



Universidade Federal de Pernambuco
Centro de Tecnologia e Geociências
Programa de Pós-Graduação de Engenharia Civil
Área de Concentração em Tecnologia Ambiental e
Recursos Hídricos



Maurício Pimenta Cavalcanti

**UTILIZAÇÃO DE REATORES HÍBRIDOS PARA A REMOÇÃO DE
CARBONO E NITROGÊNIO EM EFLUENTES DOMÉSTICOS**

ORIENTADORES:

Prof^ª Dr^ª Maria de Lourdes Florencio dos Santos (Orientadora)

Prof^ª Dr^ª Sávvia Gavazza dos Santos Pessôa (Co-orientadora)

Recife - PE
Fevereiro/2011

Catálogo na fonte
Bibliotecário Marcos Aurélio Soares da Silva, CRB-4 / 1175

- C376u Cavalcanti, Mauricio Pimenta.
Utilização de reatores híbridos para a remoção de carbono e nitrogênio em efluentes domésticos / Mauricio Pimenta Cavalcanti. - Recife: O Autor, 2011.
xv, 97 folhas, il., gráfs., tabs.
- Orientadora: Profª Drª. Maria de Lourdes F. dos Santos.
Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2011.
Inclui Referências.
1. Engenharia Civil. 2.Reatores Híbridos.
3.Nitrificação. 4.Remoção de Matéria Orgânica. I.Santos, Maria de Lourdes Florêncio dos (orientadora). II. Título.

UTILIZAÇÃO DE REATORES HÍBRIDOS PARA A REMOÇÃO DE CARBONO E NITROGÊNIO EM EFLUENTES DOMÉSTICOS

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade Federal de Pernambuco, em cumprimento às exigências para a obtenção do grau de Doutor em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos.

Área de Concentração: Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

ORIENTADORES:

Prof^ª Dr^ª Maria de Lourdes Florencio dos Santos (Orientadora)

Prof^ª Dr^ª Sávia Gavazza dos Santos Pessoa (Co-orientadora)

Recife - PE
Fevereiro/2011



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

A comissão examinadora da Defesa de Tese de Doutorado

UTILIZAÇÃO DE REATORES HÍBRIDOS PARA A REMOÇÃO DE
CARBONO E NITROGÊNIO EM EFLUENTES DOMÉSTICOS

defendida por

Maurício Pimenta Cavalcanti

Considera o candidato APROVADO

Recife, 28 de fevereiro de 2011

Maria de Lourdes Florencio dos Santos – UFPE
(orientador)

Sávia Gavazza dos Santos Pessôa- CAAUFPE/ UFPE
(co-orientador)

Dib Gebara – DEC/UNESP
(examinador externo)

Neyson Martins Mendonça – DEC/UFPA
(examinador externo)

Cícero Onofre de Andrade Neto– DEC/UFrn
(examinador externo)

Mário Takayuki Kato – UFPE
(examinador interno)

A família e aos amigos.

Agradecimentos

Primeiramente a todos da equipe do PROSAB 5, que me ajudaram muito na realização deste trabalho. Aos colegas e amigos do Laboratório de Saneamento Ambiental, em especial a Jaqueline Cabral, Kenia Barros, Polyana, Marcio, Daniele, Pedro, Victor e Otávio, que trabalharam diretamente comigo.

Ao Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB), edital 5, da UFPE do qual foram obtidos os dados presente neste trabalho.

Ao CNPq – financiador da bolsa de doutorado

À FINEP – Financiadora de Estudos e Projetos e ao CNPq, do Ministério da Ciência e Tecnologia, e à Caixa Econômica Federal, pelos os recursos financeiros do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico na UFPE.

A TIGRE S.A., que forneceu os conduítes para a construção do meio suporte do reator híbrido.

A FIBRA TECNICA, responsável pela construção e implantação dos reatores pilotos.

A COMPESA – Companhia Pernambucana de Saneamento, por ceder o espaço para as instalações experimentais.

Ao LIKA – Laboratório de Imunopatologia Keizo Asami da UFPE por realizar a microscopia eletrônica em seus laboratórios.

Aos orientadores, Lourdinha Florêncio e Sália Gavazza, professor Mário Kato, ao técnico Rafael do LIKA, Ronaldo Fonseca do Laboratório de Saneamento Ambiental, aos colegas do curso de pós-graduação em Engenharia Civil da UFPE, aos estagiários do Laboratório de Saneamento Ambiental e a todas as pessoas que me ajudaram e contribuíram para a realização desta tese.

Sumário

Agradecimentos	v
Lista de Figuras	ix
Lista de Tabelas	xi
Resumo	xiii
Abstract	xv
1. Introdução	1
2. Objetivos	3
2.1 Gerais	3
2.2 Específicos	3
3. Revisão bibliográfica	4
3.1 Generalidades	4
3.2 Tratamento Aeróbio	5
3.2.1 Lodos Ativados	5
3.2.2 Biofiltros Aerados Submersos (BAS)	5
3.3 Tratamento anaeróbio	6
3.3.1 Upflow Anaerobic sludge Blanket - UASB	7
3.3.2 Biofiltros Anaeróbios	7
3.4 Reatores híbridos	8
3.5 Sistemas anaeróbio-aeróbio para tratamento das águas residuárias	9
3.6 Processos para a remoção de nitrogênio	9
3.6.1 Processo convencional (nitrificação-desnitrificação)	10
3.6.2 <i>Single Reactor System For High Ammonia Removal Over Nitrite</i> (SHARON)	16
3.6.3 <i>Anaerobic Ammonium Oxidation</i> (ANAMMOX)	17
3.6.4 <i>Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite</i> (CANON)	19
3.6.5 <i>Oxygen Limited autotrophic Nitrification Denitrification</i> (OLAND)	19
3.6.6 Desnitrificação aeróbia	20
3.6.7 Algumas configurações para remoção de nitrogênio e carbono	21
4. Metodologia	27
4.1 Localização do experimento	27
4.2 Reatores experimentais	27
4.3 Inóculo	29
4.4 Substrato	30
4.5 Fases do experimento	30
4.6 Monitoramento do sistema	31
4.7 Tratamento estatístico	34
4.8 Microscopia eletrônica de varredura	35
5. Resultados e discussão	36
5.1 Caracterização do afluente	36
5.2 Lodo de inoculação	37
5.3 Coliformes fecais e helmintos	38
5.4 Sulfato e fósforo	39
5.5 Temperatura, pH, alcalinidade e AGV	42
5.5 Sólidos	47

5.5 DQO	52
5.6 DBO	61
5.7 Nitrogênio	62
5.8 Perfis dos espaciais dos reatores	74
5.8 Microscopia eletrônica de varredura dos meios suportes	80
6. Conclusões	85
7. Sugestões	86
8. Referências bibliográficas	87

Lista de Siglas e Abreviaturas

ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas

AGV - Ácidos Graxos Voláteis

CAIXA - Caixa Econômica Federal

CAPES - Fundação Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior

CNPq - Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico

COPASA - Companhia de Saneamento de Minas Gerais

CPRH - Companhia Pernambucana de Meio Ambiente

DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO - Demanda Química de Oxigênio

ETE - Estação de Tratamento de Esgotos

FINEP - Financiadora de Estudos e Projetos

IBGE - Fundação Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

pH - Potencial Hidrogeniônico

PROSAB - Programa de Pesquisa em Saneamento Básico

PVC – Polivinilclorado

OD – Oxigênio Dissolvido

SNIS - Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento

SSF - Sólidos Suspensos Fixos

SST - Sólidos Suspensos Totais

SSV - Sólidos Suspensos Voláteis

ST - Sólidos Totais

STF - Sólidos Totais Fixos

STV - Sólidos Suspensos Voláteis

TDH - Tempo de Detenção Hidráulica

UASB - Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)

UFCG - Universidade Federal de Campina Grande

UFPE - Universidade Federal de Pernambuco

Lista de Figuras

Figura 3.1 –	Possível caminho para a nitrificação e desnitrificação. (1) Oxidação do amônio em hidroxilamina. (2, 3) Oxidação da hidroxilamina em nitrito. (4) Nitrito é convertido em nitrato. (5) Durante a desnitrificação o nitrato é reduzido a nitrito, que é por sua vez convertido em sua forma gasosa (6, 7, 8).	17
Figura 3.2 –	Possível caminho da degradação biológica para a oxidação anaeróbica do amônio. (1) Transformação do amônio e hidrazina; (2, 3, 4) Reduções equivalentes derivadas do N_2H_4 e posterior redução a nitrato e gás nitrogênio; (5) Formação de nitrato pode gerar a redutores equivalentes para a formação da biomassa.	18
Figura 3.3 –	Fluxogramas simplificados dos sistemas de tratamento para a remoção de nitrogênio. 1-pré-anóxico; 2-pós-anoxico; 3-bardenpho	22
Figura 4.1 –	ETE Mangueira	27
Figura 4.2 –	Esquema geral dos reatores	28
Figura 4.3 –	Conduítes utilizados como meio suporte para os filtros biológicos. Inteiros (dir.) e cortados (esq.)	29
Figura 4.4 –	Inoculação dos reatores anaeróbios.	29
Figura 4.5 –	Pontos de amostragem	32
Figura 5.1 –	Concentração de SSV no afluente e efluentes ao longo do experimento	48
Figura 5.2 –	Concentração de SSV nos efluentes dos reatores ao longo do experimento	49
Figura 5.3 –	Gráficos “boxplot” de SSV para cada fase do experimento	50
Figura 5.4 –	Concentração de DQO bruta no afluente e efluentes ao longo do experimento	53
Figura 5.5 –	DQO bruta nos efluentes reatores longo do experimento	54
Figura 5.6 –	Gráficos “boxplot” de DQO bruta para cada fase do experimento	55
Figura 5.7 –	Concentração de DQO filtrada no afluente e efluentes ao longo do experimento	56
Figura 5.8 –	DQO filtrada nos efluentes dos reatores durante o experimento	57
Figura 5.9 –	Gráficos “boxplot” de DQO filtrada das 4 fases do experimento	58
Figura 5.10 –	“Boxplot” da concentração da DBO durante as 3 fases de monitoramento	61
Figura 5.11 –	Concentração de NTK no afluente e efluentes ao longo do experimento	64

Figura 5.12 –	Concentração de NTK no efluente dos reatores ao longo do experimento	65
Figura 5.13 –	Concentração de amônia no afluente e efluentes ao longo do experimento	66
Figura 5.14 –	Concentração de amônia no efluente dos reatores ao longo do experimento	67
Figura 5.15 –	Gráficos “boxplot” da concentração amônia para cada fase do experimento	68
Figura 5.16 –	Gráficos “boxplot” da concentração NTK para cada fase do experimento	69
Figura 5.17 –	Teores de nitrato detectados ao longo do período experimental	72
Figura 5.18 –	Teores de nitrito detectados ao longo do período experimental	73
Figura 5.19 –	Concentrações de DQO filtrada ao longo da altura dos reatores	75
Figura 5.20 –	Perfil de STV nos reatores anaeróbios ao longo da altura	76
Figura 5.21 –	Perfil de STV nos reatores aeróbios	77
Figura 5.22 –	Perfil de nitrogênio ao final de cada fase	78
Figura 5.23 –	MEV do reator ANA1 no final da Fase 4	80
Figura 5.24 –	MEV do reator AE1 no final da Fase 4	81
Figura 5.25 –	MEV do reator ANA2 no final da Fase 4	82
Figura 5.26 –	MEV do reator AE2 no final da Fase 4	83

Lista de Tabelas

Tabela 3.1 – Reações da nitritação	11
Tabela 3.2 – Reações da nitratação	11
Tabela 3.3 - Estequiometria da nitrificação	11
Tabela 3.4 – Fatores que influenciam o processo de nitrificação	13
Tabela 3.5 – Processo de desnitrificação e RDNA	14
Tabela 3.6 – Fatores que influenciam o processo de desnitrificação	15
Tabela 3.7 - Equações estequiométricas envolvidas no processo CANON	19
Tabela 3.8 – Estequiometria do processo OLAND	20
Tabela 3.9 – Resumo dos sistemas pesquisados para remoção de nitrogênio	26
Tabela 4.1 - Fases da pesquisa com suas respectivas taxas de recirculação	30
Tabela 4.2 – Velocidades ascensionais (m/h) nos reatores em cada fase do experimento	31
Tabela 4.3 – Período de cada fase	31
Tabela 4.4 – Parâmetros analisado	33
Tabela 4.5 – Resumo dos tratamentos	34
Tabela 5.1 – Caracterização do afluente nas fases 1 e 2	36
Tabela 5.2 – Caracterização do afluente nas fases 3 e 4	37
Tabela 5.3 – Testes de AME (g DQO-CH ₄ /gSSV) realizados ao final de cada fase	38
Tabela 5.4 – Resumo da remoção de helmintos	39
Tabela 5.5 – Concentração de sulfato nos reatores	41
Tabela 5.6 - Concentração de fósforo nos reatores	41
Tabela 5.7 - Temperatura nos reatores	43
Tabela 5.8 - pH nos reatores	43
Tabela 5.9 - Alcalinidade parcial nos reatores	45
Tabela 5.10 - Alcalinidade total nos reatores	45
Tabela 5.11 - AGV nos reatores	46
Tabela 5.12 - Idade do lodo em dias para os reatores anaeróbios até a fase 3	47
Tabela 5.13 - SSV nos reatores durante o experimento	51
Tabela 5.14 – Eficiência média de remoção de DQO durante as fases do experimento	59

Tabela 5.15 - DQO Bruta nos reatores	60
Tabela 5.16 - DQO Filtrada nos reatores	60
Tabela 5.17 - Nitrogênio permitido por pH para rios classe 2	62
Tabela 5.18 - NTK nos reatores	71
Tabela 5.19 - NH_4 nos reatores	71
Tabela 5.20 - Resumo de NO_3^- nos reatores	73
Tabela 5.21 - NO_2^- nos reatores	74
Tabela 5.22 – Porcentagem de nitrato produzida no reator e no filtro	79

Resumo

UTILIZAÇÃO DE REATORES HÍBRIDOS PARA REMOÇÃO DE CARBONO E NITROGÊNIO EM EFLUENTES DOMÉSTICOS

Maurício Pimenta Cavalcanti, Engenheiro Civil; graduado na UFAL, mestre em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos (UFPE), aluno do Programa Pós Graduação em Engenharia Civil Área de Concentração em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos UFPE

Neste trabalho se avaliou a aplicação de reatores híbridos na remoção simultânea de carbono e nitrogênio de esgotos domésticos. Foram utilizados dois conjuntos de reatores formados por reator anaeróbio (UASB + Filtro anaeróbio) e reator aeróbio (Lodos ativados + Biofiltro aerado submerso). O tempo de detenção hidráulico (TDH) dos reatores anaeróbios foi fixado em 8 horas enquanto um reator aeróbio operou com TDH de 8 horas (conjunto 1) e outro com TDH de 4 horas (conjunto 2). O experimento foi dividido em quatro fases, com as seguintes taxas de recirculação 0.0 (fase 1), 0.5 (fase 2), 1 (fase 3) e 2 (fase 4). Com relação à eficiência de remoção de DQO bruta, na fase 1, sem recirculação, os valores obtidos foram de 90% e 85%, para o conjunto 1 e conjunto 2, respectivamente. Na fase 2 as eficiências dos conjuntos 1 e 2 caíram para 84% e 80%, respectivamente. Na fase 3 a eficiência do conjunto 1 caiu para 78% e a do conjunto 2 para 72%. Na fase 4 houve uma melhora na eficiência do conjunto 1 com aumento da eficiência para 84% enquanto que o conjunto 2 continuou na redução da eficiência, que caiu para 62%. Com relação ao nitrogênio, na fase 1 ocorreu o processo de nitrificação (valores médios) e em muitas ocasiões houve a nitrificação total da amônia em AE1 e AE2. Nas fases 2 e 3, com a recirculação de 0.5 e 1.0, respectivamente, foi observada desnitrificação nos reatores anaeróbios sem que houvesse necessidade de aplicação de fonte externa de carbono e, por consequência, houve remoção de amônia do efluente. Entretanto, na fase 4 do experimento, recirculação de 2.0, o processo de nitrificação não ocorreu o que inviabilizou a remoção da amônia em ambos os conjuntos, provavelmente pela alta velocidade ascensional nos reatores. Também foi avaliada a remoção de ovos de helmintos nos reatores e, para esse parâmetro, as fases 1 e 2, apresentaram efluentes com de 1 ovo por litro em ambos os conjuntos. Para as fases subsequentes houve um aumento considerável, mais que 1 viável ovo por litro, em ambos os conjuntos, ficando fora dos padrões adotados pela WHO para o reúso de efluentes. Assim, para remoção de nitrogênio as fases 2 e 3 do conjunto 1 e a fase 2 do conjunto 2 mostram-se como uma alternativa que poderia ser aplicada quando a destinação final do efluente fosse um corpo hídrico. Se o destino final do efluente for o reúso na agricultura, a fase 1 se é uma excelente alternativa, pois a baixa concentração de ovos de helmintos aliado com nitrito e nitrato, que são melhores assimilados pelas plantas do que a amônia, favorecem

a utilização do efluente em diversas culturas, milho como exemplo. Para as demais fases (fase 4 de ambos os conjuntos e fase 3 do conjunto 2) são necessários mais estudos para melhorar a qualidade do efluente.

Palavras chaves: reator híbrido, nitrificação, desnitrificação, remoção de matéria orgânica, ovos de helmintos.

Abstract

USE OF HYBRID REACTOR FOR CARBON AND NITROGEN REMOVAL IN DOMESTIC WASTEWATER

This study evaluated the application of hybrid reactors in simultaneous removal of carbon and nitrogen of domestic sewage. Two sets were used, each set was composed by an anaerobic reactor (UASB + Filter anaerobic reactor) and aerobic reactor (activated sludge + submerged aerated biofilter). The hydraulic detention time (HDT) for the anaerobic reactors was 8 hours and the aerobic reactor of the set 1 was 8 hours and 4 hours for set 2. The experiment was divided in four phases, with different recirculation rates 0,0 (phase 1), 0.5 (phase 2), 1 (phase 3) and 2 (phase 4). The COD removal efficiency in phase 1, without recirculation, were 90% and 85 %, for the set 1 and set 2, respectively. In phase 2, the efficiencies of sets 1 and 2 were 84% and 80 %, respectively. In phase 3 the efficiency of the set 1 was 78%, and set 2 was 72 %. In phase 4 the efficiency of the set 1 was 84% while the set 2 fell to 62 %. For nitrogen, in phase 1 the nitrification process was observed and in many occasions the total nitrification of ammonia in AE1 and AE 2. In phases 2 and 3 the denitrification process were observed, with a recirculation of 0.5 and 1.0 respectively, in both anaerobic reactors. The removal of ammonia from the effluent was observed without an extra source of carbon. Meanwhile, in phase 4 of the experiment, recirculation of 2.0 , the process of nitrification was not observed for the both sets, probably due to the high internal speed of the effluent in the reactors. In this study, it was also evaluated in the removal of helminth eggs in the reactors and, for this parameter, the phases 1 and 2, presented effluents with 1 egg per liter in both sets. For the subsequent stages there was a considerable increase, more than 1 viable egg per liter, in both sets, staying out of the standards adopted by the WHO for the wastewater reuse. Thus, the nitrogen removal at the stages 2 and 3 of the set 1, and the phase 2 of the set 2 shows an alternative that could be applied when the final destination is a water body. If the final destination of the effluent is the agriculture reuse, the phase 1 is an excellent alternative. With the low concentration of helminth eggs ally with nitrite and nitrate, which are better than ammonia to be assimilated by plants, this effluent can be use in various cultures, such as corn. For others phases (phase 4 of both sets and stage 3 of the set 2) further studies are needed to improve the quality of the effluent.

Key-words: hybrid reactor, nitrification, denitrification, organic matter removal, helminth eggs

1. Introdução

A disposição de efluentes domésticos ou industriais, sem tratamento em corpos d'água receptores de efluentes, é um dos principais problemas ambientais brasileiros. Em 2002, o IBGE constatou que somente 25% dos esgotos brasileiros recebem tratamento, e destes apenas 20% recebem o tratamento adequado.

O não tratamento dos efluentes faz com que a concentração de nutrientes aumente consideravelmente nos corpos hídricos receptores de efluentes. O nitrogênio, junto com o fósforo, é dos principais nutrientes responsáveis pela eutrofização que trás diversos problemas para o corpo hídrico, como diminuição da concentração de oxigênio dissolvido no meio, dificuldade de penetração da luz, elevação do pH devido ao aumento da concentração de amônia, diminuição ou desaparecimento da fauna aquática, possível proliferação de algas com toxinas (cianotóxicas).

No site da Agência Nacional de Águas (ANA) cita-se um estudo realizado por Lamparelli (2004) em todas as regiões brasileiras, no qual foram analisados 114 corpos hídricos lânticos, com 79% desses corpos se apresentavam eutrofizados, supereutrofizados ou hipereutrofizados. Também foram analisados nesse estudo corpos lóticos, dos quais 11% dos 950 corpos hídrico estudados apresentavam eutrofizados, supereutrofizados ou hipereutrofizados.

Assim, há uma crescente preocupação para a eliminação dos nutrientes responsáveis por tais processos, principalmente o nitrogênio nos efluentes, com vistas a reduzir a proliferação de algas nos corpos hídricos. A remoção biológica do nitrogênio é convencionalmente obtida pelos processos de nitrificação e desnitrificação, que ocorrem em ambientes aeróbio e anóxico, respectivamente.

Geralmente, as estações de tratamento que fazem a remoção biológica de nitrogênio utilizam três unidades de tratamento distintas: reator anaeróbio, reator aeróbio e reator anóxico, neste tipo de configuração a ocupação de áreas é relativamente grande para sua implantação.

Visando uma otimização nos processos de remoção do nitrogênio, diversas pesquisas buscam soluções mais práticas, econômicas e que melhor se adaptem aos aspectos climáticos e socioeconômicos do Brasil.

Atualmente, esses trabalhos buscam a minimização da energia introduzida no sistema para a aeração, bem como a fonte de carbono necessária ao processo de desnitrificação. Entretanto, estes processos requerem um controle rígido de alguns

parâmetros tais como pH, temperatura e oxigênio dissolvido, necessitando então de mão-de-obra qualificada. Muitas dessas pesquisas encontram-se em escala de laboratório ou piloto.

Dentre os diversos tipos de configurações de reatores que estão sendo desenvolvidas, pode-se destacar a de Costa et. al (2005) que pesquisaram a remoção de DQO e nitrogênio, em esgoto doméstico, utilizando um reator de lodo ativado seqüencial em batelada, cujos resultados mostraram uma eficiência de remoção de DQO de nitrificação e de desnitrificação entre 77% a 89%, 85,9 % a 99.9% e 27,7% a 86%, respectivamente.

Na mesma linha, Koetz et. al (2005) utilizaram um reator UASB seguido por um reator de lodos ativados. Com essa configuração obteve-se uma remoção de DQO e de nitrogênio de 96.9% e de 91.4% respectivamente.

Nesse trabalho propõe-se avaliar o desempenho de sistemas modulares de baixo custo e simples operação para o tratamento de esgotos sanitários compostos por reatores híbridos do tipo UASB+Filtro anaeróbio (UASB+FA_n) seguido de reatores híbridos aeróbios Lodo Ativado+Filtro aeróbio. Tais reatores utilizam lodo suspenso e aderido em meio de suporte (eletroduto), para remoção simultânea de DQO e nitrogênio além da remoção de sólidos suspensos e de helmintos.

2. Objetivos

2.1 Gerais

Avaliar o desempenho de sistemas modulares de tratamento de esgotos sanitários compostos por reatores híbridos anaeróbios (UASB+Filtro Biológico) seguidos por reatores híbridos aeróbios (Lodo Ativado+Filtro Biológico) para remoção simultânea de carbono e nitrogênio.

2.2 Específicos

- Projetar, monitorar e avaliar um sistema integrado para a remoção simultânea de carbono e nitrogênio em reatores híbridos;
- Estabelecer condições operacionais adequadas à remoção simultânea de carbono e nitrogênio;
- Avaliar a eficiência de remoção de sólidos suspensos e ovos de helmintos em sistemas de reatores híbridos;
- Verificar a adequação do efluente para o seu reúso na agricultura.

3. Revisão bibliográfica

3.1 Generalidades

Com a crescente preocupação de preservar o meio ambiente e seus recursos naturais, principalmente as fontes hídricas, tem havido grande investimento na pesquisa sobre o tratamento de águas residuárias. Estas, se não tratadas adequadamente, podem fazer com que toda a fauna e flora do corpo hídrico receptor desapareçam. Mais ainda, pode torná-lo uma fonte de doenças e degradação aos ecossistemas circunvizinhos.

Desde os anos de 1970 observa-se que somente o tratamento secundário dos diversos tipos de águas residuárias é não suficiente para garantir que não haja a poluição das águas superficiais. Viu-se também que as descargas de nutrientes, principalmente nitrogênio e fósforo, em corpos receptores faziam com que houvesse sérios desequilíbrios ecológicos nestes, como por exemplo a eutrofização.

Visando a proteção dos corpos hídricos tornou-se necessário a introdução de um tratamento capaz de remover os nutrientes, tais como nitrogênio e fósforo, além da remoção dos sólidos (primário) e da matéria orgânica (secundário).

No Brasil, avanços significativos nessa área estão sendo dados através do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico- PROSAB (CAMPOS 1999 ;CHERNICHARO, 2001 ;FRANCIS, 2003 ;FLORENCIO, 2005 ;MOTA 2009). Dentre os vários editais lançados, destaca-se o quinto, que teve como principal objetivo a utilização ou a remoção de nutrientes presentes nos esgotos (MOTA e SPERLING, 2009).

Dentre as várias alternativas para o tratamento dessas águas residuárias pode-se destacar os tratamentos biológicos aeróbico, anaeróbico e ainda a combinação do anaeróbico com o aeróbico. Pois, apesar da grande eficiência do tratamento anaeróbico, este ainda necessita de um pós-tratamento para se adequar às legislações cada vez mais restritivas como a resolução 430/2011 do CONAMA (CONAMA, 2011).

3.2 Tratamento Aeróbio

O processo aeróbio baseia-se que na oxidação da matéria orgânica por microrganismos heterótrofos através do seu metabolismo, catabolismo e/ou anabolismo na presença de oxigênio. Todo o processo de oxidação da matéria orgânica causa um consumo na quantidade de oxigênio dissolvido na água onde se realiza o metabolismo.

Segundo Vazzollér et al.(1990), os principais microrganismos presentes na digestão aeróbia são as bactérias unicelulares *Zooglea ramigera*, *Flavobactérias*, e *Pseudomonas*, bactérias filamentosas, *Sphaerotilus natans* e fungos, principalmente *Deuteromycetos*.

3.2.1 Lodos Ativados

O sistema é composto basicamente de um tanque de aeração, tanque de decantação e recirculação de lodo. Devido à formação de floco, a biomassa é facilmente separada no decantador, no qual estão presentes bactérias heterotróficas aeróbias, autotróficas nitrificantes, heterotróficas desnitrificantes, filamentosas e protozoários, envolvidos em uma matriz de polissacarídeos.

Esse sistema é largamente utilizado para o tratamento de efluentes domésticos e industriais, em situações em que uma elevada qualidade do efluente é necessária não há disponibilidade de grandes áreas para a implantação do sistema. Entretanto, requer uma mão-de-obra mais qualificada e certo grau de mecanização. Esses fatos fazem com que os custos com a manutenção sejam elevados.

A medida do diâmetro do floco, realizada através da análise microscópica, informa a respeito das condições gerais do lodo e pode ser correlacionada com a eficiência do processo. De modo geral, um floco que apresente um pequeno diâmetro ($<50\ \mu\text{m}$) caracteriza um lodo disperso e de difícil sedimentação; um diâmetro de floco médio a grande (>100 a $300\ \mu\text{m}$) é encontrado em lodos com boas condições de sedimentabilidade (VAZOLLER et al. , 1990).

3.2.2 Biofiltros Aerados Submersos (BAS)

Desde o final da década de 1980, os europeus vêm estudando esse tipo de reator, os quais são utilizados para a remoção de nutrientes ou aumentar a eficiência das estações de tratamento de esgotos existentes. Os primeiros filtros aerados submersos

foram inicialmente concebidos para melhorar a remoção dos sólidos suspensos e a oxidação da matéria orgânica em esgotos domésticos.

O biofiltro aerado submerso é constituído por um tanque preenchido com matéria suporte inerte pelo qual o efluente e o ar fluem permanentemente. Trata-se de um sistema trifásico no qual a parte sólida é constituída pelo meio suporte e microorganismos aderidos (biofilme); a fase líquida, composta pelo efluente e a fase gasosa, formada pela aeração artificial e subprodutos da atividade biológica.

Estes reatores podem ser classificados de acordo com o fluxo hidráulico: co-corrente, quando os fluxos de ar e líquido apresentam sentido ascendente, e contracorrente, quando o fluxo hidráulico é descendente e o fluxo de ar, ascendente.

O efluente do BAS geralmente apresenta baixa concentração de sólidos e de matéria orgânica. Além disso, este tipo de configuração tem elevada capacidade de responder a mudanças de temperatura, vazão, redução do pH e outras condições desfavoráveis tais como a falta de oxigênio, conseguindo retomar a operação normal em curto espaço de tempo após sanadas as condições desfavoráveis (MOTTA et al., 1995).

Gonçalves et al. (1997) relatam várias vantagens em relação aos sistemas de lodos ativados quando utilizados no pós-tratamento de reatores UASB, dentre as quais se destacam: a não necessidade de uma etapa de clarificação complementar, a redução no tamanho do reator e ainda, pela não vulnerabilidade à problemas ligados a sedimentabilidade do lodo.

Os compostos orgânicos são estabilizados no interior do biofilme, difundindo-se através da interface efluente-biofilme e depois através do próprio biofilme. Os produtos finais são transportados no sentido inverso. Devido à fixação da biomassa no meio suporte, os BAS proporcionam elevadas concentrações de biomassa ativa em seu interior, mesmo sem a recirculação do lodo.

3.3 Tratamento anaeróbio

O processo de digestão anaeróbia pode ser entendido como um processo biológico no qual um consórcio de diferentes microrganismos, na ausência de oxigênio e nitrato molecular, promove a transformação de compostos orgânicos complexos, como proteínas e carboidratos, em produtos mais simples como metano e gás carbônico.

Esse processo é conhecido pelos engenheiros desde o final do século XIX e, nas últimas décadas vem sendo muito utilizado, fato devido principalmente ao seu balanço energético, mais favorável do que os processos aeróbios.

3.3.1 Upflow Anaerobic sludge Blanket - UASB

Desenvolvidos pela equipe do Doutor Lettinga na década de 1970, na Universidade de Wageningen - Holanda, e originalmente com a finalidade de tratar efluentes industriais de alta concentração, o reator UASB, em termos construtivos, é basicamente um tanque, que pode apresentar formas cilíndrica, cônica, prismática, entre outras. Neste “tanque” os esgotos são introduzidos na parte inferior e saem pela parte superior, estabelecendo assim um fluxo ascendente.

