	974	1,08	0,39	0,69
Erro padrão			33	5	0,10	2	12	3	3	27	5	2	98	0,09	0,04	0,08
Desvio padrão absoluto			137	20	0,41	6	49	10	10	110	17	9	309	0,29	0,12	0,26
Desvio padrão percentual			37	34	37	7	36	28	14	47	65	10	32	27	31	38
Mínimo			156	31	0,47	68	83	24	56	63	1	66	497	0,56	0,18	0,27
Máximo			626	95	1,88	92	258	59	89	424	47	98	1373	1,53	0,56	1,10
Contagem			17	15	17	15	17	15	15	17	14	13	10	10,00	10,00	10,00

* kg DQOt/kg SSVTA.d

**kg DQOs/kg SSVTA.d

*** kg DQOp/kg SSVTA.d

Tabela B.3 – Valores de DBO e da relação DBO/DQO do afluente e efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	T/DH	temp. op.	DQO-mg/L	DBO-mg/L	DBO/DQO	DQO-mg/L	DBO-mg/L	DBO/DQO	DQOs-mg/L	DBOs-mg/L	DBO/DQO	DQOs-mg/L	DBOs-mg/L	DBO/DQO
	horas	dias	afl.	afl.		efl.	efl.		afl.	afl.		efl.	efl.	
23.12		145	419			104			181			76		
30.12		152	191			25			58			25		
06.01	4	159	419			76								
09.01		162	351			81			107			42		
16.01		169	184		0,41	37	41		64			31	7	0,23
24.01							16					21		
31.01												112		
05.02		189	562		0,82		132	0,73	154	43	0,28	91	61	0,67
12.02		196	292		0,40	82	23	0,28	124	61	0,49	62	7	0,11
Média					0,54		53	0,50		59	0,39		21	0,34
Erro padrão							27			19			13	
Desvio padrão absoluto							54			39			27	
Desvio padrão percentual							101			65			129	
Mínimo							16			21			7	
Máximo							132			112			61	
Contagem							4	2		4	2		4	3
Data	T/DH	temp. op.	DQO-mg/L	DBO-mg/L	DBO/DQO	DQO-mg/L	DBO-mg/L	DBO/DQO	DQOs-mg/L	DBOs-mg/L	DBO/DQO	DQOs-mg/L	DBOs-mg/L	DBO/DQO
	horas	dias	afl.	afl.		efl.	efl.		afl.	afl.		efl.	efl.	
15.05		231	597	192	0,32	112	23	0,21	152	37	0,24	47	7	0,15
23.05		239	398	237	0,60	77	14	0,18	140	26	0,19	36	6	0,17
07.06	8	254	177	122	0,69		19		90	46	0,51	24	8	0,33
14.06		261	212	129	0,61	31	14	0,45	109	49	0,45	48	13	0,27
23.06		270	156	66	0,42	49	29	0,59	93	60	0,65	28	7	0,25
01.08		309	364	202	0,55	57	26	0,46	145	67	0,46	26	26	
06.08		314	330	121	0,37	75	32	0,43	162	45	0,28	35	9	0,26
Média					0,51		22	0,39		47	0,40		8	0,24
Erro padrão					0,05		3	0,07		5	0,06		1	0,03
Desvio padrão absoluto					0,14		7	0,16		14	0,17		3	0,07
Desvio padrão percentual					0,27		32	0,41		29	0,42		30	0,29
Mínimo					0,32		14	0,18		26	0,19		6	0,15
Máximo					0,69		32	0,59		67	0,65		13	0,33
Contagem					0,69		7	0,59		67	0,65		13	0,33
					0,37		7	0,43		45	0,28		9	0,26

Tabela B.4 – Valores de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e relações SSV/SST do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

DATA	TDH	Tempo	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	Efic. rem.	Efic. rem.	IVL	
		Oper.	afl. br. (mg/L)			efl. aer. (mg/L)			TA (mg/L)			SST	SSV	lodo	
23.12	4	145	121	105	0,87	12	12	1,00	1410	1149	0,81	90	89		
30.12		152	132	100	0,76	2	2	1,00	624	518	0,83	98	98		
09.01		162	146	125	0,86	47	40	0,85	1366	1130	0,83	68	68		
16.01		169							1465	1243	0,85				
05.02		189	225	196	0,87	36	31	0,86	4482	3529	0,79	84	84	39	
12.02		196	105	84	0,80	18	16	0,89	2950	2304	0,78	83	81	83	
20.02		204	209	174	0,83	50	42	0,84	3279	2538	0,77	76	76	46	
Média				156	131	0,83	28	24	0,91	2225	1773	0,81	83	83	56
Erro padrão				20	18	0,02	8	7	0,03	518	397	0,01	4	4	14
Desvio padrão absoluto			49	45	0,04	20	16	0,07	1371	1050	0,03	11	10	24	
Desvio padrão percentual			31	34	5	72	68	8	62	59	4	13	13	42	
Mínimo			105	84	0,76	2	2	0,84	624	518	0,77	68	68	39	
Máximo			225	196	0,87	50	42	1,00	4482	3529	0,85	98	98	83	
Contagem			6	6	6	6	6	6	7	7	7	6	6	3	

DATA	TDH	Tempo	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	Efic. rem.	Efic. rem.	IVL	
		Oper.	afl. br. (mg/L)			efl. aer. (mg/L)			TA (mg/L)			SST	SSV	lodo	
21.04	8	207	212	180	0,85	22	22	1,00	878	767	0,87	90	88	285	
28.04		214	321	240	0,75	15	14	0,93	1280	1071	0,84	95	94	288	
06.05		222	260	216	0,83	22	20	0,91	1768	1456	0,82	92	91	106	
12.05		228	105	95	0,90		97		863	689	0,80			111	
20.05		236	193	171	0,89	26	22	0,85	969	831	0,86	87	87	123	
23.05		239	155	138	0,89	32	26	0,81	1038	889	0,86	79	81	89	
26.05		242	216	179	0,83	16	12	0,75	927	794	0,86	93	93	96	
02.06		249	118	104	0,88	14	12	0,86	579	484	0,84	88	88	92	
09.06		256	65	60	0,92	10	10	1,00	591	497	0,84	85	83	73	
16.06		263	50	47	0,94	17	16	0,94	685	587	0,86	66	66	145	
23.06		270	31	30	0,97	14	14	1,00	838	707	0,84	55	53	84	
07.07		284	122	104	0,85	11	11	1,00	1643	1373	0,84	91	89	106	
15.07		292	158	142	0,90	9	11	1,22	1537	1310	0,85	94	92	79	
22.07		299	190	170	0,89	18	15	0,83	1520	1255	0,83	91	91	75	
29.07		306	182	166	0,91	31	25	0,81	1230	1045	0,85	83	85	77	
05.08		313	186	164	0,88	30	26	0,87	980	846	0,86	84	84	79	
13.08		321	178	154	0,87	16	15	0,94	1339	1165	0,87	91	90	146	
19.08		327	148	132	0,89	7	7	1,00	1109	955	0,86	95	95	147	
Média				161	138	0,88	24	21	0,92	1099	929	0,85	86	85	122
Erro padrão				17	13	0,01	6	5	0,03	84	70	0,00	3	3	15
Desvio padrão absoluto			73	56	0,05	24	20	0,11	356	296	0,02	11	11	65	
Desvio padrão percentual			45	41	6	102	95	12	32	32	2	12	12	53	
Mínimo			31	30	0,75	7	7	0,75	579	484	0,80	55	53	73	
Máximo			321	240	0,97	115	97	1,22	1768	1456	0,87	95	95	288	
Contagem			18	18	18	18	18	18	18	18	18	17	17	18	

Tabela B.5 Valores de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do tanque de aeração do reator aeróbio na Etapa I

DATA	TDH (h)	T. op. (dias)	SSTA (mg/L)					SSVTA (mg/L)					SSV/SST	IVL TA (mL/g)				
			C1	C2	C3	C4	média	C1	C2	C3	C4	média		C1	C2	C3	C4	média
23.12	4	145	1164	1172	1900	1404	1410	968	964	1548	1116	1149	0,81					
30.12		152	816	884	548	248	624	680	724	460	208	518	0,83					
09.01		162	1664	1100	1592	1108	1366	1424	884	1304	908	1130	0,83					
16.01		169	1516	812	1212	2320	1465	1276	712	1036	1948	1243	0,85					
05.02		189	2764	3672	4496	6996	4482	2196	2992	3516	5412	3529	0,79	36	38	40	43	39
12.02		196	1668	984	5184	3964	2950	1328	768	4028	3092	2304	0,78	96	102	58	76	83
20.02		204	2716	2784	2932	4684	3279	2104	2164	2284	3600	2538	0,77	59	50	41	34	46
Média			1758	1630	2552	2961	2225	1425	1315	2025	2326	1773	0,81	64	63	46	51	56
Erro padrão			278	426	655	898	518	210	340	499	687	397	0,01	17	20	6	13	14
Desvio padrão absoluto			735	1128	1732	2376	1371	555	899	1321	1818	1050	0,03	30	34	10	22	24
Desvio padrão percentual			42	69	68	80	62	39	68	65	78	59	4	48	54	22	43	42
Mínimo			816	812	548	248	624	680	712	460	208	518	0,77	36	38	40	34	39
Máximo			2764	3672	5184	6996	4482	2196	2992	4028	5412	3529	0,85	96	102	58	76	83
Contagem			7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	3	3	3	3	3

Tabela B.8 – Valores de NTK, N-amoniaco, N-orgânico, de eficiência de remoção de NTK e de N-amoniaco, NTK consumido, da relação N-amoniaco/NTK e de nitrogênio oxidado do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK		N-amon.		N-org.		Namon./NTK		efic. Rem.		NTK cons.				
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	NTK	N-amon.					
14.01	167	4	59,9	36,0	42,4	29,8	17,5	6,3	0,7	0,8	39,8	44,5	23,8				
04.02	188		37,9		24,7	27,2	13,2		0,7								
13.02	197		23,5		52,2	52,5											
18.02	202		31,7	22,9	17,4	16,9	14,3	6,0	0,5	0,7	27,7	34,2	8,8				
Média			38,2	29,5	34,2	31,6	15,0	6,1	0,6	0,8	33,8	39,3	16,3				
Erro padrão			7,8		8,0	7,5											
Desvio padrão absoluto			15,6		15,9	15,0											
Desvio padrão percentual			40,8		46,7	47,5											
Mínimo			23,5		17,4	16,9											
Máximo			59,9		52,2	52,5											
Contagem			4	2	4	4	3	2	3	2	2	2	2				
Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK		N-amon.		N-org.		Namon./NTK		efic. Rem.		NTK cons.	N-oxid.	Nitrito	Nitrato	
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	NTK	N-amon.					
29.04	215	8	37,5	20,7	26,6	17,0	10,9	3,7	0,7	0,8	44,7	49,5	16,7				
06.05	222		33,4	5,2	29,7	2,3	3,7	2,8	0,9	0,5	84,6	92,4	28,3				
13.05	229		39,2	19,0	22,2	13,4	16,9	5,6	0,6	0,7	51,5	60,0	20,2				
20.05	236		42,6	46,7	28,2	21,1	14,5	25,6	0,7	0,5							
27.05	243		43,2	24,2	33,6	23,1	9,6	1,1	0,8	1,0	44,1	45,2	19,0				
03.06	250		55,9	18,4	26,0	14,9	29,9	3,5	0,5	0,8	67,1	71,6	37,5				
10.06	257		35,1	10,3	28,2	8,8	7,0	1,5	0,8	0,9	70,6	73,8	24,8				
17.06	264		32,3	9,2	25,1	0,0	7,1	9,2	0,8	0,0	71,5	100,0	23,1				
24.06	271		37,5	23,1	38,2	6,6	6,6	16,4	1,0	0,3	38,5	68,5	14,4				
08.07	285		51,3	13,8	33,8	5,8	6,6	8,0	0,7	0,4	73,1	86,6	37,5				
15.07	292		79,7	5,2	42,4	0,6	6,6	4,5	0,5	0,1	93,5	99,2	74,6				
17.07															13,34	0,11	13,23
22.07	299		49,5	4,0	29,8	0,3	19,7	3,7	0,6	0,1	91,9	99,3	45,5				
24.07															14,52		14,52
29.07	306		38,0	11,5	24,7	5,1	6,6	6,4	0,7	0,4	69,8	84,0	26,5				

Continuação:

Tabela B.8 – Valores de NTK, N-amoniaco, N-orgânico, de eficiência de remoção de NTK e de N-amoniaco, NTK consumido, da relação N-amoniaco/NTK e de nitrogênio oxidado do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK		N-amon.		N-org.		Namon./NTK		efic. Rem.		NTK cons.					
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	NTK	N-amon.						
31.07		8																
01.08														11,23	0,10	11,13		
05.08	313		55,9	7,5	45,6	3,2	10,3	4,3	0,8	0,4	86,7	93,8	48,5					
07.08														27,91	0,71	27,20		
12.08	320		59,4	13,8	45,2	12,7	14,2	1,1	0,8	0,9	76,8	78,2	45,6					
15.08														0,17	0,01	0,16		
19.08	327		46,7	9,8	34,2	5,0	12,5	4,8	0,7	0,5	79,1	88,2	36,9					
Média			46,1	15,1	32,1	8,8	11,4	6,4	0,7	0,5	69,6	79,3	33,27	13,06	0,19	12,90		
Erro padrão			3,1	2,6	1,8	1,9	1,7	1,6	0,0	0,1	4,5	4,6	4,10	3,63	0,13	3,54		
Desvio padrão absoluto			12,4	10,6	7,4	7,4	6,6	6,4	0,1	0,3	17,6	17,7	15,89	8,90	0,29	8,67		
Desvio padrão percentual			26,8	70,0	23,0	85,0	57,8	99,6	19,6	58,9	25,3	22,3	47,8					
Mínimo			32,3	4,0	22,2	0,0	3,7	1,1	0,5	0,0	38,5	45,2	14,43	0,17	0,01	0,16		
Máximo			79,7	46,7	45,6	23,1	29,9	25,6	1,0	1,0	93,5	100,0	74,57	27,91	0,71	27,20		
Contagem			16	16	16	16	16	16	16,0	16,0	15	15	14	6	5	6		

Tabela B.9 – Valores de carga volumétrica aplicada de NTK e N-amoniaco, relação alimento/microrganismo (A/M) utilizando como substrato NTK e N-amoniaco e relação DQO/NTK e DQO/N-amoniaco do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK		N-amon.		DQO afl.	SSVTA (mg/L)	kg NTK/ m3.dia	kg N-amon/ m3.dia	kg NTK/ kg.SSV.dia	kg N-amon/ kg.SSV.dia	DQO/NTK	DQO/N-amon.
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.								
14.01	167	4	59,9	36,0	42,4	29,8	351,0	1243,0	0,36	0,25	0,29	0,20	5,9	8,3
04.02	188		37,9		24,7	27,2	562,0	3529,0	0,23	0,15	0,06	0,04	14,8	22,7
13.02	197		23,5		52,2	52,5	292,0	2304,0	0,14	0,31	0,06	0,14	12,4	5,6
18.02	202		31,7	22,9	17,4	16,9	338,0	2538,0	0,19	0,10	0,07	0,04	10,7	19,4
Média			38,2	29,5	34,2	31,6			0,23	0,20	0,12	0,11	10,95	14,02
Erro padrão			7,8		8,0	7,5			0,05	0,05	0,06	0,04	1,90	4,18
Desvio padrão absoluto			15,6		15,9	15,0			0,09	0,10	0,11	0,08	3,79	8,35
Desvio padrão percentual			40,8		46,7	47,5								
Mínimo			23,5		17,4	16,9			0,14	0,10	0,06	0,04	5,86	5,59
Máximo			59,9		52,2	52,5			0,36	0,31	0,29	0,20	14,82	22,73
Contagem			4	2	4	4			4	4	4	4	4	4

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK		N-amon.		DQO afl.	SSVTA (mg/L)	kg NTK/ m3.dia	kg N-amon/ m3.dia	kg NTK/ kg.SSV.dia	kg N-amon/ kg.SSV.dia	DQO/NTK	DQO/N-amon.
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.								
29.04	215	8	37,5	20,7	26,6	17,0	556,0	1071,0	0,11	0,08	0,10	0,07	14,8	20,9
06.05	222		33,4	5,2	29,7	2,3	246,0	1456,0	0,10	0,09	0,07	0,06	7,4	8,3
13.05	229		39,2	19,0	22,2	13,4	597,0	689,0	0,12	0,07	0,17	0,10	15,2	26,8
20.05	236		42,6	46,7	28,2	21,1	414,0	831,0	0,13	0,08	0,15	0,10	9,7	14,7
27.05	243		43,2	24,2	33,6	23,1	356,0	794,0	0,13	0,10	0,16	0,13	8,2	10,6
03.06	250		55,9	18,4	26,0	14,9	752,0	484,0	0,17	0,08	0,35	0,16	13,5	28,9
10.06	257		35,1	10,3	28,2	8,8	187,0	497,0	0,11	0,08	0,21	0,17	5,3	6,6
17.06	264		32,3	9,2	25,1	0,0	212,0	587,0	0,10	0,08	0,16	0,13	6,6	8,4
24.06	271		37,5	23,1	38,2	6,6	156,0	707,0	0,11	0,11	0,16	0,16	4,2	4,1
08.07	285		51,3	13,8	33,8	5,8	255,0	1373,0	0,15	0,10	0,11	0,07	5,0	7,6
15.07	292		79,7	5,2	42,4	0,6	517,0	1310,0	0,24	0,13	0,18	0,10	6,5	12,2
22.07	299		49,5	4,0	29,8	0,3	428,0	1255,0	0,15	0,09	0,12	0,07	8,6	14,4
29.07	306		38,0	11,5	24,7	5,1	465,0	1045,0	0,11	0,07	0,11	0,07	12,2	18,8
05.08	313		55,9	7,5	45,6	3,2	431,0	846,0	0,17	0,14	0,20	0,16	7,7	9,5
12.08	320		59,4	13,8	45,2	12,7	430,0	1165,0	0,18	0,14	0,15	0,12	7,2	9,5
19.08	327		46,7	9,8	34,2	5,0	390,0	955,0	0,14	0,10	0,15	0,11	8,4	11,4
Média			46,1	15,1	32,1	8,8			0,14	0,10	0,16	0,11	8,78	13,30
Erro padrão			3,1	2,6	1,8	1,9			0,01	0,01	0,02	0,01	0,86	1,79
Desvio padrão absoluto			12,4	10,6	7,4	7,4			0,04	0,02	0,06	0,04	3,44	7,18
Desvio padrão percentual			26,8	70,0	23,0	85,0								
Mínimo			32,3	4,0	22,2	0,0			0,10	0,07	0,07	0,06	4,16	4,08
Máximo			79,7	46,7	45,6	23,1			0,24	0,14	0,35	0,17	15,24	28,95
Contagem			16	16	16	16			16	16	16	16	16	16

Tabela B.10 – Valores de N-oxidado total, nitrato e nitrito das câmaras do reator aeróbio na Fase 2 da Etapa I

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	N-oxid.					Nitrito					Nitrato								
			afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	
17.07	293	8		5,09		12,40	13,04	13,34		0,16		0,11	0,06	0,11		4,93		12,29	12,98	13,23	
24.07	301			5,35	9,95	14,84	14,44	14,52		0,22	0,51	0,14				5,13	9,44	14,70	14,44	14,52	
31.07	308			1,91	1,15	6,88	6,15	11,23		0,98	0,34	0,27	1,98	0,08		0,93	0,81	6,61	4,17	11,15	
01.08	309							11,18						0,02						11,16	
07.08	315			1,51	4,39	7,97	17,31	25,53	27,91	0,05	0,12	0,32	0,14	0,20	0,71	1,46	4,27	7,65	17,17	25,33	27,20
15.08	323			0,49	3,83	6,77	13,48	16,01	0,17	0,49	0,32	0,61	0,60	0,39	0,01		3,51	6,16	12,88	15,62	0,16

Tabela B.11 – valores de fósforo total do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa I

Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósforo total (mg P-PO ₄ ³ /L)	
			afl.	efl.
14.01.97	167	4	23,94	19,36
04.02.97	188		14,67	12,4
13.02.97	197		17,9	14,46
18.02.97	202		22,2	14,97
Média			19,68	15,30
Erro padrão			2,10	1,46
Desvio padrão			4,19	2,93
Mínimo			14,67	12,40
Máximo			23,94	19,36
Contagem			4	4
Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósforo total (mg P-PO ₄ ³ /L)	
			afl.	efl.
29.04.97	215	8	20,56	15,31
06.05.97	222		28,37	15,34
13.05.97	229		24,75	21,2
20.05.97	236		22,58	19,78
27.05.97	243		41,46	18,58
03.06.97	250		33,49	24,77
10.06.97	257		17,19	34,14
24.06.97	271		17,62	15,84
08.07.97	285		24,27	21,28
15.07.97	292		27,57	23,46
22.07.97	299		27,58	22,66
12.08.97	320		37,48	32,8
Média			26,91	22,10
Erro padrão			2,17	1,78
Desvio padrão			7,52	6,17
Mínimo			17,19	15,31
Máximo			41,46	34,14
Contagem			12	12

Tabela B.12 – Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP), intermediária (AI) e de ácidos voláteis (AVT) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	TDH	T. op.	pH		AT (mg CaCO ₃ /L)		AP (mg CaCO ₃ /L)		AI (mg CaCO ₃ /L)		AVT (mg HAo/L)	
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.
29.08	8	337	7.13	7.21	201.5	65	154.4	47.56	47.13	17.44		
01.09		340	7.12	7.93	214.5	245.6	158.5	191.4	55.96	54.17	16.5	
05.09		344	6.86	7.56	183.1	123.9	146.5	100.1	36.62	23.83		
09.09		348	6.89	6.96	141.3	41.97	99.4	27.98	41.85	13.99	20.19	13.5
12.09		351	6.92	7.54	131.7	124.4	95.33	90.09	36.37	34.32	13.8	
16.09		355	7.03	7.57	150.2	130.6	107.3	102.6	42.9	27.98	20.7	13.5
29.09		368	6.97	7.03	246.4	27.98	182.6		63.89		32.3	21
03.10		372	7.13	7.9	245.8	209.9	187.7	168.9	58.09	41.07	17.25	14.68
07.10		377	7.16	7.72	246.5	150.2	178	120.1	68.46	30.03	17.62	22.08
10.10		379	6.74	7.6	154.4	141.6	107.3	111.5	47.19	30.03	19.32	27.6
14.10		383	6.77	7.34	154.4	98.67	107.3	81.51	47.19	17.16	19.35	19.32
16.10		385	6.9	7.31	164.3	77.22	114.1		50.2		14.68	8.28
19.10		388	6.75	7.75	193.1	158.7	133	120.1	60.06	38.61	16.36	15.1
24.10		393	6.79	7.38	158	83.41	109.8	21.95	48.29	61.46	16.56	12.42
28.10		397	6.97	7.42	239.9	118.5	168.5	92.19	71.46	26.34	19.26	15.18
04.11		404	7.06	6.75	180.5	13.17	136.6		43.9		19.93	9.66
08.11		408	7.22	7.66	215.1	136.1	162.4	105.4	52.68	30.73	23.46	22.08
13.11		413	6.76	7.22	188.8	65.85	131.7	48.29	57.07	17.56	23.46	20.7
18.11	418	6.8	7.72	193.2	74.63	131.7	52.68	61.46	21.95	26.22	19.32	
Média					190	110	137	93	52	30	20	17
Erro padrão					9	14	7	12	2	3	1	1
Desvio padrão absoluto					37	59	30	47	10	13	5	5
Desvio padrão percentual					20	54	22	50	19	44	23	31
Mínimo					132	13	95	22	36	14	14	8
Máximo					246	246	188	191	71	61	32	28
Contagem					19	19	19	16	19	16	17	15
Data	TDH	T. op.	pH		AT (mg CaCO ₃ /L)		AP (mg CaCO ₃ /L)		AI (mg CaCO ₃ /L)		AVT (mg HAo/L)	
			afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.	afl. br.	efl. aer.
21.11	6	421	7.16	7.32	241.5	61.46	166.8	43.9	74.63	17.56	15.95	11.6
28.11		428	6.74	7	171.2	17.56	118.5	8.78	52.68	8.78	17.4	13.05
03.12		433	6.62	6.76	136.1	17.56	87.8		48.29		24.65	13.05
09.12		439	6.86	7.71	219.5	105.4	149.3	79.02	70.24	26.34	18.85	15.95
12.12		442	6.97	7.16	215.1	43.9	149.3	21.95	65.85	21.95	20.3	14.5
16.12		446	7.12	7.71	166.8	140.5	118.5	96.58	48.29	43.9	18.85	18.85
30.12		460	7.61	7.92	166.8	136.1	122.9	101	43.9	35.12	24.65	23.2
07.01		468	7.11	7.14	149.3	52.68	109.8	35.12	39.51	17.56	20.3	14.5
09.01		470	7.25	7.75	149.3	87.8					15.95	13.05
13.01		474	7.28	6.43	153.7	13.17	109.8		43.9		23.2	11.6
16.01		477	7.04	7.12	153.7	65.85	105.4	43.9	48.29	21.95	37.7	14.5
31.01		492	7.25	7.65	220.2	164.6	156.1	124	64.14	40.62	45.42	38.93
03.02		495	6.75	7.55	186	141.1	121.9	104.8	64.14	36.35	40.55	37.31
09.02		501	6.67	7.55	203.1	181.7	130.4	134.7	72.69	47.04	38.93	37.31
13.02		505	6.93	7.21	211.7	98.35	153.9	72.69	57.73	25.66	30.82	24.33
17.02		509	7.44	7	173.2	62	132.6	44.9	40.62	17.1	50.28	25.95
17.03		537	6.88	6.93	128.3	21.81	94.29	13.9	33.99	7.91	22.71	17.84
Média						179	83	127	66	54	26	27
Erro padrão					8	13	6	11	3	3	3	2
Desvio padrão absoluto					34	54	23	41	13	13	11	9
Desvio padrão percentual					19	66	18	63	24	48	40	46
Mínimo					128	13	88	9	34	8	16	12
Máximo					241	182	167	135	75	47	50	39
Contagem					17	17	16	14	16	14	17	17

Tabela B.13 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	TDH	T op. (dias)	DQO t (mg/L)			COV Kg DQO/m3.dia	Efic. rem. (%)	Efic. gl. (%)	DQOs (mg/L)			Efic. rem. (%)	Efic. gl. (%)	DQOms (mg/L)			Efic. gl. (%)	SSV (mg/L)	A/M*	A/M**	A/M**		
			afl. br.	efl. ana.	efl. aer.				afl. br.	efl. ana.	efl. aer.			afl. br.	efl. ana.	efl. aer.							
26.08		334	234	95	47	0,29	51	80	102	75	33	56	68	132	20	14	89	595	0,48	0,38	0,10		
29.08		337	290	101	32	0,30	68	89	127	80	23	71	82	163	21	9	94						
02.09		341	328	146	59	0,44	60	82	130	85	26	69	80	198	61	33	83	435	1,01	0,59	0,42		
05.09		344	316	129	32	0,39	75	90	165	94	28	70	83	151	35	4	97						
09.09		348	296	105	34	0,31	68	89	100	79	31	61	69	196	26	3	98	355	0,89	0,67	0,22		
12.09		351	189	110	37	0,33	66	80	130	65	26	60	80	59	45	11	81						
16.09		355	244	106	24	0,32	77	90	127	63	17	73	87	117	43	7	94	547	0,58	0,34	0,24		
19.09		358	411	140	34	0,42	76	92	209	93	32	65	85	202	48	2	99						
23.09		362	344	120	46	0,36	62	87	138	87	27	69	80	206	33	19	91	599	0,60	0,44	0,17		
26.09	8	365	615	130	24	0,39	82	96	233	95	20	79	91	382	35	4	99						
30.09		369	392	149	38	0,45	74	90	143	105	24	77	83	249	44	14	94	586	0,76	0,54	0,23		
03.10		372	523	130	26	0,39	80	95	271	83	23	72	92	252	46	3	99						
07.10		377	236	94	43	0,28	54	82	123	86	21	75	83	113	9	22	81	529	0,54	0,49	0,05		
10.10		379	350	114	25	0,34	78	93	198	93	26	72	87	152	21								
14.10		383	627	112	60	0,34	46	90	240	89	29	68	88	387	23	31	92	909	0,37	0,29	0,07		
16.10		385	205	83	26	0,25	69	87	89	71	20	72	78	116	12	6	95						
19.10		388	307	117	27	0,35	77	91	118	69	17	75	86	189	48	10	95	564	0,62	0,37	0,25		
24.10		393	350	100	44	0,30	56	87	129	83	24	71	81	221	17	20	91						
27.10		396	520																				
28.10		397	452	95	38	0,29	60	92	231	81	24	70	90	221	14	14	94	756	0,38	0,32	0,06		
04.11		404	269	93	27	0,28	71	90	74	68	26	62	65	195	25	1	99	623	0,45	0,33	0,12		
06.11		406	312																				
08.11		408	323	95	31	0,29	67	90	117	82	30	63	74	206	13	1							
13.11		413	404	146	31	0,44	79	92	174	101	17	83	90	230	45	14	94	526	0,84	0,58	0,26		
18.11		418	199	107	33	0,32	69	83	86	70	23	67	73	113	37	10	91	514	0,63	0,41	0,22		
Média		349	114	36	0,34	68	89	150	83	25	70	81	193	31	11	93	580	0,63	0,44	0,18			
Erro padrão		24	4	2	0,01	2	1	11	2	1	1	2	16	3	2	1	38	0,05	0,03	0,03			
Desvio padrão absoluto		121	19	10	0,06	10	4	55	11	5	6	7	78	14	9	6	137	0,20	0,12	0,10			
Desvio padrão percentual		35	17	29	17	15	5	37	14	19	9	9	40	46	79	6	24	32	27	56			
Mínimo		189	83	24	0,25	46	80	74	63	17	56	65	59	9	1	81	355	0,37	0,29	0,05			
Máximo		627	149	60	0,45	82	96	271	105	33	83	92	387	61	33	99	909	1,01	0,67	0,42			
Contagem		25	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	22	21	13	13	13	13		

* kg DQOt/kg SSVTA.d

**kg DQOs/kg SSVTA.d

*** kg DQOp/kg SSVTA.d

Continuação:

Tabela B.13 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	TDH	T op.	DQO t (mg/L)			COV	Efic. rem.	Efic. gl.	DQOs (mg/L)			Efic. rem.	Efic. gl.	DQOms (mg/L)			Efic. gl.	SSV	F/M*	F/M**	F/M**	
			h	(dias)	afl. br.				efl. ana.	efl. aer.	Kg DQO/m3.dia			(%)	(%)	afl. br.						efl. ana.
21.11			421	465	93	43	0,37	54	91	185	81	27	67	85	280	12	16	94				
25.11			425	490	149	54	0,60	64	89	230	94	32	66	86	260	55	22	92	335	1,78	1,12	0,65
28.11			428	251	98	44	0,39	55	82	96	68	18	73	81	155	30	26	83				
03.12			433	433	110	64	0,44	42	85	233	69	20	71	91	200	40	44	78	482	0,91	0,57	0,34
05.12			435	401	119	43	0,48	64	89	204	76	25	67	88	197	43	18	91				
09.12			439	629	95	57	0,38	40	91	368	75	31	59	92	261	20	26	90	467	0,82	0,64	0,17
12.12			442	485	170	67	0,68	61	86	170	112	56	50	67	315	58	11	97				
16.12			446	407	163	74	0,65	55	82	168	110	51	53	70	239	54	23	90	357	1,83	1,23	0,60
30.12			460	109	83	77	0,33	7	29	76	67	39	41	49	33	16	38		560	0,59	0,48	0,11
07.01			468	155	126	41	0,50	68	74	68	69	17	75	75	87	57	24	72	437	1,16	0,63	0,52
09.01	6		470	146	115	58	0,46	50	60	92	88	29	67	68	54	27	29	46				
13.01			474	114	71	55	0,29	23	52	74	45	21	54	72	40	26	34	15	361	0,79	0,50	0,29
16.01			477	323	107	50	0,43	53	85	94	74	19	74	80	229	33	31	86				
27.01			488	270	67	43	0,27	36	84	51	45	29	36	43	219	21	14	94	89	3,00	2,03	0,96
31.01			492	371	118	50	0,47	58	87	161	92	44	52	73	210	26	6	97				
03.02			495	780	164	51	0,66	69	93	281	100	40	60	86	499	64	11	98	221	2,97	1,82	1,15
06.02			498	294	154	63	0,61	59	79	149	104	43	58	71	145	50	20	86	404	1,52	1,03	0,50
10.02			502	304	234	61	0,94	74	80	92	91	48	47	48	212	143	13	94	523	1,79	0,70	1,09
13.02			505	398	305	67	1,22	78	83	144	118	43	64	70	254	187	24	91	906	1,35	0,52	0,83
17.02			509	512	387	57	1,55	85	89	132	111	35	68	73	380	276	22	94	948	1,63	0,47	1,16
03.03			523	180	85	55	0,34	35	69	57	49	15	69	74	123	36	40	67	600	0,57	0,32	0,24
04.03			529	280	80	42	0,32	47	85	92	60	15	75	84	188	20	27	86	568	0,56	0,42	0,14
14.03			534	305	69	45	0,27	34	85	87	41	12	71	86	218	28	33	85				

Continuação:

Tabela B.13 – Valores de DQO total (DQOt), filtrável (DQOf) e de material em suspensão (DQOms), da carga orgânica volumétrica aplicada (COV), de eficiência de remoção de DQO e da relação alimento microrganismo (A/M) do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

17.03	537	145	64	24	0,25	62	83	52	44	10	77	81	93	20	14	85	440	0,58	0,40	0,18
18.03	538	185	67	32	0,27	52	83	45	34	15	55	67	140	34	17	88				
19.03	539	107	45	21	0,18	53	80	41	31	15	52	63	66	14	6	91	442	0,40	0,28	0,12
20.03	540	110	51	30	0,20	41	73	41	35	20	42	51	69	16	10	86				
21.03	541	169	52	15	0,21	71	91	49	37	12	68	76	120	15	3	98	385	0,54	0,39	0,16
25.03	545	177	62	36	0,25	42	80	31	41	10	76	68	146	21	26	82	478	0,52	0,34	0,18

Períodos não considerados na análise estatística

30.12 a 13.01 esgoto diluído

07.02 a 17.02 reator aeróbio alimentado com 1/3 de esgoto bruto e 2/3 de efluente do reator anaeróbio; valores de DQO corrigidos em função da parcela de afluente bruto adicionado

18.03 a 25.03 foi adicionado ao reator anaeróbio cloreto férrico

Média	383	112	51		0,45	52	85	158	76	29	63	79	225	36	22	88	396	1,45	0,96	0,49
Erro padrão	39	9	3		0,04	3	1	21	6	3	3	3	22	4	3	2	49	0,30	0,19	0,11
Desvio padrão absoluto	159	36	12		0,14	11	5	88	23	14	11	12	91	16	10	8	155	0,94	0,60	0,35
Desvio padrão percentual	42	32	23		32	21	6	56	31	49	17	15	40	44	46	9	39	65	63	71
Mínimo	145	64	24		0,25	34	69	51	41	10	36	43	93	12	6	67	89	0,56	0,32	0,14
Máximo	780	170	74		0,68	69	93	368	112	56	77	92	499	64	44	98	600	3,00	2,03	1,15
Contagem	17	17	17		17	17	17	17	17	17	17	17	17	17	17	17	10	10,00	10,00	10,00

* kg DQOt/kg SSVTA.d

**kg DQOs/kg SSVTA.d

*** kg DQOp/kg SSVTA.d

Tabela B.14 – Valores de DBO e da relação DBO/DQO do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	TDH	temp. op.	DQOt	DBOt	DBO/DQO	DQOt	DBOt	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO
	horas	dias	afl.	afl.		efl.	efl.		afl.	afl.		efl.	efl.	
22.08		330	173	57	0,33	54	12	0,22	115	44	0,38	26	6	0,23
05.09		344	129	100	0,78	32			94	46	0,49	28		
19.09		358	140	82	0,58	34	50		93	42	0,45	32	16	0,50
03.10		372	130	89	0,69	26	17	0,65	83	52	0,62	23		
24.10		393	100	24	0,24	44	19	0,43	83	36	0,43	24	13	
08.11		408	95	55	0,58	31			82	35	0,43	30	18	0,60
Média				68	0,53		25	0,44		43	0,47		13	0,44
Erro padrão				11	0,08		9			3	0,03		3	
Desvio padrão absoluto				28	0,21		17			6	0,08		5	
Desvio padrão percentual				41	39		70			15	18		40	
Mínimo				24	0,24		12			35	0,38		6	
Máximo				100	0,78		50			52	0,62		18	
Contagem				6	6		4	3		6	6		4	3
Data	TDH	temp. op.	DQOt	DBOt	DBO/DQO	DQOt	DBOt	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO	DQOs	DBOs	DBO/DQO
	horas	dias	afl.	afl.		efl.	efl.		afl.	afl.		efl.	efl.	
03.12		433	110	62	0,57	64	30	0,47	69	40	0,58	20	5	0,25
09.01	6	470	115	48	0,42	58	42	0,72	88	33	0,37	29	9	0,31
31.01		492	118	57	0,48	50			92	58	0,63	44	12	0,27
13.02		505	120	50	0,42	67			67	31	0,46	43	15	0,35
14.03		534	69	23	0,34	45	25	0,56	41	16	0,39	12	3	0,25
Média				48	0,44		32	0,58		36	0,49		9	0,29
Erro padrão				7	0,04					7	0,05		2	0,02
Desvio padrão absoluto				15	0,09					15	0,11		5	0,04
Desvio padrão percentual				31	19					43	23		56	15
Mínimo				23	0,34					16	0,37		3	0,25
Máximo				62	0,57					58	0,63		15	0,35
Contagem				5	5		3	3		5	5		5	5
13.01 a 26.01 esgoto diluído														
07.02 a 17.02 reator aeróbio alimentado com 1/3 de esgoto bruto e 2/3 de efluente do reator anaeróbio.														
18.03 a 25.03 foi adicionado ao reator anaeróbio cloreto férrico														

Tabela B.15 – Valores de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e relações SSV/SST do afluente e efluente do reator aeróbio na Etapa II

DATA	TDH	Tempo	Afl. bruto (mg/L)		Efl. anaeróbio (mg/L)			Efl. aeróbio (mg/L)			Tanque aeração (mg/L)			efic. gl.obal rem. (%)		IVL (ml./g) lodo	
			SST	SSV	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV		
26.08	8	Oper. 334			16	16	1,00	10	9	0,90	686	595	0,87			174	
02.09		341			25	25	1,00	12	12	1,00	497	435	0,88			122	
09.09		348	100	84	22	19	0,86	5	5	1,00	402	355	0,88	95	94	249	
16.09		355	84	76	31	28	0,90	3	6	2,00	636	547	0,86	96	92	140	
23.09		362	118	102	28	28	1,00	10	9	0,90	692	599	0,87	92	91	144	
30.09		369	154	140	26	25	0,96	26	28	1,08	662	586	0,89	83	80	155	
07.10		377	162	142	15	16	1,07	2	4	2,00	591	529	0,90	99	97	148	
14.10		383	212	174	20	20	1,00	14	15	1,07	1012	909	0,90	93	91	150	
21.10		390	126	110	34	33	0,97	7	9	1,29	638	564	0,88	94	92	134	
18.10		397	186	164	11	14	1,27	1	3	3,00	857	756	0,88	99	98	129	
04.11		404	122	104	11	11	1,00	7	7	1,00	713	623	0,87	94	93	172	
13.11		413	106	91	26	21	0,81	5	6	1,20	574	526	0,92	95	93	109	
18.11		418	74	66	17	15	0,88	8	8	1,00	571	514	0,90	89	88	97	
Média				131	114	22	21	0,98	8	9	1,34	656	580	0,88	94	92	148
Erro padrão				13	11	2	2	0,03	2	2	0,17	42	38	0,00	1	1	10
Desvio padrão absoluto			43	36	7	7	0,11	7	6	0,62	153	137	0,02	5	5	38	
Desvio padrão percentual			33	32	34	31	12	77	70	46	23	24	2	5	5	25	
Mínimo			74	66	11	11	0,81	1	3	0,90	402	355	0,86	83	80	97	
Máximo			212	174	34	33	1,27	26	28	3,00	1012	909	0,92	99	98	249	
Contagem			11	11	13	13	13	13	13	13	13	13	13	11	11	13	

Continuação:

Tabela B.15 – Valores de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e relações SSV/SST do afluente e efluente do reator aeróbio na Etapa II

DATA	TDH	Tempo	Afl. bruto (mg/L)			Efl. anaeróbio (mg/L)			Efl. aeróbio (mg/L)			Tanque aeração (mg/L)			efic. gl. obal rem. (%)		IVL (mL/g)
			SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	
25.11	h	Oper.	425	186	164	29	27	0,93	10	10	1,00	363	335	0,92	95	94	78
03.12		433	136	120	9	9	1,00	23	23	1,00	513	482	0,94	83	81	83	
09.12		439	178	146	15	13	0,87	18	18	1,00	515	467	0,91	90	88	63	
16.12		446	148	122	37	37	1,00	12	12	1,00	384	357	0,93	92	90	85	
31.12		461	34	28	19	18	0,95	44	41	0,93	621	560	0,90			84	
07.01		468	70	64	35	32	0,91	16	15	0,94	483	437	0,90	77	77	61	
14.01		475	42	36	20	17	0,85	22	21	0,95	405	361	0,89	48	42	61	
27.01		488	132	114	11	11	1,00	11	11	1,00	104	89	0,86	92	90		
03.02		495	322	274	37	35	0,95	7	7	1,00	244	221	0,91	98	97	132	
06.02		498	98	84	19	19	1,00	9	9	1,00	438	404	0,92	91	89	108	
10.02		502	128	108	52	46	0,94	11	7	0,64	580	523	0,90	91	94	120	
13.02		505	238	206	97	86	1,00	16	14	0,88	1018	906	0,89	93	93		
17.02		509	242	208	104	90	0,89	23	21	0,91	1052	948	0,90	90	90	139	
03.03		523	62	56	17	17	1,00	22	22	1,00	683	600	0,88	65	61	144	
09.03		529	132	112	16	15	0,94	16	14	0,88	631	568	0,90	88	88	129	
14.03		534	110	92	12	11	0,92	15	15	1,00	566	519	0,92	86	84		
17.03		537	60	52	12	12	1,00	8	8	1,00	485	440	0,91	87	85	131	
19.03		539	46	42	9	9	1,00	37	13	0,35	663	442	0,67	20	69	142	
21.03		541	60	54	4	7	1,75	8	6	0,75	866	385	0,44	87	89	266	
25.03		545	46	44	17	17	1,00	60	26	0,43	1296	478	0,37		41	232	
Média			123	105	17	17	1,02	18	14	0,89	554	413	0,82	82	82	133	
Erro padrão			20	17	3	3	0,06	4	2	0,06	77	36	0,05	6	4	18	
Desvio padrão absoluto			74	62	10	9	0,21	14	6	0,22	287	135	0,19	20	15	61	
Desvio padrão percentual			61	59	58	56	21	79	45	25	52	33	23	25	19	46	
Mínimo			46	42	4	7	0,87	7	6	0,35	104	89	0,37	20	41	63	
Máximo			322	274	37	37	1,75	60	26	1,00	1296	600	0,94	98	97	266	
Contagem			14	14	14	14	14,00	14	14	14,00	14	14	14,00	13	14	12	
Períodos não considerados na análise estatística																	
30.12 a 14.01 esgoto diluído																	
07.02 a 17.02 reator aeróbio alimentado com 1/3 de esgoto bruto e 2/3 de efluente do reator anaeróbio; valores de DQO corrigidos em função da parcela de afluente bruto adicionado																	

Tabela B.16 – Valores de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do tanque de aeração do reator aeróbio na Etapa II

DATA	TDH (h)	T. op. (dias)	SSTTA					SSVTA					SSV/SST	IVL TA				
			C1	C2	C3	C4	média	C1	C2	C3	C4	média		C1	C2	C3	C4	média
26.08		334	280	500	836	1128	686	260	428	728	964	595	0,87	107	240			174
02.09		341	316	904	440	328	497	276	788	388	288	435	0,88	114	133	105	134	122
09.09		348	488	556	340	224	402	436	488	292	204	355	0,88	304	194			249
16.09		355	364	652	452	1076	636	312	568	388	920	547	0,86	115	160	133	151	140
23.09		362	456	1220	228	864	692	392	1064	204	736	599	0,87	154	139	132	150	144
30.09	8	369	872	332	500	944	662	768	288	452	836	586	0,89	161	211	120	127	155
07.10		377	344	208	1124	688	591	312	192	1000	612	529	0,90	134	135	144	180	148
14.10		383	516	616	1180	1736	1012	464	560	1060	1552	909	0,90	151	133	153	161	150
21.10		390	596	1352	460	144	638	528	1192	408	128	564	0,88	107	145	174	111	134
28.10		397	364	460	884	1720	857	324	404	788	1508	756	0,88	143	148	86	140	129
04.10		404	764	480	1128	480	713	688	368	1012	424	623	0,87	131	229	160	167	172
13.11		413	672	616	460	548	574	600	552	456	496	526	0,92	104	114	109	109	109
18.11		418	196	744	692	652	571	172	668	632	584	514	0,90	71	94	101	123	97

Média	479	665	671	810	656	426	582	601	712	580	0,88	138	160	129	141	148
Erro padrão	55	91	90	141	42	49	80	81	124	38	0,00	15	12	8	7	10
Desvio padrão absoluto	200	327	326	509	153	178	289	291	447	137	0,02	56	45	27	23	38
Desvio padrão percentual	42	49	49	63	23	42	50	48	63	24	1,79	40	28	21	16	25
Mínimo	196	208	228	144	402	172	192	204	128	355	0,86	71	94	86	109	97
Máximo	872	1352	1180	1736	1012	768	1192	1060	1552	909	0,92	304	240	174	180	249
Contagem	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	11	11	13

Continuação:

Tabela B.16 – Valores de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do tanque de aeração do reator aeróbio na Etapa II

DATA	TDH (h)	T. op. (dias)	SSTTA					SSVTA					SSV/SST	IVL TA				
			C1	C2	C3	C4	média	C1	C2	C3	C4	média		C1	C2	C3	C4	média
03.12		433	644	448	512	448	513	600	420	480	428	482	0,94	78	67	98	89	83
09.12		439	588	464	552	456	515	528	416	504	420	467	0,91	68	65	54	66	63
16.12		446	328	384	348	476	384	312	348	328	440	357	0,93	91	78	86	84	85
31.12		461	640	528	512	804	621	580	480	456	724	560	0,90	94	76	78	87	84
07.01		468	320	400	312	900	483	288	360	284	816	437	0,90	63	60	64	56	61
14.01		475	376	272	408	564	405	336	244	352	512	361	0,89	59	74	59	53	61
27.01		488	56	96	96	168	104	52	88	80	136	89	0,86					
03.02	6	495	324	248	220	184	244	292	228	200	164	221	0,91	123	161	136	109	132
06.02		498	516	380	500	356	438	476	344	460	336	404	0,92	116	105	100	112	108
10.02		502	624	448	720	528	580	564	396	656	476	523	0,90	135	112	111	121	120
13.02		505	1204	776	908	1184	1018	1076	692	812	1044	906	0,89					
17.02		509	976	1208	1176	848	1052	884	1088	1060	760	948	0,90	123	132	136	165	139
03.03		523	900	588	460	784	683	788	520	404	688	600	0,88	156	136	130	153	144
09.03		529	672	628	792	432	631	600	568	712	392	568	0,90	149	127	101	139	129
14.03		534	768	460	468	568	566	696	420	432	528	519	0,92					
17.03		537	552	484	592	312	485	488	440	544	288	440	0,91	127	103	135	160	131
19.03		539	708	752	544	648	663	480	508	352	428	442	0,67	113	106	165	185	142
21.03		541	704	840	828	1092	866	316	372	352	500	385	0,44	355	238	242	229	266
25.03		545	1388	1244	1196	1356	1296	520	448	424	520	478	0,37	216	241	251	221	232
Média			646	549	571	616	596	523	434	457	491	476	0,84	125	116	122	127	121
Erro padrão			69	66	65	75	63	52	45	50	51	44	0,04	17	13	14	14	14
Desvio padrão absoluto			309	294	292	334	284	231	202	222	227	195	0,16	72	54	58	55	57
Desvio padrão percentual			48	54	51	54	48	44	47	49	46	41	18,96	57	47	48	44	47
Mínimo			56	96	96	168	104	52	88	80	136	89	0,37	59	60	54	53	61
Máximo			1388	1244	1196	1356	1296	1076	1088	1060	1044	948	0,94	355	241	251	229	266
Contagem			20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	17	17	16	16	17

30.12 a 14.01 esgoto diluído

07.02 a 17.02 reator aeróbio alimentado com 1/3 de esgoto bruto e 2/3 de efluente do reator anaeróbio; valores de DQO corrigidos em função da parcela de afluente bruto adicionado

Continuação:

Tabela B.17 – Valores de sólidos totais (ST), dissolvidos totais (SFT), totais voláteis (STV), filtráveis voláteis (SFV) e das relações STV/ST e SFV/SFT do afluente e do efluente na Etapa II

Data	TDH	Tempo Oper.	efl. anaeróbio								efl. aeróbio								Tanque aeração		
			ST	SST	SFT	STV	SSV	SFV	STV/ST	SFV/SFT	ST	SST	SFT	STV	SSV	SFV	STV/ST	SFV/SFT	ST	STV	STV/ST
25.11		425	332	29	303	116	27	89	0,35	0,29	466	10	456	196	10	186	0,42	0,41	770	481	0,63
03.12		433	422	9	413	132	9	123	0,31	0,30	474	23	451	188	23	165	0,40	0,37	963	635	0,66
09.12		439	238	15	223	74	13	61	0,31	0,27	306	18	288	150	18	132	0,49	0,46	791	597	0,75
16.12		446	308	37	271	140	37	103	0,45	0,38	400	12	388	152	12	140	0,38	0,36	844	543	0,64
31.12		461	276	19	257	168	18	150	0,61	0,58	456	44	412	250	41	209	0,55	0,51	1105	842	0,76
07.01		468	276	35	241	146	32	114	0,53	0,47	338	16	322	156	15	141	0,46	0,44	764	518	0,68
14.01		475	252	20	232	134	17	117	0,53	0,50	394	22	372	198	21	177	0,50	0,48	913	657	0,72
27.01		488	108	11	97	53	11	42	0,49	0,43	117	11	106	60	11	49	0,51	0,46	641	389	0,61
03.02	6	495	358	37	321	170	35	135	0,47	0,42	252	7	245	120	7	113	0,48	0,46	554	360	0,65
10.02		502	283	52	231	111	46	65	0,39	0,28	238	11	227	78	7	71	0,33	0,31	864	635	0,73
17.02		509	307	104	203	171	90	81	0,56	0,40	210	23	187	82	21	61	0,39	0,33	1200	969	0,81
03.03		523	204	17	187	102	17	85	0,50	0,45	268	22	246	136	22	114	0,51	0,46	906	687	0,76
09.03		529	200	16	184	52	15	37	0,26	0,20	302	16	286	108	14	94	0,36	0,33	884	634	0,72
17.03		537	182	12	170	90	12	78	0,49	0,46	252	8	244	140	8	132	0,56	0,54	726	563	0,78
19.03		539	124	9	115	32	9	23	0,26	0,20	756	37	719	266	13	253	0,35	0,35	1354	727	0,54
21.03		541	164	4	160	36	7	29	0,22	0,18	240	8	232	46	6	40	0,19	0,17	1298	609	0,47
25.03		545	234	17	217	104	17	87	0,44	0,40	426	60	366	148	26	122	0,35	0,33	1722	792	0,46
Média			263	17	243	110	17	90	0,43	0,38	329	18	312	150	14	133	0,46	0,44	818	573	0,69
Erro padrão			30	3	29	14	3	12	0,04	0,04	37	4	35	17	2	15	0,02	0,02	50	45	0,02
Desvio padrão absoluto			94	10	90	43	9	38	0,11	0,11	117	14	117	52	6	46	0,07	0,07	160	142	0,06
Desvio padrão percentual			36	58		39	56		26	26	35	79	35	35	45		15		19	25	9
Mínimo			108	4	97	52	7	37	0,26	0,26	117	7	117	60	6	49	0,36	0,33	554	360	0,61
Máximo			422	37	413	170	37	150	0,61	0,61	474	60	474	250	26	209	0,56	0,54	1105	842	0,78
Contagem			10	14	10	10	14	10	10	10	10	14	10	10	14	10	10,00	10,00	10	10	10

Tabela B.19 – Valores de NTK, N-amoniacal, N-orgânico, de eficiência de remoção de NTK e de N-amoniacal, NTK consumido, da relação N-amoniacal/NTK e de nitrogênio oxidado do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK (mg N-NH ₄ /L)		N-amon. (mg N-NH ₄ /L)		N-orgânico (mg N-NH ₄ /L)		N-amon./NTK		efic. Rem. (%)		NTK Consum.	N-oxid. Efluente (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito	Nitrito	Nitrito
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.			NTK	N-amon.					
26.08	334		43,3	5,8	36,8	6,1	6,6	-0,3	0,8	1,1	86,6	86,0	37,5	30,44	0,76		29,68
29.08	337													14,95	0,46		14,49
02.09	341		52,3	23,7	44,9	21,6	7,4	2,1	0,9	0,9	54,6	56,9	28,6	32,99	5,88		27,11
05.09	344		40,5	8,6	35,8	3,3	4,7	5,3	0,9	0,4	78,8	90,6	31,9	22,07	2,62		19,45
09.09	348		42,8	20,4	37,0	16,7	5,7	3,6	0,9	0,8	52,4	57,2	22,4	9,19	0,29		8,90
12.09	351		29,9	15,3	22,6	11,3	7,3	4,0	0,8	0,7	48,7	56,3	14,6	6,03	0,37		5,66
16.09	355		25,4	6,9	18,6	6,0	6,8	1,0	0,7	0,9	72,8	75,6	18,5	12,10	0,15		11,95
19.09	358		28,2	15,9	23,3	15,8	4,9	0,1	0,8	1,0	43,7	43,9	12,3	5,41	0,15		5,26
22.09	361													26,51	0,57		25,94
23.09	362		33,2	23,2	29,6	19,7	3,6	3,5	0,9	0,8	30,3	33,9	10,1				
25.09	364													13,64	0,66		12,98
26.09	365		35,5	13,1	30,9	8,8	4,6	4,3	0,9	0,7	63,1	71,9	22,4				
30.09	369	8	50,6	3,0	41,2	6,5	9,4	-3,5	0,8	2,2	94,1	88,0	47,6	7,57	0,11		7,46
03.10	372		49,5	34,4	45,9	31,2	3,6	3,2	0,9	0,9	30,6	32,7	15,1	9,70	0,38		9,32
07.10	377		52,3	38,8	48,0	36,1	4,3	2,8	0,9	0,9	25,7	27,2	13,4	11,16	0,58		10,58
09.10	378													5,28	0,34		4,94
10.10	379		29,9	26,0	25,6	16,5	4,3	9,5	0,9	0,6	13,1	19,2	3,9				
14.10	383		34,4	24,3	23,3	15,5	11,0	8,8	0,7	0,6	29,3	39,4	10,1				
15.10	384													10,83	0,59		10,24
16.10	385		38,8	6,4	37,0	7,5	1,8	-1,1	1,0	1,2	83,6	81,2	32,5				
17.10	386													16,69	0,37		16,32
19.10	388		46,1	29,9	38,7	27,5	7,4	2,4	0,8	0,9	35,2	37,1	16,2				
22.10	391													5,88	0,17		5,71
24.10	393		34,9	24,3	42,5	20,1	-7,6	4,2	1,2	0,8	30,5	34,6	10,6				
25.10	394													3,56	0,18		3,38
28.10	397		44,4	19,2	28,2	25,7	16,2	-6,5	0,6	1,3	56,7	49,5	25,2				
04.11	404		40,0	17,6	35,6	12,8	4,3	4,7	0,9	0,7	56,1	63,6	22,4	17,22	0,26		16,96

Continuação:

Tabela B.19 – Valores de NTK, N-amoniaco, N-orgânico, de eficiência de remoção de NTK e de N-amoniaco, NTK consumido, da relação N-amoniaco/NTK e de nitrogênio oxidado do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK (mg N-NH ₄ /L)		N-amon. (mg N-NH ₄ /L)		N-orgânico (mg N-NH ₄ /L)		N-amon./NTK		efic. Rem. (%)		NTK	N-oxid.	Nitrito	Nitrato
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.	NTK	N-amon.	Consum.	Efluente (mg N-NO ₃ /L)				
08.11	408													13,90	0,10	13,80
11.11	411		42,8	9,2	37,0	5,5	5,7	3,6	0,9	0,6	78,6	85,8	33,6	23,68	0,30	23,38
15.11	415		42,2	0,8	28,8	4,1	13,4	-3,3	0,7	5,3	98,2	91,1	41,4	26,57	0,33	26,24
18.11	418		26,2	0,3	24,6	0,0	1,5	0,3	0,9	0,0	98,9	100,0	25,9			
Média			39,23	16,67	33,45	14,46					57,34	60,00	22,56	14,79	0,71	14,08
Erro padrão			1,77	2,31	1,79	2,07					5,54	5,23	2,43	1,86	0,27	1,72
Desvio padrão absoluto			8,32	10,82	8,40	9,72					25,97	24,54	11,41	8,73	1,26	8,09
Desvio padrão percentual											45,30	40,84				
Mínimo			25,40	0,29	18,56	0,00					13,12	19,24	3,92	3,56	0,10	3,38
Máximo			52,28	38,84	47,96	36,06					98,89	100,00	47,60	32,99	5,88	29,68
Contagem			22	22	22	22					22	22	22	22	22	22
Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK (mg N-NH ₄ /L)		N-amon. (mg N-NH ₄ /L)		N-orgânico (mg N-NH ₄ /L)		N-amon./NTK		efic. Rem. (%)		NTK	N-oxid.	Nitrito	Nitrato
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.			NTK	N-amon.	Consum.	Efluente (mg N-NO ₃ /L)		
19.11	419													25,89	0,31	25,58
21.11	421		37,9	1,2	37,0	4,1	0,9	-2,8	1,0	3,3	96,8	90,0	36,7			
22.11	422													25,72	0,12	25,60
25.11	425		37,5	2,6	29,9	0,0	7,5	2,6	0,8	0,0	93,0	100,0	34,8	35,71	0,00	35,71
28.11	428		20,1	0,3	27,3	0,0	-7,3	0,3	1,4	0,0	98,6	100,0	19,8	42,59	0,00	42,59
05.12	435		23,3	0,0	23,5	0,7	-0,1	-0,7	1,0		100,0	97,3	23,3	23,63	0,00	23,63
09.12	439		30,9	1,2	28,6	0,0	2,2	1,2	0,9	0,0	96,0	100,0	29,6	38,17	0,00	38,17
12.12	442		18,6	3,6	19,3	5,8	-0,7	-2,2	1,0	1,6	80,8	72,1	15,1			
13.12	443													12,80	4,48	8,32
16.12	446		25,7	3,6	22,4	4,1	3,3	-0,5	0,9	1,1	86,1	84,5	22,1	27,66	17,14	10,52
30.12	460		29,5	12,5	21,2	0,9	8,2	11,6	0,7	0,1	57,5	95,1	16,9			
31.12	461													25,23	0,00	25,23
06.01	467		26,6	2,2	21,2	1,1	5,4	1,1	0,8	0,5	91,9	95,6	24,5	24,50	0,14	24,36
09.01	470		25,7	1,7	20,4	0,0	5,3	1,7	0,8	0,0	93,4	100,0	24,0	23,43	0,03	23,40
12.01	473													30,21	0,20	30,01
13.01	474	6	29,0	5,5	25,1	0,2	3,9	5,3	0,9	0,0	81,2	99,2	23,5	27,83	0,12	27,71