Em regiões de clima quente, favorável à digestão anaeróbia, a remoção de DQO proporcionada por esse tipo de reator é de aproximadamente 75% (CHERNICHARO e MACHADO, 1998). Esse elevado percentual de remoção de matéria orgânica não é devido a uma alta taxa específica de atividade bacteriológica (por unidade de biomassa), e sim devido à quantidade de biomassa.

No Brasil, sua utilização deu-se somente no início da década de 1980, principalmente no Paraná. Atualmente, a tecnologia vem se tornando bem popular pelo território nacional, tendo várias empresas que o comercializam.

Apesar de muito eficiente no tratamento de águas residuárias, o reator UASB geralmente precisa de um pós-tratamento, para se adequar aos padrões exigidos pelas legislações ambientais, principalmente no tocante à remoção de patógenos.

3.3.2 Biofiltros Anaeróbios

Datam-se da década de 1950 os primeiros trabalhos envolvendo filtros anaeróbios. Desde então, têm tido uma crescente utilização, o que representa hoje uma tecnologia avançada tanto o tratamento de efluentes domésticos quanto industriais.

O filtro anaeróbio é um reator que possui o seu interior preenchido com material inerte, sendo o mais comum a utilização de pedra britada, que serve como meio de suporte para retenção de sólidos e desenvolvimento de microorganismos. Podem ser aplicados para o tratamento de esgotos diluídos ou concentrados, embora sejam mais indicados para efluentes mais solúveis devido ao risco de entupimento do meio suporte com altas concentrações de sólidos suspensos. Por apresentarem esta característica, são

mais indicados para pós-tratamento, o que proporciona ao sistema uma elevada segurança operacional e maior estabilidade do efluente.

Embora este sistema ofereça bons resultados, estudos buscam novos materiais mais leves e com uma maior relação entre área superficial e volume.

Em geral o efluente desse tipo de reator é bastante clarificado e rico em sais minerais, o que é bom para a disposição no solo, que se dá por infiltração, ou até mesmo para irrigação de culturas vegetal. Outra vantagem é a capacidade de retenção de ovos de helmintos, podendo apresentar menos de 1 ovo de helminto em seu efluente (PIMENTA, 2005).

3.4 Reatores híbridos

A utilização de reatores híbridos busca conciliar as vantagens de dois ou mais sistemas de tratamento em uma única configuração, podendo ser combinados os sistemas aeróbio e anaeróbio, biomassa floculada e biomassa fixa, entre outros. A literatura apresenta vários trabalhos que estudaram as vantagens da utilização de reatores híbridos quando comparados a reatores convencionais.

Pimenta et. al. (2005) realizaram estudo comparativo de dois reatores pilotos tratando efluente doméstico, um UASB convencional e outro híbrido (composto por reator UASB + filtro anaeróbio) com tempos de detenções hidráulica (TDH) iguais, entre 8 e 10h. Uma das principais vantagens apresentada pela utilização do reator híbrido foi a remoção de ovos de helmintos, onde foi observado menos de um ovo viável por litro de efluente. Com relação à remoção de DBO e SSV, o reator híbrido mostrou-se até 20% mais eficiente que o UASB convencional.

Pereira-Ramirez et al. (2003) também realizaram um estudo comparativo entre um reator UASB de 12 L e um UASB-híbrido (reator com meio suporte formado de conduíte plástico no terço superior) de igual volume, ambos empregados no tratamento de águas residuárias de uma indústria de extração e refino de óleo de farelo de arroz. O UASB apresentou eficiência de remoção de DQO solúvel de 65,4% enquanto o UASB-híbrido apresentou de 74,6% para uma carga orgânica aplicada de 16 kgDQO/m³d e TDH de 12 horas. O UASB convencional removeu 73,5% dos Sólidos Suspensos Totais (SST) enquanto que o UASB-híbrido obteve remoção de 88,1%.

Wolff et al. (2004) avaliaram o desempenho de um reator piloto híbrido com leito móvel na remoção simultânea de poluição orgânica e nitrogenada de um esgoto urbano,

operado a uma temperatura de 16°C. Este reator apresentou um bom desempenho na remoção da poluição carbonácea (91%) e nitrogenada (75%).

3.5 Sistemas anaeróbio-aeróbio para tratamento das águas residuárias

A utilização de processos anaeróbio-aeróbios apresenta várias vantagens, dentre as quais se destacam: baixo custo de implantação e de operação, menor produção de lodo biológico e aeradores com potências menores. Ainda nessa linha de sistemas com a utilização de reatores UASB, há a possibilidade de redirecionar o excesso de lodo produzido pela unidade aeróbia para tal reator. Assim, o lodo gerado pela unidade aeróbia é digerido pelo UASB, dispensando unidades de digestão e adensamento adicionais (CHERNICHARO, 2006).

Segundo Del Pozo e Diez (2003), os tratamentos combinados anaeróbio e aeróbios são ótimas alternativa para tratamentos de águas residuárias com altas cargas orgânicas, como tratamento de efluentes de indústrias agro-alimentícias e de abatedouros, por exemplo.

Pesquisas, como a de Gonçalves et al.(2002), que utilizaram UASB seguido de Filtro Aerado Submerso, conseguiram um efluente com concentrações de 90 mgO₂/L de DQO e 30 mgSST/L de sólidos suspensos totais. Também se destacam as pesquisas de Chernicharo e Nascimento (2001), Pontes et al. (2003) e Garbossa (2006), que têm em comum a combinação de tratamento anaeróbio-aeróbio para as águas residuárias.

Assim, os sistemas combinados anaeróbio-aeróbio são uma alternativa interessante, pois além de melhorarem a eficiência na remoção do carbono, estes podem remover nutrientes, principalmente o nitrogênio e fósforo.

3.6 Processos para a remoção de nitrogênio

O nitrogênio pode ocorrer em muitas formas nas águas residuárias e sofre diversas transformações durante o processo de tratamento. Essas transformações permitem a conversão do nitrogênio amoniacal em produtos que podem ser removidos no tratamento terciário dos esgotos.

Várias tecnologias para a remoção de nitrogênio são utilizadas, dentre as quais se destacam processo convencional de nitrificação e desnitrificação e as tecnologias *Single Reactor System For High Ammonia Removal Over Nitrite* (SHARON), *Anaerobic Ammonium Oxidation* (ANAMMOX), *Completely Autotrophic Nitrogen*

Removal Over Nitrite (CANON), *Oxygen Limited autotrophic Nitrification Denitrification* (OLAND) e desnitrificação aeróbia.

3.6.1 Processo convencional (nitrificação-desnitrificação)

Nitrificação

A nitrificação biológica é o processo em que ocorre a oxidação do íon amônio (NH_4^+) a nitrato (NO_3^-). Embora este tipo de oxidação seja realizado tanto por bactérias autotróficas como por heterotróficas, a nitrificação realizada por bactérias autotróficas é mais significativa. As bactérias heterotróficas, entretanto, são mais resistentes a condições adversas do meio, como a baixa concentração de oxigênio dissolvido, por exemplo (PATUREAU et al., 1994).

A nitrificação heterotrófica é realizada por algas, fungos e bactérias. Contudo, se comparada com a autotrófica, a sua velocidade é muito inferior, motivo pelo qual não é considerada no cálculo da nitrificação de efluentes líquidos (SCHIMIT et al, 2003).

Já a nitrificação autotrófica se realiza em duas etapas e, para cada uma delas, um grupo específico de bactérias. Na primeira etapa - nitritação - o nitrogênio amoniacal é oxidado a nitrito, também em dois estágios.

No primeiro estágio da nitritação (Tabela 3.1) a amônia é oxidada a hidroxilamina (NH_2OH) pela ação da enzima amônia mono-oxigenase. Essa oxidação é realizada no interior da célula e utiliza o oxigênio molecular para promover a reação. Após a formação da hidroxilamina, esta é transportada para o periplasma onde acontece a conversão a nitrito, por meio da ação da enzima hidroxilamina oxidoreductase. Esse processo libera dois pares de elétrons que são utilizados da seguinte forma: um par de elétrons é utilizado para a produção de energia e redução do oxigênio molecular presente na água; o outro par é utilizado no primeiro estágio, oxidação da amônia (HAGOPIAN e RILEY, 1998; COLLIVER e STEPHENSON, 2000).

Tabela 3.1 – Reações da nitrificação

Processo	Expressão
Oxidação	$\text{NH}_4^+ + \text{O}_2 + \text{H}^+ + 2e^- \rightarrow \text{NH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ $\text{NH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NO}_2^- + 5\text{H}^+ + 4e^-$
Redução	$\frac{1}{2}\text{O}_2 + 2\text{H}^+ + 2e^- \rightarrow \text{H}_2\text{O}$
Geral	$\text{NH}_4^+ + \frac{3}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + \text{H}_2\text{O} + 2\text{H}^+$

Na segunda etapa (Tabela 3.2) - nitratação - ocorre oxidação do nitrito a nitrato. Segundo Hagopian e Riley (1998) e Colliver e Stephenson (2000) a nitratação é realizada pela enzima nitrito oxiredutase. Nessa reação o oxigênio molecular necessário é obtido na água. Assim como a nitritação, a nitratação também libera dois pares de elétrons que são utilizados para produção de energia e redução de oxigênio molecular.

Tabela 3.2 – Reações da nitratação

Processo	Expressão
Oxidação	$\text{NO}_2^- + 2\text{H}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NO}_3^- + 4\text{H}^+ + 2e^-$
Redução	$2\text{H}^+ + \frac{1}{2}\text{O}_2 + 2e^- \rightarrow \text{H}_2\text{O}$
Geral	$\text{NO}_2^- + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^-$

A Tabela 3.3 resume as principais equações estequiométricas que regem o processo de nitrificação. Apesar da equação geral de nitrificação apresentar a oxidação do íon amônio (NH_4^+), Schmidt et al.(2003) sugerem que o substrato mais provável para o processo de nitrificação é a amônia (NH_3).

Tabela 3.3 - Estequiometria da nitrificação

Processo	Expressão
Nitritação	$\text{NH}_4^+ + \frac{3}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + \text{H}_2\text{O} + 2\text{H}^+$
Nitratação	$\text{NO}_2^- + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^-$
Geral	$\text{NH}_4^+ + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^- + \text{H}_2\text{O} + 2\text{H}^+$

FONTE: Jetten *et al.* (1999) e Schmidt *et al.* (2003).

Quando observada a equação estequiométrica que rege o processo de nitrificação, verifica-se que há a produção de dois moles de H^+ por mol de amônio

convertido a nitrato. A produção de H^+ faz com que o pH do meio tenda a diminuir. Para que isso não ocorra e venha a inibir a nitrificação, é necessário que seja fornecida alcalinidade suficiente para impedir essa diminuição.

Segundo van Haandel e Marais (1999), para cada mol de nitrogênio nitrificado há um consumo aproximado de 100g de alcalinidade na forma de $CaCO_3$. Logo, se a alcalinidade do sistema não for suficiente o pH irá cair e conseqüentemente haverá uma inibição dos microrganismos e posterior interrupção do processo.

Vários autores relatam que no processo de nitrificação, muitos são os fatores que podem influir. Na Tabela 3.4, está um resumo dos principais fatores.

Com relação à toxicidade, os organismos nitrificantes são sensíveis a muitas substâncias orgânicas e inorgânicas tais como enxofre, fenóis, cianeto, solventes orgânicos, proteínas, alcoóis, éteres, entre outros, que podem estar presentes no efluente, podendo inibir o processo de nitrificação.

Alguns metais também possuem efeito inibitório, concentrações de níquel, cromo e cobre na ordem de 0,25 mg/L, 0,25 mg/L e 0,10 mg/L, respectivamente, interrompem completamente a oxidação da amônia. A própria amônia (NH_3) e o ácido nítrico não ionizável (HNO_2) também podem ser agentes inibidores. Esse efeito inibidor é função da concentração total das espécies de nitrogênio no meio, da temperatura, e do pH.

Tabela 3.4 – Fatores que influenciam o processo de nitrificação

Parâmetro	Faixa ideal	Observações.
pH	• 8,0 – 9,0 • 7,5 – 8,0 • 6,8 – 7,2 • 7,5 – 9,0 • 8,1 – <i>Nitrosomonas</i> e 7,9 <i>Nitrobacter</i>	• HENZE, et. al. (1997) advertem que a média do pH na fase líquida pode ser diferente da encontrada no biofilme • METCALF E EDDY (2003) afirmam que a velocidade de nitrificação com pH na faixa de 5,8 e 6,0 pode ser de 10% a 20% da velocidade para taxas de pH iguais a 7,0 • COSTA (1999) estudou efluente sintético de coqueria (rica em nitrogênio amoniacal e fenóis). • GRUNDITZ e DALHAMMAR (2000) estudaram culturas isoladas das bactérias.
Temp.	• 30 – 36°C • 22 – 27°C Nitritação e 15° C Nitratação • 25 – 35°C • 35° – <i>Nitrosomonas</i> e 38° <i>Nitrobacter</i>	• BARNE e BLISS (1983) apud FRANCHIN 2006 observaram a ocorrência de nitrificação na faixa de 4 a 50°C • GRUNDITZ e DALHAMMAR (2000) estudaram culturas isoladas das bactérias.
OD	• > 3,5 mg/L • 4,2 – 11,0 mg/L • > 2,0 mg/L • 4,57 mg O/mg N	• METCALF E EDDY (2003) relatam que pode haver acúmulo de N-NO₂ em concentrações de OD abaixo de 0,50 mg/L • ISOLDI (2005) observou que apesar da concentração de OD ter sido elevada até 11 mg/L não houve alteração na eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal que permaneceu de 87%. • SURAMPALLI (1997) relata que a concentração de OD deve ser maior que 20 mg/L • Van HAANDEL (1999) baseia-se em cálculos estequiométricos.
C/N	• >3	• Segundo Isoldi e Koetz (1998) relação C/N não pode ser elevada, pois as bactérias predominantes na nitrificação são autotróficas e tais microorganismos não se desenvolvem bem em ambientes com alta concentração de matéria orgânica carbonácea.

Fonte: Henze et al. (1998); Metcalf e Eddy (2003); Costa (1999); Surampalli et al. (1997); Grunditz e Dalhammar (2001); Barne e Bliss (1983) *apud* Franchin (2003); Isoldi e Koetz (1998); Isoldi et al. (2005); van Haandel e Marais (1999).

Desnitrificação

A desnitrificação biológica consiste na conversão do íon nitrato a formas mais reduzidas, como NO_2^- , NO , N_2O e N_2 .

Colliver e Stephenson (2000) relatam a possibilidade de bactérias nitrificantes autotróficas também atuarem na desnitrificação, produzindo N_2O , NO ou N_2 . Contudo, as velocidades de conversão por esse caminho são muito baixas quando comparadas com os caminhos de nitrificação e desnitrificação, não sendo significativo nos processo de tratamento de águas residuárias.

O processo de desnitrificação pode ser considerada como um tipo de respiração anóxica, pois para produzir energia para o metabolismo celular são transferidos elétrons oriundos de material orgânico, compostos de enxofre, ou hidrogênio celular para compostos oxidados de nitrogênio ao invés de oxigênio (SCHMIDT et al., 2003).

A desnitrificação não é, entretanto, o único processo que pode ocorrer para remoção do nitrato em meio anaeróbio. Existe também a Redução Dissimilativa do Nitrato a Amônio (RDNA). A expressão matemática da desnitrificação e da RDNA está apresentada na Tabela 3.5. A RDNA pode ocorrer quando há concentrações elevadas de matéria orgânica em relação à concentração de NO_3^- , promovendo competição entre os dois processos, o que leva ao acúmulo amônia no meio.

Tabela 3.5 – Processo de desnitrificação e RDNA

Desnitrificação	$\text{NO}_3^- \rightarrow \text{NO}_2^- \rightarrow \text{NO} \rightarrow \text{N}_2\text{O} \rightarrow \text{N}_2$
RDNA	$\text{NO}_3^- \rightarrow \text{NO}_2^- \rightarrow \text{NOH} \rightarrow \text{NO}_2\text{OH} \rightarrow \text{NH}_4^+$

Como na nitrificação, muitos fatores podem interferir no processo de desnitrificação, a Tabela 3.6 traz um resumo das faixas ótimas dos principais parâmetros.

Tabela 3.6 – Fatores que influenciam o processo de desnitrificação

Parâmetro	Faixa ideal	OBS.
pH	• 6,5 – 8,0 • 7,0 – 7,5	• Van HAANDEL e MARAIS (1999) relatam quedas bruscas na taxa de desnitrificação relacionada a pH menores que 6,0 e maiores que 8,5.
Temperatura	• Próximo a 40°C • 10 – 30°C • 35 – 50°C	• BARNE e BLISS (1983) apud FRACHIN 2006, observaram a ocorrência de desnitrificação na faixa de 0 a 50°C
OD	• < 1,0 mg/L • Níveis máximos teóricos 0,2 e 0,3 mg/L	• METCALF e EDDY (2003) apresentam uma correlação entre a taxa de desnitrificação e o aumento da concentração de oxigênio dissolvido, que varia linearmente até a interrupção do processo quando OD iguala-se a 1,0 mg/L. • FERREIRA (2000) cita que na prática é aceitável concentrações do OD de 0,5 mg/L. • O oxigênio possui preferência na torre de elétrons em relação ao nitrato, por isso pequenas concentrações de OD são capazes de inibir a desnitrificação.
Fonte externa de carbono.	• 4 - 5 kgDQO/kgN (matéria orgânica) e 3,1 – 3,7 kgDQO/kgN (ácido acético) • 3,2 – 5,4 (DQO/N)	• KUMMER (2008) avaliou a desnitrificação para efluentes de abatedouro de peixes. • A relação C/N está diretamente ligada ao tipo da fonte de carbono e ao efluente a ser tratado. Sistemas biológicos similares podem apresentar diferentes condições ótimas de C/N dependendo destes fatores.

Fonte: Henze et al. (1998); Metcalf e Eddy (2003); Costa et al. (1999); Surampalli et al. (1997); Barne e Bliss (1983) *apud* Franchin (2003); Isoldi e Koetz (1998); van Haandel e Marais (1999); Ferreira (2000); Kummer (2008).

Vários estudos apontam que a velocidade de desnitrificação depende fortemente da natureza e concentração da fonte externa de carbono. As fontes mais comuns são: fonte externa, como metanol; matéria orgânica solúvel presente na própria água residuária e; matéria orgânica produzida durante o decaimento endógeno celular.

Santos et al.(2004) estudaram a utilização do etanol, metanol e metano como fontes externas (doadores de elétrons) para o processo de desnitrificação em um reator em batelada. Como resultado obteve-se que o etanol foi a melhor fonte de carbono, pois a velocidade de desnitrificação foi 2,4 e 7 vezes maior que as encontradas utilizando-se metanol e metano, respectivamente.

3.6.2 *Single Reactor System For High Ammonia Removal Over Nitrite* (SHARON)

O processo denominado SHARON é baseado na nitrificação parcial da amônia, sem que haja a oxidação para nitrato. Para que esse fato ocorra deve-se realizar um curto-circuito na fase de nitrificação (VERSTRAETE e PHILIPS, 1998), provocando assim somente a etapa de nitrificação, e posterior conversão de nitrito a nitrogênio gasoso. Esse procedimento reduz o gasto com aeração em até 25% (KHIN e ANNACHHATRE, 2004).

Para evitar a etapa de nitratação há pelo menos dois possíveis mecanismos. O primeiro mecanismo utiliza a diferença das energias de ativação de oxidação do nitrogênio amoniacal e do nitrito como ferramenta para promover o crescimento das oxidadoras de amônia. O segundo mecanismo é fazer com que as oxidadoras de nitrito tenham um crescimento suprimido, mecanismo base para o processo SHARON.

A supressão do crescimento das oxidadoras de nitrito é dada a partir da criação do curto-circuito entre a nitrificação e desnitrificação. Essa supressão é estabelecida através de altas temperaturas (superiores a 26 °C), pois as bactérias responsáveis pela oxidação de nitrito possuem um desenvolvimento mais lento quando submetidas a temperaturas elevadas, quando comparadas as bactérias oxidadoras de amônia.

Assim, quando o tempo de retenção hidráulica do reator for inferior a velocidade de duplicação das oxidadoras de nitrito, mas não das oxidadoras de amônia, os organismos nitritos redutores não terão tempo atuarem no sistema, o que irá desenvolver

um meio estritamente redutor de amônia.(VERSTRAETE e PHILIPS, 1998; KHIN e ANNACHHATRE, 2004; SCHMIDT, 2003).

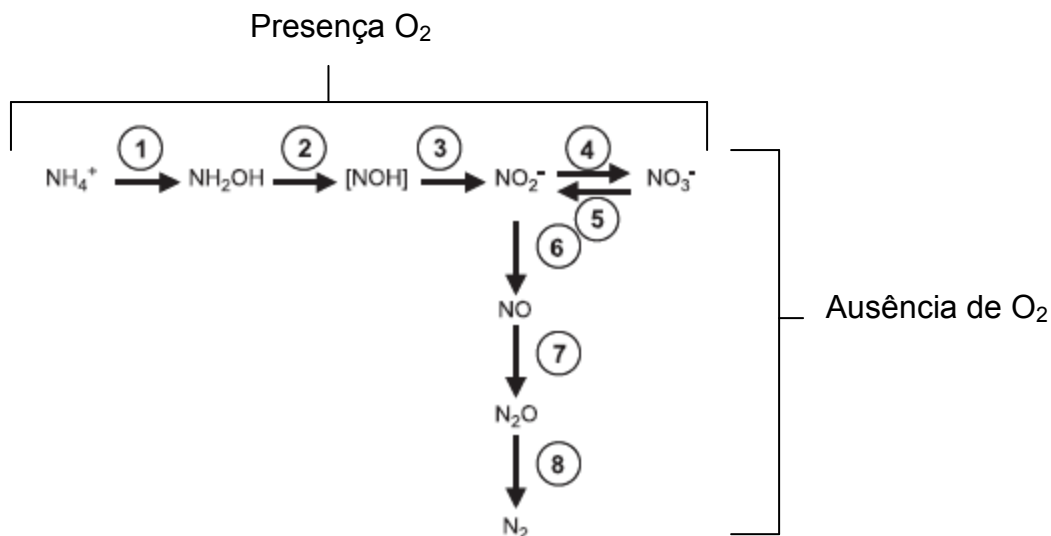


Figura 3.1 - Possível caminho para a nitrificação e desnitrificação. (1) Oxidação do amônio em hidroxilamina. (2, 3) Oxidação da hidroxilamina em nitrito. (4) Nitrito é convertido em nitrato. (5) Durante a desnitrificação o nitrato é reduzido a nitrito, que é por sua vez convertido em sua forma gasosa (6, 7, 8). (Modificado de: VAN KEMPEN et al., 2001)

Daniel (2005) estudou a remoção de nitrogênio via nitrificação parcial em reatores em bateladas sequenciais com biomassa imobilizada e aeração intermitente. Esse sistema foi alimentado por um substrato sintético com concentrações de nitrogênio amoniacal de 40, 125, 250 e 500 mg/L. Para a fase aeróbia o OD ficou entre as concentrações de 2,0 e 2,5 mg/L. Ao longo do período operacional, o nitrogênio na forma de nitrito tornou-se a forma oxidada predominante, condição esta mantida em todas as etapas da pesquisa. Assim, se constatou a possibilidade de obtenção da estabilidade operacional da nitrificação parcial e desnitrificação desse tipo de sistema.

3.6.3 Anaerobic Ammonium Oxidation (ANAMMOX)

A tecnologia de remoção de nitrogênio ANAMMOX consiste na oxidação do amônio sob condições anaeróbias, utilizando nitrato ou nitrito como aceptor de elétrons.

Este processo, que teoricamente não necessita da adição externa de carbono, baseia-se na conservação de energia da oxidação da amônia, tendo como aceptor de elétrons, o nitrito (Figura 3.1).

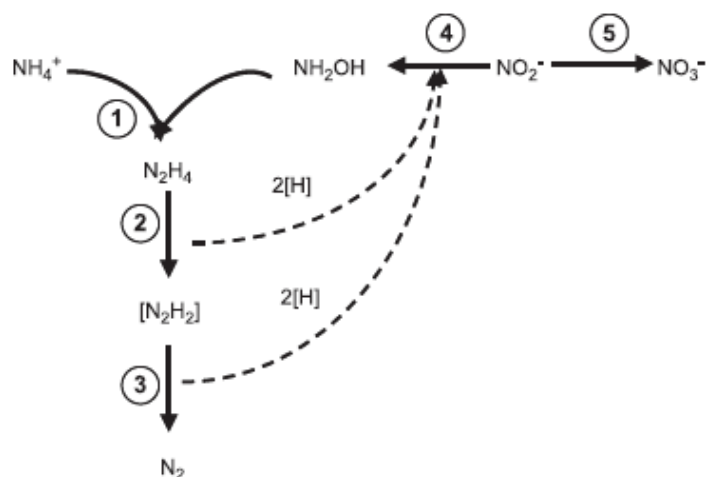
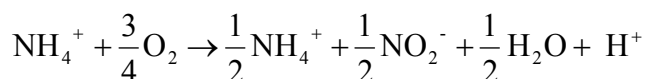


Figura 3.2– Possível caminho da degradação biológica para a oxidação anaeróbica do amônio. (1) Transformação do amônio e hidrazina; (2, 3, 4) Reduções equivalentes derivadas do N_2H_4 e posterior redução a nitrato e gás nitrogênio; (5) Formação de nitrato pode gerar a redutores equivalentes para a formação da biomassa. **Fonte:** (VAN DER GRAAF et al., 1997).

Segundo Jetten et. al., (1999), a temperatura ótima para o estabelecimento do sistema ANAMMOX está entre 20 e 43°C, sendo o seu ponto ótimo 40°C, e o pH entre 6,7 e 8,3, sendo o ótimo 8,0. Apesar do processo ANAMMOX possuir equilíbrio de um mol de amônio para um mol de nitrito, pesquisas mostram que é necessário o nitrito estar em excesso para que ocorra a oxidação. Esse excesso deve ser na ordem de 0,3 mols, concentrações maiores que 10mM já são desfavoráveis e concentrações maiores que 20mM podem inibir totalmente a reação.

Como o processo ANAMMOX necessita que haja excesso de nitrito, ou seja, necessita ser precedido de uma etapa de nitrificação parcial, vários pesquisadores sugerem a combinação dos processos SHARON com o ANAMMOX. Essa idéia baseia-se no fato que a água residuária contendo amônia é oxidada no reator SHARON a nitrito, utilizando somente 50% da amônia afluente, e posteriormente encaminhada para o reator ANAMMOX (Equação abaixo).



Para se atingir as condições ideais para o processo ANAMMOX, o reator SHARON deve ser operado com o pH e concentração de OD mais baixos, o que resulta na inibição da ação das oxidadoras de amônia e conseqüentemente a nitrificação total do nitrogênio afluente (SCHMIDT, 2003; KHIN e ANNACHATRE, 2004).

Essa combinação resulta numa economia de 50% e 100% nos requisitos de oxigênio e dosagem de fonte externa de carbono quando comparados com o processo convencional de nitrificação e desnitrificação. Entretanto, como as condições têm que ser muito controladas, a combinação dos processos SHARON seguido do processo ANAMMOX ainda se restringe as escalas piloto e de laboratório.

3.6.4 *Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite (CANON)*

O processo CANON se baseia na nitrificação parcial e na oxidação do amônio em condições anóxicas em condições limitantes de oxigênio. Em condições limitantes de oxigênio (0,5% da saturação do ar) pode-se estabelecer uma co-cultura de bactérias aeróbias e anaeróbias oxidadoras de amônia (SLIEKERS et al., 2002). As bactérias nitrificantes oxidam a amônia, consumindo o oxigênio do meio tornando-o um ambiente anóxico (SCHIMT, 2003). As reações estequiométricas envolvidas no processo CANON estão apresentadas na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 - Equações estequiométricas envolvidas no processo CANON	
Processo	Expressão
Nitrificação	$\text{NH}_4^+ + \frac{3}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + \text{H}_2\text{O} + 2 \text{H}^+$
Anamox	$\text{NH}_4^+ + 1,3\text{NO}_2^- \rightarrow 1,02\text{NO}^- + 0,26\text{NO}_3^- + 2\text{H}_2\text{O}$
Geral	$\text{NH}_4^+ + 2 \text{O}_2 \rightarrow 0,435\text{N}_2 + 0,13\text{NO}_3^- + 1,3\text{H}_2\text{O} + 1,4\text{H}^+$

O processo CANON é uma opção econômica e eficiente para o tratamento de águas residuárias principalmente as que se caracterizam por elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e baixas concentrações de matéria orgânica. Quando comparado com o processo convencional de remoção de nitrogênio o Processo CANON demanda cerca de 65% menos oxigênio e não há necessidade de uma fonte externa de carbono.

3.6.5 *Oxygen Limited autotrophic Nitrification Denitrification (OLAND)*

O processo OLAND, que também é recomendado para efluentes com alta concentração de nitrogênio amoniacal, busca o fornecimento do oxigênio necessário apenas para a conversão do nitrogênio a nitrito. Assim, é criada uma carência de aceptor de elétrons, fazendo com que as bactérias consumam o próprio nitrito para oxidar o restante da amônia.

A estequiometria desse processo está descrita na Tabela 3.8.

Tabela 3.8 – Estequiometria do processo OLAND

Processo	Expressão
Nitrificação	$0,5\text{NH}_4^+ + 0,75\text{O}_2 \rightarrow 0,5\text{NO}_2^- + 0,5\text{H}_2\text{O} + \text{H}^+$
Desnitrificação	$0,5\text{NH}_4^+ + 0,5\text{NO}_2^- \rightarrow 0,5\text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$
Geral	$\text{NH}_4^+ + 0,75\text{O}_2 \rightarrow \text{N}_2 + 1,5\text{H}_2\text{O} + \text{H}^+$

Segundo Verstraete e Philips (1998), o processo OLAND apresenta economia de 62% relacionada ao oxigênio, quando comparado ao método convencional de remoção de nitrogênio (nitrificação/desnitrificação), sem gasto com alcalinidade. Entretanto, o mecanismo de controle de baixas concentrações para limitar a respiração celular é muito difícil, principalmente em escala real.

3.6.6 Desnitrificação aeróbia

Kshirsagar et al. *apud* Patureau et al. (2000), estudaram a desnitrificação aeróbia demonstrando a viabilidade de combinar os processos de nitrificação e desnitrificação em um único reator aeróbio. A pesquisa baseia-se em inocular o lodo ativado nitrificante com *Thiosphaera pantotropha*, de conhecida atividade desnitrificante aeróbia.

Robertson e Kuenen, *apud* Gupta (1997), isolaram a bactéria *Thiosphaera pantotropha*, anaeróbia e autotrófica facultativa, capaz de crescer em ambiente mixotrófico e heterotrófico, podendo oxidar compostos de enxofre (como fonte de energia para o crescimento), nitrificar amônio a nitrito heterotroficamente e reduzir nitrato ou nitrito a N_2 , independente da concentração de oxigênio dissolvido. Devido ao seu peculiar sistema enzimático, essa bactéria permite uma grande aplicabilidade em relação a estratégias de tratamento convencionais, seja para tratar efluentes ricos em matéria orgânica ou em nitrogênio.

T. pantotropha tem um metabolismo respiratório capaz de utilizar O_2 , NO_2 , NO_3 ou NO como aceptor final de elétrons. Pode usar hidroxilamina oxiredutase para formar NO_2 , bem como para combinar NO_2 e hidroxilamina a N_2O , como reportado para bactérias autotróficas amônio-oxidantes. Para algumas bactérias, como o *Paracoccus denitrificans*, que utilizam NO_3 como aceptor final de elétrons, a atividade desnitrificante é inibida pela presença de O_2 . No entanto, a *T. Pantotropha* possui um sistema de nitrato redutase que a torna apta a desnitrificar tanto em condições anaeróbias quanto aeróbias (GUPTA, 1997).

Patureau et al. (2000) compuseram um *mix* com amostras de ecossistema natural e de lodo ativado, o qual foi progressivamente adaptado alternando fases aeróbia/anóxica na presença de NO_3 , visando enriquecer a microbiota de desnitrificantes aeróbia. A influência do oxigênio dissolvido (OD) e da carga C/N na cinética de redução aeróbia do NO_3 foi estudada em cultura contínua. Um ensaio foi conduzido em paralelo, nas mesmas condições, contendo, porém, cultura de *Microvirgula aerodenitrificans*. Os resultados mostraram não haver influência do OD no desempenho desnitrificante aeróbia, acima de um valor mínimo de 0,35mg/L para o consórcio e 4,5mg/L para *M. aerodenitrificans*. A uma carga de 160mg NO_3 .m-3.d-1, a velocidade de desnitrificação do consórcio e da cultura de *M. aerodenitrificans* foi de 122 e 66mg NO_3 .m-3.d-1, respectivamente.

Ainda segundo o mesmo autor, isto mostra que o sistema enzimático desnitrificante e sistema de respiração de oxigênio funcionam em paralelo, ou seja, o oxigênio não é inibidor direto da atividade e síntese de enzimas desnitrificantes. No entanto, ao diminuir a concentração de oxigênio, além do valor mínimo, as enzimas desnitrificantes têm sua atividade aumentada.

3.6.7 Algumas configurações para remoção de nitrogênio e carbono

Muitos são os processos e as tecnologias empregadas para a remoção de nitrogênio. Ainda não existe processo que seja considerado como o melhor, entretanto várias configurações são a todo tempo pesquisadas e aplicadas em escala real, cada uma tendo suas vantagens e desvantagens.

Para remoção de nitrogênio Metcalf e Eddy (2003) sugerem a utilização de lodos ativados com zonas pré ou pós anóxicas. Os sistemas que utilizam zonas pré-anóxicas são mais recomendados para efluentes que apresentam alta relação DQO/N, pois parte do carbono orgânico é utilizado como doador de elétrons para a desnitrificação. Para os efluentes com baixa relação DQO/N os mesmos recomendam a utilização de sistemas com zona pós-anóxicas, pois a aplicação de fonte externa de carbono seria inevitável.

A utilização de lodos ativados com zonas pré e pós-anóxica, seguido por uma zona aeróbia é chamado basicamente de sistema Bardenpho. Esse tipo de sistema demanda alto consumo de energia e grandes áreas para sua implantação, sendo recomendado apenas quando se requer um efluente com baixíssimas concentrações de nitrogênio total.

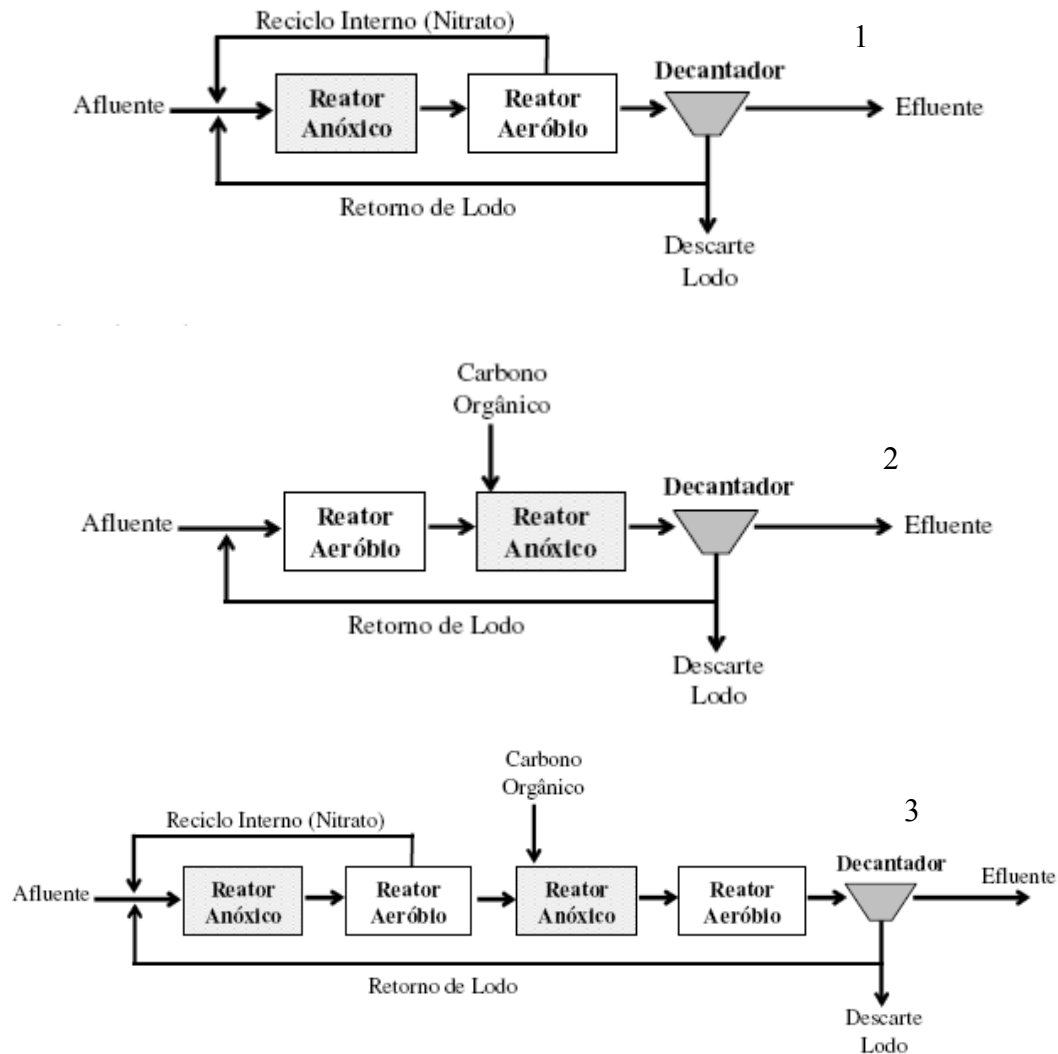


Figura 3.3 – Fluxogramas simplificados dos sistemas de tratamento para a remoção de nitrogênio. 1-pré-anóxico; 2- pós-anóxico; 3-bardenpho (METCALF e EDDY, 2003)

Callado e Foresti (2001) conseguiram altas eficiências na remoção de nitrogênio, DQO e fósforo em esgotos sanitários. O sistema operado foi anaeróbio-aeróbio composto por seqüencial em batelada em série (SRB). As remoções de fósforo e nitrogênio eram realizadas no segundo reator que operava em ciclos anóxicos e aeróbios com efluente proveniente do primeiro reator, anaeróbio. Nesse processo foi necessária a adição de acetato, como complementação de carbono, para que a desnitrificação e a remoção de fósforo ocorressem de forma efetiva.

Para águas residuárias industriais, podem-se citar os estudos realizados por Chen et al.(2003a, 2003b) que operaram um sistema convencional de lodos ativados com reator pré anóxico (2003a) tratando um efluente com concentrações de DQO e NTK variando de 500 a 1500mg/L e de 100 a 250 mg/L, respectivamente. Com tempo de

detenção hidráulico e taxa de recirculação de 102 horas e 3, respectivamente, as eficiências médias chegaram a 94% e 90% para DQO e NTK, respectivamente.

Com esse mesmo tipo de efluente Chen et al.(2003b) estudaram em escala piloto um sistema biológico de membranas (MBR). A planta consistia em um reator de lodos ativados pré-anóxico com uma etapa de separação sólido líquido, promovida pela ultra-filtração. Com o tempo de detenção hidráulico e taxa de recirculação de 1,7 dias e 3, respectivamente, conseguiu-se uma eficiência média de 94% para DQO e 90% para NTK.

Muitos processos combinados anaeróbio-aeróbio para a remoção de nitrogênio e materiais orgânicos complexos estão ainda em escala piloto, entretanto há uma grande tendência na sua utilização.

Lacalle et al.(2001) estudaram um sistema combinado anaeróbio-aeróbio aplicado ao tratamento de um efluente industrial com concentrações de 10400mg/L de DQO e 790 mg/L de NTK. O sistema era composto por um reator UASB conectado em série com um reator Upflow Biological Aerated filter (UBAF), o sistema tinha ainda uma linha de recirculação do efluente do reator UBAF para UASB. Com os tempos de detenção hidráulicos de 3,3 dias e 1,3 dias para os reatores UASB e UBAF, respectivamente, foram alcançados remoções de 98% para DQO e 91% para nitrogênio.

A utilização de um reator sequencial em batelada (SRB) como pós-tratamento de um reator UASB no tratamento de uma água residuária de uma indústria alimentícia, com concentrações médias de DQO e NTK de 1500 mg/L e 600mg/L, respectivamente, foi alvo do estudo de Villaverde et al.(2000). O reator SRB foi operado com uma fase de aeração intermitente que favoreceu os processos de nitrificação e desnitrificação. Com base nos resultados obtidos, verificou-se que as maiores remoções de DQO, 90%, e NTK, 98%, se davam quando os intervalos aeração/repouso eram de 6/12 minutos, num tempo de ciclo de 40 horas e idade de lodo de 17 dias.

Lin e Lee (2002) compararam a remoção de amônio em reator UASB. O efluente utilizado nessa pesquisa foi proveniente de tanque séptico. Este efluente recebeu três tipos de pré-tratamento diferentes: térmico, adição de HCl e adição de NaOH e, posteriormente, foi encaminhado para o tratamento no reator UASB. Com o pré-tratamento térmico, foi obtida uma redução de 24% na eficiência. Já com os pré-tratamentos de HCl e de NaOH, obteve-se um incremento de eficiência de 45% e 54%, respectivamente, indicando uma possível utilização desse sistema para a remoção de NH_4^+ .

Em outro estudo, Sousa et al. (2005) observaram a utilização do reator UASB em série após um sistema de lodos ativados e tratando esgotos domésticos. O sistema obteve uma remoção de nitrito e nitrato na ordem de 68%.

Muito semelhante ao sistema desenvolvido por Sousa et al (2005) foi o sistema utilizado por Além Sobrinho e Tunussi (2002), que era composto por um reator UASB seguido por um reator de lodo ativado, alimentado por efluente proveniente de indústria têxtil. Com este sistema, obteve-se uma remoção acima de 96% e 90% para nitrogênio e DQO, respectivamente

Koetz et al. (2005) também concluíram sobre a viabilidade da utilização de um sistema composto de reator UASB e reator aeróbio de fluxo radial. Para o sistema estudado, o efluente apresentava, em média, uma concentração de 90% menor em relação ao nitrogênio presente numa água residuária proveniente de uma indústria de arroz parbolizado.

Uma configuração com a utilização de reatores com leitos fixos, RAHLF (reator aeróbio radial de leito fixo) e RAHLFa (reator anóxico horizontal de leito fixo) foi desenvolvida por Vieira et al. (2003) para o tratamento de esgotos domésticos. Dentre os resultados apresentados se destacam a eficiência de 95% e 96% nos processos de nitrificação e desnitrificação, respectivamente.

Gebara (2006) obteve com reator aeróbio de leito fluidizado uma remoção de 72% de nitrogênio total tratando esgoto sanitário. Nesse reator o meio suporte utilizado foi areia com o tempo de detenção hidráulica variando entre 1 e 8 horas.

Castillo et al. (1997), utilizaram uma configuração composta de um reator UASB seguido de dois reatores de biodisco, para tratar efluentes doméstico de uma área costeira com temperaturas abaixo dos 20°C. Nessas condições, foi obtido uma taxa de nitrificação de cerca de 90%, entretanto a desnitrificação não foi realizada, uma alternativa para que ocorresse seria a recirculação do efluente para o reator UASB.

A utilização de filtro aeróbio seguido de filtro anaeróbio com recirculação foi testada por Bernet e Moletta (1998). Foram utilizados efluentes provenientes de culturas agrícolas e de indústria de processamento de alimentos e o nível de remoção de nitrogênio foi cerca de 70% e cerca de 99% de DQO.

Para uma configuração composta de lodo ativado e reator USB (upflow sludge bed), Ruiz et al. (2006) observaram uma remoção de cerca de 95% de nitrogênio. Também foi testada a utilização de um tanque de mistura no lugar do reator USB, entretanto os resultados foram abaixo de 50%.

Fazolo et al. (2005), tratando um efluente de um filtro anaeróbio de fluxo horizontal com baixa concentração de DQO (<100 mg/L) e com concentração de nitrogênio amoniacal de 35 mg/L, conseguiram em um reator aeróbio-anóxico de biomassa imobilizada de fluxo radial um efluente com concentrações de amônio, nitrito e nitrato de 2 mg/L, 1,24 mg/L e 3,46 mg/L, respectivamente.

A configuração proposta por Shin et al. (2005), reator de híbrido de membranas (aeróbio e anaeróbio), proporcionou uma remoção de 99% de nitrogênio, tratando efluente sintético.

Cassidy e Belia (2005) operaram um sistema seqüencial em batelada, utilizando um sistemas aeróbio e anaeróbio, com lodo granular tratando efluente de abatedouro. Com essa configuração obteve-se uma remoção acima de 97% de nitrogênio, além da remoção de fósforo, que foi de 98%.

Mendonça (2004), trabalhando em escala real e tratando esgoto sanitário através de reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, alerta que um dos fatores que pode influenciar negativamente a eficiência é a velocidade ascensional. Este foi um dos fatores que fizeram com que houvesse um acúmulo de lodo no decantador e conseqüentemente, a eficiência do reator diminuísse.

A configuração UASB + filtro biológico pode ser uma alternativa tanto para a remoção de matéria orgânica quanto à remoção de certos nutrientes, como nitrogênio, por exemplo, (POLANCO e GARCIA ENCINA, 1994).

Tabela 3.9 – Resumo dos sistemas pesquisados para remoção de nitrogênio

Sistema	Tipo de efluente (mg/L)	% remoção
UASB + UBAF	Industrial com concentração de 790 mg/L	91%
UASB +SRB	Industrial com concentração de 600 mg/L	98%
UASB com pré-tratamento	Efluente de tanque séptico	45% e 54%
Lodo ativado +UASB	Esgoto doméstico	68%
UASB + Lodo ativado	Esgoto doméstico	90%
UASB + Reator Aeróbio de Fluxo Radial	Indústria de arroz parbolizado	90%
RAHLF + RAHLFa	Esgoto doméstico	96%
Leito Fluidizado	Esgoto doméstico	72%
UASB+ Biodisco	Esgoto doméstico	90%
Filtro aeróbio+ Filtro anaeróbio	Culturas agrícolas e processamento de alimentos	70%
Reator aeróbio-anóxico de biomassa imobilizada de fluxo radial	Efluente de reator anaeróbio com concentração de 35 mg/L	95%
Híbrido de membranas (aeróbio e anaeróbio)	Efluente sintético	99%
Sistema aeróbio e anaeróbio	Efluente de abatedouro	97%

Fonte: Lacalle et al. 2001; Villaverde et al. 2000; Lin e Lee 2002; Sousa et al. 2005; Além Sobrinho e Tunussi 2002; Koetz et al. 2005; Vieira et al. 2003; Gebara 2006; Castillo et al 1997; Bernet e Moletta 1998; Fazolo et al. 2005; Shin et al. 2005; Cassidy e Belia 2005

4. Metodologia

4.1 Localização do experimento

Os reatores foram instalados na área experimental operada pelo LSA/UFPE, situada na ETE Mangueira, que por sua vez é composta de um reator UASB com volume de 800 m³, seguido de lagoa de polimento (área em planta de 6.447 m²). A estação tem a capacidade de tratar os esgotos de uma população de 18.000 habitantes, com uma vazão média de 31 L/s. A ETE está localizada a 5 km do *campus* da UFPE em Recife-PE, e recebe os esgotos domésticos provenientes de três bairros de baixa renda da cidade de Recife, Mangueira, San Martin e Mustardinha.

A ETE Mangueira é parte integrante do sistema de tratamento de esgotos de Cabanga, que é operado pela Companhia Pernambucana de Saneamento (COMPESA).



Figura 4.1 – ETE Mangueira

4.2 Reatores experimentais

Para alcançar os objetivos traçados foram utilizados dois conjuntos com dois reatores cada. Ambos os conjuntos foram compostos de um reator híbrido anaeróbio, composto por reator UASB (compartimento inferior) + filtro anaeróbio (compartimento superior), seguido de um reator híbrido aeróbio, composto por lodo ativado (compartimento inferior) + filtro aeróbio (compartimento superior).

No primeiro conjunto, os reatores (anaeróbio e aeróbio) foram construídos com o mesmo volume (430L) e dimensionados para terem o mesmo TDH, igual a 8 horas. O segundo conjunto apresentou as mesmas características do primeiro, com a diferença de

que o segundo reator (híbrido aeróbio) apresentou a metade do volume do reator anaeróbio (215L) e seu TDH foi igual 4 horas.

Os reatores tinham uma altura útil de 5 metros, sendo 4 metros consistia em reator UASB ou Lodo Ativado e 1 metro de filtro biológico. Os diâmetros utilizados para o reator híbrido aeróbio (AE2) foram de 0,21 m e 0,31 m para os compartimentos inferior e superior, respectivamente. Para os demais reatores o compartimento inferior foi de 0,31 m enquanto que o superior foi de 0,41 m.

Para os reatores aeróbios a concentração de oxigênio dissolvido foi mantida entre 2 e 4 mgO₂/L. Não foi necessário a adição de alcalinidade, pois o efluente dos reatores experimentais anaeróbios apresentaram concentrações suficientes para a realização do processo de nitrificação.

Ao longo da altura de todos os reatores foram instalados pontos de amostragem a cada 50cm (Figura 4.2), com o primeiro ponto a 20 cm do solo, para que a cada final de fase do experimento fosse realizado o perfil de sólidos totais, DQO filtrada e a série de nitrogênio.

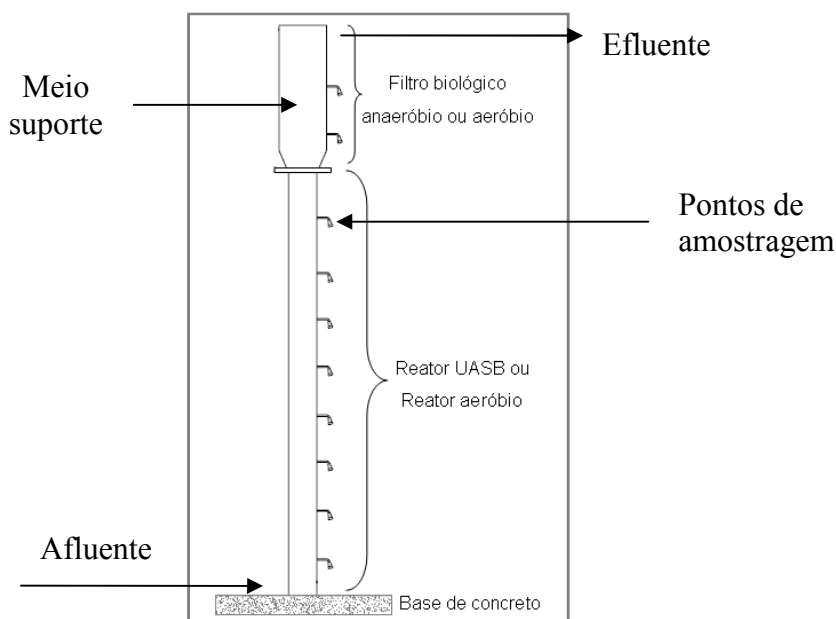


Figura 4.2 - Esquema geral dos reatores

O material suporte dos filtros biológicos era composto por anéis de conduíte cortados em cilindros equiláteros de 25 mm de diâmetro, com índice de vazios de 90% e superfície específica de aproximadamente 91 cm²/cm³ (Figura 4.3).

Para calcular o valor da superfície específica dividiu-se a área superficial pelo volume dos anéis de conduíte. O volume foi calculado através de deslocamento de

líquido e para a área superficial foi utilizado um paquímetro para medir todas as dimensões, tanto internamente quanto externamente, para posterior cálculo da área total do anel.



Figura 4.3 - Conduítes utilizados como meio suporte para os filtros biológicos. Inteiros (dir.) e cortados (esq.)

Este tipo de enchimento foi utilizado por Andrade Neto (2002) em filtros anaeróbios e apresentou bons resultados tratando esgotos domésticos, efluente com 15 e 100 mg/L de sólidos suspensos voláteis (SSV) e de DQO, respectivamente.

É importante salientar que para 1 metro cúbico de reator com material suporte composto de anéis de conduítes cortados foram utilizados cerca de 1000 metros lineares de conduítes.

4.3 Inóculo

Os reatores anaeróbios receberam uma inoculação de 280 L de lodo proveniente da célula 8 do reator UASB da própria ETE Mangueira. Esta célula foi escolhida por causa de sua disponibilidade na ocasião, pois em virtude de outras pesquisas e da reforma estrutural pela qual a estação passava, as outras células estavam indisponíveis para a coleta do lodo de inóculo.

A inoculação foi realizada manualmente com o auxílio de baldes de 20 L, como mostra a Figura 4.4.



Figura 4.4 - Inoculação dos reatores anaeróbios.

Foi tomada uma alíquota do lodo que foi utilizado na inoculação para caracterização e realização do teste de atividade metanogênica específica (AME). Foi determinada a densidade do lodo, através do picnômetro; a quantidade de sólidos totais voláteis, por gravimétrica e o teste de AME foi realizado em uma sala climatizada a 30°C, utilizado uma concentração de 1,5g SSV/L e ácidos graxos voláteis, acetato, butírico e propiônico (proporção de 1:1:1), como substrato com um total de 4g de DQO/L. A quantidade de metano produzida foi estimada por deslocamento de líquido de acordo com Florêncio (1994). Todos os testes foram realizados em triplicada.

Para os reatores aeróbios não foi utilizado nenhum tipo de inóculo.

4.4 Substrato

O substrato que foi utilizado pela pesquisa foi o esgoto doméstico afluyente da ETE Mangueira, após a caixa de areia existente na estação. Por gravidade, o esgoto era encaminhado para um pequeno reservatório 200L e TDH menor que 10 minutos, para logo em seguida ser bombeamento para uma caixa de distribuição de vazão que alimentava os reatores.

4.5 Fases do experimento

O experimento foi dividido em 4 fases nas quais se variou a taxa de recirculação do efluente dos reatores aeróbios para os reatores anaeróbios, conforme Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Fases da pesquisa com suas respectivas taxas de recirculação

<i>Fases</i>	<i>Taxa de recirculação</i>	<i>Duração (dias)</i>
1	0 (sem circulação)	223
2	50%	141
3	100%	131
4	200%	67

Com a mudança da taxa de recirculação houve também mudança na velocidade ascensional, conforme a Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Velocidades ascensionais (m/h) nos reatores em cada fase do experimento

<i>Fases</i>	<i>Reatores ANA1, ANA2 e AE1</i>		<i>AE 2</i>	
	<i>Parte inferior (UASB ou Lodo Ativado)</i>	<i>Parte superior (Filtro Biológico)</i>	<i>Parte inferior (UASB ou Lodo Ativado)</i>	<i>Parte superior (Filtro Biológico)</i>
1	0,77	0,44	1,68	0,77
2	1,26	0,56	2,32	1,31
3	1,68	0,75	3,09	1,74
4	2,52	1,12	4,64	2,61

Os 2 conjuntos de reatores foram operados em paralelo e alimentados a partir da caixa de distribuição

O tempo de monitoramento de cada fase foi estabelecido com o número de amostras que será calculado através dos resultados de confiabilidade (95%) da amostragem para alcançar uma confiabilidade de, ou 3 meses (cerca de 2 vezes a idade do lodo, teoricamente).

Como nas primeiras fases do experimento a ETE Mangueira estava em reformas, o sistema teve várias paradas, tanto na alimentação da ETE quanto no fornecimento de energia, essas fases tiveram um tempo maior de monitoramento.

4.6 Monitoramento do sistema

Os reatores foram monitorados efetivamente durante 562 dias. Entretanto, o total de dias do experimento foi de 809 dias, sendo que destes, 247 dias (final da fase 3) os reatores continuaram funcionando sem que houvesse o monitoramento.

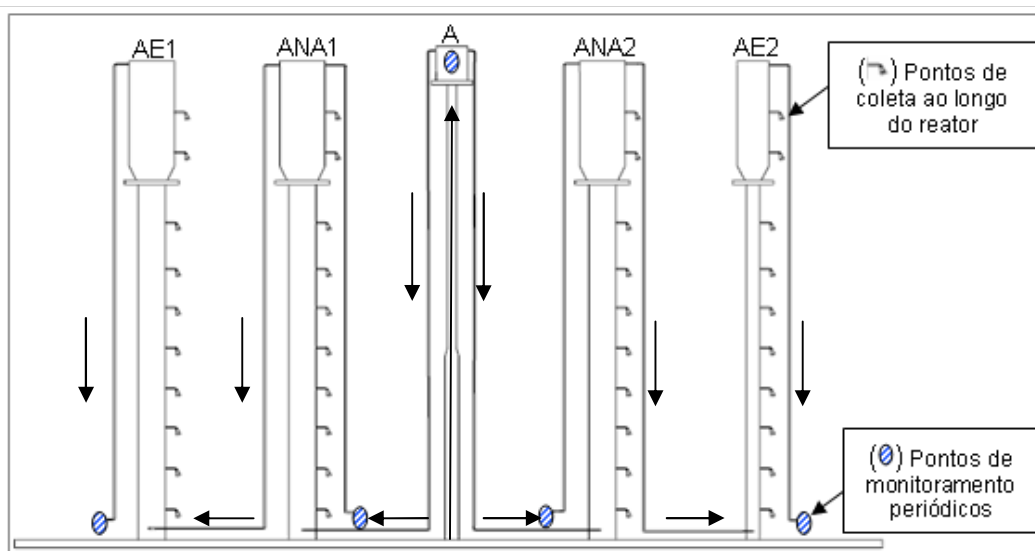
Tabela 4.3 – Período de cada fase

Fases	Período
Fase 1	JUNHO 2007 A JANEIRO 2008
Fase 2	FEVEREIRO 2008 A JUNHO 2008
Fase 3	JULHO 2008 A NOVEMBRO DE 2008
Fase 4	JULHO 2009 A SETEMBRO DE 2009

Os parâmetros monitorados estão apresentados na Tabela 4.2.

Os pontos de amostragem (Figura 4.5) foram:

1. Afluente do sistema (reservatório de bombeamento);
2. Efluente do reator anaeróbio/anóxico (em ambos os conjuntos);
3. Efluente final (em ambos os conjuntos).



Legenda: A – Afluente; ANA1 – Reator anaeróbio 1 (TDH = 8 horas); AE1 – Reator aeróbio 1 (TDH = 8 horas); ANA2 – Reator anaeróbio 2 (TDH = 8 horas) e AE2 – Reator aeróbio 2 (TDH = 4 horas)

Figura 4.5 - Pontos de amostragem

Foram realizadas em ambos os reatores, numa periodicidade de 5 vezes por semana, medições *in situ* de temperatura e pH em todos os reatores, e OD apenas nas unidades aeróbias,.

Ao final de cada fase foram coletadas amostras de lodo anaeróbio em ambos os conjuntos para ensaios específicos de atividade metanogênica (anaeróbio). Nesse mesmo período, também eram coletadas amostras a cada 0,5m ao longo da altura de todos os reatores, para realização de perfis espaciais e verificação da remoção de DQO, amônio, NTK, nitrito e nitrato.

Inicialmente, foram operados somente os reatores anaeróbios, pois estes necessitaram um tempo de aproximadamente 50 dias para que a biomassa inoculada se adaptasse ao efluente. Somente no dia 55 do experimento foi iniciada a operação dos reatores aeróbios.

As determinações (Tabela 4.2) seguiram os procedimentos descritos no *Standard methods* (AWWA, 1998), com exceção das determinações de AGV e de ovos de helmintos, que seguiu metodologia descrita em Chernicharo (2001).

Tabela 4.4 – Variáveis analisadas

<i>Variáveis</i>	<i>Método</i>	<i>Frequência</i>
pH	potenciométrico	5x por semana
Temperatura (°C)	Coluna da mercúrio	5x por semana
Alc. Parcial (mg CaCO ₃ /L)	Titulométrico	3x por semana
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	Titulométrico	3x por semana
DQO total (mg O ₂ /L)	Titulométrico	3x por semana
DQO filtrada (mg O ₂ /L)	Titulométrico	3x por semana
DBO total (mg O ₂ /L)	Respirométrico (Oxitop)	Quinzenalmente
DBO filtrada (mg O ₂ /L)	Respirométrico (Oxitop)	Quinzenalmente
Sulfato(mgSO ₄ ⁻² /L)	Nefelométrico	2x por semana
Fósforo Total (mg P-PO ₄ ⁻² /L)	Vanadato-molibdato	3x por semana
Fósfato (mg P-PO ₄ ⁻² /L)	Colorimétrico	3x por semana
Nitrogênio total (mgN/L)	Titulométrico	3x por semana
Nitrogênio amoniacal (mgN/L)	Titulométrico	3x por semana
N-NO ₂ - (mgN/L)	Colorimétrico	3x por semana
N-NO ₃ - (mgN/L)	FIA / colorimétrico	3x por semana
AGV (mg Hack/L)	Titulométrico	3x por semana
Série de sólidos (mg/L)	Gravimétrico	3x por semana
Coliformes (NMP/100mL)	Tubos múltiplos	Mensal
Ovos de Helmintos (NMP/100mL)	Bailenger modificado por Aires	Mensal
Vazão (L/h)	Medição direta (volume no tempo)	5x por semana
O ₂ Dissolvido (mgIO ₂ /L)	Eletrométrico	3x por semana

Alguns problemas no monitoramento dos reatores foram enfrentados no decorrer do experimento, dentre eles pode-se citar 2 em particular. O primeiro, no final da fase 1 a ETE Mangueira entrou em reforma, fato que fez com que as coletas fossem interrompidas por um período de aproximadamente 2 meses e meio.

O segundo, na fase 4 do experimento, em virtude da aquisição de vínculo empregatício do bolsista, as amostras foram coletadas com uma frequência menor, de 1

amostra por semana e somente para as determinações de DQO, série de nitrogênio e série de sólidos. Este também foi o motivo para a distância temporal de aproximadamente 7 meses entre o final da fase 3 e início da fase 4.