Continuação:

Tabela B.19 – Valores de NTK, N-amoniacoal, N-orgânico, de eficiência de remoção de NTK e de N-amoniacoal, NTK consumido, da relação N-amoniacoal/NTK e de nitrogênio oxidado do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK (mg N-NH ₄ /L)		N-amon. (mg N-NH ₄ /L)		N-orgânico (mg N-NH ₄ /L)		N-amon./NTK		efic. Rem. (%)		NTK Consum.	N-oxid. Efluente (mg N-NO ₃ /L)	Nitrito	Nitrato
			afl.	efl.	afl.	efl.	afl.	efl.			NTK	N-amon.				
16.01	477													23,00	1,04	21,96
27.01	488		25,2	16,8	22,1	20,5	3,2	-3,8	0,9	1,2	33,6	29,2	8,5	5,49	1,63	3,86
31.01	492		33,7	24,8	32,6	26,3	1,1	-1,5	1,0	1,1	26,5	25,4	8,9	7,84	2,18	5,66
03.02	495		24,8	13,9	19,1	11,9	5,6	2,0	0,8	0,9	43,7	47,5	10,8			
04.02	496													7,47	1,12	6,35
05.02	497													2,18	0,88	1,30
07.02	497		20,5	14,9	18,5	8,6	2,0	6,2	0,9	0,6	27,5	39,5	5,7	8,16	1,87	6,29
08.02	500													3,53	2,30	1,23
10.02	502		40,7	34,6	38,0	31,1	2,7	3,5	0,9	0,9	15,0	16,4	6,1			
13.02	505		47,8	20,5	37,1	21,1	10,7	-0,6	0,8	1,0	57,1	56,4	27,3			
17.02	509		26,6	6,9	17,8	4,6	8,8	2,2	0,7	0,7	74,2	81,0	19,8			
03.03	523		21,0	11,6	16,2	7,9	4,8	3,6	0,8	0,7	44,8	54,2	9,4	25,66	7,66	18,00
07.03	527		46,4	13,9	28,8	10,8	17,6	3,2	0,6	0,8	70,0	75,1	32,5	16,56	0,47	16,09
10.03	530		28,5	25,7	23,5	10,4	5,1	15,3	0,8	0,4	9,9	21,3	2,8			
12.03	532													20,38	0,96	19,42
17.03	537		20,5	2,2	20,5	3,0	0,0	-0,8	1,0	1,4	89,4	85,9	18,4	20,56	0,09	20,47
20.03	540															
22.03	542		16,3	0,3	15,2	0,0	1,1	0,3	0,9	0,0	98,2	100,0	16,0	16,51	6,18	10,32
24.03	544													14,42	0,63	13,78
25.03	545		11,6	0,8	13,0	0,0	-1,4	0,8	1,1	0,0	93,4	100,0	10,8	14,69	1,01	13,68
26.03	546													14,73	0,06	14,67
Média			27,8	9,2	24,1	7,2					66,4	68,1	18,6	20,16	1,81	18,35
Erro padrão			1,9	2,0	1,4	1,8					8,2	7,6	2,0	1,96	0,67	2,09
Desvio padrão absoluto			9,1	9,7	7,0	9,0					31,7	29,3	9,6	10,36	3,56	11,05
Desvio padrão percentual											47,8	42,9				
Mínimo			11,6	0,0	13,0	0,0					9,9	21,3	2,8	2,18	0,00	1,23
Máximo			47,8	34,6	38,0	31,1					100,0	100,0	36,7	42,59	17,14	42,59
Contagem			24	24	24	24					15	15	24	28	28	28

Tabela B.20 – Valores de carga volumétrica aplicada de NTK e N-amoniacal, relação alimento/microrganismo (A/M) utilizando como substrato NTK e N-amoniacal e relação DQO/NTK e DQO/N-amoniacal do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK		N-amon.		DQO	SSVTA	Kg NTK/ kg SSVd	Kg N- amon./m ³ d	Kg NTK/m ³ d	Kg N-amon./ kg SSVd	DQO/NTK	DQO/N-amon.
			afl.	efl.	afl.	efl.								
26.08	334		43,32	5,8	36,76	6,1	95	595	0,13	0,11	0,22	0,19	2,19	2,58
02.09	341		52,28	23,72	44,88	21,64	146	435	0,16	0,13	0,36	0,31	2,79	3,25
05.09	344		40,52	8,6	35,78	3,3	129		0,12	0,11			3,18	3,61
09.09	348		42,76	20,36	37,04	16,74	105	355	0,13	0,11	0,36	0,31	2,46	2,83
12.09	351		29,88	15,32	22,62	11,28	110		0,09	0,07			3,68	4,86
16.09	355		25,4	6,92	18,56	5,96	106	547	0,08	0,06	0,14	0,10	4,17	5,71
19.09	358		28,2	15,88	23,32	15,76	140		0,08	0,07			4,96	6,00
23.09	362		33,24	23,16	23,32	19,68	120	599	0,10	0,07	0,17	0,12	3,61	5,15
26.09	365		35,48	13,08	30,88	8,76	130		0,11	0,09			3,66	4,21
30.09	369	8	50,6	3	41,24	6,52	149	586	0,15	0,12	0,26	0,21	2,94	3,61
03.10	372		49,48	34,36	45,86	31,16	130		0,15	0,14			2,63	2,83
07.10	377		52,28	38,84	47,96	36,06	94	529	0,16	0,14	0,30	0,27	1,80	1,96
10.10	379		29,88	25,96	25,56	16,46	114		0,09	0,08			3,82	4,46
14.10	383		34,36	24,28	23,32	15,48	112	909	0,10	0,07	0,11	0,08	3,26	4,80
16.10	385		38,84	6,36	37,04	7,5	83		0,12	0,11			2,14	2,24
19.10	388		46,12	29,88	38,72	27,52	117	564	0,14	0,12	0,25	0,21	2,54	3,02
24.10	393		34,92	24,28	42,5	20,1	100		0,10	0,13			2,86	2,35
28.10	397		44,44	19,24	28,22	25,7	95	756	0,13	0,08	0,18	0,11	2,14	3,37
04.11	404		39,96	17,56	35,64	12,82	93	623	0,12	0,11	0,19	0,17	2,33	2,61
11.11	411		42,76	9,16	37,04	5,54	95		0,13	0,11			2,22	2,56
15.11	415		42,16	0,76	28,75	4,06	146	526	0,13	0,09	0,24	0,16	3,46	5,08
18.11	418		26,16	0,29	24,64	0	107	514	0,08	0,07	0,15	0,14	4,09	4,34
Média			39,23	16,67	33,16	14,46			0,12	0,10	0,22	0,18	3,04	3,70
Erro padrão			1,77	2,31	1,84	2,073			0,01	0,01	0,02	0,02	0,17	0,26
Desvio padrão absoluto			8,32	10,82	8,63	9,72			0,02	0,03	0,08	0,08	0,82	1,20
Desvio padrão percentual			21	64,89	26,04	67,23			21,00	25,00	35,00	41,00	27,00	32,00
Mínimo			25,4	0,29	18,56	0			0,08	0,06	0,11	0,08	1,80	1,96
Máximo			52,28	38,84	47,96	36,06			0,16	0,14	0,36	0,31	4,96	6,00
Contagem			22	22	22	22			22	22	13	13	22	22

Continuação:

Tabela B.20 – Valores de carga volumétrica aplicada de NTK e N-amoniaco, relação alimento/microrganismo (A/M) utilizando como substrato NTK e N-amoniaco e relação DQO/NTK e DQO/N-amoniaco do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	NTK		N-amon.		DQO	SSVTA	Kg NTK/ kg SSVd	Kg N- amon./m ³ d	Kg NTK/m ³ d	Kg N-amon./ kg SSVd	DQO/NTK	DQO/N-amon.
			afl.	efl.	afl.	efl.								
21.11	421		37,92	1,23	36,98	4,06	93		0,15	0,15			2,45	2,51
25.11	425		37,45	2,64	29,93	0	149	335	0,15	0,12	0,45	0,36	3,98	4,98
28.11	428		20,05	0,29	27,34	0	98		0,08	0,11			4,89	3,58
05.12	435		23,34	0	23,46	0,65	119	482	0,09	0,09	0,19	0,19	5,10	5,07
09.12	439		30,87	1,23	28,63	0	95	467	0,12	0,11	0,26	0,25	3,08	3,32
12.12	442		18,64	3,58	19,34	5,82	170		0,07	0,08			9,12	8,79
16.12	446		25,69	3,58	22,4	4,17	163	357	0,10	0,09	0,29	0,25	6,34	7,28
30.12	460		29,45	12,52	21,23	0,88	83	560	0,12	0,08	0,21	0,15	2,82	3,91
06.01	467		26,63	2,17	21,23	1,12	126	437	0,11	0,08	0,24	0,19	4,73	5,93
09.01	470		25,69	1,7	20,4	0	115		0,10	0,08			4,48	5,64
13.01	474	6	28,98	5,46	25,11	0,18	71	361	0,12	0,10	0,32	0,28	2,45	2,83
27.01	488		25,22	16,75	22,05	20,52	67	89	0,10	0,09	1,13	0,99	2,66	3,04
31.01	492		33,69	24,75	32,63	26,28	118		0,13	0,13			3,50	3,62
03.02	495		24,75	13,93	19,11	11,94	164	221	0,10	0,08	0,45	0,35	6,63	8,58
07.02	497		20,52	14,87	18,52	8,64	154	404	0,08	0,07	0,20	0,18	7,50	8,32
10.02	502		40,74	34,63	38,04	31,1	304	523	0,16	0,15	0,31	0,29	7,46	7,99
13.02	505		47,8	20,52	37,1	21,11	305	906	0,19	0,15	0,21	0,16	6,38	8,22
17.02	509		26,63	6,88	17,82	4,64	387	948	0,11	0,07	0,11	0,08	14,53	21,72
03.03	523		20,99	11,58	16,17	7,94	85	600	0,08	0,06	0,14	0,11	4,05	5,26
07.03	527		46,39	13,93	28,75	10,76			0,19	0,12			0,00	0,00
10.03	530		28,51	25,69	23,46	10,41	69	568	0,11	0,09	0,20	0,17	2,42	2,94
17.03	537		20,52	2,17	20,52	3	64	440	0,08	0,08	0,19	0,19	3,12	3,12
22.03	542		16,28	0,29	15,23	0	52	385	0,07	0,06	0,17	0,16	3,19	3,41
25.03	545		11,58	0,76	12,99	0	62	478	0,05	0,05	0,10	0,11	5,35	4,77
Média			27,85	9,21	24,10	7,22			0,11	0,10	0,29	0,25	4,84	5,62
Erro padrão			1,86	1,98	1,427	1,84			0,01	0,01	0,05	0,05	0,60	0,84
Desvio padrão absoluto			9,08	9,69	6,99	9,04			0,04	0,03	0,23	0,20	2,92	4,13
Desvio padrão percentual			32,61	105,20	29,00	125,25			33	29	81	82	55	69
Mínimo			11,58	0	12,99	0			0,05	0,05	0,10	0,08	0,00	0,00
Máximo			47,8	34,63	38,04	31,1			0,19	0,15	1,13	0,99	14,53	21,72
Contagem			24	24	24	24			24	24	18	18	24	24

Tabela B.21 – Valores de N-oxidado total, nitrato e nitrito da câmaras do reator aeróbio na Fase 2 da Etapa II

Data	Temp. op.	TDH	N-oxid. (mg N-NO3/L)						Nitrito (mg N-NO3/L)						Nitrato (mg N-NO3/L)					
			afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.
26.08	334		0,02	4,84	9,91	17,73	27,03	30,44	0,01	0,91	0,91	0,58	0,56	0,76	0,02	3,93	9,00	17,15	26,47	29,68
29.08	337		0,09	3,31	7,53	12,00	13,66	14,95	0,01	0,72	0,57	0,45	0,37	0,46	0,07	2,59	6,96	11,55	13,29	14,49
02.09	341		0,32	17,48	23,09	26,03	34,81	32,99	0,16	6,08	7,79	6,79	5,61	5,88	0,16	11,40	15,30	19,24	29,20	27,11
05.09	344		0,15	8,18	14,87	18,46	26,53	22,07	0,06	3,12	6,16	4,91	3,88	2,62	0,09	5,06	8,71	13,55	22,65	19,45
09.09	348		0,03	0,46	2,38	4,94	8,87	9,19		0,15	0,56	0,32	0,40	0,29	0,03	0,31	1,82	4,62	8,47	8,90
12.09	351			1,30	2,62	4,61	6,76	6,03		0,34	0,85	0,56	0,85	0,37		0,96	1,77	4,05	5,91	5,66
16.09	355		0,04	3,40	5,26	9,63	13,17	12,10	0,01	0,61	0,38	0,16	0,20	0,15	0,03	2,79	4,88	9,47	12,97	11,95
19.09	358		0,04	0,35	0,93	3,33	5,60	5,41		0,03	0,04	0,08	0,07	0,15	0,04	0,32	0,89	3,25	5,53	5,26
22.09	361		0,15	6,17	8,03	16,38	25,50	26,51	0,03	1,18	0,69	0,43	0,69	0,57	0,12	4,99	7,34	15,95	24,81	25,94
25.09	364		0,05	7,76	8,03	9,69	12,10	13,64		1,34	1,24	1,06	0,73	0,66	0,05	6,42	6,79	8,63	11,37	12,98
30.09	369	8	0,10					7,57						0,11	0,10					7,46
03.10	370		0,04	1,92	4,76	6,83	8,96	9,70		0,58	0,47	0,32	0,21	0,38	0,04	1,34	4,29	6,51	8,75	9,32
07.10	377		0,08					11,16						0,58	0,08					10,58
09.10	378		0,01					5,28						0,34	0,01					4,94
15.10	384		0,10					10,83						0,59	0,10					10,24
17.10	386		0,11	5,63	7,49	12,32	15,61	16,69	0,01	1,05	0,54	0,46	0,32	0,37	0,10	4,58	6,95	11,86	15,29	16,32
22.10	391		0,04	0,42	0,59	4,49	6,34	5,88			0,20	0,08	0,17	0,17	0,04	0,42	0,39	4,41	6,17	5,71
25.10	394		0,01	0,16	0,13	2,12	3,30	3,56		0,07	0,02	0,13	0,17	0,18	0,01	0,09	0,11	1,99	3,13	3,38
04.11	404		0,13					17,22						0,26	0,13					16,96
08.11	408			0,28	3,77	11,01	13,42	13,90	0,01	0,09	0,34	0,35	0,26	0,10		0,19	3,43	10,66	13,16	13,80
11.11	411		0,03	19,00	20,54	21,34	22,04	23,68		1,28	1,11	0,61	0,32	0,30	0,03	17,72	19,43	20,73	21,72	23,38
15.11	415		0,16	22,32	22,92	26,31	26,00	26,57	0,02	1,71	0,72	0,47	0,30	0,33	0,14	20,61	22,20	25,84	25,70	26,24

Continuação:

Tabela B.21 – Valores de N-oxidado total, nitrato e nitrito da câmaras do reator aeróbio na Fase 2 da Etapa II

Data	Temp. op. (dias)	TDH (horas)	N-oxid. (mg N-NO3/L)						Nitrito (mg N-NO3/L)						Nitrato (mg N-NO3/L)						
			afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	afl.	C1	C2	C3	C4	efl.	
19.11	419		0,31					25,89							0,31	0,31					25,58
22.11	422		0,09					25,72	0,31						0,12						25,60
25.11	425		0,28	32,58	35,82	36,14	35,70	35,71	0,03	3,78	0,59	0,02	0,05		0,25	28,80	35,23	36,12	35,65	35,71	
28.11	428		0,57					42,59	0,03						0,54						42,59
05.12	435		0,30	23,79	24,66	25,03	24,43	23,63				0,02	0,02		0,30	23,79	24,66	25,01	24,41	23,63	
09.12	439		0,05					38,17							0,05						38,17
13.12	443		0,48	5,25	7,21	12,19	14,39	12,80		2,97	3,79	4,89	5,12	4,48	0,48	2,28	3,42	7,30	9,27	8,32	
16.12	446		0,05					27,66	0,01						17,14	0,04					10,52
31.12	461		0,46	19,47	25,29	26,92	27,43	25,23	0,02	0,19	0,28	0,06			0,44	19,28	25,01	26,86	27,43	25,23	
06.01	467		0,38	20,82	24,04	25,09	25,33	24,50	0,02	0,64	0,05				0,14	0,36	20,18	23,99	25,09	25,33	
09.01	470		0,56					23,43	0,02						0,03	0,54					23,40
12.01	473		0,62					30,21	0,02						0,20	0,60					30,01
13.01	474	6	0,21	19,44	23,66	27,68	28,68	27,83		0,14	1,25	0,09			0,12	0,21	19,30	22,41	27,59	28,68	27,71
16.01	477		0,08					23,00							1,04	0,08					21,96
27.01	488		0,02					5,49							1,63	0,02					3,86
31.01	492		0,03	4,02	6,66	7,20	8,24	7,84		0,94	2,27	1,76	1,55	2,18	0,03	3,08	4,39	5,44	6,69	5,66	
04.02	496		0,02	0,44	1,34	3,59	7,72	7,47		0,16	0,52	0,88	1,15	1,12	0,02	0,28	0,82	2,71	6,57	6,35	
05.02	497		0,06					2,18	0,01					0,88	0,05						1,30
07.02	497		0,24	0,41	1,90	2,77	8,49	8,16	0,08	0,20	1,03	0,99	2,11	1,87	0,16	0,21	0,87	1,78	6,38	6,29	
08.02	500							3,53						2,30	0,00						1,23
10.02	502		0,08	6,75	7,08	8,97	11,44	10,22	0,04	2,88	3,09	5,06	6,06	5,33	0,04	3,87	3,99	3,91	5,38	4,89	
14.02	506		0,09	9,58	10,74	13,95	17,83	16,75	0,05	4,14	5,03	7,66	9,00	7,66	0,04	5,44	5,71	6,29	8,83	9,09	
03.03	523		0,66	0,02	18,07	20,87	24,84	25,66	0,01	0,15	0,25	0,25	0,22	0,60	0,65		17,82	20,62	24,62	25,06	
07.03	527		0,09	10,93	12,87	15,63	18,05	16,56	0,01	0,36	0,55	0,53	0,33	0,47	0,08	10,57	12,32	15,10	17,72	16,09	
12.03	532		0,01					20,38							0,96	0,01					19,42
17.03	537		0,45	13,11	17,35	19,30	21,33	20,56							0,09	0,45	13,11	17,35	19,30	21,33	20,47
22.03	542		0,03					16,51							6,18	0,03					10,33
24.03	544							14,42							0,63						13,79
25.03	545							14,69							1,01						13,68
26.03	546		0,14					14,73	0,05						0,06	0,09					14,67



Tabela B.22 – Valores de fósforo total do afluente e do efluente do reator aeróbio na Etapa II

Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósforo total (mg P-PO43/L)			fósforo org. (mg P-PO43/L)		
			afl.	efl. ana.	efl. aer.	afl.	efl. ana.	efl. aer.
19.08.97	327		30,99	26,92	23,37			
26.08.97	334		24,72	22,63	17,81			
02.09.97	341	8	37,01	36,28	29,04			
16.09.97	355		21,56	18,68	12,84			
23.09.97	362		23,38	23,09	20,39			
Média			26,66	25,17				
Erro padrão			3,50	3,83				
Desvio padrão			7,01	7,66				
Desvio padrão								
Mínimo			21,56	18,68				
Máximo			37,01	36,28				
Contagem			4	4				
Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósforo total (mg P-PO43/L)			fósforo org. (mg P-PO43/L)		
			afl.	efl. ana.	efl. aer.	afl.	efl. ana.	efl. aer.
27.01.98	488		12,82	15,72	16,09	2,88	4,56	4,75
31.01.98	492		18,5	18,74	19,18	4,39	5,41	5,67
03.02.98	495		22,05	18,79	19,32	4,18	5,72	5,56
07.02.98	499		14,74	14,04	13,21	2,52	2,97	2,86
10.02.98	502	6	17,7	17,04	16,62	3,23	3,61	3,56
13.02.98	505			16,64		4,21	4,17	4,55
17.02.98	509			14,96		3,3	3,93	4,15
03.03.98	523		13,07	9,78	9,62	2,12	2,85	2,58
07.03.98	527		11,94	9,51	9,29	2,93	2,78	2,58
10.03.98	530		10,68	10,38	10,12	2,97	3,18	2,93
17.03.98	537		6,63	6,72	6,3	1,25	1,75	1,72
Média			14,24	13,85	13,31	3,09	3,72	3,72
Erro padrão			1,54	1,24	1,57	0,28	0,36	0,39
Desvio padrão			4,62	4,11	4,72	0,95	1,19	1,31
Desvio padrão					35,50	30,70	38,50	35,20
Mínimo			6,63	6,72	6,30	1,25	1,75	1,72
Máximo			22,05	18,79	19,32	4,39	5,72	5,67
Contagem			9	11	9	9	11	11
Data	Tempo op. (dias)	TDH (h)	fósforo total (mg P-PO43/L)			fósforo org. (mg P-PO43/L)		
			afl.	efl. ana.	efl. aer.	afl.	efl. ana.	efl. aer.
18.03.98	538		4,87	4,2	1,54	1,31	1,34	0,27
19.03.98	539		3,93	5,66	2,5	0,96	1,43	0,7
20.03.98	540			9,41	1,86		3,11	0,5
22.03.98	542	6	9,33	8,5	3,09	2,73	3,01	0,84
24.03.98	544		8,1	10,62	7,11	1,96	3,27	1,78
25.03.98	545		8,45	7,47	4,54	2,3	2,58	
26.03.98	546		6,74	7,3	8,56	2,11	2,48	2,89
Média			6,90	7,59	4,17	1,90	2,46	1,16
Erro padrão			0,87	0,83	1,03	0,27	0,30	0,40
Desvio padrão			2,13	2,18	2,72	0,65	0,79	0,99
Desvio padrão percentual			30,90	28,70	65,20	34,20	32,10	85,30
Mínimo			3,93	4,20	1,54	0,96	1,34	0,27
Máximo			9,33	10,62	8,56	2,73	3,27	2,89
Contagem			6	7	7	6	7	6

Tabela C.1 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (286º dia – 09.07.97)

Tempo	C-1*	C-2**	C-3**	C-4**E20
0.00	5.20	5.60	6.00	5.60
1.00	4.80	5.50	6.00	5.50
2.00	4.60	5.40	5.90	5.40
3.00	4.30	5.30	5.80	5.30
4.00	4.10	5.10	5.70	5.20
5.00	3.90	4.90	5.60	5.00
6.00	3.70	4.70	5.40	4.90
7.00	3.50	4.50	5.20	4.70
8.00	3.30	4.30	5.10	4.50
9.00	3.10	4.10	4.90	4.30
10.00	2.90	3.90	4.80	4.10
11.00	2.70	3.70	4.60	3.90
12.00	2.50	3.50	4.50	3.70
13.00	2.30	3.20	4.30	3.50
14.00	2.10	3.00	4.10	3.30
15.00	1.90	2.80	3.90	3.10
16.00	1.70	2.50	3.70	2.80
17.00	1.50	2.30	3.50	2.60
18.00	1.30	2.10	3.30	2.40
19.00	1.10	1.80	3.10	2.10
20.00	0.90	1.60	2.90	1.90
21.00	0.70	1.40	2.70	1.70
22.00	0.50	1.10	2.50	1.40
23.00	0.40	0.90	2.30	1.20
24.00	0.20	0.60	2.10	0.90
25.00		0.40	1.90	0.70

* 100ml licor + 150 ml substrato
 ** 100ml Licor + 200 ml substrato

Tabela C.2 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (414º dia – 14.11.97)

Tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.59	6.58	7.52	7.29
1.00	6.23	6.36	7.45	7.22
2.00	5.91	6.21	7.24	7.02
3.00	5.55	5.96	7.05	6.88
4.00	5.21	5.71	6.84	6.70
5.00	4.87	5.41	6.63	6.50
6.00	4.37	5.16	6.38	6.28
7.00	4.11	4.91	6.21	6.05
8.00	3.77	4.65	5.98	5.82
9.00	3.42	4.43	5.77	5.60
10.00	3.12	4.17	5.55	5.37
11.00	2.80	3.93	5.32	5.14
12.00	2.52	3.69	5.11	4.90
13.00	2.22	3.44	4.91	4.69
14.00	1.91	3.19	4.69	4.45
15.00	1.64	2.96	4.48	4.23
16.00	1.38	2.73	4.26	4.00
17.00	1.13	2.50	4.06	3.77
18.00	0.92	2.28	3.87	3.55
19.00	0.72	2.05	3.67	3.35
20.00	0.56	1.84	3.47	3.12
21.00	0.42	1.64	3.28	2.91
22.00	0.35	1.44	3.08	

Tabela C.3 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (414º dia – 14.11.97)

Tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.47	6.08	6.5	6.81
1.00	5.90	5.74	5.95	6.24
2.00	5.36	5.21	5.4	5.66
3.00	4.82	4.63	4.84	5.04
4.00	4.24	4.03	4.31	4.42
5.00	3.68	3.46	3.74	3.80
6.00	3.12	2.89	3.19	3.15
7.00	2.56	2.34	2.64	2.55
8.00	2.01	1.80	2.09	1.93
9.00	1.48	1.27	1.57	1.36
10.00	0.97	0.79	1.05	0.81
11.00	0.50	0.35	0.58	0.33
12.00	0.14	0.13	0.18	0.12

Tabela C.4 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (431^o dia – 01.12.97)

Tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	7.46	6.80	7.54	7.47
1.00	7.25	6.67	7.40	7.18
2.00	6.90	6.53	7.26	7.00
3.00	6.63	6.40	7.13	6.80
4.00	6.31	6.28	7.00	6.61
5.00	6.04	6.16	6.85	6.43
6.00	5.76	6.01	6.70	6.26
7.00	5.49	5.89	6.56	6.06
8.00	5.22	5.76	6.42	5.85
9.00	4.95	5.61	6.27	5.67
10.00	4.69	5.49	6.13	5.47
11.00	4.43	5.37	6.00	5.29
12.00	4.16	5.25	5.87	5.09
13.00	3.90	5.14	5.74	4.89
14.00	3.64	5.03	5.60	4.71
15.00	3.42	4.90	5.44	4.52
16.00	3.16	4.78	5.30	4.32
17.00	2.94	4.65	5.16	4.13
18.00	2.70	4.54	5.01	3.95
19.00	2.47	4.41	4.89	3.77
20.00	2.26	4.32	4.76	3.59
21.00	2.07	4.20	4.61	3.42
22.00	1.86	4.10	4.48	3.23
23.00	1.68	3.98	4.35	3.04
24.00	1.50	3.86	4.22	2.88
25.00	1.34	3.76	4.09	2.71
26.00	1.20	3.65	3.96	2.56
27.00	1.07	3.53	3.83	2.41
28.00	0.94	3.42	3.70	2.27
29.00	0.83	3.31	3.58	2.11
30.00	0.74	3.20	3.46	1.97
31.00	0.65	3.10	3.32	1.83
32.00	0.58	2.98	3.21	1.70
33.00	0.53	2.87	3.08	1.58
34.00	0.47	2.77	2.97	1.45
35.00	0.40	2.67	2.84	1.34
36.00	0.37	2.57	2.72	1.23
37.00		2.47	2.61	1.14
38.00		2.37	2.48	1.04
39.00		2.27	2.37	0.95
40.00		2.17	2.16	0.87
41.00		2.07	2.04	0.80
42.00		1.98	1.93	0.72
43.00		1.80	1.84	0.65
44.00		1.71	1.74	0.59
45.00		1.62	1.65	0.54
46.00		1.54	1.54	0.50
47.00		1.46	1.47	
48.00		1.39	1.38	
49.00		1.31	1.30	
50.00		1.24	1.22	
51.00		1.17	1.14	
52.00		1.10	1.07	
53.00		1.04	1.00	
54.00		0.98	0.94	
55.00		0.92	0.88	
56.00		0.86		

Tabela C.5 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (431^o dia – 01.12.97)

Tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.91	6.81	7.16	7.24
1.00	6.44	6.31	6.89	6.89
2.00	5.84	6.10	6.51	6.48
3.00	5.28	5.72	6.10	6.07
4.00	4.74	5.31	5.70	5.70
5.00	4.18	4.94	5.34	5.28
6.00	3.63	4.55	4.95	4.85
7.00	3.11	4.18	4.56	4.44
8.00	2.59	3.82	4.18	4.03
9.00	2.14	3.44	3.76	3.61
10.00	1.68	3.06	3.36	3.18
11.00	1.25	2.66	2.97	2.77
12.00	0.86	2.31	2.58	2.35
13.00	0.54	1.94	2.20	1.96
14.00	0.28	1.58	1.82	1.56
15.00	0.14	1.24	1.46	1.19
16.00	0.14	0.91	1.11	0.81
17.00	0.14	0.60	0.77	0.49
18.00		0.33	0.48	0.21
19.00		0.14	0.22	0.13
20.00		0.13	0.13	

Tabela C.6 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (470^o dia – 09.01.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.57	7.06	7.89	8.00
1.00	6.26	6.81	7.63	7.82
2.00	6.03	6.56	7.41	7.61
3.00	5.74	6.30	7.16	7.40
4.00	5.50	6.07	6.93	7.16
5.00	5.22	5.82	6.43	6.94
6.00	4.96	5.59	6.14	6.71
7.00	4.72	5.32	5.86	6.50
8.00	4.50	5.11	5.59	6.28
9.00	4.30	4.86	5.28	6.02
10.00	4.07	4.62	5.01	5.77
11.00	3.83	4.36	4.74	5.52
12.00	3.60	4.11	4.45	5.49
13.00	3.38	3.87	4.16	5.24
14.00	3.18	3.64	3.89	5.00
15.00	2.97	3.41	3.60	4.75
16.00	2.77	3.18	3.32	4.47
17.00	2.57	2.97	3.06	4.23
18.00	2.38	2.74	2.78	3.98
19.00	2.20	2.53	2.54	3.76
20.00	2.02	2.30	2.27	3.50
21.00	1.86	2.10	2.03	3.26
22.00	1.69	1.91	1.81	3.02
23.00	1.53	1.72	1.60	2.76
24.00	1.39	1.54	1.41	2.55
25.00	1.24	1.38	1.23	2.34
26.00	1.11	1.21	1.07	2.13
27.00	0.98	1.08	0.92	1.92
28.00	0.87	0.94	0.79	1.74
29.00	0.77	0.82	0.68	1.55
30.00	0.67	0.72	0.57	1.38
31.00	0.59	0.62	0.48	1.23
32.00	0.52	0.54	0.41	1.08
33.00	0.45	0.46	0.34	0.94
34.00	0.40	0.40	0.29	0.82
35.00	0.35	0.35	0.25	0.71
36.00	0.31	0.31	0.21	0.61
37.00	0.27	0.26	0.19	0.53
38.00	0.24	0.24		0.46
39.00	0.22	0.21		0.39
40.00	0.20			0.33
41.00				0.29
42.00				0.25
43.00				0.22
44.00				0.20

Tabela C.7 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (470^o dia – 09.01.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.80	6.50	6.57	6.68
1.00	6.23	6.39	6.33	6.40
2.00	6.03	6.16	6.12	6.10
3.00	5.83	5.90	5.88	5.80
4.00	5.56	5.66	5.67	5.56
5.00	5.33	5.37	5.44	5.28
6.00	5.10	5.10	5.20	5.00
7.00	4.86	4.83	4.97	4.71
8.00	4.63	4.57	4.75	4.44
9.00	4.41	4.31	4.50	4.14
10.00	4.18	4.04	4.28	3.88
11.00	3.98	3.78	4.04	3.60
12.00	3.77	3.54	3.82	3.34
13.00	3.55	3.27	3.58	3.08
14.00	3.33	3.02	3.36	2.82
15.00	3.14	2.79	3.15	2.57
16.00	2.93	2.55	2.92	2.33
17.00	2.74	2.32	2.71	2.10
18.00	2.54	2.09	2.51	1.87
19.00	2.34	1.89	2.30	1.66
20.00	2.22	1.69	2.11	1.45
21.00	2.02	1.50	1.92	1.27
22.00	1.87	1.32	1.75	1.10
23.00	1.69	1.16	1.57	0.94
24.00	1.52	1.00	1.40	0.80
25.00	1.37	0.86	1.26	0.66
26.00	1.22	0.74	1.11	0.55
27.00	1.07	0.63	0.98	0.46
28.00	0.95	0.53	0.87	0.38
29.00	0.83	0.45	0.75	
30.00	0.72	0.38	0.66	
31.00	0.61		0.57	
32.00	0.53		0.50	
33.00	0.45		0.43	
34.00	0.40			

Tabela C.8 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (498^o dia – 06.02.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.67	8.66	7.16	7.06
1.00	6.45	8.45	6.99	6.92
2.00	6.16	8.25	6.44	6.81
3.00	5.88	7.94	6.09	6.69
4.00	5.68	7.75	5.78	6.55
5.00	5.48	7.50	5.42	6.44
6.00	5.26	7.30	5.32	6.23
7.00	5.07	7.00	4.99	6.14
8.00	4.88	6.81	4.45	5.99
9.00	4.69	6.59	4.07	5.90
10.00	4.49	6.33	4.04	5.75
11.00	4.33	6.10	3.87	5.59
12.00	4.14	5.87	3.71	5.43
13.00	3.97	5.61	3.56	5.34
14.00	3.80	5.40	3.32	5.20
15.00	3.63	5.17	3.21	5.08
16.00	3.47	4.93	3.05	4.90
17.00	3.29	4.71	2.88	4.75
18.00	3.15	4.49	2.72	4.63
19.00	2.98	4.27	2.56	4.49
20.00	2.83	4.04	2.42	4.35
21.00	2.68	3.80	2.27	4.20
22.00	2.55	3.58	2.12	4.07
23.00	2.40	3.35	1.98	3.92
24.00	2.25	3.14	1.83	3.78
25.00	2.09	2.91	1.69	3.63
26.00	1.96	2.70	1.54	3.48
27.00	1.83	2.49	1.41	3.33
28.00	1.69	2.28	1.27	3.17
29.00	1.55	2.08	1.13	3.04
30.00	1.43	1.88	1.01	2.90
31.00	1.30	1.69	0.89	2.76
32.00	1.18	1.51	0.78	2.63
33.00	1.06	1.34	0.67	2.48
34.00	0.95	1.20	0.57	2.34
35.00	0.86	1.05		2.20
36.00	0.75	0.93		2.08
37.00	0.66	0.82		1.94
38.00		0.71		1.81
39.00		0.62		1.67
40.00				1.54
41.00				1.43
42.00				1.30
43.00				1.18
44.00				1.05
45.00				0.94
46.00				0.84
47.00				0.73
48.00				0.63

Tabela C.9 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário (498^o dia – 06.02.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	5.93	6.40	7.57	5.48
1.00	5.53	6.20	7.32	5.21
2.00	5.13	5.91	6.94	4.73
3.00	4.70	5.63	6.58	4.25
4.00	4.38	5.35	6.19	3.76
5.00	4.00	5.07	5.82	3.25
6.00	3.65	4.80	5.48	2.80
7.00	3.35	4.56	5.08	2.37
8.00	3.07	4.29	4.73	1.94
9.00	2.75	4.02	4.33	1.53
10.00	2.47	3.76	3.97	1.16
11.00	2.20	3.51	3.62	0.83
12.00	1.92	3.25	3.28	0.53
13.00	1.65	3.00	2.92	0.41
14.00	1.39	2.75	2.59	
15.00	1.14	2.51	2.27	
16.00	0.92	2.26	1.95	
17.00	0.77	2.03	1.65	
18.00	0.77	1.80	1.38	
19.00		1.59	1.14	
20.00		1.40	0.96	
21.00		1.20	0.79	
22.00		1.04	0.70	
23.00		0.90	0.72	
24.00		0.76		
25.00		0.67		
		0.67		

Tabela C.10 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (506^o dia – 14.03.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.53	6.76	7.60	7.55
1.00	6.32	6.44	7.58	7.40
2.00	6.09	6.18	7.48	7.25
3.00	5.85	5.85	7.35	7.00
4.00	5.63	5.58	7.20	6.92
5.00	5.40	5.29	7.10	6.70
6.00	5.18	5.00	6.99	6.52
7.00	4.97	4.72	6.87	6.32
8.00	4.76	4.44		6.16
9.00	4.53	4.19	6.65	5.98
10.00	4.33	3.91	6.56	5.78
11.00	4.11	3.63	6.42	5.60
12.00	3.90	3.37	6.30	5.40
13.00	3.70	3.11	6.20	5.18
14.00	3.49	2.85	6.07	4.99
15.00	3.28	2.60	5.94	4.82
16.00	3.07	2.35	5.83	4.60
17.00	2.86	2.10	5.76	4.44
18.00	2.64	1.86	5.63	4.25
19.00	2.45	1.64	5.52	4.04
20.00	2.27	1.41	5.43	3.85
21.00	2.08	1.20	5.31	3.65
22.00	1.88	1.01	5.18	3.47
23.00	1.69	0.82	5.09	3.27
24.00	1.52	0.66	4.98	3.09
25.00	1.34	0.52	4.87	2.91
26.00	1.18	0.40	4.75	2.73
27.00	1.02	0.33	4.64	2.54
28.00	0.87		4.52	2.37
29.00	0.73		4.42	2.19
30.00	0.61		4.31	2.02
31.00	0.50		4.20	1.85
32.00	0.41		4.09	1.69
33.00			3.95	1.51
34.00			3.85	1.36
35.00			3.73	1.20
36.00			3.66	1.06
37.00			3.55	0.93
38.00			3.44	0.81
39.00			3.33	0.69
40.00			3.23	0.59
41.00			3.14	0.50
42.00			3.04	
43.00			2.95	
44.00			2.84	
45.00			2.74	
46.00			2.63	
47.00			2.54	
48.00			2.45	
49.00			2.35	
50.00			2.25	
51.00			2.16	
52.00			2.06	
53.00			1.96	
54.00			1.88	
55.00			1.78	
56.00			1.70	
57.00			1.62	
58.00			1.53	
59.00			1.44	
60.00			1.35	
61.00			1.28	
62.00			1.20	
63.00			1.13	
64.00			1.05	

Tabela C.11 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário anaeróbio (506^o dia – 14.03.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	6.00	6.37	7.66	7.36
1.00		6.14	7.40	7.12
2.00	5.10	5.89	7.08	6.81
3.00	4.68	5.64	6.79	6.50
4.00	4.26	5.41	6.51	6.19
5.00	3.87	5.16	6.24	5.84
6.00	3.47	4.89	5.99	5.54
7.00	3.05	4.68	5.70	5.22
8.00	2.71	4.44	5.45	4.88
9.00	2.36	4.21	5.18	4.46
10.00	2.02	3.99	4.94	4.25
11.00	1.72	3.75	4.68	3.93
12.00	1.41	3.52	4.43	3.63
13.00	1.15	3.30	4.17	3.33
14.00	0.93	3.06	3.92	3.02
15.00	0.74	2.83	3.67	2.70
16.00	0.60	2.60	3.44	2.42
17.00	0.57	2.39	3.19	2.12
18.00	0.57	2.18	2.96	1.83
19.00	0.57	1.97	2.71	1.57
20.00		1.78	2.48	1.32
21.00		1.57	2.24	1.06
22.00		1.38	2.00	0.84
23.00		1.22	1.79	0.64
24.00		1.04	1.58	0.49
25.00		0.90	1.36	0.36
26.00		0.76	1.17	0.27
27.00		0.65	0.97	
28.00		0.56	0.79	
29.00		0.49	0.64	
30.00		0.47	0.49	
31.00			0.39	