4.7 Tratamento estatístico

Para avaliação dos dados foi considerado a existência de dezesseis tratamentos que estão resumidos na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 -Resumo dos tratamento

Tratamento		Nomenclatura
T1	Reator ANA1 na fase 1	ANA1.1
T2	Reator ANA1 seguido do reator AE1 na fase 1	ANA1.1 + AE1.1
T3	Reator ANA2 na fase 1	ANA2.1
T4	Reator ANA2 seguido do reator AE2 na fase 1	ANA2.1 + AE2.1
T5	Reator ANA1 na fase 2	ANA1.2
T6	Reator ANA1 seguido do reator AE1 na fase 2	ANA1.2 + AE1.2
T7	Reator ANA2 na fase 2	ANA2.2
T8	Reator ANA2 seguido do reator AE2 na fase 2	ANA2.2 + AE2.2
T9	Reator ANA1 na fase 3	ANA1.3
T10	Reator ANA1 seguido do reator AE1 na fase 3	ANA1.3 + AE1.3
T11	Reator ANA2 na fase 3	ANA2.3
T12	Reator ANA2 seguido do reator AE2 na fase 3	ANA2.3 + AE2.3
T13	Reator ANA1 na fase 4	ANA1.4
T14	Reator ANA1 seguido do reator AE1 na fase 4	ANA1.4 + AE1.4
T15	Reator ANA2 na fase 4	ANA2.4
T16	Reator ANA2 seguido do reator AE2 na fase 4	ANA2.4 + AE2.4

Os tratamentos foram comparados entre si e confrontados com os parâmetros especificados na legislação ambiental brasileira. Para auxiliar na tomada de decisão foi aplicado o teste de f e de Tukey. Além disto, foram calculados os valores médio, máximo, mínimo, limites de confiança e erro associado, entre outros parâmetros estatísticos

4.8 Microscopia eletrônica de varredura

Ao final do experimento (fase 4) foi realizada uma microscopia eletrônica de varredura (MEV) para observar a morfologia dos microrganismos que se aderiram ao material suporte.

Para minimizar a perda do material na hora da coleta, antes do início dos estudos foram preparadas amostras para posterior observação no microscópio de varredura. Para isso foram cortados 40 conduítes, 10 para cada reator, com aproximadamente 1 centímetro de comprimento e 0,5 centímetro de largura.

Essas amostras foram envoltas em tela de tecido (“mosquiteiro”) e ficaram amarradas com um fio de nylon na calha de forma que as mesmas ficassem em diferentes alturas dentro do meio suporte.

No momento da coleta foi retirada uma amostra aleatória do meio suporte de cada reator que foi rapidamente colocada em meio fixador de glutaraldeído 4% e foram conservadas em refrigerador (4°C) até o processamento.

Em seguida, foram contrastadas em solução de tetróxido de ósmio 1% por 2 horas, em condições de pouca luz. Após esta etapa, foi realizada a desidratação através da aplicação de álcool em concentrações crescentes (10%, 30%, 50%, 70%, 80%, 90%, 95% e 3 vezes 100%) por 10 minutos cada. A última passagem no álcool a 100% foi realizada já nos recipientes apropriados para retirar toda a umidade do material (ponto crítico). Em seguida, as amostras foram metalizadas e observadas no microscópio eletrônico de varredura (JEOL JSM5600).

5. Resultados e discussão

5.1 Caracterização do afluente

A caracterização realizada no afluente mostrou que a maioria dos parâmetros (Tabelas 5.1 e 5.2) teve características semelhantes em todas as fases, independente da sazonalidade.

Tabela 5.1 – Caracterização do afluente nas fases 1 e 2

Parâmetros	Fase 1						Fase 2					
	Nº	Méd	Mín	Máx	CV	DP	Nº	Méd	Mín	Máx	CV	DP
pH	73	7,09	6,69	7,63	0,03	0,18	43	7,01	6,27	7,40	0,04	0,27
Cond. (µS/cm)	71	1077,13	103,00	1501,00	0,29	316,37	41	945,68	382,00	1219,00	0,22	207,72
TDS (ppm)	71	534,75	44,00	976,00	0,32	169,36	41	432,20	192,00	722,00	0,24	104,06
Sais (mg/L)	70	0,33	0,00	0,60	0,47	0,16	41	0,25	0,00	0,40	0,46	0,11
Temp. (°C)	70	27,06	23,50	30,30	0,06	1,72	43	27,91	21,00	33,30	0,07	1,92
Alc Parcial (mgCaCO ₃ /L)	74	168,33	79,00	248,00	0,18	30,75	43	153,51	67,30	221,20	0,24	37,52
Alc Total (mgCaCO ₃ /L)	74	249,31	100,00	331,00	0,18	44,03	43	236,56	91,30	298,00	0,20	47,00
AGV (mg HAc/L)	70	45,73	10,79	90,06	0,31	14,22	32	53,72	27,81	134,05	0,35	19,04
DQO_b (mgO ₂ /L)	72	502,51	67,01	1601,57	0,64	323,23	42	474,27	142,17	1458,88	0,55	263,11
DQO_f (mgO ₂ /L)	74	98,84	20,62	207,38	0,38	37,97	42	98,99	44,00	152,22	0,25	24,85
DBO_b (mgO ₂ /L)	7	344,29	95,00	750,00	0,67	231,45	5	224,00	180,00	290,00	0,22	48,27
DBO_f (mgO ₂ /L)	6	56,83	22,00	105,00	0,62	35,47	5	89,60	85,00	100,00	0,07	6,19
NTK (mgN/L)	73	48,09	10,30	93,04	0,31	15,01	43	39,26	12,00	54,04	0,28	10,92
NH₄ (mgN/L)	73	27,69	5,00	61,88	0,37	10,19	43	24,60	7,34	37,24	0,32	7,98
Nitrito (mgN/L)	72	0,00	0,00	0,00	-	0,00	43	0,08	0,00	1,40	3,73	0,29
Nitrato (mgN/L)	73	0,00	0,00	0,00	-	0,00	41	0,00	0,00	0,00	-	0,00
Sulfato (mgSO ₄ /L)	70	39,53	8,42	71,87	0,29	11,55	31	39,27	12,85	61,62	0,26	10,38
Fósforo (mgP/L)	67	5,53	1,67	13,24	0,35	1,94	12	4,63	3,77	5,66	0,12	0,55
Orto-fosfato (mgP/L)	67	2,83	0,31	5,11	0,33	0,94	12	2,28	1,16	2,88	0,25	0,56
ST (mg/L)	69	1020	373	5792	1	727	42	1006	38	4258	1	828
STF (mg/L)	69	610	248	5225	1	592	42	643	31	3502	1	582
STV (mg/L)	69	411	51	1785	1	272	42	362	5	3320	1	489
SST (mg/L)	69	386	74	1936	1	346	39	510	99	4023	1	711
SSF (mg/L)	69	134	1	1533	2	210	39	286	0	3690	2	678
SSV (mg/L)	69	251	31	865	1	190	39	223	47	740	1	143

Legenda: CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão; ST sólidos totais; STF Sólidos Totais fixos; STV Sólidos Totais voláteis; SST Sólidos suspensos voláteis; SSF sólidos suspensos fixos; SSV Sólidos suspensos voláteis

Tabela 5.2 – Caracterização do afluente nas fases 3 e 4

Parâmetros	Fase 3						Fase 4					
	Nº	Méd	Mín	Máx	CV	DP	Nº	Méd	Mín	Máx	CV	DP
pH	39	7,07	6,45	7,36	0,03	0,21	10	7,43	7,68	7,19	0,02	0,18
Cond. (µS/cm)	39	978,90	1192,00	458,00	0,15	143,45						
TDS (ppm)	39	424,28	675,00	199,00	0,17	72,99						
Sais (mg/L)	39	0,26	0,40	0,00	0,33	0,09						
Temp. (°C)	39	26,19	29,50	18,30	0,09	2,48	9	25,07	24,80	25,60	0,01	0,26
Alc Parcial (mgCaCO ₃ /L)	39	96,34	212,00	53,00	0,32	30,73	10	147,82	90,90	190,00	0,27	39,19
Alc Total (mgCaCO ₃ /L)	39	161,78	320,00	14,50	0,30	49,00	10	199,58	125,30	256,00	0,25	50,87
AGV (mg HAc/L)	39	40,99	80,51	14,11	0,32	13,10						
DQO_b (mgO ₂ /L)	39	500,82	1152,21	134,00	0,51	256,11	10	567,86	303,00	1112,00	0,46	260,53
DQO_f (mgO ₂ /L)	39	119,84	248,98	40,00	0,31	36,72	10	132,75	86,00	229,00	0,32	42,03
DBO_b (mgO ₂ /L)	7	274,29	360,00	150,00	0,31	85,61						
DBO_f (mgO ₂ /L)	7	76,43	110,00	40,00	0,32	24,28						
NTK (mgN/L)	39	35,54	60,48	13,72	0,28	9,98	10	35,62	46,90	23,21	0,20	6,99
NH₄ (mgN/L)	39	25,38	43,68	13,72	0,25	6,34	10	29,86	44,10	13,86	0,35	10,40
Nitrito (mgN/L)	38	0,00	0,00	0,00	-	0,00	10	0,00	0,00	0,00	-	0,00
Nitrato (mgN/L)	38	0,00	0,00	0,00	-	0,00	10	0,00	0,00	0,00	-	0,00
Sulfato (mgSO ₄ /L)	4	39,28	46,00	27,57	0,21	8,09						
Fósforo (mgP/L)	4	4,24	5,50	1,53	0,43	1,83						
Orto-fosfato (mgP/L)	4	1,59	2,15	0,85	0,36	0,58						
ST (mg/L)	39	992	5979	394	1	855	9	976	610	1882	0	393
STF (mg/L)	39	524	1214	285	0	154	9	595	382	1258	0	265
STV (mg/L)	39	468	4765	77	2	725	9	381	205	624	0	147
SST (mg/L)	38	380	1276	63	1	294	9	393	34	1087	1	330
SSF (mg/L)	38	150	1088	21	1	189	9	182	0	813	1	248
SSV (mg/L)	38	231	868	42	1	170	9	211	34	493	1	141

Legenda: CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão; ST sólidos totais; STF Sólidos Totais fixos; STV Sólidos Totais voláteis; SST Sólidos suspensos voláteis; SSF sólidos suspensos fixos; SSV Sólidos suspensos voláteis

Através dos resultados apresentados nas Tabelas 5.1 e 5.2, observou-se que o efluente doméstico está de acordo com os valores encontrados em pesquisas anteriores para esgotos domésticos na mesma localidade (PIMENTA,2005; BARROS 2009).

5.2 Lodo de inoculação

O lodo utilizado no inóculo dos reatores anaeróbios apresentou densidade média de 1050 g/L, concentração de STV de 9,98 g/L e AME de 0,23 g DQO-CH₄/gSSV dia.

Como foi relatado na seção anterior foram realizados testes de AME ao final de cada fase e na Tabela 5.3 podem-se observar resultados.

Excepcionalmente, na fase 4 não foi realizado tal teste, pois foi verificado nas fases 2 e 3 que, apesar da mudança do regime hidráulico, e conseqüentemente, um aumento nas taxas de recirculação, os resultados dos testes não variaram significativamente.

Tabela 5.3 - Testes de AME (g DQO-CH₄/gSSV) realizados ao final de cada fase

<i>Fase</i>	<i>ANA1</i>	<i>ANA2</i>
Inoculação		0,22
1	0,23	0,18
2	0,20	0,17
3	0,20	0,18

Apesar da diminuição da AME na inoculação para Fase 1, de 0,22 gDQO/gSSV.d para 0,23 gDQO/gSSV.d e para 0,18 gDQO/gSSV.d, ANA1.1 e ANA2.1 respectivamente, estes resultados ainda estão um pouco abaixo do que é relatado pela literatura para reator UASB, cerca de 0,25 gDQO/gSSV.d (METCALF e EDDY, 2003). Isso, entretanto, não interferiu na remoção DQO dos reatores anaeróbios, cuja eficiência de remoção de DQO apresentou-se entre 70% e 80%, percentual este que também é observado no reator de escala real.

5.3 Coliformes fecais e helmintos

Na fase 1 foram realizadas três coletas para determinação de coliformes fecais. Observou-se que não houve remoção satisfatória, conforme esperado para reatores de fluxo ascendente, concentração média de $3,19 \times 10^7$ NPL/100mL e $1,51 \times 10^6$ NPL/100mL para o afluente e efluente do sistema, respectivamente. Como nas fases subsequentes a velocidade ascensional foi mais elevada, optou-se por não continuar o monitoramento desta variável, visto que para velocidades ascensionais maiores os resultados seriam iguais ou piores para a remoção de coliformes fecais.

Quanto à remoção de ovos de helminto, o sistema apresentou-se eficiente nas duas primeiras fases. Foram realizadas duas análises na fase 1, no 92º e 183º dia de experimento; três análises na fase 2, no 288º, 336º e 342º dia e três na fase 3, no 495º, 511º e 537º dia.

Observa-se na Tabela 5.4 que apesar do aumento da velocidade ascensional na fase 2, obteve-se o efluente com menos de 1 ovo viável por litro, limite estabelecido pela Organização Mundial de Saúde (OMS) para o reuso na irrigação.

Entretanto, quando a fase 3 do experimento foi iniciada, a quantidade de ovos viáveis no efluente elevou-se para valores superiores ao limite estabelecido pela OMS. Este fato pode estar relacionado com o aumento da velocidade ascensional nos filtros

dos reatores, que passaram de 0,56m/h para 0,75 m/h nos reatores anaeróbios e AE1 e de 1,31m/h para 1,74m/h no reator AE2.

Tabela 5.4 – Resultados obtidos do número de ovos de helmintos por litro em cada fase

Dias	Afluente	ANA1	AE1	ANA2	AE2
FASE 1					
92°	50	0,9	0,7	0,9	0,7
183°	346,6	0,8	0,8	0,8	0,0
FASE 2					
288°	6,7	0,0	0,0	0,0	0,0
336°	15,9	0,6	0,9	0,8	0,2
342°	44,8	0,0	0,0	0,7	0,0
FASE 3					
495°	99,6	0,0	0,0	4,6	11,1
511°	11,0	4,4	1,2	9,7	1,8
537°	166,4	9,4	7,6	72,3	16,4

Legenda: ANA1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas).

Teoricamente, os materiais suportes dos filtros serviriam de barreira física que reteria os ovos de helmintos, mas observou-se que essa barreira física apresentou a velocidade ascensional como fator limitante.

A saturação do meio suporte pode ter sido outro fator que contribuiu para o aumento do número de ovos no efluente. Como não foi planejado um sistema de remoção e/ou inviabilização dos ovos para o meio suporte, eles foram sendo acumulados até atingir o limite, sendo liberados para o efluente, provavelmente com o incremento do cisalhamento entre as partículas.

5.4 Sulfato e fósforo

Tanto sulfato quanto fósforos foram variáveis monitoradas até a fase 3 do experimento (recirculação de 100%), entretanto como não foram o objetivo principal da pesquisa, a discussão destes se restringirá a breves comentários.

Para sulfato (Tabela 5.6), houve diminuição na concentração do efluente anaeróbio quando comparado com o afluente do sistema, (Tabela 5.6). Provavelmente, o sulfato foi reduzido à sulfeto nestes reatores. Esta observação é importante uma vez que as bactérias redutoras de sulfato são inibidoras das metanogênicas, sendo deste modo, indesejáveis nos reatores anaeróbios. Entretanto, a baixa concentração de sulfato não foi suficiente para inibir na atividade as bactérias metanogênicas.

Nos reatores aeróbios a concentração de sulfato elevou-se, pois provavelmente ocorreu a oxidação do sulfeto, convertido nos reatores anaeróbios, o que resultou novamente no acréscimo de sulfato no efluente.

Em relação à concentração de fósforo, esta apresentou comportamento semelhante entre todos os reatores e ao longo do experimento. Ocorreram reduções que variaram no intervalo de 10 a 30% em relação ao afluente do sistema. Porém, esta redução não foi muito expressiva, pois as concentrações de fósforo nos efluentes permaneceram superiores a 1,0 mg/L. (Tabela 5.7).

Mais de 80% do fósforo presente nos reatores encontrava-se na forma de ortofosfato, ou seja, diretamente disponível para o metabolismo biológico sem necessidade de conversão para formas mais simples. Um fato a ser ressaltado é que o ortofosfato é de fácil assimilação pelas culturas vegetais.

Esses resultados eram os esperados, pois o sistema não foi dimensionado para a remoção de fósforo. Entretanto, embora não tenha sido objetivo da pesquisa, nada impediria que através de algumas modificações operacionais neste houvesse remoção de tal nutriente.

Tabela 5.5 - Concentração de sulfato nos reatores

	FASE 1					FASE 2					FASE 3				
Sulfato(mg S/L)	Afluyente	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afluyente	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afluyente	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3
N° de dados	70	65	57	67	57	31	29	30	29	32	4	4	4	4	4
Média	40	21	43	22	42	39	4	48	15	39	39	4	35	2	41
Mínimo	8	0	12	0	1	13	0	0	0	94	46	12	56	5	73
Máximo	72	39	88	66	84	61	37	125	48	1	28	2	4	1	19
CV	0,29	0,51	0,34	0,60	0,47	0,26	2,19	0,42	0,98	0,56	0,21	1,10	0,64	0,84	0,61
DP	11,55	10,53	14,81	13	19,68	10,38	9,47	23,35	14,30	22,16	8,09	4,85	22,32	1,89	24,74

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas) CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Tabela 5.6 - Concentração de fósforo nos reatores

	FASE 1					FASE 2					FASE 3				
Fósforo(mg P/L)	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3
N° de dado	67	68	56	68	55	12	12	12	12	12	4	4	4	4	4
Média	5,5	4,8	4,4	4,8	4,9	4,6	4,2	4,1	4,1	4,3	4,2	3,6	4,4	4,0	3,8
Mínimo	1,7	0,0	1,3	0,1	2,2	3,8	2,9	2,1	2,6	2,3	5,5	4,5	6,0	4,6	5,2
Máximo	13,2	8,0	7,0	8,4	8,7	5,7	5,3	5,6	4,9	5,7	1,5	2,1	3,2	2,6	2,4
CV	0,35	0,26	0,26	0,25	0,25	0,12	0,17	0,29	0,19	0,26	0,43	0,29	0,30	0,23	0,31
DP	1,94	1,24	1,13	1,18	1,25	0,55	0,7	1,19	0,77	1,12	1,83	1,05	1,33	0,93	1,19

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas) CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

5.5 Temperatura, pH, alcalinidade e AGV

Apesar de não ter havido monitoramento e controle da temperatura no local, observou-se que ela se manteve numa faixa entre 25,9°C e 27,6 °C (Tabela 5.8) em todos os reatores e ao longo do experimento, temperatura ideal para desenvolvimento bacteriano mesofílico (entre 25°C e 35°C) (HENZE et al. ;1997) e abaixo do limite de lançamento de efluentes que, segundo a CONAMA 430/2011, é a 40 °C, pois se trata de esgoto doméstico.

O pH manteve-se próximo da neutralidade em todos os reatores. Apesar disso, na fase 1, os reatores aeróbios apresentaram diferença significativa entre eles. AE1.1 apresentou média 3% inferior que AE2.1, com valores iguais a 6,86 e 7,05, respectivamente. Esses reatores atingiram valores mínimos de 5,57 em AE1.1 e de 5,13 em AE2.1, como observado na Tabela 5.9.

Os baixos valores de pH ocorreram, provavelmente, em virtude do processo de nitrificação, pois nesse processo há consumo de alcalinidade no meio como se pode observar na Tabela 3.3. Como será mostrado mais adiante, esse processo foi estabelecido primeiro em AE1, explicando assim a média mais baixa.

Ainda com relação aos reatores aeróbios, a partir da fase 2, o pH dos reatores aeróbios apresentaram valores médios entre 6,9 e 7,6. Essa faixa está um pouco abaixo da indicada por SURAMPALLI et al. (1997) como ideal para a nitrificação, que menciona valores entre 7,5 e 9,0.

Os valores mínimos de pH encontrado nos reatores foram superiores ao padrão de lançamento de efluentes estabelecido pela CONAMA 430/2011, que é entre 5 e 9.

Tabela 5.7 - Temperatura nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
Temp. (°C)	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl.	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
Nº de dados	70	71	53	70	55	43	42	43	43	43	39	39	39	39	39	9	10	10	10	10
Média	27,06	26,78	27,15	26,76	27,48	27,91	27,36	27,24	27,62	27,55	26,19	26,35	25,90	26,49	26,48	25,07	24,86	25,12	24,84	25,08
Mínimo	23,50	22,50	23,10	23,40	23,20	21,00	22,40	22,80	23,00	23,00	29,50	22,50	16,50	22,80	19,80	24,80	24,30	23,90	24,30	24,10
Máximo	30,30	30,40	30,00	30,13	30,70	33,30	30,90	30,30	31,00	32,20	18,30	30,00	29,70	29,90	34,70	25,60	25,60	28,90	25,60	28,60
CV	0,06	0,08	0,07	0,07	0,07	0,07	0,06	0,06	0,06	0,06	0,09	0,07	0,09	0,07	0,09	0,01	0,01	0,06	0,02	0,05
DP	1,72	2,01	1,85	1,97	2,05	1,92	1,58	1,57	1,64	1,73	2,48	2,03	2,47	2,04	2,61	0,26	0,37	1,41	0,38	1,30

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Tabela 5.8 - pH nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
pH	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl.	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
Nº de dados	73	73	56	72	56	43	42	43	43	43	39	39	38	39	39	10	10	10	10	10
Média	7,09	7,01	6,86	7,08	7,05	7,01	7,15	7,08	7,05	6,93	7,07	7,08	6,94	7,01	6,99	7,43	7,56	7,57	7,60	7,64
Mínimo	6,69	6,20	5,57	6,61	5,13	6,27	5,85	6,46	6,44	6,40	6,45	6,20	6,10	6,39	5,75	7,19	7,25	7,29	7,47	7,36
Máximo	7,63	7,74	8,01	9,60	7,93	7,40	7,77	7,80	7,47	7,41	7,36	9,98	7,75	7,60	7,40	7,43	8,00	7,94	7,68	8,07
CV	0,03	0,01	0,01	0,01	0,01	0,04	0,01	0,01	0,01	0,01	0,03	0,08	0,04	0,04	0,04	0,02	0,03	0,02	0,01	0,02
DP	0,18	0,06	0,11	0,09	0,11	0,27	0,11	0,08	0,08	0,08	0,21	0,55	0,28	0,29	0,30	0,18	0,20	0,17	0,08	0,18

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Nos reatores aeróbios observou-se que nas fases em que ocorreu a nitrificação (1, 2 e 3) não houve diferença significativa em relação ao pH. Entretanto, na fase 4, na qual ambos os reatores não conseguiram realizar o processo de nitrificação, observou-se diferença significativa (Tabela 5.9).

Com relação à alcalinidade, esta foi suficiente, em todas as fases, para a realização do processo de nitrificação, pois a concentração nos efluentes aeróbios sempre esteve com valores médios superiores a 88 mgCaCO₃/L. Valor este, muito superior aos 30 mg/L que Van Handel e Marais (1999), indicam como concentração mínima para que ocorra inibição do processo de nitrificação.

A alcalinidade total (Tabela 5.11) seguiu a mesma tendência da alcalinidade parcial, havendo uma diminuição na concentração nas fases 2 e 3 e um pequeno aumento na fase 4. Como será abordado em seguida, esse fato está relacionado com os processos de nitrificação e desnitrificação que ocorreram no sistema, pois esses processos consomem e produzem, respectivamente, alcalinidade.

Outro fato a ser ressaltado é que com o início da recirculação, a partir da fase 2 do experimento, houve uma maior produção de alcalinidade parcial no reator ANA1 quando comparado com o reator ANA2.

Tal fato pode estar relacionado com o tempo necessário para a realização da nitrificação no reator AE2, insuficiente, que tinha como tempo de detenção hidráulico de 4 horas. Com esse tempo insuficiente aliado ao fato que o efluente aeróbio sempre saía com a concentração de OD maior que 2mg O₂/L, há uma possibilidade, por menor que seja, do processo de nitrificação acontecer na área em que a recirculação entra no reator anaeróbio, fazendo com que houvesse uma diminuição da concentração da alcalinidade no reator ANA2.

Tabela 5.9 - Alcalinidade parcial nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
Alc. Parcial MgCaCO₃/L	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl.	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
N° de dados	74	74	57	74	57	43	43	43	43	43	39	39	39	39	39	10	10	10	10	10
Média	168,33	220	116	222	164	153,51	198	146	190	165	96,34	187	88	120	104	147,82	194	186	183	180
Mínimo	79	134	0	125	0	67	70	20	78	0	212	106	5	71	10	91	133	114	133	133
Máximo	248	354	243	338	304	221	298	288	294	280	53	321	190	237	225	190	245	217	220	224
CV	0,18	0,18	0,60	0,18	0,43	0,24	0,28	0,42	0,27	0,34	0,32	0,24	0,44	0,29	0,40	0,01	0,21	0,23	0,19	0,18
DP	30,75	38,8	70,43	39,99	70,19	37,52	55,21	60,48	52,18	55,58	30,73	44,46	38,64	35,66	41,65	0,26	41,83	42,20	34,91	31,99

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Tabela 5.10 - Alcalinidade total nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
Alc. Total MgCaCO₃/L	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl.	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
N° de dados	74	74	57	74	57	43	43	43	43	43	39	39	39	39	39	10	10	10	10	10
Média	249,31	302	161	306	237	236,56	284	208	271	236	161,78	187	125	189	158	199,58	235	214	217	212
Mínimo	100	162	3	191	2	91,30	120	35	118	0	320	106	8	120	14	125	163	133	163	162
Máximo	331	384	335	412	401	298	396	321	360	356	14,5	321	260	326	307	256	281	250	260	253
CV	0,18	0,16	0,59	0,16	0,38	0,20	0,21	0,35	0,21	0,30	0,30	0,24	0,52	0,23	0,38	0,25	0,21	0,21	0,18	0,16
DP	44,03	48,7	94,52	48,63	90,61	47	60,33	73,64	57,2	71,83	49	44,46	65,59	44,31	59,76	50,87	49,55	46,06	38,19	34,69

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

As concentrações de ácidos graxos voláteis nos reatores anaeróbios apresentaram valores médios inferiores a 60 mg/L. É importante que os valores de AGV sejam baixos, pois o acúmulo de ácidos no reator pode elevar a concentração de H^+ e conseqüentemente a sua acidificação, fazendo com que a atividade metanogênica seja inibida.

Tabela 5.11 - AGV nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3				
AGV (mg HAc/L)	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3
Nº de dados	70	71	20	70	20	32	31	10	31	11	39	39	15	39	15
Média	46	34	25	31	27	54	41	31	42	40	41	25	16	26	17
Mínimo	11	14	10	15	11	28	20	19	24	22	81	7	9	10	10
Máximo	90	69	43	58	39	134	79	47	91	82	14	54	22	65	34
CV	0,31	0,40	0,37	0,31	0,30	0,35	0,32	0,35	0,36	0,46	0,32	0,40	0,26	0,40	0,35
DP	14,22	13,48	9,17	9,61	8,05	19,04	13,37	10,82	15,09	18,35	13,10	9,80	4,05	10,31	6,05

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas) CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

5.5 Sólidos

As idades do lodo encontradas para os reatores ANA1 e ANA2 (para as 3 primeiras fases) estão descritas na Tabela, 5.13. Em comparação aos reatores UASB e filtros anaeróbios, entre 30 e 60 dias, a idade encontrada para os reatores foi muito superior, o que indica uma melhor retenção de sólidos nos reatores.

Tabela 5.12 – Idade do lodo em dias para os reatores anaeróbios até a fase 3

	ANA1	ANA2
Fase 1	111	118
Fase 2	114	146
Fase 3	82	63

Em relação aos sólidos, na fase 1 (sem recirculação), pode-se notar nas Figuras 5.1 e 5.2 que todos os reatores obtiveram, em seus respectivos efluentes, médias abaixo de 30 mgSSV/L, que o filtro anaeróbio proporcionou uma melhor retenção destes em relação ao reator UASB.

Esse fato é muito importante e indica que os filtros proporcionam melhor retenção de sólidos dentro dos reatores, quando comparados a reatores que utilizam o sistema de biomassa livre, não imobilizados em meio suporte.

Apesar de a velocidade ascensional ter aumentado na fase 2, os reatores anaeróbios não apresentaram alterações significativas em relação à fase 1 do experimento em relação à SSV, estando com valores médios iguais a 23 mg/L(fase 1) e 24mg/L(fase 2) e 26mg/L(fase 1) e 23 mg/L(fase 2) para o reatores ANA1 e ANA 2, respectivamente.

Entretanto, nos reatores aeróbios, quando comparamos a fase 2(recirculação de 50%) com a fase 1 (sem recirculação) houve um acréscimo na concentração de SSV, valores médios, de 15 para 28 mg/L e de 18 para 35 mg/L no AE1 e AE2, respectivamente(Figuras 5.1 a 5.3).

Analisando os resultados de SSV e confrontando com os valores das velocidades ascensionais do efluente dentro dos reatores (Tabela 4.2), verificou-se que, apesar do aumento na concentração de SSV, os filtros tiveram um importante papel na retenção dos sólidos, visto que a velocidade ascensional nas partes sem meio suporte chegou a 2,4 m/h(Tabela 4.2), AE2, que para sistemas de biomassa livre é considerada alta. Para reatores do tipo UASB a velocidade recomendada em projeto é na ordem de 1 m/h.