Tabela C.12 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato efluente do reator anaeróbio (545º dia – 25.03.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	7.49	7.38		
1.00	7.35	7.27		
2.00	7.21	7.19		
3.00	7.10	7.09		
4.00	6.98	6.98		
5.00	6.83	6.85		
6.00	6.72	6.74		
7.00	6.62	6.68		
8.00	6.51	6.55		
9.00	6.40	6.46		
10.00	6.30	6.35		
11.00	6.19	6.24		
12.00	6.10	6.13		
13.00	5.96	6.03		
14.00	5.86	5.91		
15.00	5.76	5.82		
16.00	5.63	5.70		
17.00	5.54	5.61		
18.00	5.44	5.50		
19.00	5.34	5.39		
20.00	5.22	5.29		
21.00	5.10	5.19		
22.00	5.01	5.10		
23.00	4.90	4.99		
24.00	4.77	4.87		
25.00	4.68	4.77		
26.00	4.56	4.68		
27.00	4.47	4.57		
28.00	4.35	4.47		
29.00	4.24	4.36		
30.00	4.15	4.27		
31.00	4.05	4.18		
32.00	3.93	4.08		
33.00	3.83	3.97		
34.00	3.72	3.86		
35.00	3.64	3.77		
36.00	3.50	3.67		
37.00	3.41	3.56		
38.00	3.29	3.46		
39.00	3.20	3.36		
40.00	3.08	3.26		
41.00	2.98	3.17		
42.00	2.89	3.08		
43.00	2.77	2.97		
44.00	2.68	2.86		
45.00	2.57	2.77		
46.00	2.47	2.68		
47.00	2.36	2.59		
48.00	2.26	2.48		
49.00	2.17	2.38		
50.00	2.07	2.30		
51.00	1.97	2.20		
52.00	1.87	2.11		
53.00	1.78	2.01		
54.00	1.70	1.93		
55.00	1.60	1.86		
56.00	1.51	1.76		
57.00	1.43	1.68		
58.00	1.35	1.58		
59.00	1.28	1.52		
60.00	1.20	1.44		
	1.12	1.36		
		1.31		
		1.24		
		1.20		
		1.10		

Tabela C.13 – Concentrações de oxigênio em função do tempo no ensaio de avaliação do teste de consumo de oxigênio utilizando como substrato esgoto sanitário anaeróbio (545º dia – 25.03.98)

tempo	C1	C2	C3	C4
0.00	7.64	7.10	8.20	7.65
1.00	7.46	6.86	7.99	7.41
2.00	7.23	6.63	7.76	7.10
3.00	7.03	6.35	7.45	6.91
4.00	6.82	6.09	6.98	6.69
5.00	6.70	5.85	6.76	6.48
6.00	6.46	5.62	6.49	6.28
7.00	6.31	5.36	6.24	6.05
8.00	6.00	5.11	5.98	5.88
9.00	5.90	4.87	5.70	5.66
10.00	5.66	4.60	5.45	5.44
11.00	5.48	4.36	5.21	5.24
12.00	5.28	4.09	4.94	5.04
13.00	5.09	3.85	4.68	4.80
14.00	4.90	3.59	4.43	4.60
15.00	4.69	3.35	4.18	4.40
16.00	4.48	3.07	3.92	4.22
17.00	4.28	2.83	3.66	3.95
18.00	4.09	2.56	3.39	3.76
19.00	3.89	2.33	3.13	3.54
20.00	3.73	2.06	2.89	3.32
21.00	3.52	1.81	2.62	3.11
22.00	3.33	1.57	2.37	2.90
23.00	3.11	1.35	2.13	2.69
24.00	2.91	1.13	1.88	2.48
25.00	2.68	0.94	1.63	2.27
26.00	2.49	0.75	1.40	2.06
27.00	2.27	0.64	1.17	1.84
28.00	2.06	0.59	0.96	1.64
29.00	1.86	0.58	0.77	1.46
30.00	1.66	0.57	0.62	1.26
31.00	1.47		0.57	1.08
32.00	1.27			0.89
33.00	1.08			0.70
34.00	0.91			0.56
35.00	0.77			
36.00	0.61			

Tabela C.14 – Valores das taxas de consumo de oxigênio e das taxas específicas de consumo de oxigênio das câmaras do reator e média das taxas das quatro câmaras

Data	Substrato	câmara	TCO	TCO	SSV	TCO _{esp.}	TCO _{esp.}	
			mg O ₂ /L min.	mg O ₂ /L h		mg O ₂ /mg SSV h	g O ₂ /kg SSV h	
09.07.97	Esgoto sanitário (286º dia)	C1	0,210	12,60	443	0,028	28,4	
		C2	0,219	13,14	632	0,021	20,8	
		C3	0,188	11,28	349	0,032	32,3	
		C4	0,207	12,42	455	0,027	27,3	
			Média		12,36		Média	27,2
			Desv. Pad.		0,78		Desv. Pad.	4,8
14.11.97 (414º dia)	Efluente do reator anaeróbio	C1	0,327	19,62	214	0,092	91,7	
		C2	0,238	14,28	198	0,072	72,1	
		C3	0,204	12,24	166	0,074	73,7	
		C4	0,223	13,38	179	0,075	74,7	
			Média		14,88		Média	78,1
			Desv. Pad.		3,27		Desv. Pad.	9,1
	Esgoto sanitário	C1	0,560	33,60	261	0,129	128,7	
		C2	0,570	34,20	245	0,140	139,6	
		C3	0,549	32,94	213	0,155	154,6	
		C4	0,618	37,08	226	0,164	164,1	
			Média		34,46		Média	146,8
			Desv. Pad.		1,82		Desv. Pad.	15,7
	01.12.97 (431º dia)	Efluente do reator anaeróbio	C1	0,241	14,46	206	0,070	70,2
			C2	0,110	6,60	146	0,045	45,2
C3			0,128	7,68	166	0,046	46,3	
C4			0,175	10,50	149	0,070	70,5	
			Média		9,81		Média	58,0
			Desv. Pad.		3,51		Desv. Pad.	14,2
Esgoto sanitário		C1	0,518	31,08	280	0,111	111,0	
		C2	0,375	22,50	220	0,102	102,3	
		C3	0,393	23,58	240	0,098	98,3	
		C4	0,416	24,96	223	0,112	111,9	
			Média		25,53		Média	105,9
			Desv. Pad.		3,83		Desv. Pad.	6,7
09.01.98 (470º dia)		Efluente do reator anaeróbio	C1	0,211	12,66	111	0,114	114,1
			C2	0,230	13,80	135	0,102	102,2
	C3		0,271	16,26	109	0,149	149,2	
	C4		0,239	14,34	287	0,050	50,0	
			Média		14,27		Média	103,9
			Desv. Pad.		1,50		Desv. Pad.	41,1
	Esgoto sanitário	C1	0,205	12,30	125	0,098	98,4	
		C2	0,251	15,06	149	0,101	101,1	
		C3	0,221	13,26	123	0,108	107,8	
		C4	0,264	15,84	301	0,053	52,6	
			Média		14,12		Média	90,0
			Desv. Pad.		1,62		Desv. Pad.	25,2
	06.02.98 (498º dia)	Efluente do reator anaeróbio	C1	0,164	9,84	171	0,058	57,5
			C2	0,221	13,26	127	0,104	104,4
C3			0,179	10,74	166	0,065	64,7	
C4			0,143	8,58	125	0,069	68,6	
			Média		10,61		Média	73,8
			Desv. Pad.		1,98		Desv. Pad.	20,9
Esgoto sanitário		C1	0,317	19,02	214	0,089	88,9	
		C2	0,254	15,24	171	0,089	89,1	
		C3	0,353	21,18	209	0,101	101,3	
		C4	0,471	28,26	168	0,168	168,2	
			Média		20,93		Média	111,9
			Desv. Pad.		5,47		Desv. Pad.	38,0

Continuação:

Tabela C.14 – Valores das taxas de consumo de oxigênio e das taxas específicas de consumo de oxigênio das câmaras do reator e média das taxas das quatro câmaras

Data	Substrato	câmara	TCO mg O ₂ / L min.	TCO mg O ₂ /L h	SSV mg/L	TCO _{esp.} mg O ₂ /mg SSV h	TCO _{esp.} g O ₂ /kg SSV h	
14.03.98 (506º dia)	Efluente do reator anaeróbico	C1	0,207	12,42	224	0,055	55,4	
		C2	0,264	15,84	292	0,054	54,2	
		C3	0,104	6,24	116	0,054	53,8	
		C4	0,187	11,22	260	0,043	43,2	
			Média	11,43		Média	51,7	
			Desv. Pad.	3,98		Desv. Pad.	5,7	
	Esgoto sanitário	C1	0,378	22,68	340	0,067	66,7	
		C2	0,228	13,68	208	0,066	65,8	
		C3	0,243	14,58	228	0,064	63,9	
		C4	0,305	18,30	276	0,066	66,3	
			Média	17,31		Média	65,7	
			Desv. Pad.	4,10		Desv. Pad.	1,2	
	14.03.98 (545º dia)	Efluente do reator anaeróbico	C1	0,105	6,30	184	0,034	34,2
			C2	0,099	5,94	180	0,033	33,0
			Média	6,12		Média	33,6	
			Desv. Pad.	0,25		Desv. Pad.	0,9	
Esgoto sanitário		C1	0,208	12,48	196	0,064	63,7	
		C2	0,254	15,24	220	0,069	69,3	
		C3	0,257	15,42	208	0,074	74,1	
		C4	0,213	12,78	240	0,053	53,3	
			Média	13,98		Média	65,1	
			Desv. Pad.	1,57		Desv. Pad.	9,0	

Tabela C.15 – Valores de pH do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio, das câmaras do reator aeróbio e do efluente do reator aeróbio

Data	TDH h	temp.op. (dias)	pH						
			afl.	efl. ana.	C1	C2	C3	C4	efl.
22.05.97		238	7,54	7,01	7,28	7,40	7,82	7,32	7,33
22.05.97		238	7,30	7,14	7,36	7,45	7,85	7,33	7,14
23.05.97		239	7,19	7,12	7,34	7,35	7,25	7,19	7,12
24.05.97		240	7,42	7,09	7,44	7,42	7,33	7,21	7,48
25.05.97		241	7,56	7,07	7,56	7,32	7,14	6,94	7,20
25.05.97		241	7,53	7,11	7,18	7,09	6,95	6,37	6,96
26.05.97		242	7,49	7,36	7,19	7,37	7,30	7,11	7,52
26.05.97		242	7,60	7,01	7,41	7,34	7,33	7,09	7,43
27.05.97		243	8,30	7,56	8,14	8,00	8,09	8,11	8,39
29.05.97		245	7,76	7,33	7,71	7,66	7,59	7,65	7,87
30.05.97		246	7,29	7,06	7,05	7,19	6,96	6,95	7,32
31.05.97		247	7,35	7,04	7,25	7,45	7,31	7,05	7,55
01.06.97		248	7,56	7,06	6,96	6,70	6,45	6,02	6,49
01.06.97		248	7,75	7,12	7,37	7,11	6,55	6,00	6,80
02.06.97		249	7,15	6,85	7,01	6,58	6,12	5,50	5,85
03.06.97		250	7,30	6,89	7,30	7,23	7,14	7,13	6,89
04.06.97		251	7,45	6,86	7,25	7,27	7,17	7,17	7,38
06.06.97		253	7,44	7,02	7,26	7,22	6,95	6,50	6,74
07.06.97		254	7,49	6,98	7,05	6,98	6,76	6,09	6,62
08.06.97		255	7,84	7,12	7,04	6,85	6,30	5,33	5,84
09.06.97		256	7,55	7,23	6,99	6,47	6,13	5,72	7,78
10.06.97		257	7,53	7,14	7,24	7,09	6,96	6,55	6,78
12.06.97		259	7,16	6,86	6,44	5,67	5,27	4,72	5,44
13.06.97		260	7,15	6,96	7,13	6,67	5,80	5,19	5,63
14.06.97		261	7,07	7,17	6,86	6,15	5,25	4,75	5,15
15.06.97		262	7,63	6,93	7,01	6,25	5,43	4,89	5,60
17.06.97		264	7,48	7,35	7,77	8,12	8,16	8,04	8,16
18.06.97		265	7,45	6,96	7,32	7,51	7,90	8,06	8,18
19.06.97		266	7,28		7,14	6,92	6,03	5,87	6,02
20.06.97		267	7,29		7,07	6,71	6,13	5,83	6,06
21.06.97		268	7,26		7,16	6,86	6,65	6,35	6,69
22.06.97		269	7,31	6,78	7,11	7,03	6,98	6,96	6,82
23.06.97		270	7,40	7,35	7,46	7,66	7,28	7,15	7,45
24.06.97		271	7,36	7,35	7,00	5,94	5,52	5,17	5,33
25.06.97		272	7,28	7,13	7,18	7,03	6,68	6,21	6,54
26.06.97		273	7,37	7,14	7,26	6,93	6,86	6,74	7,17
30.06.97		277	7,25	7,11	6,91	6,40	5,95	5,43	6,50
01.07.97		278	7,69	7,22	6,53	5,73	5,66	5,02	5,48
02.07.97		279	7,17	7,26	7,46	7,37	7,30	7,14	7,49
03.07.97		280	6,93		7,45	7,48	7,33	7,26	7,60
04.07.97		281	7,29		7,44	7,38	7,31	7,19	7,46
05.07.97		282	7,22		7,24	7,15	7,13	6,90	7,34
06.07.97		283	7,40		7,10	7,07	6,54	6,47	6,99
07.07.97		284	7,33	7,17	6,90	6,80	6,10	5,73	6,26
08.07.97		285	7,01	7,11	7,22	7,14	6,99	6,73	7,18
10.07.97		287	7,22	6,98	7,20	7,06	6,96	5,95	6,48
12.07.97		289	7,54	7,15	7,27	7,17	7,10	6,69	7,13
13.07.97		290	7,60	7,49	7,40	7,24	7,08	6,83	7,22
14.07.97		291	7,40	7,17	7,30	7,29	7,15	7,10	7,49
15.07.97		292	7,51	7,54	7,41	7,24	7,03	7,00	7,56
16.07.97		293			7,22	7,05	6,63	6,57	6,74
19.07.97		296	7,31	7,35	6,58	6,39	6,31	6,02	6,17
19.07.97		296	7,28	7,29	7,06	6,94	6,81	6,64	7,17
20.07.97		297	7,43	7,38	7,16	6,81	6,63	6,54	7,04
21.07.97		298	7,27	7,41	7,27	7,33	7,44	7,52	7,70
22.07.97		299	7,43	7,35	7,19	7,13	6,52		6,53
23.07.97		300	7,42	7,04	7,36	7,34	7,19	7,03	7,30
26.07.97		303	7,48	7,51	7,23	7,16	7,35	7,41	8,18
27.07.97		304	7,61	7,48	7,09	7,02	6,78	6,23	6,84
29.07.97		306	7,43	7,30	7,36	7,35	7,23	7,23	7,69
30.07.97		307	7,42	7,37	7,43	7,17	6,86	6,36	6,64
31.07.97		308	7,38	7,31	7,48	7,21	7,11	7,00	7,55
01.08.97		309	7,26	7,13	7,31	7,15	7,15	7,10	7,37
04.08.97		312	7,37	7,10	7,35	6,87	6,82	5,96	6,22

Continuação:

Tabela C.15 – Valores de pH do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio, das câmaras do reator aeróbio e do efluente do reator aeróbio

Data	TDH h	temp.op. (dias)	pH						
			afl.	efl. ana.	C1	C2	C3	C4	efl.
06.08.97		314	7,45	7,19	7,49	7,35	6,99	6,68	6,50
11.08.97		319	7,66	7,04	7,69	7,64	7,44	7,39	7,70
13.08.97		321		7,23	7,22	7,10	6,65	6,31	6,68
14.08.97		322	7,42		7,49	7,50	7,38		
15.08.97		323	7,51	7,13	7,46	7,43	7,27	7,13	7,55
17.08.97		325	7,20	7,15	7,14	7,04	6,99	6,95	7,33
18.08.97		326	7,21	7,05	7,68	7,72	7,57	7,46	7,58
20.08.97		328	7,34	6,89	7,48	7,44	7,43	7,25	7,59
21.08.97		329	7,24	6,79	7,27	7,17	6,74	7,14	7,43
22.08.97		330	7,28	6,86	6,76	6,92	7,04	7,06	7,63
23.08.97		331	7,49		6,84	6,85	7,01	7,01	7,19
24.08.97		332	7,31	6,62	6,20	5,91	5,54	5,25	5,26
25.08.97		333	7,34		6,88	6,95	6,49	6,41	7,07
26.08.97		334		6,90	7,15	7,01	6,74	6,13	6,53
27.08.97		335	7,12	6,69	7,29	7,47	7,43	7,42	7,41
28.08.97		336	6,46	6,64		6,26	7,06	6,17	7,30
29.08.97		337	7,14	6,76	7,17	7,19	7,20		7,03
30.08.97		338	7,16	6,81	7,17	7,28	7,13	7,04	7,29
31.08.97		339	7,24	6,83	6,92	7,38	7,38	7,38	7,55
01.09.97		340	7,31	6,89	7,20	7,40	7,52	7,44	7,51
02.09.97		341	7,41	6,82	7,43	7,52	7,52	7,19	7,25
03.09.97		342	6,82	7,42	7,32	7,40	7,35	7,20	7,23
04.09.97		343	7,41	6,86	7,41	7,36	7,37	7,18	7,27
05.09.97		344	7,24	6,91	7,30	7,29	7,13	6,85	7,09
06.09.97		345	7,48	6,74	7,25	7,24	7,23		7,15
07.09.97		346			7,18	7,03	6,57	6,12	
07.09.97		346	7,47	6,55	7,18	7,20	7,09	6,73	6,89
08.09.97		347	7,50	6,76	7,10	7,12	6,93	6,80	7,01
09.09.97		348	7,36	6,81	7,32	7,32	7,31	7,16	7,31
11.09.97		350	7,11	6,93	7,33	7,38	7,36	7,31	7,50
11.09.97		350	7,17	6,91	6,37	7,40	7,38	7,31	7,55
12.09.97		351	7,13	6,79	7,14	7,17	7,19	7,06	7,21
13.09.97		352	7,39	6,72	7,18	7,31	7,29	7,20	7,35
14.09.97		353	7,51	6,86	7,30	7,24	7,13	7,04	7,29
16.09.97		355	7,44	6,93	7,41	7,38	7,32	7,30	7,60
17.09.97		356	7,35	6,59	7,37	7,32	7,37	7,19	7,49
18.09.97		357	7,49	6,81	7,32	7,25	7,28	7,19	7,37
19.09.97		358	7,38	6,74	7,41	7,41	7,38	7,29	7,45
20.09.97		359	7,35	6,77	7,34	7,36	7,18	7,20	7,51
21.09.97		360	7,59	6,39	7,34	7,43	7,37	7,28	7,48
21.09.97		360	7,53	6,72	7,45	7,48	7,45	7,35	7,59
22.09.97		361	7,45	6,84	7,37	7,48	7,43		7,50
23.09.97		362		6,58	7,25	7,24	7,01		7,32
25.09.97		364		6,72	7,08	7,11	6,64	6,21	6,53
25.09.97		364	7,11	6,69	7,25	7,26	7,31	7,07	7,12
26.09.97		365	7,44	6,81	7,40	7,38	7,32	7,31	7,37
27.09.97		366	7,48	6,59	7,30	7,30	7,28	7,27	6,59
28.09.97		367	7,36	6,87	7,36	7,34	7,23	7,10	7,24
29.09.97		368	7,35	6,63	7,38	7,35	7,28	7,21	7,41
30.09.97		369	7,09	6,84	7,45	7,40	7,32	7,24	7,56
01.10.97		370	7,40	6,60	7,41	7,45	7,42	7,34	7,48
02.10.97		371	7,54	6,44	7,37	7,36	7,33	7,28	7,55
03.10.97		372	7,20	6,88	7,47	7,49	7,42	7,36	7,53
04.10.97		373	7,55	6,73	7,22	7,03	6,19	5,66	6,60
04.10.97		373	7,53	6,86	7,31	7,34	7,20	7,00	7,20
05.10.97		374	7,00	6,83	7,43	7,44	7,44	7,41	7,59
07.10.97		376	7,34	6,81	7,37	7,37	7,29	7,22	7,32
08.10.97		377	7,30	6,66	7,31	7,34	7,28	7,21	7,36
09.10.97		378	7,19	6,75	7,31	7,24	7,22	7,19	7,35
10.10.97		379	7,18	6,61	7,19	7,20	7,16	7,02	7,27
11.10.97		380	7,07	6,16	7,29	7,22	7,18	7,04	7,34
12.10.97		381	6,94	6,51	7,53	7,25	7,21	7,04	7,21
13.10.97		382	7,27	6,51	6,96	6,91	6,89	6,83	6,94

Continuação:

Tabela C.15 – Valores de pH do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio, das câmaras do reator aeróbio e do efluente do reator aeróbio

Data	TDH h	temp.op. (dias)	pH						
			afl.	efl. ana.	C1	C2	C3	C4	efl.
14.10.97		383	7,30	6,67	7,10	7,16	7,16	7,02	7,20
14.10.97		383			7,21	7,25	7,21		
15.10.97		384		6,39	7,26	7,25	7,26	7,18	7,37
16.10.97		385	7,04	6,57	7,04	6,98	6,90	6,84	7,07
16.10.97		385	7,26	6,67	7,08	7,09	6,95	6,92	7,20
17.10.97		386	7,38	6,76	7,16	7,19	7,07	6,89	7,05
18.10.97		387	7,54	6,66	7,28	7,29	7,29	7,30	7,45
19.10.97		388	7,32	6,75	7,29	7,23	7,10	7,00	7,27
20.10.97		389		6,86	7,40	7,38	7,31	7,20	7,44
21.10.97		390	7,41	6,73	7,34	7,32	7,32	7,28	7,40
22.10.97		391		6,76	7,47	7,51	7,70	7,44	7,52
23.10.97		392	7,52	6,84	7,39	7,41	7,42	7,40	7,54
24.10.97		393	7,54	6,74	7,33	7,32	7,31	7,16	7,37
25.10.97		394	7,41	6,91	7,39	7,34	7,39	7,29	7,50
26.10.97		395	7,64	6,80	7,44	7,28	7,27	7,22	7,48
27.10.97		396	7,28	6,89	7,49	7,46	7,33	7,30	7,46
28.10.97		397	7,53	6,74	7,43	7,43	7,41	7,24	7,41
29.10.97		398	7,46	6,93	7,41	7,46	7,53	7,48	7,63
30.10.97		399	7,35	6,57	7,28	7,27	7,17	6,94	6,98
31.10.97		400	7,35	6,57	7,28	7,27	7,17	6,94	6,98
01.11.97		401		6,85	7,18	7,28	7,18	6,97	7,15
03.11.97		403	7,60	7,01	7,36	7,24	7,17	7,05	7,18
04.11.97		404	7,49	7,04	7,21	7,08	6,99	6,46	6,36
05.11.97		405	7,46	6,86	7,10	7,07	6,61	5,82	6,10
06.11.97		406		6,97	7,04	6,94	6,71	6,13	6,38
07.11.97		407		6,99	7,39	7,39	7,31		7,46
08.11.97		408	7,39	7,00	7,27	7,39	7,40	7,21	7,40
09.11.97		409	7,62	6,91	7,40	7,40	7,40	7,30	7,49
11.11.97		411	7,01	6,76	7,00	6,97	6,90	6,49	6,16
12.11.97		412	7,28	6,70	7,08	6,92	6,92	6,34	6,37
13.11.97		413	7,18	6,56	7,06	7,03	7,00	6,71	7,04
14.11.97		414	7,15	6,71	6,81	6,66	6,63	6,44	6,49
15.11.97		415	7,32	6,69	7,26	7,09	6,86	6,63	6,95
16.11.97		416	6,95	6,54	6,64	6,33	6,04	5,47	5,89
17.11.97		417	7,28	6,59	6,94	6,15	5,77	5,54	5,83
18.11.97		418	7,03	6,79	7,57	7,29	7,26	7,34	7,94
19.11.97		419	7,53	6,77	7,33	7,13	7,07	7,00	7,45
20.11.97		420	7,60	6,78	7,60	7,36	7,28	7,01	6,95
21.11.97		421	7,50	6,84	7,56	7,46	7,25	6,83	7,10
23.11.97		423	7,39	6,76	6,24	5,79	5,76	5,20	5,73
24.11.97		424	7,39	6,82	7,57	7,61	7,79	7,90	8,35
26.11.97		426	7,39	6,76	7,14	6,41	6,02	5,87	6,08
27.11.97		427	7,38	6,71	6,14	5,82	5,74	5,64	6,01
29.11.97		429	7,27	6,57	7,46	7,41	7,13	7,17	7,80
30.11.97		430	7,49	6,77	6,66	5,77	5,76	5,72	6,24
01.12.97			7,35	6,76	5,12	6,74	6,02	5,54	5,03
03.12.97			7,02	6,53	6,80	6,19	6,11	5,60	6,17
04.12.97			7,20	6,81	7,31	7,31	7,30	7,28	7,62
05.12.97			7,27	6,88	6,60	5,49	5,44	5,38	6,01
08.12.97			7,30	6,73	7,59	7,46	7,43	7,08	7,05
09.12.97			7,52	6,84	6,95	6,17	6,16	6,68	7,48
11.12.97			7,30	6,82	7,70	7,45	7,44	7,32	7,60
13.12.97			7,25	6,50	7,35	7,26	7,28	7,10	7,46
14.12.97			7,32	6,49	7,30	7,03	6,97	6,51	6,74
15.12.97			7,30	6,95	7,76	7,62	7,54	7,28	7,29
16.12.97			7,57	6,77	7,44	7,32	7,25	7,09	7,38
17.12.97			7,60	6,40	7,41	7,21	7,20	6,94	7,07
18.12.97			7,27	6,64	7,38	7,36	7,33	7,15	7,32
22.12.97			7,48	6,79	7,42	7,30	7,22	7,07	7,15
23.12.97			7,52	6,80	7,06	6,84	6,71	6,34	6,49
24.12.97			7,43	6,75	7,27	7,12	7,07	6,89	6,97

Continuação:

Tabela C.15 – Valores de pH do afluente bruto, do efluente do reator anaeróbio, das câmaras do reator aeróbio e do efluente do reator aeróbio

Data	TDH h	temp.op. (dias)	pH						
			afl.	efl. ana.	C1	C2	C3	C4	efl.
25.12.97			7,45	6,57	7,37	7,27	7,41	7,31	7,18
26.12.97			7,34	6,83	7,04	6,65	6,29	5,92	6,03
27.12.97			7,37	6,78	7,33	7,25	7,21	7,06	7,19
28.12.97			7,30	6,79	7,10	6,25	6,05	5,46	5,60
29.12.97			7,17	7,00	7,45	7,50	7,66	7,66	7,44
30.12.97			7,28	7,01	7,62	7,67	7,80	7,85	8,20
31.12.97			7,16	6,99	6,97	7,06	7,16	7,28	7,14
31.12.97			7,30	7,00	7,15	7,00	7,06	7,13	7,70
02.01.98			7,22	7,00	7,45	7,50	7,66	7,66	7,44
03.01.98			7,13	6,85	7,10	6,97	6,94	6,90	7,09
05.01.98			7,42	6,74	6,93	6,83	6,65	6,47	6,86
07.01.98			7,57	7,23	7,71	7,73	7,80	7,62	7,14
08.01.98			7,41	6,36	6,98	6,95	6,71	6,34	6,58
09.01.98			7,72	7,17	7,27	7,37	7,45	7,40	7,05
10.01.98			7,47	7,04	7,51	7,33	7,22	7,20	7,51
11.01.98			7,71	7,07	6,64	6,48	5,80	5,33	5,79
13.01.98			7,51	7,11	7,12	7,06	6,96	6,97	7,32
14.01.98			7,56	7,15	7,58	7,44	7,44	7,48	8,05
15.01.98			7,51	7,07	7,25	7,20	7,01	6,99	7,32
16.01.98			7,52	7,09	7,39	7,39	7,31	7,29	7,45
18.01.98			7,39	6,93	7,48	7,50	7,49	7,51	7,95
19.01.98			7,31	6,76	7,42	7,67	7,71	7,53	7,79
20.01.98			7,18	6,84	7,47	7,58	7,65	7,67	7,87
26.01.98			7,62	7,11	7,72	7,75	7,79	7,78	7,86
27.01.98			7,51	7,09	7,54	7,52	7,48	7,48	7,62
28.01.98			7,67	7,16	7,50	7,51	7,51	7,50	7,57
30.01.98			7,50	7,07	7,50	7,51	7,53	7,52	7,63
31.01.98			7,50	7,18	7,67	7,65	7,55	7,50	7,50
01.02.98			7,30	6,85	7,48	7,52	7,58	7,51	7,58
02.02.98			7,31	6,98	7,67	7,64	7,63	7,63	7,80
03.02.98				7,00	7,52	7,57	7,60	7,55	7,66
04.02.98			7,00	6,86	7,34	7,42	7,00	7,00	7,61
05.02.98			7,24	6,77	7,40	7,46	7,50	7,48	7,55
07.12.98			7,32	6,67	7,34	7,42	7,36	7,35	7,43
08.02.98			7,51	6,64	7,45	7,58	7,56	7,53	7,61
09.02.98			7,67	6,96	7,55	7,58	7,59	7,59	7,65
11.02.98			7,31	6,40	7,39	7,42	7,40	7,34	7,54
12.02.98			7,37	6,34	7,31	7,42	7,40	7,33	7,48
13.02.98			7,59	7,00	7,38	7,45	7,25	7,24	7,43
14.02.98			7,26	6,78	7,30	7,34	7,28	7,20	7,25
15.02.98			7,45	6,48	7,27	7,33	7,18	7,17	7,33
16.02.98			7,15	6,46	7,38	7,37	7,32	7,24	7,45
17.02.98				6,85	7,13	7,18	7,16	7,02	7,20
27.02.98			7,29	6,80	7,43	7,49	7,29	7,33	8,00
28.02.98			7,26	6,48	7,27	7,48	7,50	7,41	7,05
01.03.98			7,35	6,43	7,19	7,16	6,95	7,01	7,33
02.03.98			7,39	7,00	7,08	7,17	7,15	6,93	7,17
05.03.98			7,41	6,68	6,89	6,95	6,95	6,57	6,58
06.03.98				6,84	7,49	7,46	7,48	7,45	7,59
07.03.98				6,88	7,29	7,26	7,29	7,25	7,30
08.03.98			7,58	6,84	7,49	7,48	7,23	7,17	7,23
09.03.98			7,55	6,75	7,13	7,13	7,10	6,91	7,05
11.03.98			7,38	6,80	7,32	7,33	7,33	7,23	7,17
12.03.98			7,47	6,93	7,29	7,35	7,28	7,27	7,36
14.03.98			7,29	6,84	7,07	7,06	6,73	6,09	6,22
15.03.98			7,49	6,87	7,31	7,30	7,31	7,33	7,43
16.03.98			7,65	7,12	7,53	7,61	7,65	7,64	7,76
18.03.98			7,36	6,84	6,49	6,38	3,30	3,52	4,00
19.03.98			7,23	6,70	7,56	7,60	7,61	7,76	7,89
21.03.98			7,03	6,54	7,70	7,74	7,67	7,74	7,89
24.03.98			7,43	6,61	7,30	7,32	7,67	7,42	7,48

Tabela C.15 – Valores de oxigênio dissolvido (OD) das câmaras do reator aeróbio o

Data	TDH h	Temp. op. (dias)	OD			
			C1	C2	C3	C4
22.05.97			0,64	2,78	5,7	2,6
22.05.97			0,26	2,95	6,3	3,57
23.05.97			4,5	6,86	2,16	3,22
24.05.97			2,75	3,2	3,39	2,93
25.05.97			2,43	2,78	3,94	3,28
25.05.97			2,85	3,36	7,8	7,63
26.05.97			2,06	5	2,44	1,91
26.05.97			0,19	1,19	1,87	1,01
27.05.97			1,74	1,32	1,27	2,66
29.05.97			1,03	1,02	0,6	2
30.05.97			1,39	3,51	1,74	1,49
31.05.97			1,99	3,95	3,64	1,68
01.06.97			2,53	1,53	2,5	3,9
01.06.97			2,74	2,59	2,83	3,36
02.06.97			1,79	2,12	3,38	4,88
03.06.97			2,73	2,86	2,8	3,43
04.06.97			1,8	1,48	1,5	2,91
06.06.97			1,58	1,72	1,52	1,99
07.06.97			2,34	1,52	2,37	2,32
08.06.97			1,71	2,67	4,28	4,04
09.06.97			2,88	2,55	3,98	4,67
10.06.97			1,41	1,26	1,92	1,8
12.06.97			2,32	5,93	6,99	6,78
13.06.97			3,46	5,99	4,14	4,72
14.06.97			0,62	2,3	5,23	5
15.06.97			7,2	6,26	5,9	5,31
17.06.97			5,27	3,85	6,93	0,74
18.06.97			1,75	2,71	4,72	4,5
19.06.97			3,31	2,5	2,07	2
20.06.97			2,41	3,58	5,29	6,55
21.06.97			4,61	2,46	3,69	1,15
22.06.97			2,43	1,61	2,74	1,89
23.06.97			0,96	5,94	0,76	1,66
24.06.97			4,64	5,61	5,53	7,63
25.06.97			3,2	3,38	1,11	4,66
26.06.97			4,54	3,05	5,76	3,56
30.06.97			6,01	6,15	3,81	6,53
01.07.97			6,07	6,28	6,83	7,25
02.07.97			2,76	4,11	3,85	5,92
03.07.97			2,79	3,59	2,81	3,47
04.07.97			2,97	2,58	1,29	0,47
05.07.97			0,73	0,9	3,23	1,19
06.07.97			0,53	0,88	1,83	1,3
07.07.97			0,69	0,61	3,56	3,78
08.07.97			0,76	0,68	3,69	2,91
10.07.97			2,49	1,4	3,7	1,3
12.07.97			2,17	1,62	2,03	0,95
13.07.97			2,89	0,37	0,8	0,5
14.07.97			0,9	3,19	0,81	1,25
15.07.97			1	3,07	1,93	0,37
16.07.97			0,47	2,83		1,15
19.07.97			0,8	3,36	5	4
19.07.97			2,2	0,7	3,86	4,77
20.07.97			3,44	3,24	1,25	4,45
21.07.97			0,88	1,57	1,38	2,69
22.07.97			1,86	2,19	0,82	
23.07.97			0,5	1,36	2,18	0,85
26.07.97			1,28	2,86	3,66	2,62
27.07.97			1,42	0,6	1,58	2,36
29.07.97			0,73	2,32	1,2	2,86
30.07.97			1,52	1,53	2,41	3,96
31.07.97			1,29	1,6	0,9	2,22
01.08.97			1,35	1,8	0,94	0,86
04.08.97			3,86	3,31	4,95	8,2

Continuação:

Tabela C.15 – Valores de oxigênio dissolvido (OD) das câmaras do reator aeróbio o

Data	TDH h	Temp. op. (dias)	OD			
			C1	C2	C3	C4
06.08.97			0,85	1,93	2,06	4
11.08.97			1,12	1,81	1,7	3,48
13.08.97			1,3	2,2	1,34	5,15
14.08.97			0,95	5,6	3,14	1,3
15.08.97			1,1	2,15	2,97	1,78
17.08.97			1,2	1,6	1,15	0,81
18.08.97			3,12	5,84	3,99	2,93
20.08.97			1,63	4,02	3,08	4,3
21.08.97			3,6	1,92	2,21	4,15
22.08.97			2,57	4,39	6,53	6,85
23.08.97			2,95	1,08	2,76	3,86
24.08.97			3,6	6,85	8,18	
25.08.97			7,9	4,88	5,92	
26.08.97			4	1,52	3,91	0,87
27.08.97			1,88	3,94	3,37	4,68
28.08.97				5,82	6,72	4,9
29.08.97			2,45	1,75	9,3	3,01
30.08.97			3,1	7,22	5,69	3,64
31.08.97			0,46	4,76	0,97	3,25
01.09.97			0,49	0,79	2,99	1,55
02.09.97			1,8	5,46	7	5,51
03.09.97			1,43	3	3,66	4,63
04.09.97			5,1	2,18	2,06	2,27
05.09.97			2,01	5,45	4,81	6,09
06.09.97			3,42	1,87	6,6	5,59
07.09.97			3,22		4,56	
07.09.97			5,7	3,19	6,98	6,96
08.09.97			1,77	2	7,88	9
09.09.97			2,63	1,28	5,07	6,66
11.09.97			3,15	4,92	2,44	1,61
11.09.97			1,44	1,23	2,6	4
12.09.97			3,13	5,45	7	6,96
13.09.97			1,23	3,58	2,9	2,92
14.09.97			5,8	3,09	2,64	1,71
16.09.97			4,13	4,48	4,48	3,31
17.09.97			3,75	3,56	5,76	2,97
18.09.97			2,59	2,46	3,28	3,81
19.09.97			2,16	2,2	3,35	3,88
20.09.97			2,3	3,06	4,27	1,96
21.09.97			1,02	2,73	3,91	1,82
21.09.97			8,32	2,56	3,82	2,86
22.09.97			1,12	3,34	5,21	
25.09.97			6,59	8,73	4,03	5,53
25.09.97			2,36	3,78	8	8
26.09.97			4,7	5,07	2,18	7,96
27.09.97			5,39	4,95	4,67	5,48
28.09.97			3,85	5,06	4,83	4,1
29.09.97			4,79	5,9	4,16	3,47
30.09.97			4,63	3,49	3,32	2,97
01.10.97			2,15	5,95	6,13	4,5
02.10.97			1,55	4,91	2,54	4,56
03.10.97			4,69	8,33	4,17	3,46
04.10.97			0,78	8,85	9,85	
04.10.97			0,96	1,86	5,44	6,31
05.10.97			4,37	1,88	3,52	4,43
07.10.97			5,99	4,75	1,84	3,46
08.10.97			3,98	3,32	2,59	2,56
09.10.97			3,57	1,78	2,14	2,36
10.10.97			3,14	2,42	1,98	2,25
11.10.97			5,03	2,21	1,31	2,51
12.10.97			6,65	3,32	3,83	4,65
13.10.97			1,55	2,82	1,56	7,09
14.10.97			0,48	1,95	3,09	3,5
14.10.97			3,32	0,78	2,38	2,42

Continuação:

Tabela C.15 – Valores de oxigênio dissolvido (OD) das câmaras do reator aeróbio

Data	TDH h	Temp. op. (dias)	OD			
			C1	C2	C3	C4
15.10.97			3,53	1,34	3,76	2,39
16.10.97			2,12	4,53	3,72	2,48
16.10.97			0,78	3,83	1,58	4,12
17.10.97			5,43	7,92	7,76	5,07
18.10.97			3,42	4,29	6,79	9,43
19.10.97			4,59	5,47	2,43	5,3
20.10.97			5,43	2,23	5,45	5,67
21.10.97			3,47	1,54	4,46	5,81
22.10.97			2,63	2,61	4,37	6,54
23.10.97			2,14	1,48	3,78	3,92
24.10.97			5,36	8,34	8,43	3,12
25.10.97			0,77	2,66	5,78	3,91
26.10.97			5,86	4,91	3,22	2,69
27.10.97			3,63	4,77	1,96	2,96
28.10.97			5,47	7,21	7,58	2,22
29.10.97			0,81	2,94	6,34	5,4
30.10.97			3,13	2,65	3,2	4,61
31.10.97			4,39	2,26	4,1	5,11
01.11.97						
03.11.97			7,09	3,36	5,92	
04.11.97			6,14	3,02	2,15	5,36
05.11.97			4,45	3	1,66	9
06.11.97			6,02	3,08	2,6	7,64
07.11.97			0,81	1,55	6,9	4,57
08.11.97			1,12	3,73	9,4	5,06
09.11.97			0,87	5,64	9	6,5
11.11.97			2,53	1,53	4,81	6,57
12.11.97			0,33	2,13	4,96	4,38
13.11.97			2,98	2,58	2,83	2,88
14.11.97			4,5	5,62	7,14	6,83
15.11.97			5,94	4,01	4,28	3,8
16.11.97			5,57	4,29	5,47	5,95
17.11.97			6	4,05	6,62	6,55
18.11.97			5,3	2,92	4,35	6,58
19.11.97			5,42	2,65	4,25	3,85
20.11.97			4,6	2,96	4,3	5,26
21.11.97			4,99	5,08	5,45	6,02
23.11.97			5,04	5,79	7,4	7,36
24.11.97			4,34	5,2	7,29	7,49
26.11.97			6,28	3,65	6,92	7,14
27.11.97			4,47	6,11	7,43	7,4
29.11.97			5,66	6,21	7,38	7,28
30.11.97			4,5	3,78	6,98	7,35
01.12.97			5,03	3,61	6,39	7
03.12.97			5,56	3,27	6,43	6,98
04.12.97			4,95	6,59	7,3	7,46
05.12.97			4,84	4,16	5,08	6,98
08.12.97			4,45	4,56	6,29	6,04
09.12.97			4,4	5,15	7,53	7,41
11.12.97			3,98	3,2	5,22	4,46
13.12.97			3,99	2,96	5,83	5,2
14.12.97			4,1	2,6	6,1	5,14
15.12.97			5,4	5,1	5,68	4,5
16.12.97			4,5	4,27	5,04	4,24
17.12.97			3,12	2,78	5,56	4,26
18.12.97			5,4	5,26	5,6	4,13
22.12.97			9,59	10,4	9,55	8,91
23.12.97			7,96	7,59	8,21	7,12
24.12.97			10,23	8,89	10,51	8,86
25.12.97			10,32	9,29		9,63
26.12.97			6,12	7,4		9,17
27.12.97			9,8	9,29		7,02
28.12.97						
29.12.97			5,78	5,89	7,09	6,94

Continuação:

Tabela C.15 – Valores de oxigênio dissolvido (OD) das câmaras do reator aeróbio o

Data	TDH h	Temp. op. (dias)	OD			
			C1	C2	C3	C4
30.12.97			3,9	4,79	7,16	6,86
31.12.97			2,78	4,53	6,12	6,66
31.12.97			3,35	2,39	5,2	6,5
02.01.98			5,35	4,98	6,24	5,15
03.01.98			4,37	3,15	4,38	4,67
05.01.98			3,2	3,14	3,6	1,8
07.01.98			3,59	3,8	6,76	4,66
08.01.98			2,58	2,61	2,98	2,4
09.01.98			3,4	3,9	6	2,97
10.01.98			3,09	2,05	2,88	2,26
11.01.98			3,58	3,23	4,14	2,98
13.01.98			4,15	3,2	3,34	2,82
14.01.98			4,26	3	5,25	5,05
15.01.98			3,5	2,92	3,24	2,9
16.01.98			3,99	3,45	4,62	3,38
18.01.98			3,7	3,54	6,14	5,5
19.01.98			3,04	6,46	6,54	3,27
20.01.98			4,45	5,86	6,44	6,59
26.01.98			4,28	4,56	4,85	4,06
27.01.98			4,15	4,48	4,49	4,05
28.01.98			2,93	3,6	4,1	4,15
30.01.98			2,6	3,56	4,24	3,97
31.01.98			4,71	5,06	3,53	3,02
01.02.98			2,2	3,94	4,22	3,12
02.02.98			1,34	2,67	3	4,5
03.02.98			1,16	4,2	4,8	3,57
04.02.98			1,03	2	5,13	4,49
05.02.98			1,02	1,22	2	2,46
07.12.98			1,2	4,32	3,17	
08.02.98			1,17	4,2	4,12	4
09.02.98			0,9	2,07	1,6	4,32
11.02.98			0,71	3,69	2,38	3,2
12.02.98			1	3,45	2,7	3,2
13.02.98			0,6	3,15	2,04	2,8
14.02.98			0,7	2,5	2,15	2,45
15.02.98			2	3,3	2,24	2,54
16.02.98			0,6	2,92	2,14	2,28
17.02.98			0,95	2,7	2,17	2,1
27.02.98			1,15	4,3	4,15	6,43
28.02.98			1,6	4,45	4	4,4
01.03.98			2,5	3,6	2,6	5,3
02.03.98			1	4,9	5,5	4,13
05.03.98			2,3	3,32	4,5	3,91
06.03.98			1,79	2,5	3,2	3,6
07.03.98			1,93	2,5	4,2	4,7
08.03.98			1,74	2,95	3,34	3,5
09.03.98			2,45	4,1	4,72	3,32
11.03.98			2,74	2,9	4,5	4,75
12.03.98			1,9	3,7	3,21	3,2
14.03.98			2,25	3,15	5,64	6
15.03.98			1,6	3,3	5,36	4,6
16.03.98			3,48	5	5,12	4,6
18.03.98			3,9	5,2	7	7
19.03.98			4,62	5,39	6,76	7,39
21.03.98			5,82	5,78	6,5	6,76
24.03.98			6,43	6,02	6,22	6,84

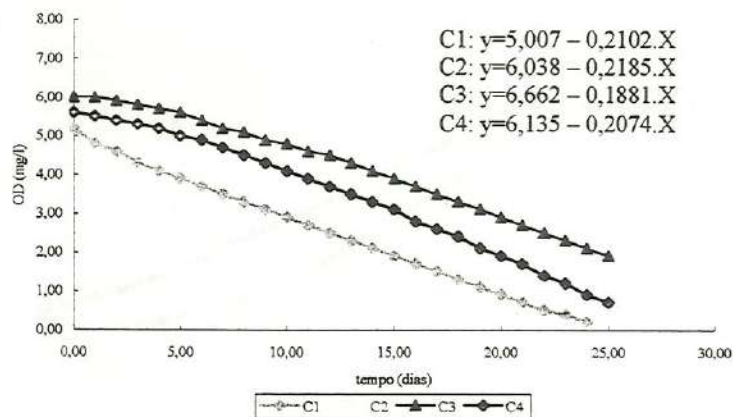


Figura C.1 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (286º dia – 09.07.97)

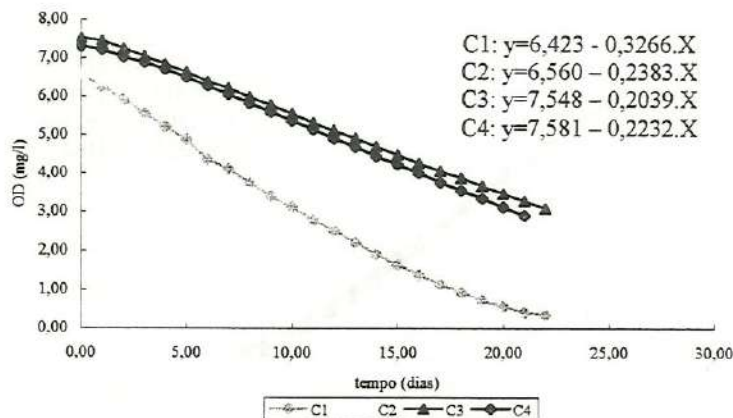


Figura C.2 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio(414º dia – 14.11.97)

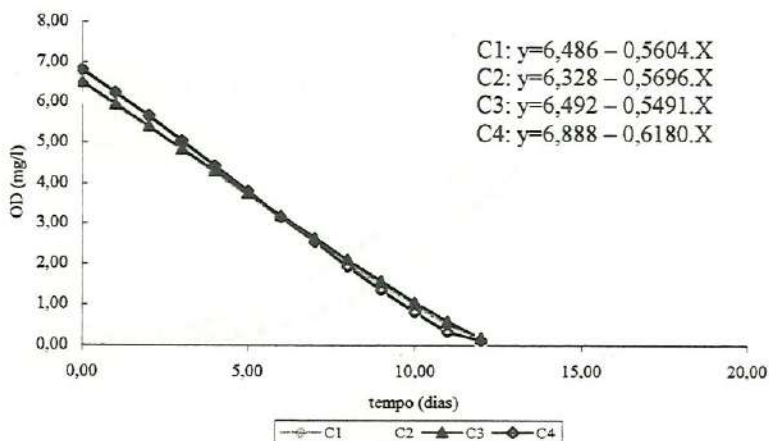


Figura C.3 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (414º dia – 14.11.97)

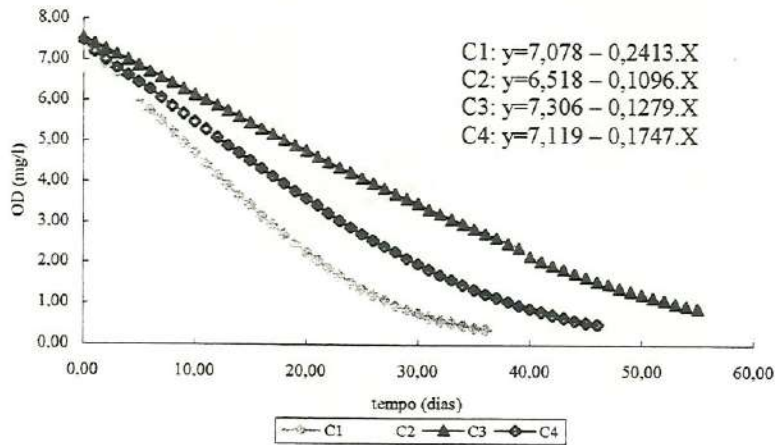


Figura C.4 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio(431^o dia – 01.12.97)

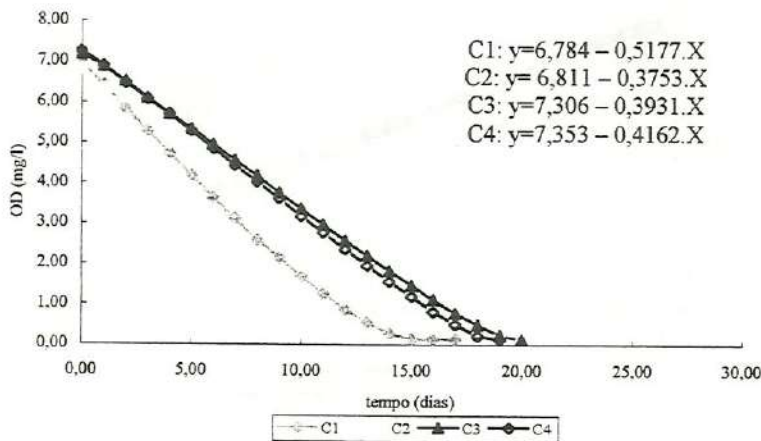


Figura C.5 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (431^o dia – 01.12.97)

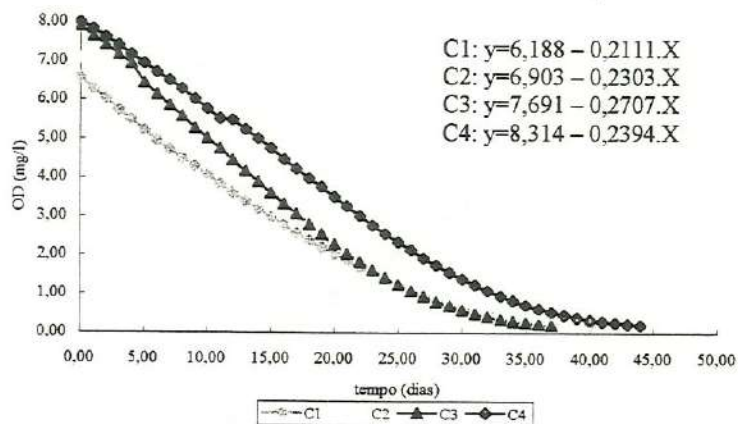


Figura C.6 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio (470^o dia –09.01.98)

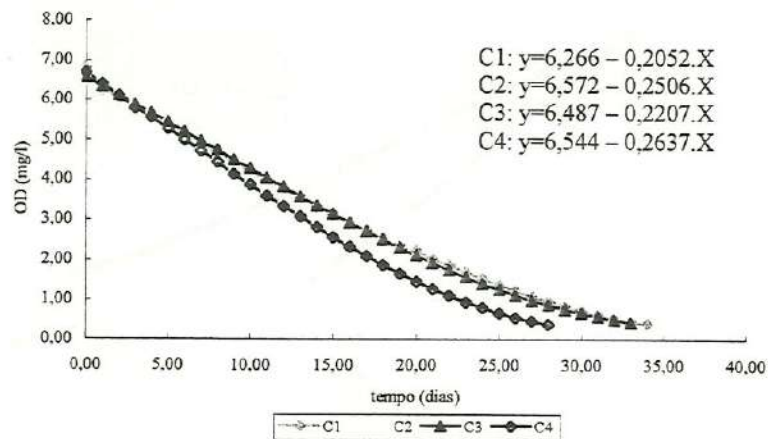


Figura C.7 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (470^o dia –09.01.98)

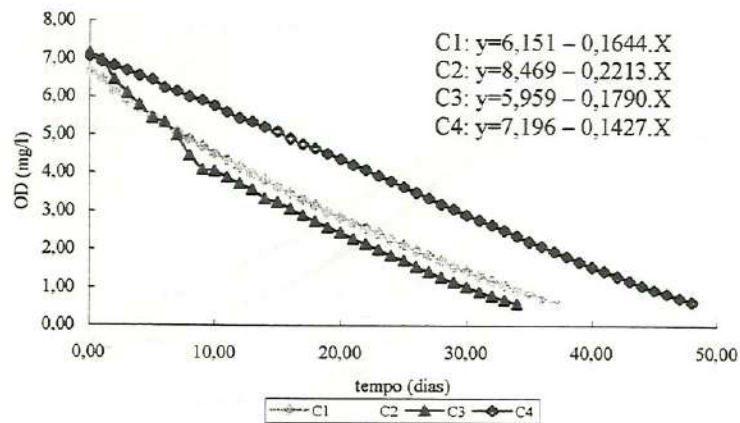


Figura C.8 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbio (498^o dia –06.02.98)

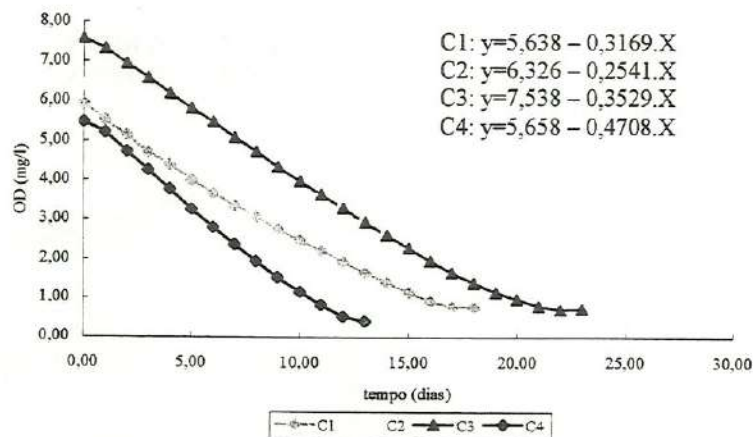


Figura C.9 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (498^o dia –06.02.98)

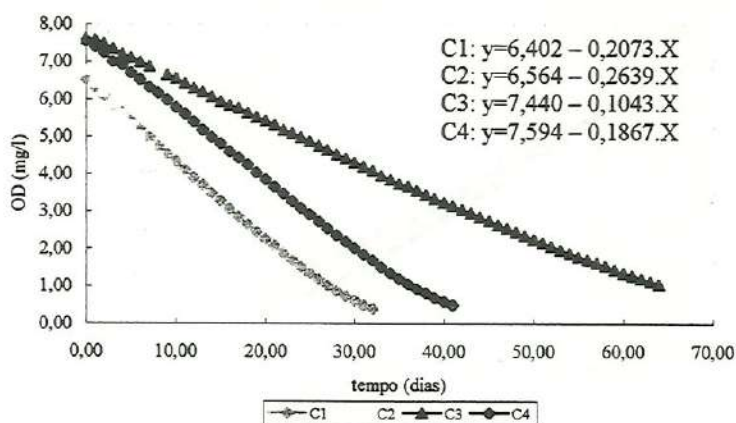


Figura C.10 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbico (506^o dia – 14.03.98)

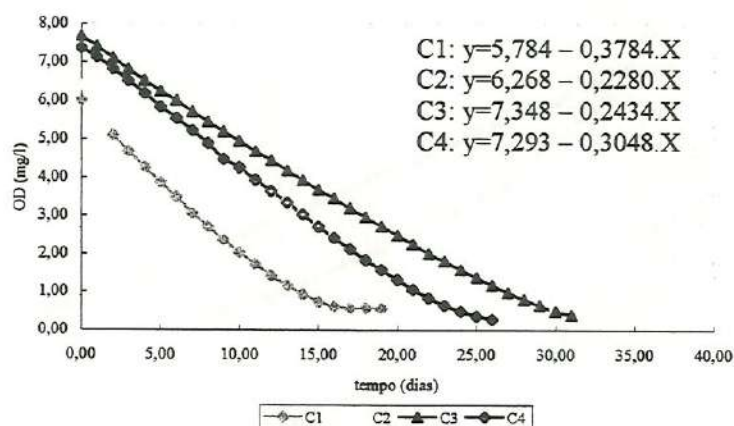


Figura C.11 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (506^o dia – 14.03.98)

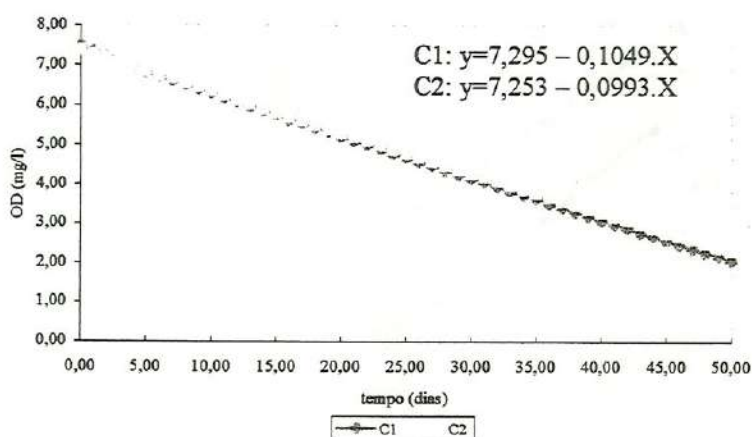


Figura C.12 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato efluente do reator anaeróbico (545^o dia – 25.03.98)

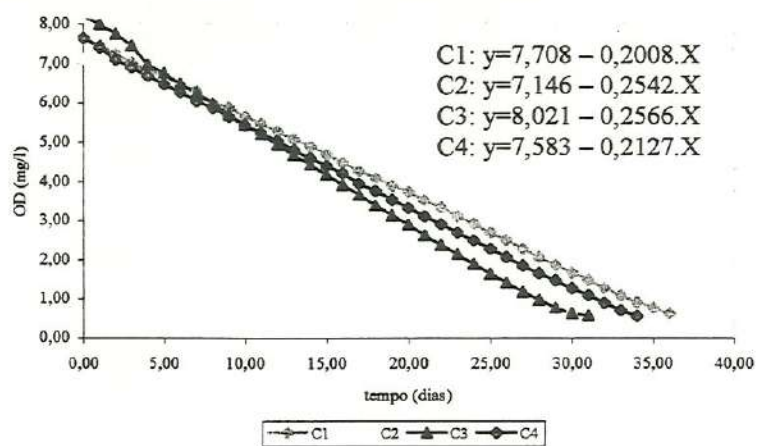


Figura C.13 – Curva da variação de oxigênio em função do tempo, em ensaio para avaliação do consumo de oxigênio da biomassa do reator aeróbio, usando como substrato esgoto sanitário (545º dia –25.03.98)