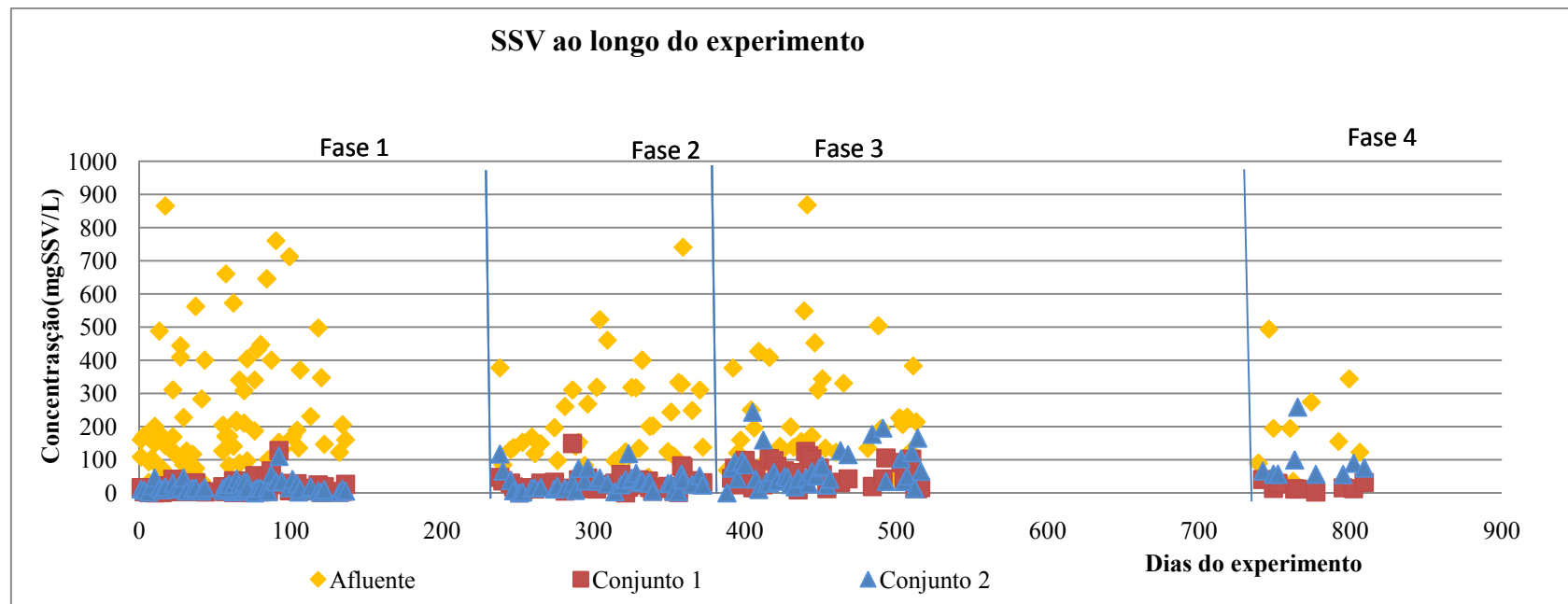


Figura 5.1- Concentração de SSV no afluente e efluentes ao longo do experimento

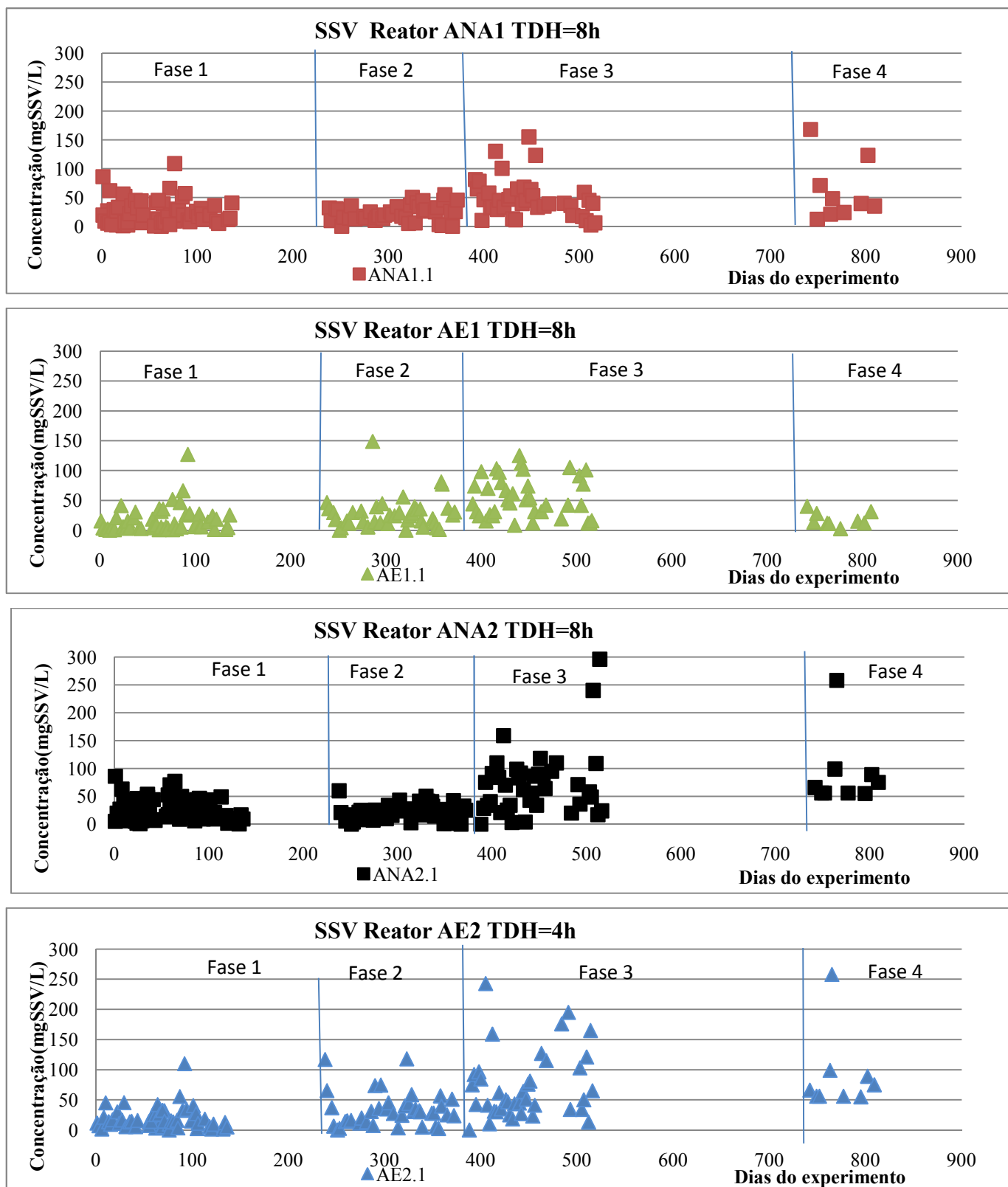


Figura 5.2 – Concentração de SSV nos efluentes dos reatores ao longo do experimento

Como era esperado para a fase 3, houve um aumento na quantidade de SSV nos efluentes de ambos os conjuntos, passando de 28 mg/L para 49 mg/L e de 35 mg/L para

60 mg/L, para os conjuntos 1 e 2 respectivamente (Figuras 5.1 e 5.2). Em vários dias foi observado que as concentrações de SSV nos reatores aeróbios foram superiores as dos reatores anaeróbios. Isso indica que a biomassa aeróbia pode ser menos densa ou ainda que ela não adere tão bem quando comparada a biomassa anaeróbia.

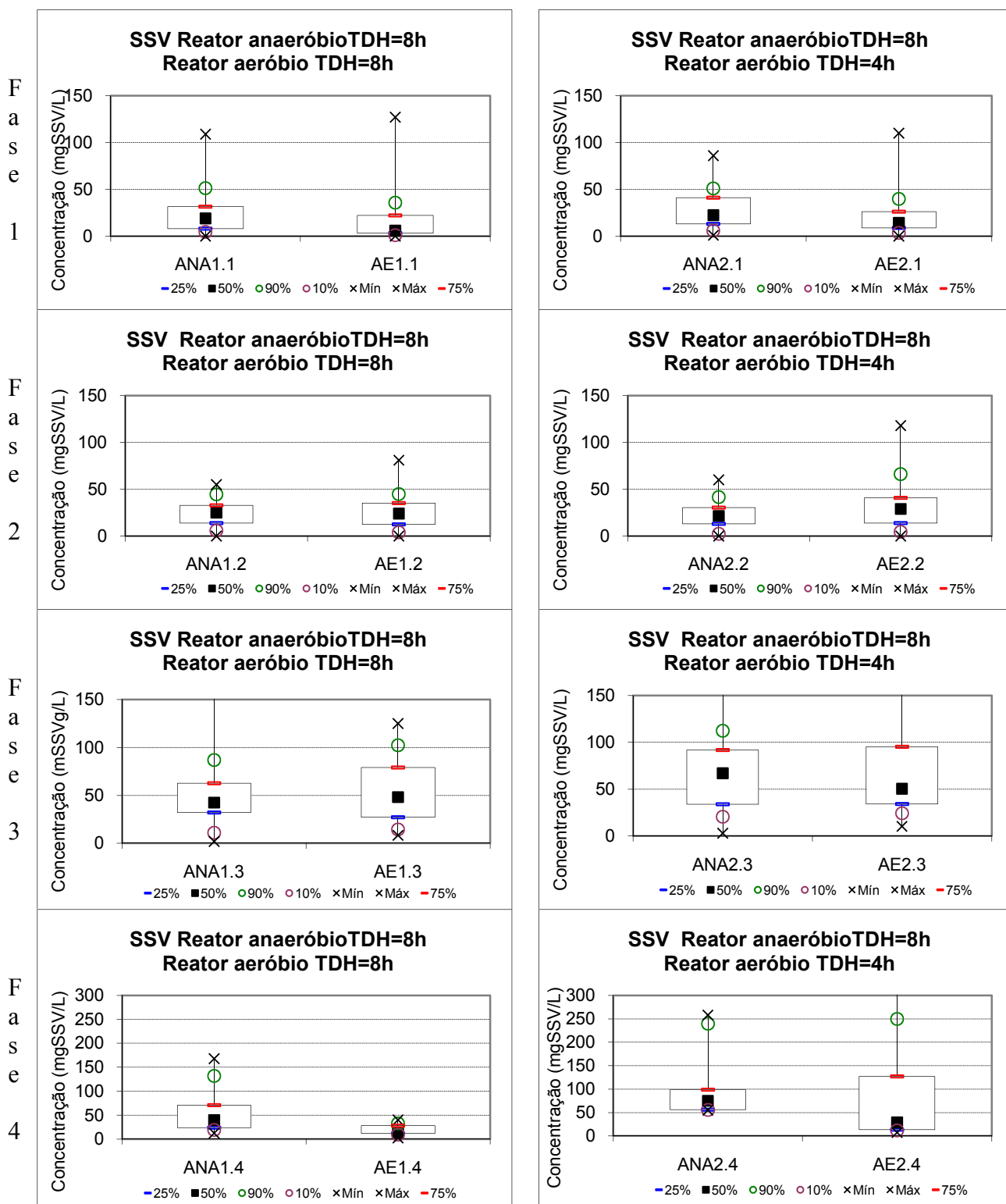


Figura 5.3 – Gráficos “boxplot” de DQO bruta para cada fase do experimento

Na fase 4(recirculação de 200%), as concentrações médias de SSV para os reatores ANA1, ANA2 e AE2 aumentaram para 60, 86 e 104 mg de SSV/L (Figuras 5.1 e 5.2 e Tabela 5.14). Em contrapartida, o reator AE1 apresentou valor médio menor, 18 mg/L, que o da fase anterior, fase 3.

Analisando a Tabela 5.14 conclui-se o conjunto dois entrou em colapso, pois quando comparado com o afluente, a eficiência média de ambos os reatores apresentou-se negativa (Tabela 5.14), o que indica que ambos os reatores não conseguiram reter a biomassa em diversas ocasiões. A não retenção da biomassa pode ser explicada pelas altas taxas de velocidade nos reatores, que chegou a 7,74 m/h no reator AE2.

Tabela 5.13 - SSV nos reatores durante o experimento

Fases	Reatores	Concentração (mg SSV/L)						Eficiência de retenção (%)			
		N	Méd	Mín	Máx	CV	Nº de dados	Méd	Mín	Max	CV
1	Afl.	69	251	31	865,0	0,76	-	-	-	-	-
	ANA1.1	69	23	0,0	108,8	0,89	69	85,1	12,9	100,0	0,21
	AE1.1	55	15,5	0,0	127,0	1,38	45	59,5	3,7	100,0	0,48
	Global 1.1	-	-	-	-	-	55	92,6	16,4	100,0	0,13
	ANA2.1	69	26	0,5	86,0	0,73	69	83,6	12,9	99,8	0,21
	AE2.1	55	18	0,0	110,0	0,97	41	50,8	7,3	100,0	0,46
	Global 2.1	-	-	-	-	-	55	89,9	27,6	100,0	0,14
2	Afl.	39	223	47,0	740,0	0,64	-	-	-	-	-
	ANA1.2	39	24	1,5	55,0	0,55	39	84,9	5,3	99,5	0,18
	AE1.2	39	29	0,0	148,7	0,93	20	43,5	3,3	100,0	0,65
	Global 1.2	-	-	-	-	-	39	82,9	19,5	100,0	0,22
	ANA2.2	39	23	1,0	60,0	0,62	39	85,9	13,8	99,4	0,18
	AE2.2	39	34	2,5	118,0	0,81	16	27,2	0,6	66,9	0,71
	Global 2.2	-	-	-	-	-	38	81,8	22,2	99,2	0,21
3	Afl.	38	230	42,00	868,00	0,74	-	-	-	-	-
	ANA1.3	38	49	2,00	155,00	0,70	37,00	73,28	8,82	98,38	0,29
	AE1.3	38	55	8	125	0,61	38,00	-91,65	-670,00	90,24	2,02
	Global 1.3	-	-	-	-	-	38,00	61,90	-116,67	96,86	0,67
	ANA2.3	39	72	0,00	296,00	0,82	38,00	55,69	-58,62	97,08	0,71
	AE2.3	39	71	0,00	243,00	0,78	38,00	-81,41	-1055,56	79,17	3,27
	Global 2.3	-	-	-	-	-	38,00	50,16	-173,03	95,07	1,18
4	Afl.	9	210	493,33	34,00	0,67	-	-	-	-	-
	ANA1.4	9	60	168,00	12,33	0,87	9,00	46,80	-88,76	97,50	1,40
	AE1.4	9	18	40,00	2,50	0,66	9,00	55,94	-8,11	90,24	0,61
	Global 1.4	-	-	-	-	-	9,00	84,45	55,06	99,09	0,18
	ANA2.4	9	86	258	55,00	2,19	9,00	-16,78	-658,82	88,65	14,41
	AE2.4	9	104	493	7,33	1,52	9,00	-38,79	-780,95	97,16	7,30
	Global 2.4	-	-	-	-	-	9,00	55,24	-4,10	95,06	0,78

5.5 DQO

Analisando os gráficos de DQO da fase 1 (Figuras 5.4 a 5.9), é notado uma diferença significativa entre os efluentes finais. A DQO final do conjunto 2 variou de 40 a 140 mg/L enquanto que no conjunto 1 essa variação foi de 20 a 100 mg/L.

Apesar desta diferença, ambos os conjuntos apresentaram ótimos resultados para a remoção de DQO. Concentrações abaixo de 100 mg/L foram verificadas em 90% dos dados. Mesmo não estando com os respectivos biofilmes formados completamente, ambos os conjuntos apresentaram eficiências bastante semelhantes, em torno de 80-90%.

Na fase 2, os efluentes dos reatores anaeróbios apresentaram um aumento de cerca de 10%, tanto na concentração de DQO bruta quanto na DQO filtrada. Nestes reatores não houve aumento na concentração de SSV, e tal fato poderia ser explicado pela redução do tempo de contato entre biomassa e o esgoto dentro dos reatores devido, novamente, ao aumento da velocidade ascensional.

Quando comparados com a fase 1 (sem recirculação), as concentrações de DQO Bruta dos reatores aeróbios tiveram um aumento de 55 para 74 e de 84 para 104 mgO₂/L no AE1 e AE2, respectivamente. Isto pode estar relacionado o com aumento da concentração de SSV no efluente (Tabela 5.13).

Outro fato que reforça essa tese é que a concentração da DQO filtrada praticamente não foi alterada entre as fases 1 e 2, estando em torno de 50 mgO₂/L (Figuras 5.4 a 5.9) em ambos os reatores, há um reforço na hipótese que o aumento da DQO bruta está relacionado ao aumento de SSV no efluente.

O aumento da concentração de SSV também influenciou nos resultados da DQO bruta (total) de ambos os conjuntos na fase 3, pois os valores aumentaram de 74 para 109 e de 104 para 134 mgO₂/L nos conjuntos 1 e 2, respectivamente.

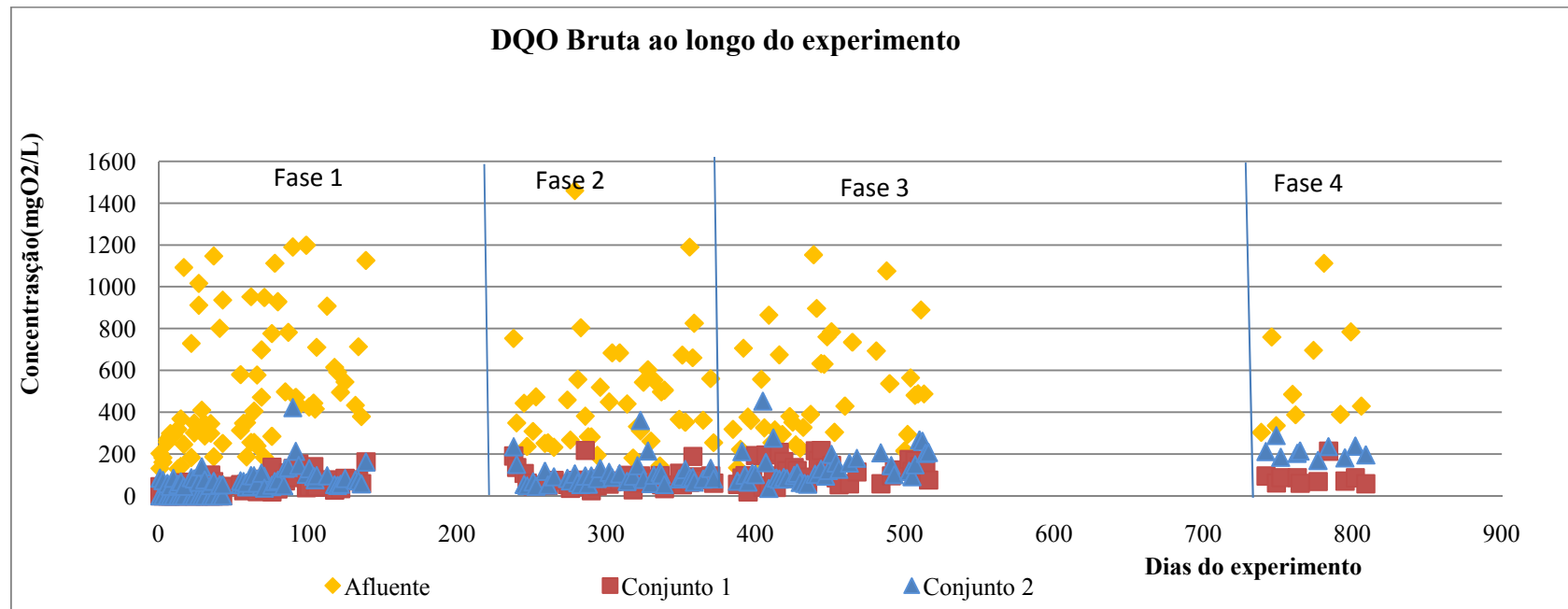


Figura 5.4- Concentração de DQO bruta no afluente e efluentes ao longo do experimento

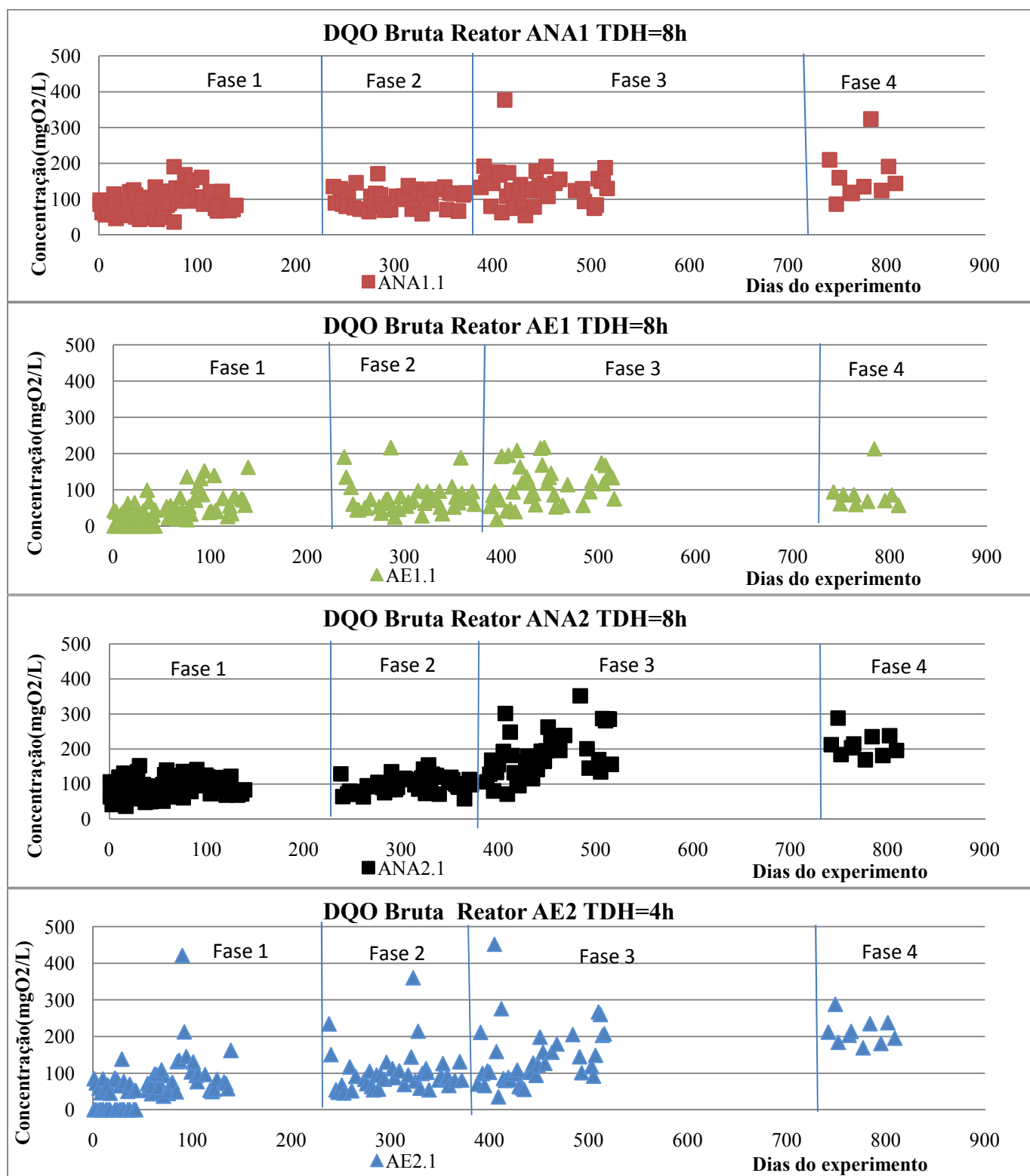


Figura 5.5 – DQO bruta nos efluentes reatores longo do experimento

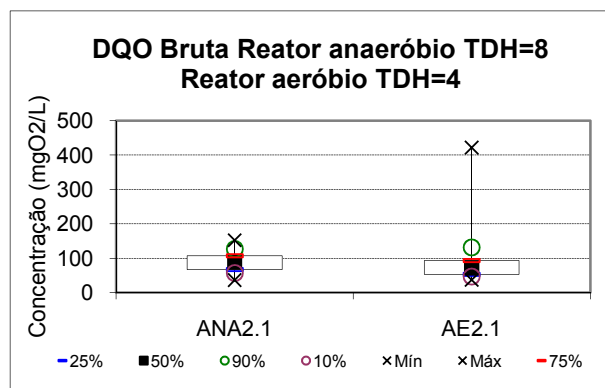
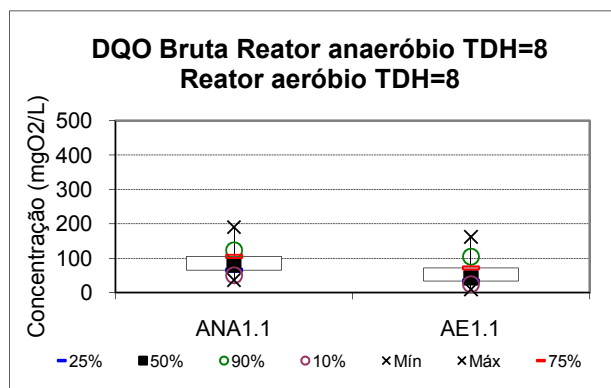
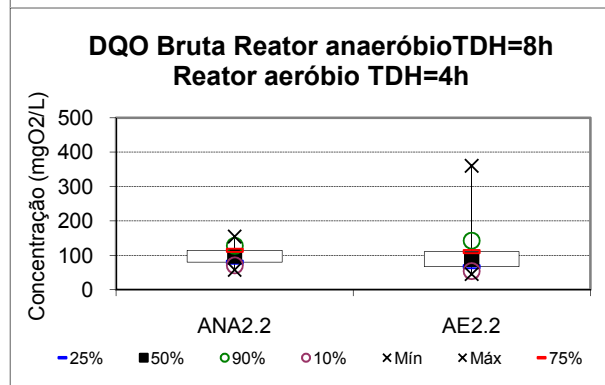
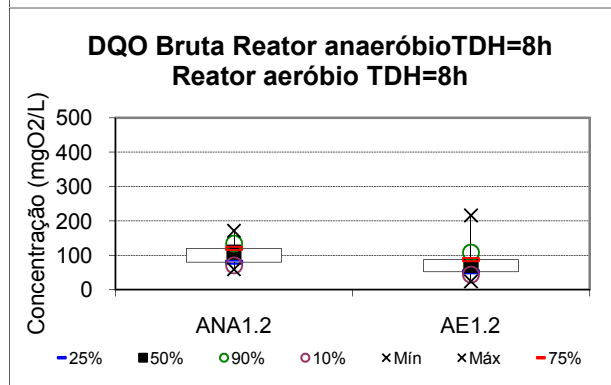
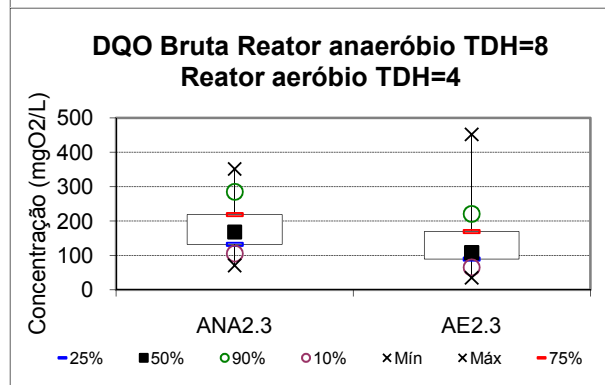
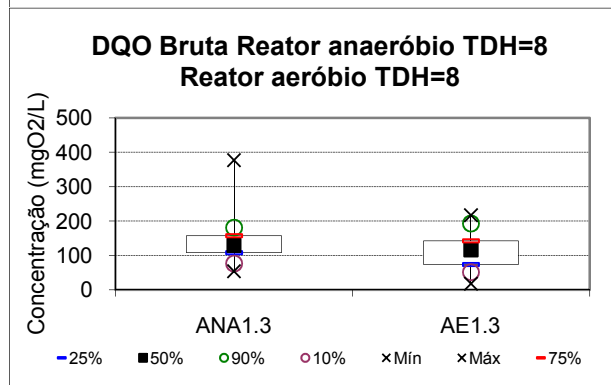
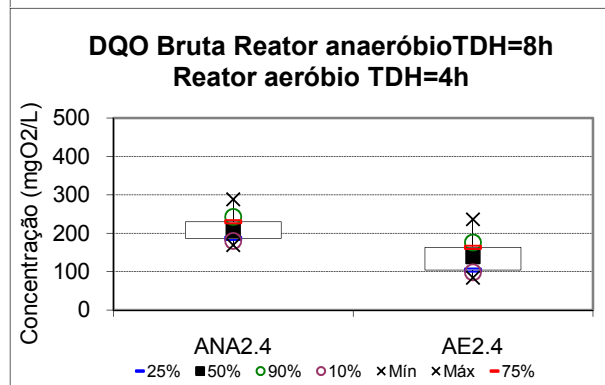
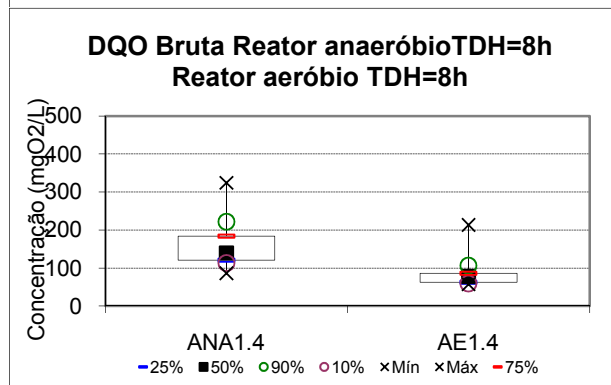
F
a
s
e
1F
a
s
e
2F
a
s
e
3F
a
s
e
4

Figura 5.6 – Gráficos “boxplot” de DQO bruta para cada fase do experimento

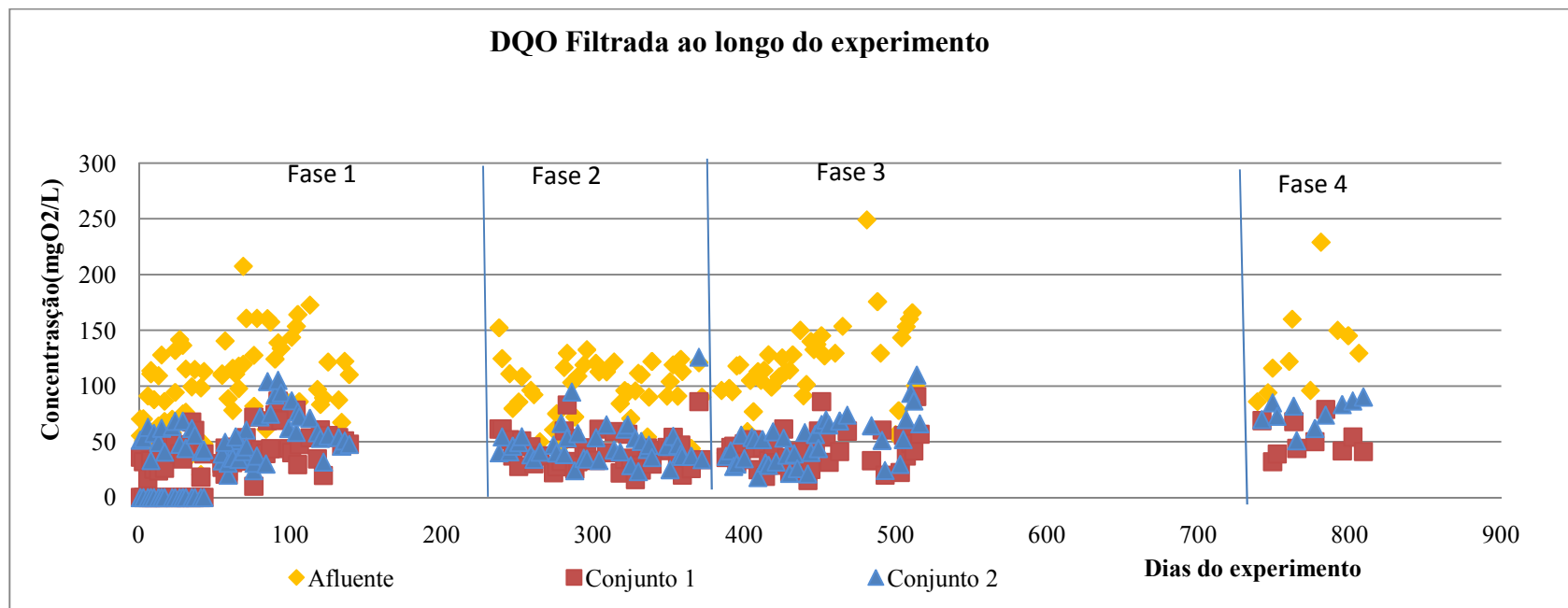


Figura 5.7- Concentração de DQO filtrada no afluente e efluentes ao longo do experimento

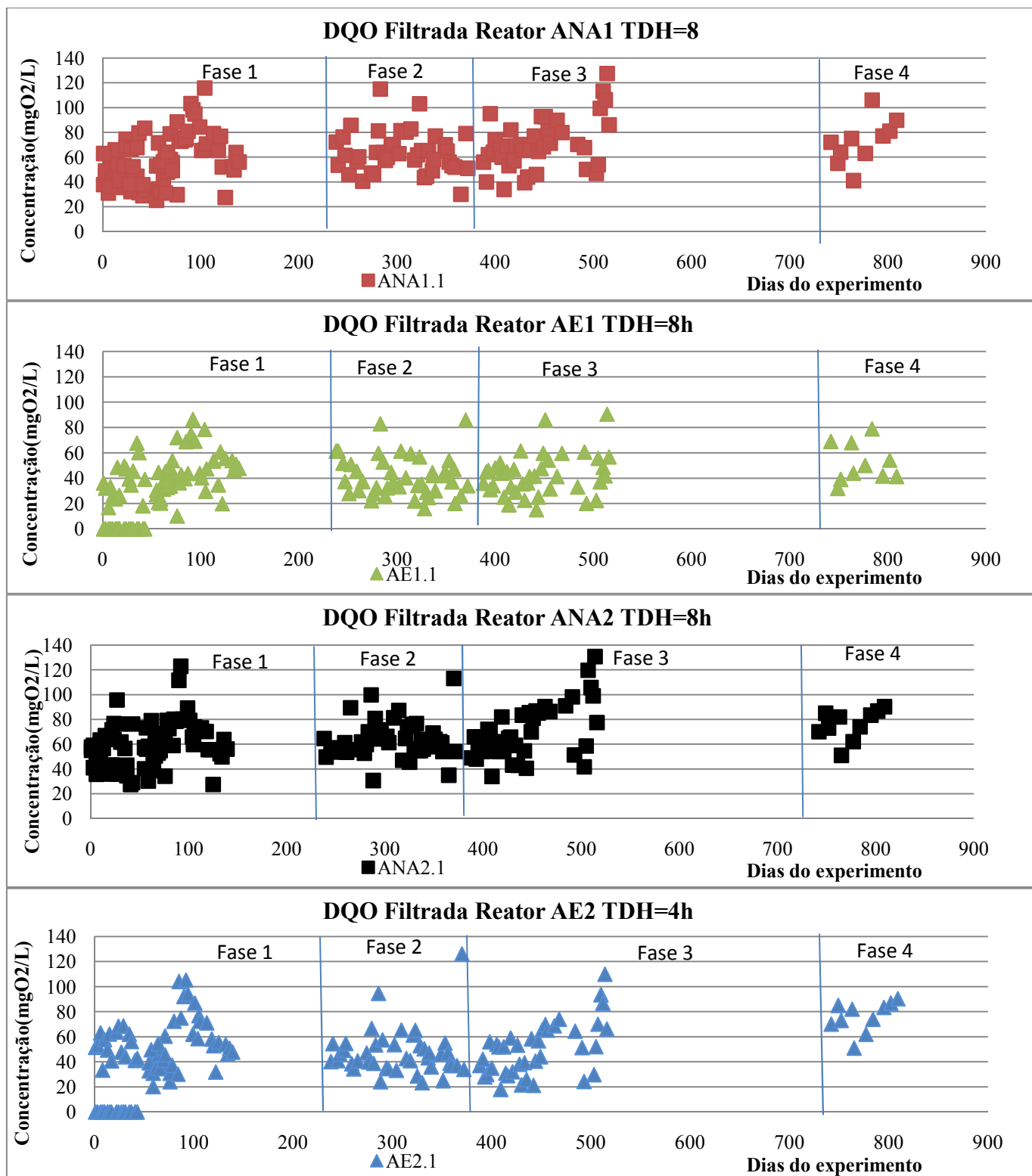


Figura 5.8 – DQO filtrada nos efluentes dos reatores durante o experimento

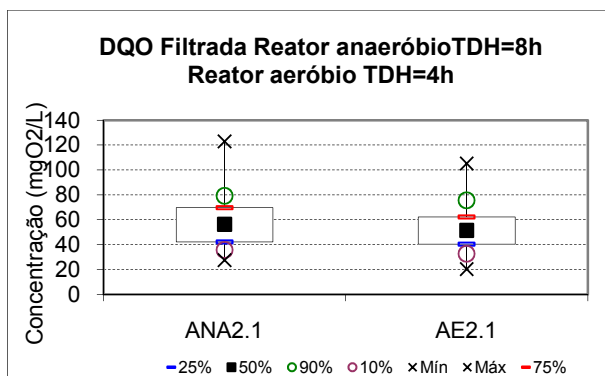
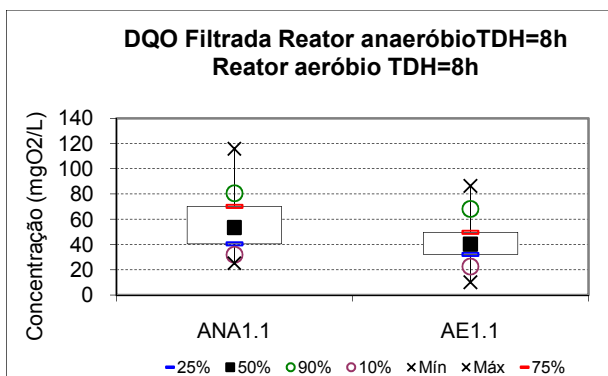
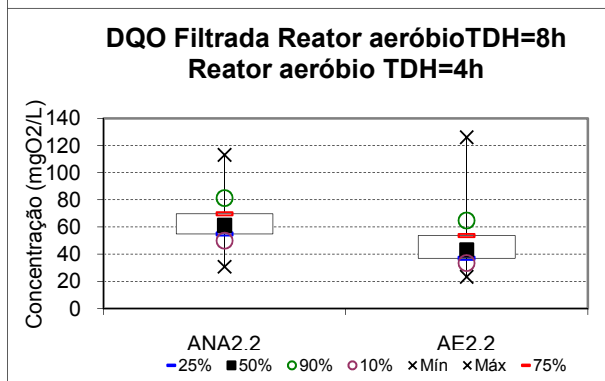
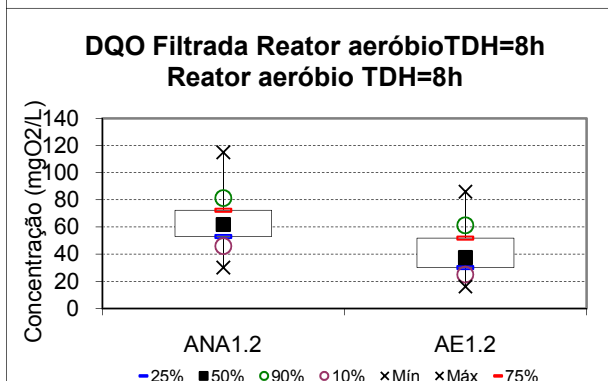
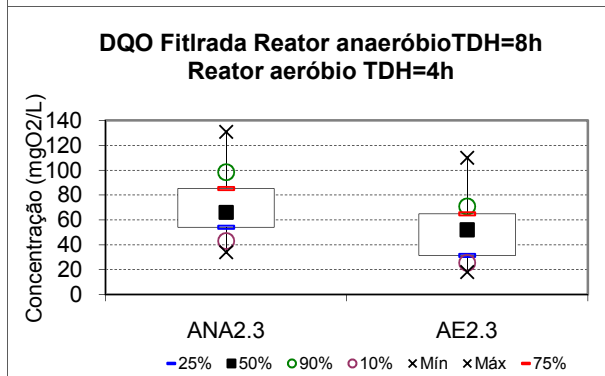
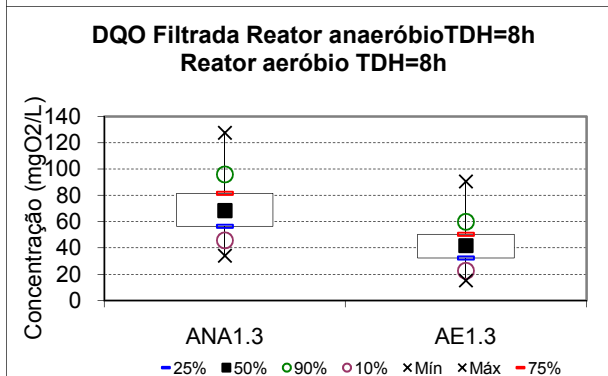
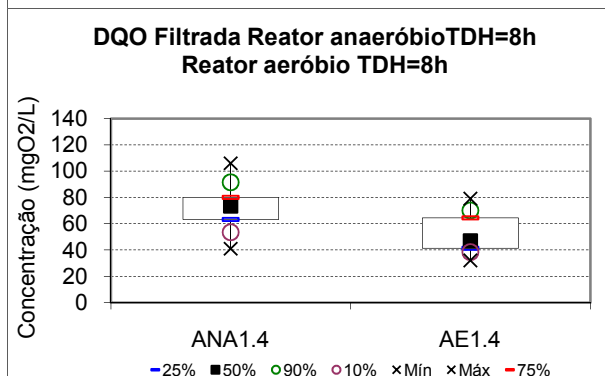
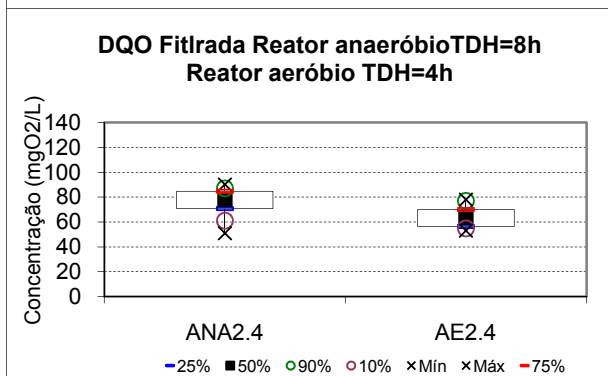
F
a
s
e
1F
a
s
e
2F
a
s
e
3F
a
s
e
4

Figura 5.9 – Gráficos “boxplot” de DQO filtrada das 4 fases do experimento

Apesar desse aumento na DQO bruta, houve uma melhora expressiva na concentração da DQO filtrada, passando de 50 mgO₂/L para 35 mgO₂/L em ambos os efluentes. É possível que esta melhora tenha sido proporcionada por uma otimização na mistura proporcionada pela maior velocidade aplicada ao líquido dentro dos reatores

(Tabela 4.2), o que melhora a distribuição do substrato nas mantas de lodo e nos biofilmes.

Para a fase 4, os valores da DQO bruta para os reatores anaeróbios e AE2 foram superiores às concentrações da fase 3, isso mais uma vez pode estar relacionado com o aumento de SSV na fase para estes reatores. Ainda na fase 4, como no reator AE1 os SSVs diminuíram, também houve uma redução na DQO Bruta.

Para a DQO Filtrada, entretanto, as concentrações encontradas nos reatores na fase 4 foram superiores a 50 mgO₂/L (Tabela 5.15), tendo estes sido os valores mais elevados observados durante o experimento. Mais uma vez, esse fato pode estar relacionado com a velocidade ascensional, que pode ter dificultado os processos de digestão da matéria orgânica, tanto anaerobiamente, quanto aerobiamente.

Tabela 5.14 – Eficiência média de remoção de DQO durante as fases do experimento

	Conjunto 1	Conjunto 2
Fase 1	87%	84%
Fase 2	84%	80%
Fase 3	77%	72%
Fase 4	84%	75%

Na tabela 5.15, observa-se que em relação à eficiência média de remoção de DQO bruta que o conjunto 1 apresentou melhores resultados. Quando aliamos essa informação com os gráficos das Figuras 5.6, conclui-se que além do conjunto 1 apresentar melhores resultados, as fases 2 e 4 deste conjunto, apresentaram dados bastantes semelhantes no tocante à confiabilidade dos dados, pequena dispersão.

Para as melhores fases essa eficiência de remoção ficou equivalente a segunda fase da pesquisa realizada Giustina et al (2010), entre 80 e 90% , que trabalharam com o tratamento de esgotos domésticos reatores UASB seguidos de um reator híbrido composto de biofiltros submersos (aeróbio e anaeróbio), com um TDH de 8 horas.

Tais fases também apresentaram eficiências de remoção melhores, no tocante a DQO, que o trabalho apresentado por Almeida et al (2011) também tratou efluentes domésticos com reatores UASB seguidos de filtros percoladores, as eficiências globais foram entre 70% e 80%, quando comparados com aproximadamente o mesmo TDH.

Tabela 5.15 - DQO Bruta nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
DQO bruta (mgO₂/L)	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl.	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
Nº de dados	72	72	55	72	54	42	40	41	41	41	39	39	39	39	39	10	10	10	10	10
Média	502,51	86,58	56,27	88,52	78,04	474,27	102,96	76,46	97,22	94,13	500,82	136,06	113,69	181,93	138,71	567,86	161,03	87,97	211,90	140,06
Mínimo	67,01	36,34	9,33	36,36	36,84	142,27	59,21	24,24	58,00	45,50	1152,21	54,49	18,00	71,00	35,00	303,00	86,00	56,92	169,00	84,00
Máximo	1601,57	190,49	161,91	152,28	212,68	1458,88	171,36	216,11	154,38	234,39	134,00	377,00	216,95	351,39	452,00	1112,00	324,00	213,00	288,00	236,00
CV	0,64	0,36	0,63	0,30	0,44	0,55	0,26	0,54	0,23	0,42	0,51	0,40	0,47	0,37	0,57	0,46	0,42	0,52	0,16	0,33
DP	323,23	31,06	35,22	26,71	34,38	263,11	26,37	41,54	22,01	39,84	256,11	54,36	53,06	67,17	79,57	260,53	68,00	45,87	34,82	45,65

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Tabela 5.16 - DQO Filtrada nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
DQO filtrada (mgO₂/L)	Afl.	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl.	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl.	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl.	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
Nº de dados	74	74	57	72	57	42	39	39	39	39	39	39	39	39	39	10	10	10	10	10
Média	98,84	56,68	42,29	55,88	53,50	98,99	61,71	38,93	61,17	43,77	119,84	70,52	42,55	70,21	49,89	132,75	72,38	51,82	75,74	64,38
Mínimo	20,62	25,13	10,08	27,39	20,25	44,00	30,00	16,01	30,66	23,27	248,98	34,00	15,17	34,00	18,00	86,00	41,00	32,00	51,00	53,00
Máximo	207,38	115,79	86,37	95,61	105,23	152,22	103,07	61,58	89,36	66,54	40,00	127,50	90,57	130,73	109,92	229,00	106,00	79,00	90,26	78,00
CV	0,38	0,35	0,39	0,30	0,36	0,25	0,24	0,33	0,20	0,25	0,31	0,30	0,39	0,32	0,42	0,32	0,25	0,30	0,16	0,15
DP	37,97	20,11	16,66	16,35	19,34	24,85	14,67	12,71	12,38	11,14	36,72	20,90	16,45	22,29	21,10	42,03	18,20	15,41	12,30	9,36

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

5.6 DBO

Foram realizadas 5 coletas para análise de DBO bruta e filtrada até a fase 3 e mais 2 coletas apenas nos reatores anaeróbios, nos períodos de partida anteriores ao início da operação dos reatores aeróbios.

De maneira geral, a remoção média de DBO bruta nos reatores anaeróbios foi de 80% e a eficiência do sistema variou de 93% para conjunto 1 para 62% para o conjunto 2. É importante ressaltar que a eficiência de remoção em relação à DBO filtrada no conjunto 2 foi de 73%.

Pode-se constatar, ainda, que a inclusão do reator híbrido aeróbio ocasionou uma melhora de aproximadamente 15% no efluente do reator anaeróbio, melhora já era esperada. Observando a Figura 5.10, a melhor condição de efluente foi observada para a fase 1 e com o aumento da velocidade das fases subsequentes houve, também, um aumento da concentração de DBO no efluente em ambos os conjuntos.

Quando analisadas as concentrações de DBO brutas e filtradas de ambos os reatores vê-se que o aumento das concentrações é devido aos sólidos, que com o aumento das velocidades tenderam a aumentar, como foi mostrado anteriormente. Entretanto, as concentrações médias de DBO bruta ((Figura 5.10) no efluente de ambos os sistemas foi inferior a 80 mg/L, padrão do CPRH (2002) e a filtrada teve valor máximo abaixo de 60 mg/L (Figura 5.9).

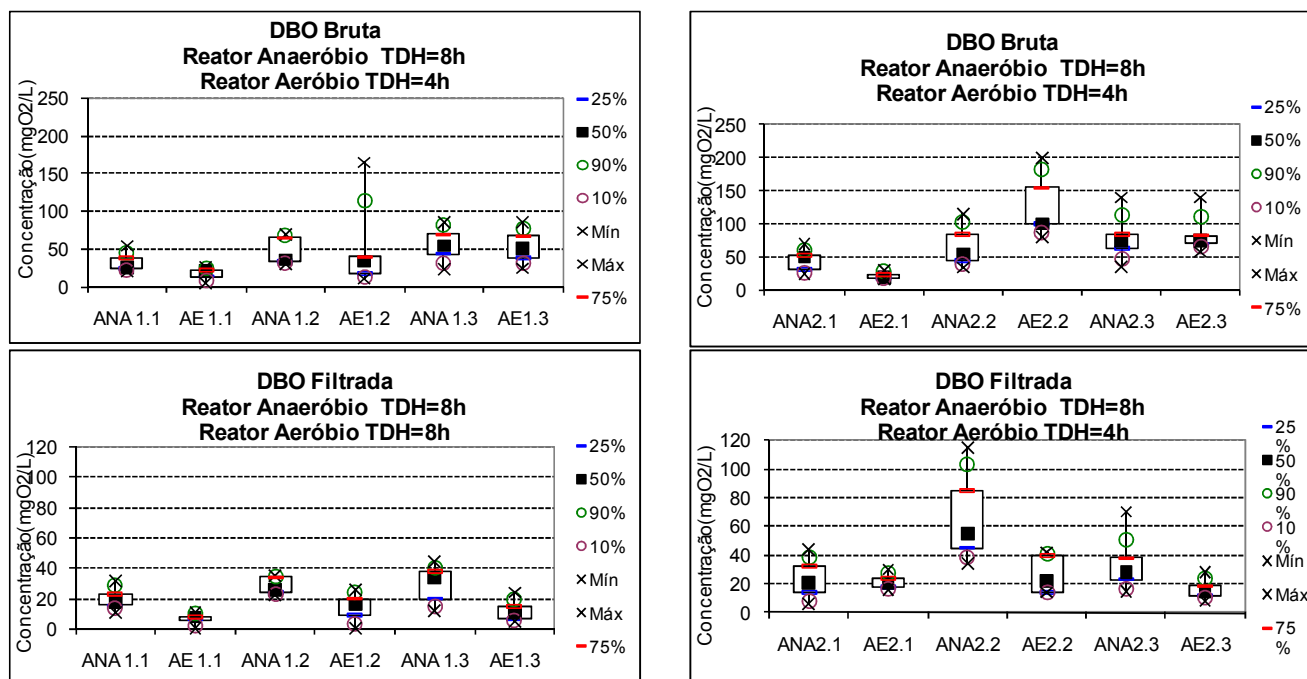


Figura 5.10- “Boxplot” da concentração da DBO durante as 3 fases de monitoramento

5.7 Nitrogênio

Em relação a nitrogênio, a legislação Brasileira (CONAMA 430/2011 e 397/2008) restringe o valor para nitrogênio em despejos realizados em corpos hídricos em 20 mgNH₃-N/L, para despejos industriais. Entretanto, esse padrão de lançamento não é mais aplicado para efluente proveniente de esgoto doméstico. Para um rio classe 2 o valor máximo permitido para nitrogênio amoniacal depende do pH do corpo hídrico, conforme tabela abaixo:

Tabela 5.17 – Nitrogênio permitido por pH para rios classe 2

pH	Concentração de nitrogênio amoniacal permitida (mg/L N)
$\leq 7,5$	3,7
$7,5 < \text{pH} < 8,0$	2,0
$8,0 < \text{pH} < 8,5$	1,0
$> 8,5$	0,5

Para nitrogênio, após sete dias de funcionamento dos reatores aeróbios, verificou-se uma diminuição na concentração do NTK, de 21 mgNTK-N/L para 4 mgNTK-N/L (Figura 5.11), e da amônia, de 15 mgNH₃-N/L para 3 mgNH₃-N/L (Figura 5.13), no reator aeróbio 1(AE1). Assim, cerca de 90% dos valores não passaram de 20 mgNH₃-N/L e 35 mgNTK-N/L para amônia e NTK, respectivamente, no efluente do conjunto 1.

Analizando a Figura 5.14, nota-se que no segundo reator aeróbio (AE2), que a grande maioria dos valores de concentração de amônia está acima de 20 mg/L. Como esse reator possui um TDH de 4 horas, a metade do AE1, pode ter ocorrido uma maior dificuldade para a formação das comunidades nitrificantes devido à velocidade ascensional ser maior neste, aproximadamente 1,7 m/h.

Um dos fatores que reforçam que a alcalinidade produzida pelos reatores anaeróbios foi suficiente para realizar o processo de nitrificação é que foram encontradas em diversas amostras com concentrações próximas a 1 mgNH₃-N/L para amônia(Figura 5.14) e 2,5 mgNTK-N/L para NTK(Figura 5.12) em ambos os reatores.

Para a fase 2 do experimento, apesar da concentração de amônia e NTK(Figura 5.16) do afluente ter permanecido em torno de 30 mgN/L e 40mgN/L (Tabela 5.1) respectivamente, os reatores aeróbios apresentaram um efluente melhor que o da fase 1 (sem recirculação), pois os resultados médios de amônia do efluente ficaram em 16 mgNH₃-N/L e 20 mgNH₃-N/L, nos conjuntos 1 e 2, respectivamente.

Também foi verificado que o reator AE2 obteve a concentração de amônia média um pouco maior que o reator AE1, além de mais uma vez se mostrar maior instabilidade operacional, em relação ao processo de conversão da amônia a nitrito e nitrato. Para nitrito os valores foram próximos a 1 mg/L para os dois efluentes.

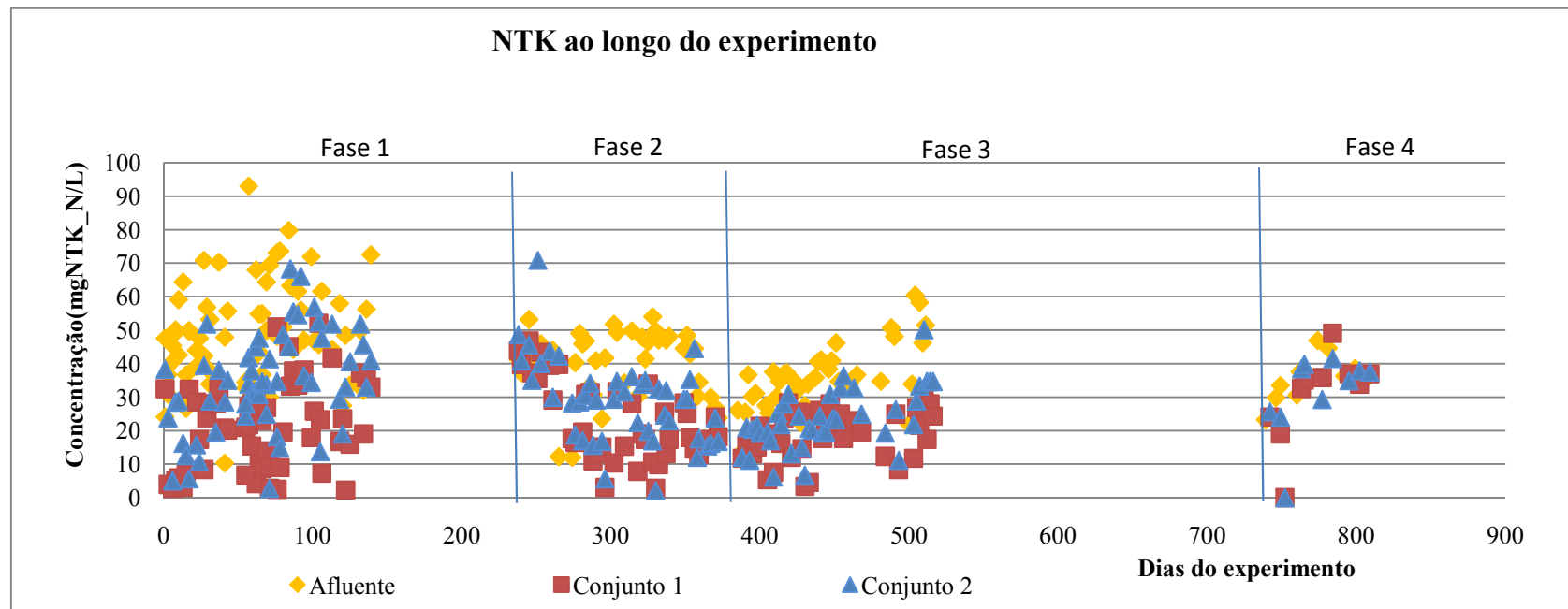


Figura 5.11- Concentração de NTK no afluente e efluentes ao longo do experimento

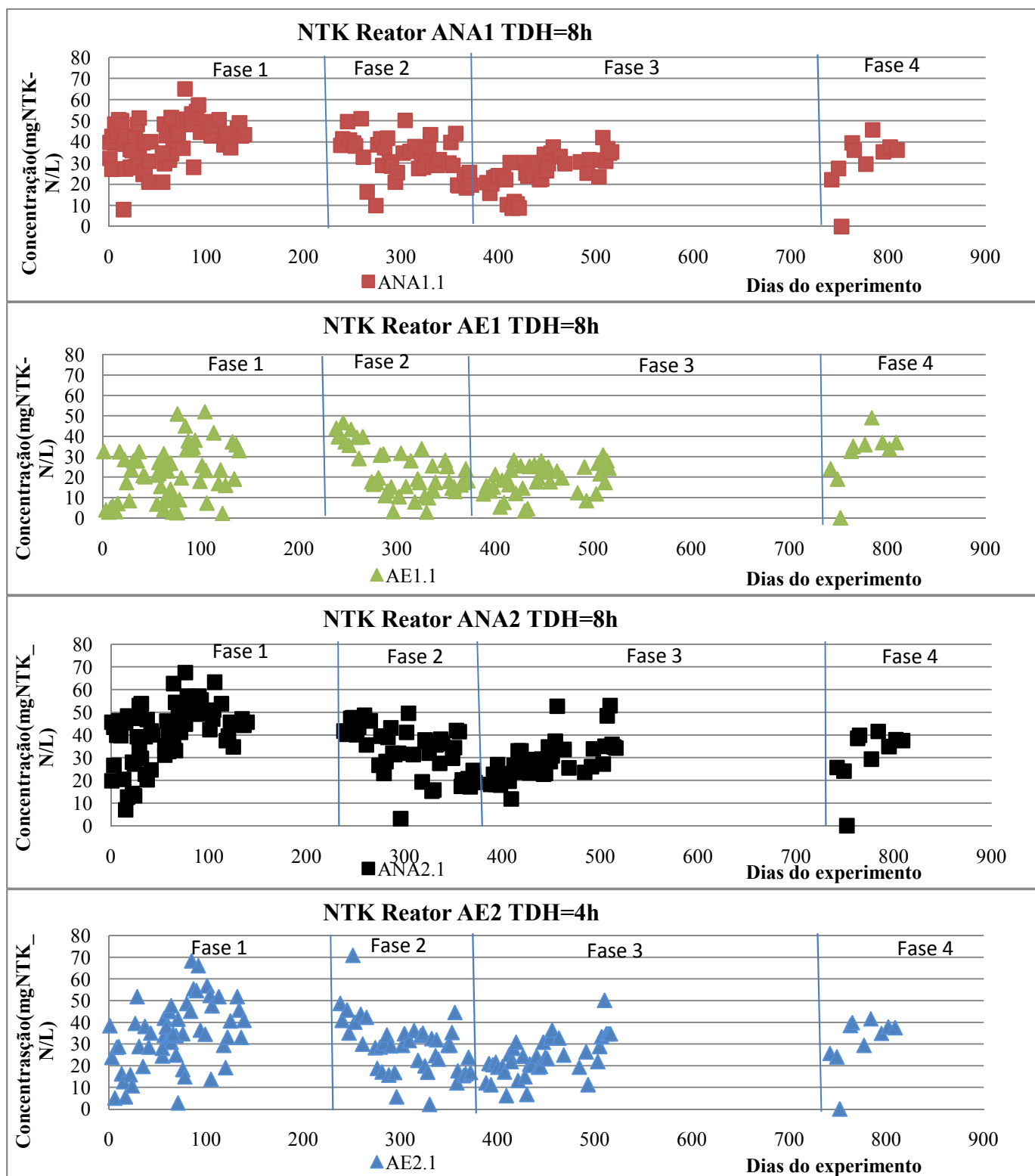


Figura 5.12 –Concentração de NTK no efluente dos reatores ao longo do experimento

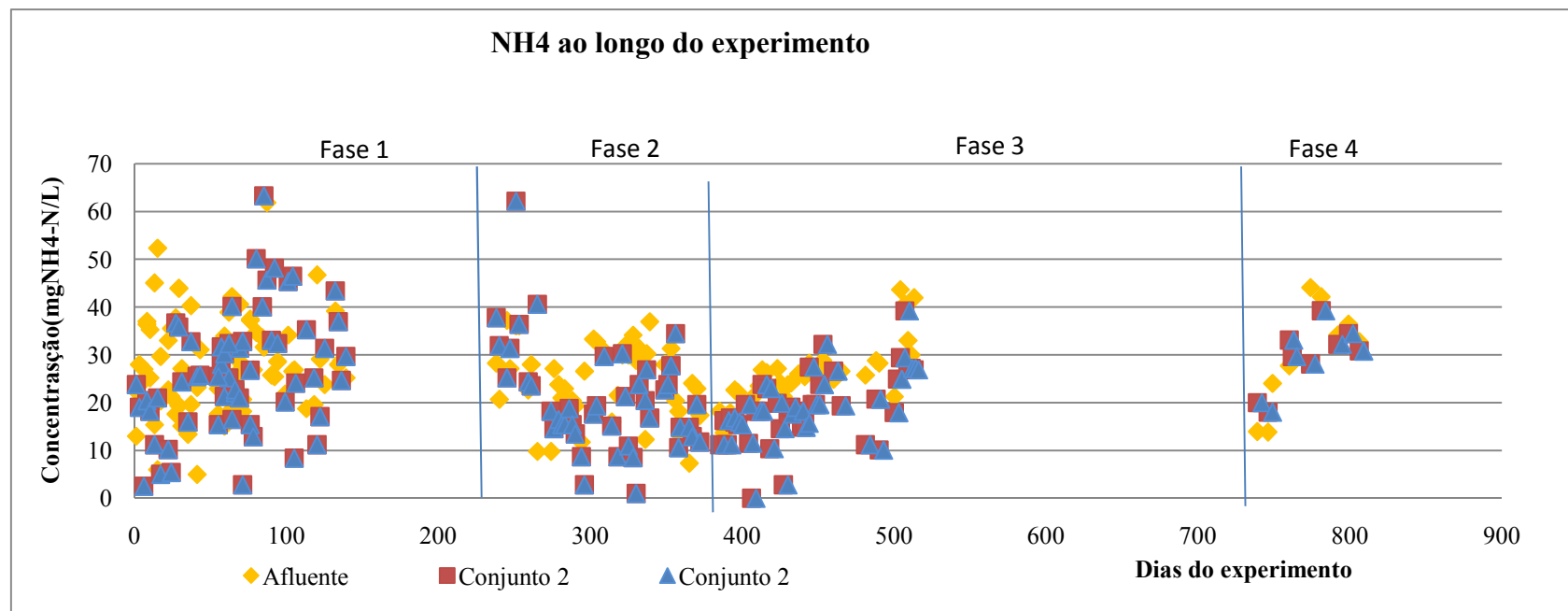


Figura 5.13- Concentração de amônia no afluente e efluentes ao longo do experimento

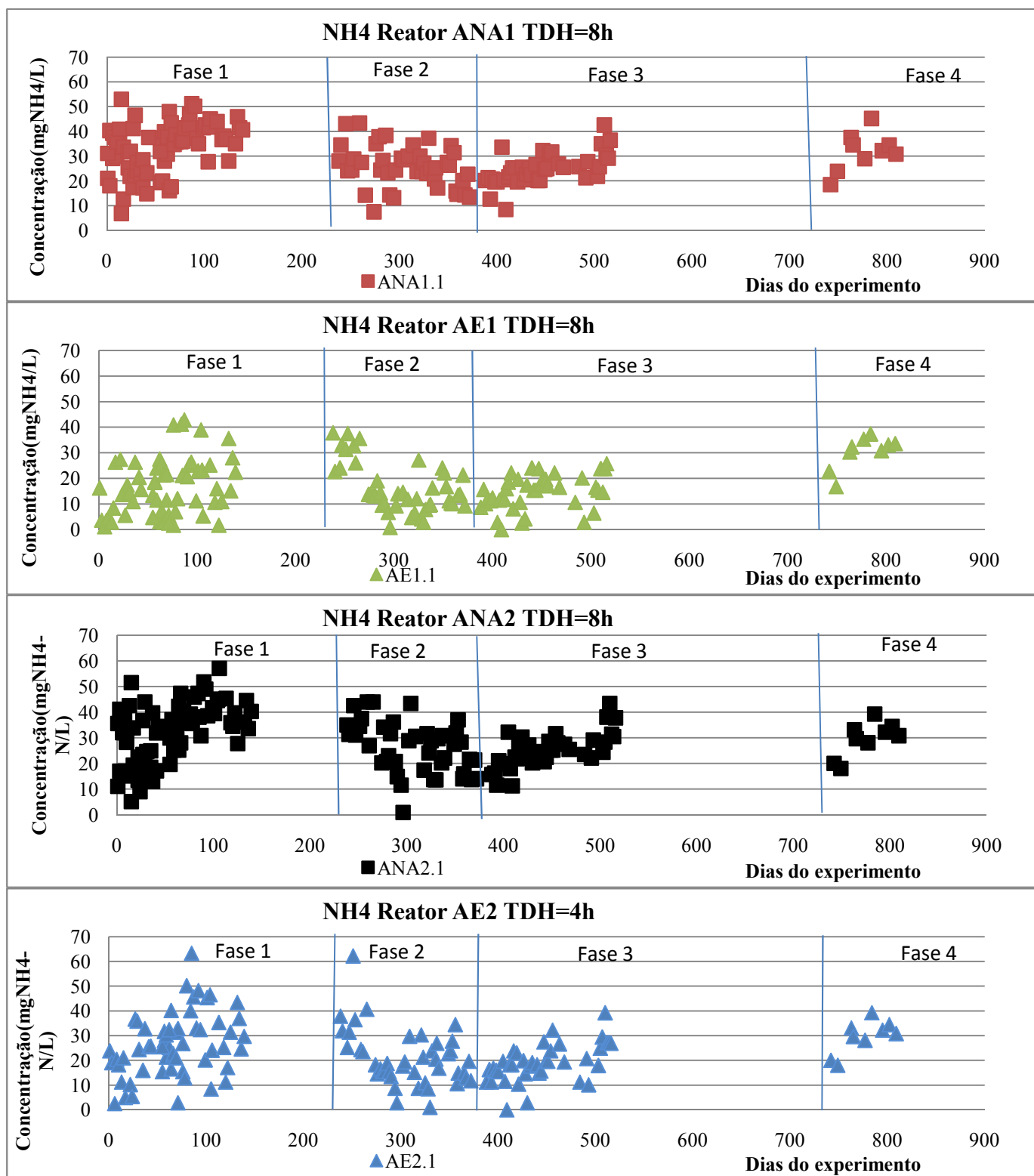


Figura 5.14 – Concentração de amônia no efluente dos reatores ao longo do experimento

Na fase 3, seguindo os resultados de DQO filtrada, os resultados da série de nitrogênio também melhoraram, pois houve uma menor dispersão dos dados e uma redução dos valores das médias. Para o conjunto 1, a concentração média da amônia

efluente foi de 12 mgNH₃-N/L, na fase 3, contra 16 mgNH₃-N/L na anterior, enquanto para o conjunto 2 essa média diminuiu de 20 mgNH₃-N/L, fase 2, para 15,16 mgNH₃-N/L(Figura 5.15).

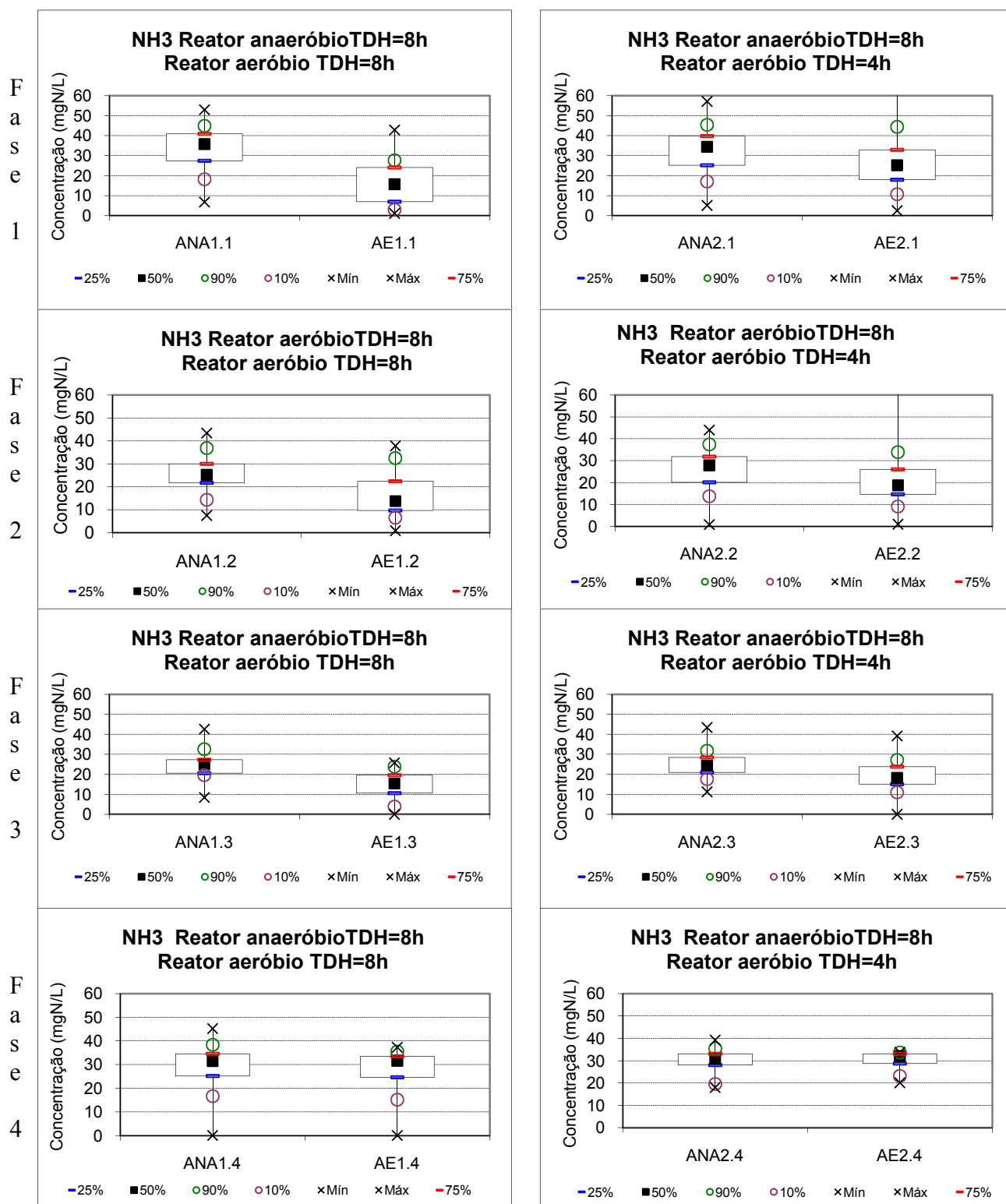


Figura 5.15 – Gráficos “boxplot” da concentração amônia para cada fase do experimento

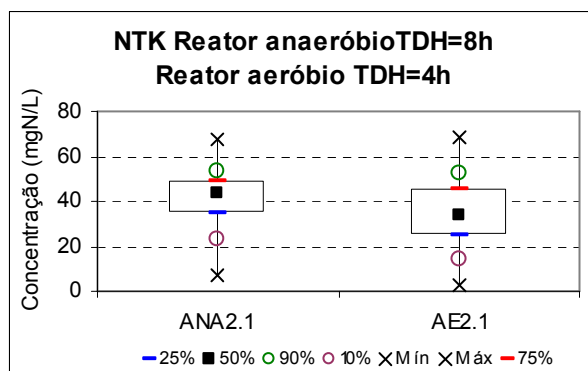
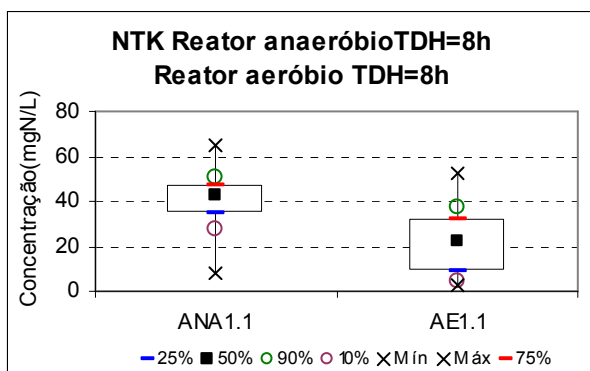
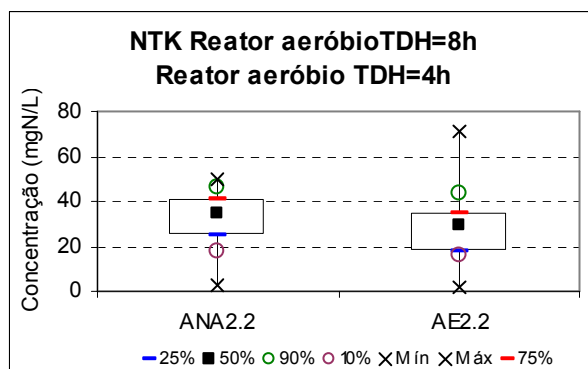
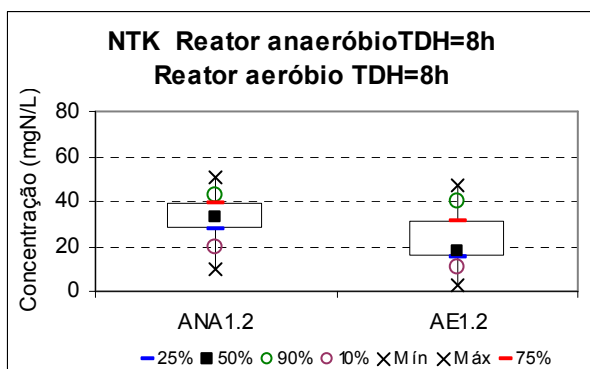
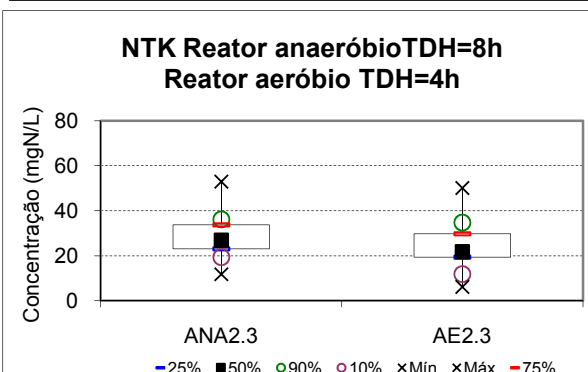
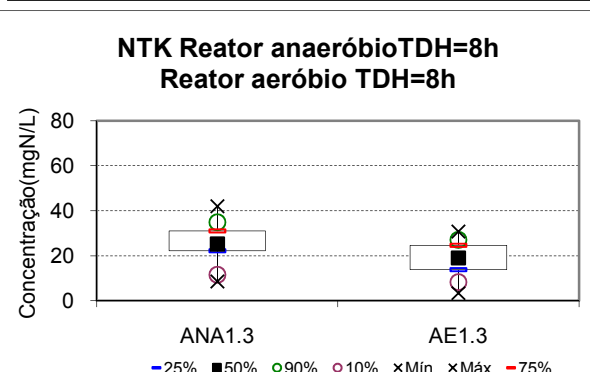
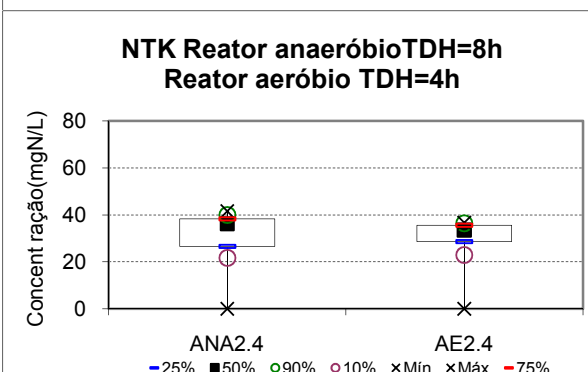
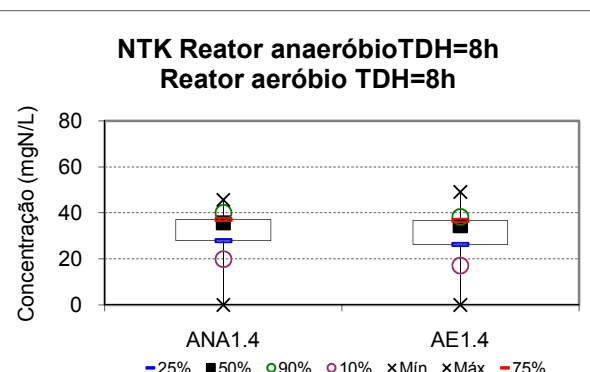
F
a
s
e
1F
a
s
e
2F
a
s
e
3F
a
s
e
4

Figura 5.16 – Gráficos “boxplot” da concentração NTK para cada fase do experimento

Na fase 4 não houve remoção de nitrogênio, assim as concentrações de amônia e NTK nos reatores aeróbios foram praticamente as mesmas que nos reatores anaeróbios (Figura 5.16). Uma das possíveis explicações é que com o aumento da velocidade ascensional não houve condições para as bactérias nitrificantes realizarem o processo de

nitrificação. Outra possibilidade é que com o aumento da velocidade as bactérias nitrificantes tenham sido removidas do sistema com o efluente.

Como foram mostradas anteriormente, tanto as concentrações de oxigênio e alcalinidade quanto os fatores como pH e temperatura sempre estiveram em patamares favoráveis ao processo de nitrificação, entretanto tal processo não foi observado. Dessa forma, acredita-se que as condições hidrodinâmicas tiveram maior influência do que os fatores ambientais.

Em termos de confiabilidade dos sistemas o conjunto 1 apresentou-se mais estável no processo de nitrificação, Figura 5.15, e obteve o melhor efluente, menor concentração de amônia no efluente final (efluente AE1).

De maneira geral a eficiência de remoção de amônia não foi alta, a melhor eficiência média de remoção foi de 58% na fase 3 do conjunto 1, quando comparados com outros processos como, por exemplo, o sistema estudado por Cassidy e Belia (2005) que apresentou uma eficiência de 97% ou o de Shin et al. (2005) que obteve 99%. Entretanto, para o propósito deste trabalho que foi apresentar efluentes com concentrações de amônia que estejam de acordo com a legislação (mesmo sendo para efluentes industriais), abaixo dos 20 mg/L, foi satisfatório, pois as fases 2 e 3 de ambos os conjuntos apresentaram concentrações médias abaixo das permitidas (Tabelas 5.18 e 5.19).

Tabela 5.18 - NTK nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
N-NTK (mgN/L)	Afl,	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	Afl,	ANA1.2	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl,	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl,	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
Nº de dados	73	73	57	73	57	43	43	43	42	43	39	39	39	39	39	10	10	10	10	10
Média	48,09	40,31	21,63	41,10	34,10	39,26	32,58	22,40	32,65	28,75	35,54	25,81	18,58	28,73	23,52	35,62	30,92	30,35	30,92	29,65
Mínimo	10,30	8,00	2,24	7,00	2,80	12,00	9,90	2,80	3,08	2,10	60,48	8,60	3,36	11,76	6,16	46,90	22,12	18,98	24,05	25,51
Máximo	93,04	64,96	52,08	67,48	68,32	54,04	50,96	46,76	49,56	70,84	13,72	42,00	30,80	52,92	50,12	23,21	45,67	49,08	41,58	36,68
CV	0,31	0,24	0,61	0,30	0,44	0,28	0,29	0,51	0,33	0,44	0,28	0,32	0,39	0,31	0,38	0,20	0,41	0,44	0,40	0,37
DP	15,01	9,66	13,1	12,32	14,86	10,92	9,4	11,51	10,91	12,63	9,98	8,23	7,18	8,82	8,97	6,99	12,71	13,32	12,43	11,08

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Tabela 5.19 - NH₄ nos reatores

	Fase 1					Fase 2					Fase 3					Fase 4				
N-NH ₄ (mgN/L)	Afl,	ANA1.1	AE1.1	ANA2.1	AE2.1	ANA1.2	Afl,	AE1.2	ANA2.2	AE2.2	Afl,	ANA1.3	AE1.3	ANA2.3	AE2.3	Afl,	ANA1.4	AE1.4	ANA2.4	AE2.4
Nº de dados	73	73	57	73	57	43	43	43	42	43	39	39	39	39	39	10	10	10	10	10
Média	27,69	33,40	16,57	32,69	26,31	25,80	24,60	16,24	26,20	20,84	25,38	24,79	14,51	24,86	18,90	29,86	31,78	30,23	29,50	29,65
Mínimo	5,00	6,80	1,12	5,10	2,52	7,50	7,34	0,84	0,84	1,00	43,68	42,56	25,76	43,40	39,20	44,10	45,19	37,32	39,23	33,74
Máximo	61,88	52,92	42,84	57,12	63,28	43,40	37,24	37,80	43,96	62,16	13,72	8,40	0,00	11,20	0,00	13,86	18,45	16,77	18,00	20,10
CV	0,37	0,30	0,67	0,34	0,48	0,32	0,32	0,60	0,38	0,54	0,25	0,25	0,46	0,27	0,40	0,35	0,23	0,20	0,22	0,15
DP	10,19	10,09	11,03	11,08	12,69	8,32	7,98	9,67	9,29	11,15	6,34	6,31	6,73	6,69	7,64	10,40	7,28	6,13	6,37	4,49

Legenda: ANA1.1 – Reator anaeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); ANA2.1 – Reator anaeróbio 2 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); ANA1.2 – Reator anaeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); ANA2.2 – Reator anaeróbio 2 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); ANA1.3 – Reator anaeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); ANA2.3 – Reator anaeróbio 2 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); ANA1.4 – Reator anaeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); ANA2.4 – Reator anaeróbio 2 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

A produção de nitrato é bastante sensível à presença de oxigênio dissolvido. Os problemas de energia elétrica ocorridos na ETE também prejudicaram a ocorrência da nitrificação. Observou-se, porém, que, com o decorrer do experimento, a recuperação dos stress sofrido ocorria em menores intervalos de tempo, consequência da maior quantidade de biomassa presente nos reatores.

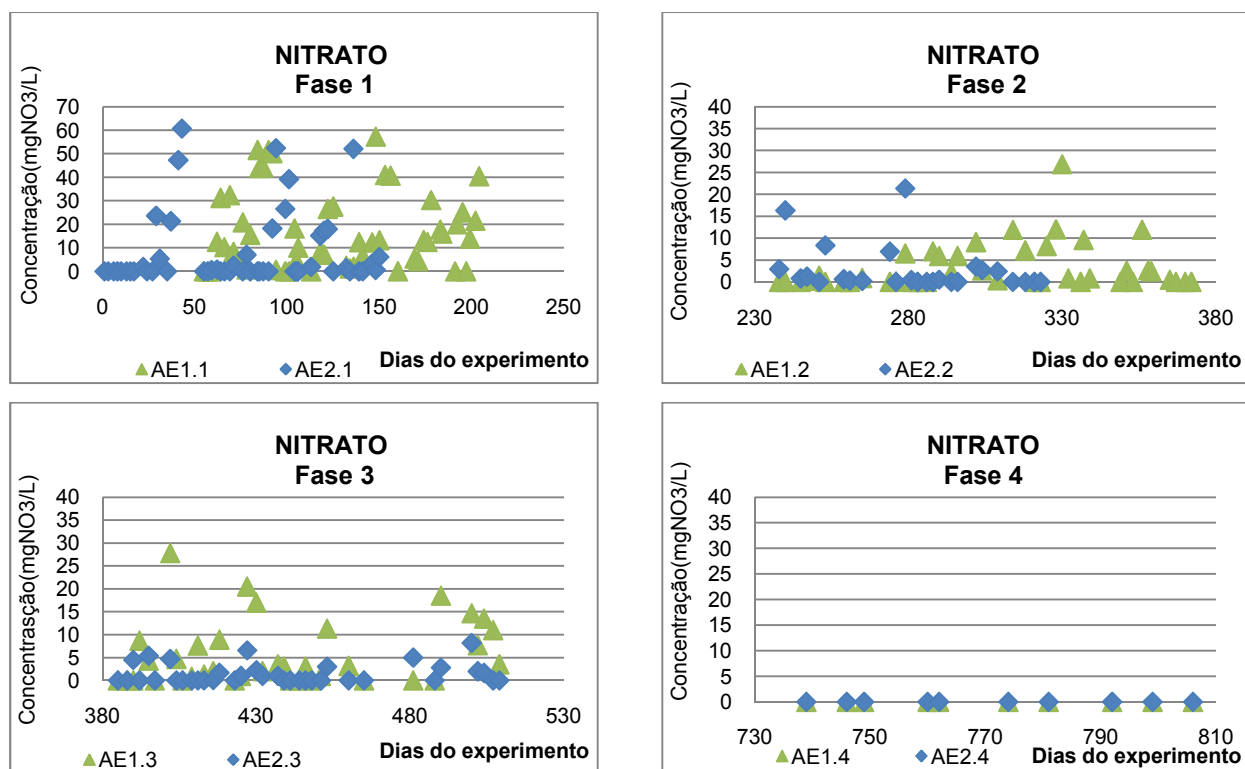


Figura 5.17- Teores de nitrato detectados ao longo do período experimental

Na fase 1 foi encontrado nitrato em 83% dos dias amostrados em AE1.1. Essa percentagem diminuiu para 44% em AE2.1. Considerando-se valores de nitrato iguais a zero, (fases de adaptação e recuperação do sistema ante as paradas) AE1.1 e AE2.1 apresentam diferença significativa. Quando os valores iguais a zero são retirados, esses reatores passam a ter comportamento semelhante, sem diferença significativa.

Ainda com relação à fase 1, uma vez estabelecido o processo de nitrificação com a manutenção das condições ideais, o reator aeróbio com TDH de 4 horas (AE2) apresenta comportamento semelhante ao que possui TDH de 8 horas (AE1).

Observa-se que não há diferença significativa entre os reatores na fase 2. Entretanto, essa diferença reaparece na fase 3. Na fase 4 não houve diferença, pois não houve produção de nitrito e nitrato em ambos os reatores aeróbios.

Tabela 5.20 - Resumo de NO_3^- nos reatores

N-NO_3^- (mgN/L)	Considerando todos os valores						Desconsiderando valores iguais a zeros					
	AE1.1	AE1.2	AE1.3	AE2.1	AE2.2	AE2.3	AE1.1	AE1.2	AE1.3	AE2.1	AE2.2	AE2.3
Nº de dados	52	52	37	43	43	37	43	25	25	23	22	16
Média	17,02	8,13	5,42	3,25	2,16	1,37	20,58	5,59	8,02	18,37	4,23	3,18
Mínimo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,58	0,10	0,80	0,50	0,20	0,10
Máximo	57,20	60,68	27,80	26,90	21,30	8,20	57,20	26,90	27,80	60,68	21,30	8,20
CV	0,97	1,93	1,29	1,64	2,07	1,59	0,78	1,07	0,90	1,05	1,32	0,73
DP	16,52	15,67	7,00	5,32	4,48	2,18	16,09	5,99	7,19	19,29	5,57	2,31

Legenda: AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Com relação ao nitrito, todos os reatores apresentaram comportamento semelhante na fase 1, sendo encontradas concentrações de nitrito em aproximadamente 70% dos pontos amostrados. Após a formação da biomassa nitrificante, os valores de nitrito diminuem uma vez que a nitrificação ocorre com uma velocidade menor que a nitratação, ou seja, o nitrito formado é rapidamente consumido, não permitindo acúmulo de nitrito dentro dos reatores.

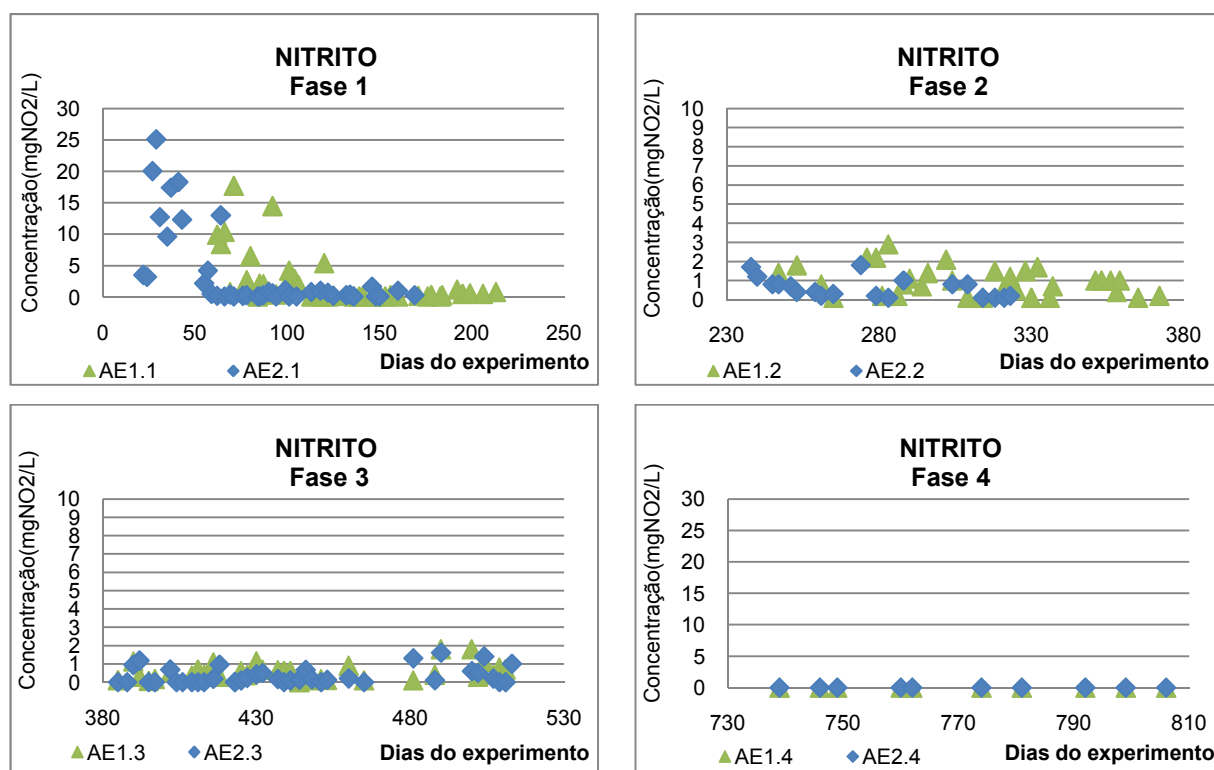


Figura 5.18 – Teores de nitrito detectados ao longo do período experimental

Na tabela 5.21 mostra um resumo da concentração de nitrito presente nos reatores aeróbios.

Tabela 5.21 - NO_2^- nos reatores

N-NO_2^- (mgN/L)	Considerando todos os valores						Desconsiderando valores iguais a zeros					
	AE1.1	AE1.2	AE1.3	AE2.1	AE2.2	AE2.3	AE1.1	AE1.2	AE1.3	AE2.1	AE2.2	AE2.3
Nº de dados	57	56	38	43	42	39	45	40	34	33	27	25
Média	1,79	2,74	0,50	0,74	0,55	0,35	2,27	3,83	0,55	0,96	0,86	0,54
Mínimo	0,00	0,00	1,80	0,00	0,00	1,60	0,10	0,10	1,80	0,10	0,10	1,60
Máximo	17,70	25,10	0,00	2,90	3,40	0,00	17,70	25,10	0,00	2,90	3,40	0,01
CV	2,03	2,13	0,93	1,04	1,37	1,31	1,75	1,73	0,83	0,77	0,93	0,88
DP	3,65	0,76	0,46	5,85	0,76	0,46	3,98	0,26	0,46	6,62	0,80	0,47

Legenda: AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas); AE1.3 – Reator aeróbio 1 fase 3 (TDH = 8 horas); AE2.3 – Reator aeróbio 2 fase 3 (TDH = 4 horas); AE1.4 – Reator aeróbio 1 fase 4 (TDH = 8 horas); AE2.4 – Reator aeróbio 2 fase 4 (TDH = 4 horas); CV – Coeficiente de variação; DP Desvio padrão

Um aspecto importante a ser ressaltado, apesar de não estar inicialmente nos objetivos iniciais da pesquisa, é a possibilidade de utilização do efluente final (efluente dos reatores anaeróbios) de ambos os conjuntos da fase 1 para o reúso na agricultura. Isto porque, além dos efluentes de ambos os conjuntos apresentarem uma quantidade baixa de ovos de helmintos, menor que 1ovo/L e concentrações de fósforo acima de 4 mg P/L, o nitrogênio presente, média acima de 17mg N/L (Tabela 5.20) nos mesmos se encontra nas formas de nitrito e nitrato, que são bem mais fáceis assimilados pelas plantas.

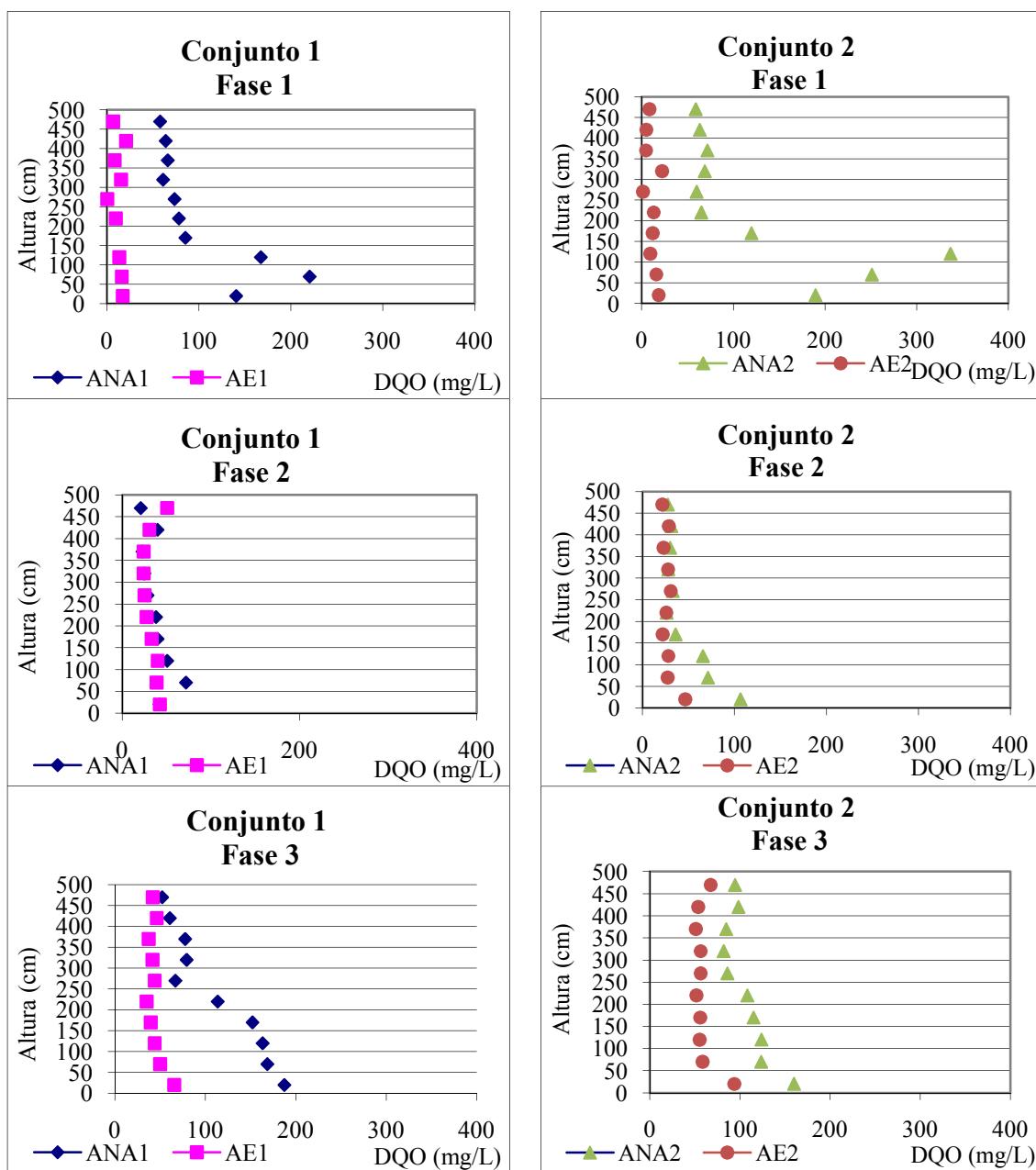
5.8 Perfis dos espaciais dos reatores

Assim como foi observado ao longo do experimento, a degradação de matéria orgânica carbonácea ocorreu em sua maioria nos reatores anaeróbios, existindo apenas um polimento nos reatores aeróbios. Observou-se no perfil de DQO filtrada (Figura 5.19) que a maior parte desta degradação ocorreu na base do reator UASB.

A baixa concentração de DQO determinada no primeiro ponto de ANA1.2 provavelmente sofreu interferência da recirculação, uma vez que o mecanismo de recirculação foi instalado na base do reator, provavelmente não ocorreu a completa mistura do afluente e efluente aeróbio.

Na fase 3 os reatores aeróbios funcionaram de forma semelhante à fase 2, apesar dos anaeróbios apresentarem um pequeno aumento na DQO filtrada ao longo de seu

perfil (Figura 5.19). Esse fato sugere que os reatores aeróbios podem receber uma carga maior de DQO.



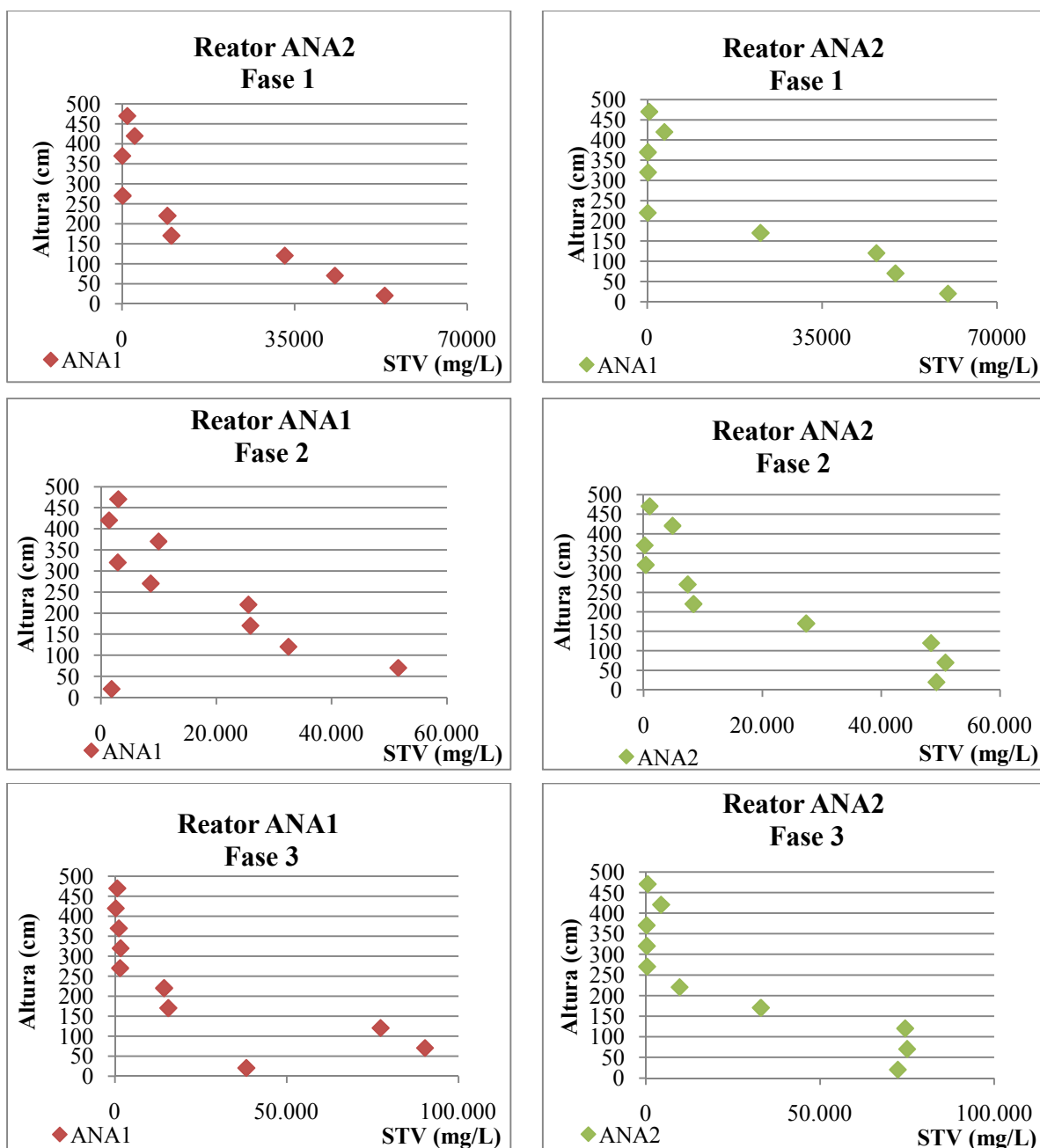
Legenda: ANA1 – Reator anaeróbio 1 (TDH = 8 horas); AE1 – Reator aeróbio 1 (TDH = 8 horas); ANA2 – Reator anaeróbio 2 (TDH = 8 horas); AE2 – Reator aeróbio 2 (TDH = 4 horas).

Figura 5.19 – Concentrações de DQO filtrada ao longo da altura dos reatores

Nos perfil de STV (Figura), verificou-se que nas três fases, cerca de 90% de STV encontra-se na parte inferior do reator UASB, antes da metade do seu volume em ANA1. Na fase 2, com o início da recirculação foi observado que a biomassa mais leve tendeu ou a sair do reator ou a migrar para outras alturas, e esta pode ser uma possível

explicação para a o resultado encontrado do primeiro ponto (h=20cm) do reator ANA1 para a fase 2.

Na fase 3 observou-se que para o primeiro ponto (h=20cm), reatores anaeróbios, houve um acúmulo e biomassa além de um aumento na concentração de STV para as alturas até 200cm.



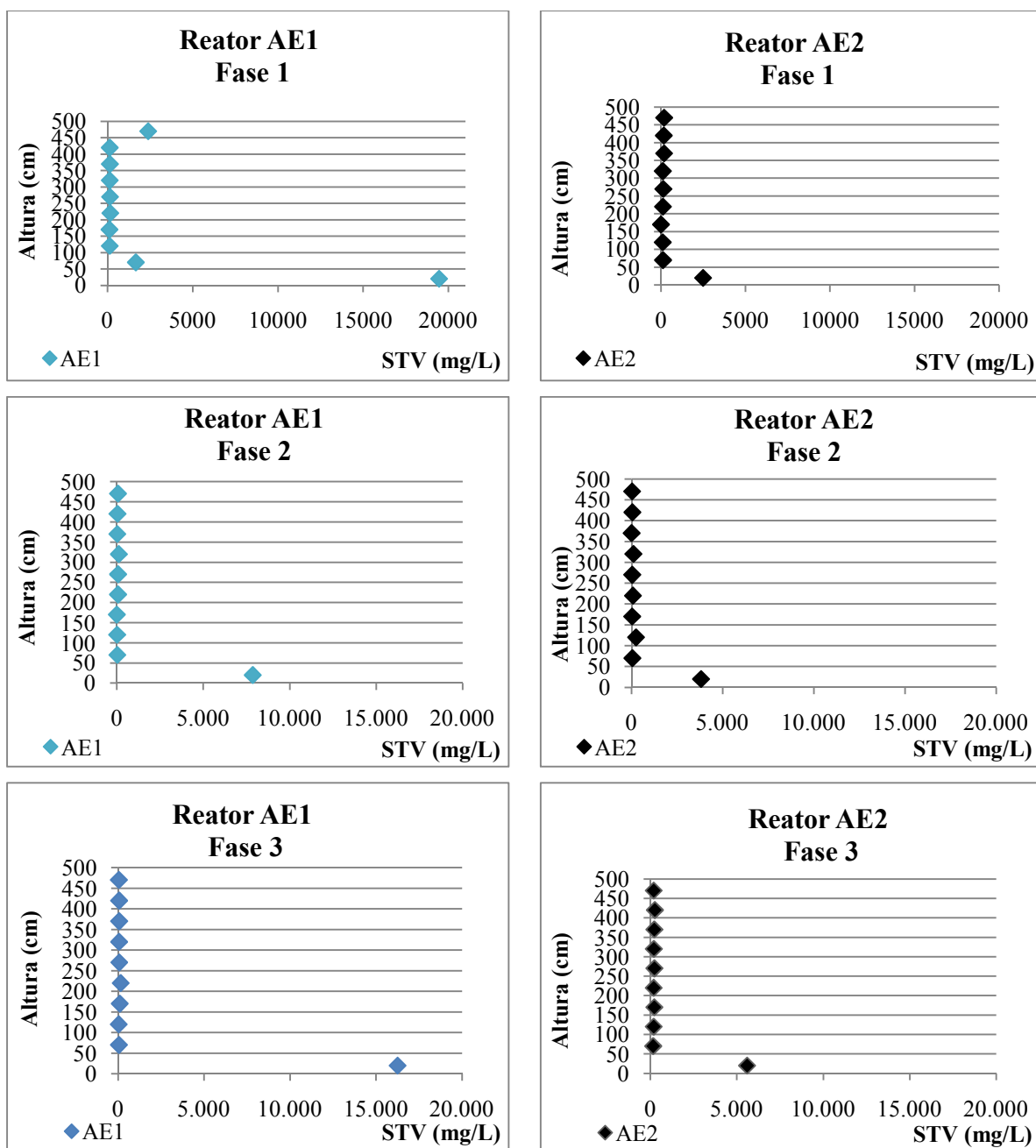
Legenda: ANA1 – Reator anaeróbio 1; ANA2 – Reator anaeróbio 2 (TDH = 8 horas).

Figura 5.20 - Perfil de STV nos reatores anaeróbios ao longo da altura

Observou-se que, tanto para a fase 3 quanto para a fase 2, o primeiro ponto de coleta (h=20cm) de ambos os reatores anaeróbios apresentaram concentrações menores que o ponto subsequente, h=70cm, esse fato pode ser explicado pela saída da

recirculação, que foi localizada na referida altura, fez com que a manta de lodo se deslocasse.

Os reatores aeróbios tiveram comportamento semelhante entre si, em relação STV, apresentando maior concentração na base do reator. Porém, AE1.1 possuía maior concentração de STV que o AE2 (Figura).

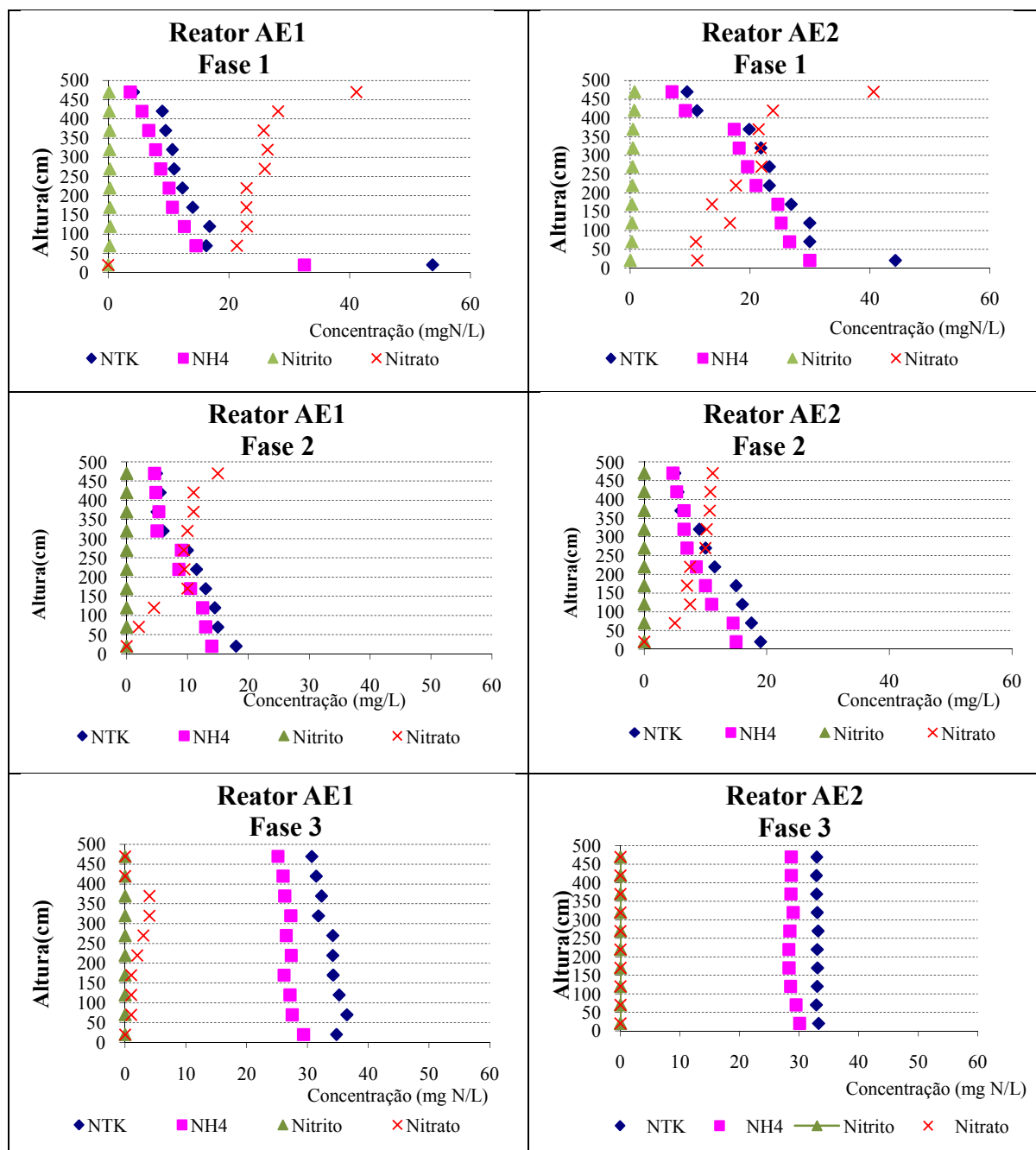


Legenda: AE1 – Reator aeróbio 1 (TDH = 8 horas); AE2 – Reator aeróbio 2 (TDH = 4 horas).

Figura 5.21 - Perfil de STV nos reatores aeróbios.

Na fase 2 houve uma diminuição da concentração de STV no reator AE1, isso pode ter sido causado pela recirculação do efluente que fez com que a velocidade

ascensional aumentasse (Tabela 4.2), fazendo com que a biomassa mais leve fosse levada com o efluente.



Legenda: AE1 – Reator aeróbio 1 (TDH = 8 horas); AE2 – Reator aeróbio 2 (TDH = 4 horas).

Figura 5.22 - Perfil de nitrogênio ao final de cada fase

Com relação aos perfis de nitrogênio (Figura 5.22), e relacionando com os perfis de STV dos reatores, verificou-se que o processo de nitrificação ocorreu mais próximo à base, maior quantidade de biomassa, em AE1.1 e de maneira mais dispersa no reator AE2. Como citado anteriormente, a fase 2 se observou menores concentrações de N-NTK e N-NH4 e, conseqüentemente, de N-NO3.

Para a fase 3, no reator AE2 o processo de nitrificação se tornou instável e na data do perfil este não apresentou concentrações de nitrogênio ao longo de toda a sua altura, vale ressaltar que foram realizadas mais 2 coletas de todo o perfil para comprovar tal fato. Para o reator AE1 os resultados encontrados no perfil de remoção de nitrogênio foram baixos em relação ao monitoramento da fase. Por tal incoerência dos resultados, as coletas de amostras e análises foram repetidas, apresentando, entretanto, os mesmos resultados.

Este fato pode indicar que a biomassa nitrificante presente nos reatores pode ter sido carregada com o efluente fazendo com que o processo de nitrificação fosse prejudicado.

Na fase 1, verificou-se que 37% do nitrato produzido em AE1.1 é proveniente do biofiltro. Esse percentual é de 47% em AE2.1, 27% em AE1.2 e 10% em AE2.2 (Tabela). Apesar de ter ocorrido uma redução da participação do biofiltro aerado submerso no processo de nitrificação com as mudanças de fase, é importante ressaltar que o biofiltro é fundamental para a contensão da biomassa no interior do reator. Na fase 3, houve uma redução na produção de nitrato, na qual somente 4 mgN/L foram produzidas no reator AE1. Não foi observada a produção de nitrato no reator AE2.

Tabela 5.22 – Porcentagem de nitrato produzida no reator e no filtro

	Reator	Filtro
AE1.1	63%	37%
AE2.1	53%	47%
AE1.2	73%	27%
AE2.2	90%	10%
AE1.3	100%	0%
AE2.3	Não produziu nitrato	

Legenda: AE1.1 – Reator aeróbio 1 fase 1 (TDH = 8 horas); AE2.1 – Reator aeróbio 2 fase 1 (TDH = 4 horas); AE1.2 – Reator aeróbio 1 fase 2 (TDH = 8 horas); AE2.2 – Reator aeróbio 2 fase 2 (TDH = 4 horas).

Para a fase 4, como não ocorreu o processo de nitrificação, não faria sentido realizar o perfil, pois não haveria produção nem de nitrito nem de nitrato nos reatores. Em relação ao processo de desnitrificação, há o aparecimento de nitrato e nitrito somente até a primeira altura de ambos os reatores anaeróbios ($h=0,5$ m), na segunda altura ($h=1,0$ m) (Figura 4.2) não há nenhum traço de nitrito ou nitrato.

Esse fato é explicado por causa da maior concentração de lodo no fundo do reator, como visto nos perfis de STV (Figura 5.20), o que conseqüentemente maior número de microorganismos capazes de realizar o processo de desnitrificação.

5.8 Microscopia eletrônica de varredura dos meios suportes

Ao final da fase 4 do experimento, foi retirada de cada reator uma amostra aleatória dos meios suportes. Foram encontrados diversos tipo de microrganismos indicando que houve boa aderência destes aos meios suportes.

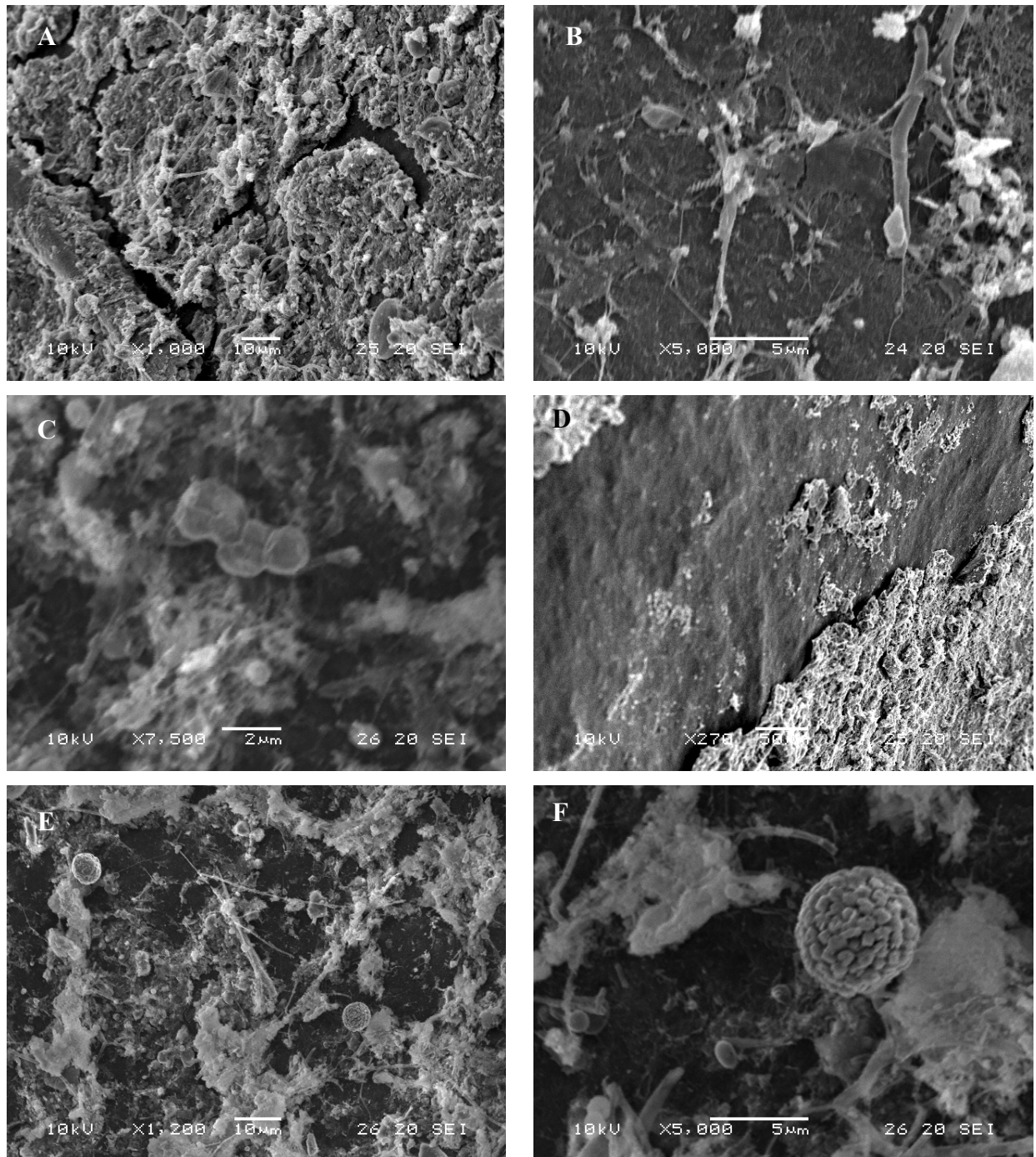


Figura 5.23 – MEV do reator ANA1 no final da Fase 4

Para os o reator ANA1(Figura 5.23) pode-se destacar a espessura do biofilme formado o que dificultou (Figura 5.23a e 5.23D) a observação no microscópio, além da diversidade de microrganismos, como cocos, bastonetes, fungos, estreptococos (Figura

5.23E e 5.23F) . Na Figura 23C, é possível que o microrganismo em destaque seja uma produtora de metano, entretanto outros testes seriam necessários para realizar a confirmação.

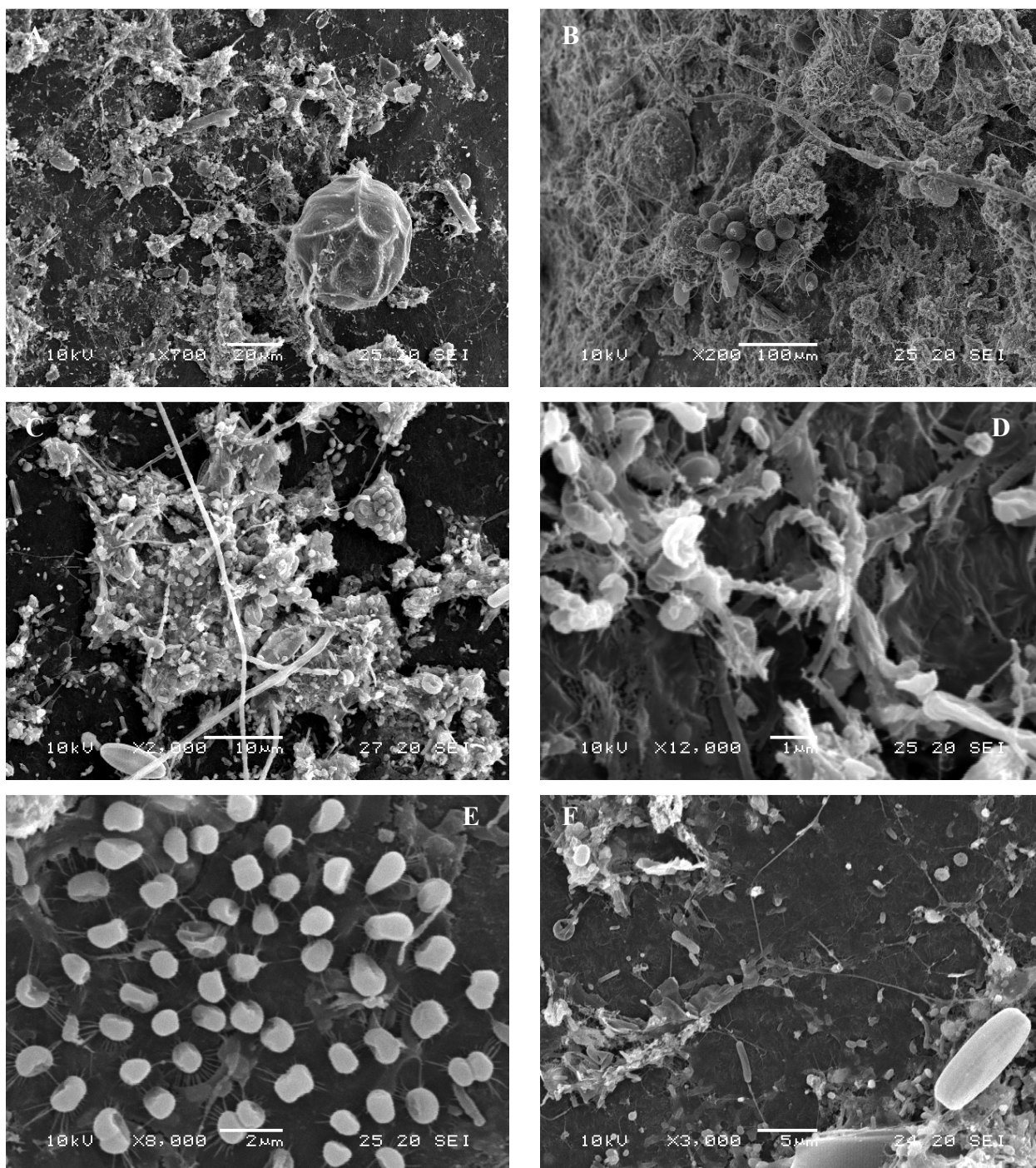


Figura 5.24 – MEV do reator AE1 no final da Fase 4

No reator AE1(Figura 5.24) destacam-se a diversidade dos microrganismos, o tamanho dos mesmos, geralmente maiores que os observados no reator ANA, um maior número de espirilos,vibriões, flagelados, fungos e diatomáceas (Figura 5.24F). Na

figura 5.24E podem-se observar vários microrganismos semelhantes à *aspidisca* que podem ter sido responsáveis pelo processo de nitrificação.

Para o reator ANA2 (Figura 5.25) verificou-se muitas semelhanças dos microrganismos encontrados no reator ANA1, o que era de se esperar, pois foi operado com as mesmas condições hidráulicas do reator ANA1. Nas figuras 5.25 C e 5.25 D, podem-se observar espirilos, cocos e uma possível *methanosaeta*.

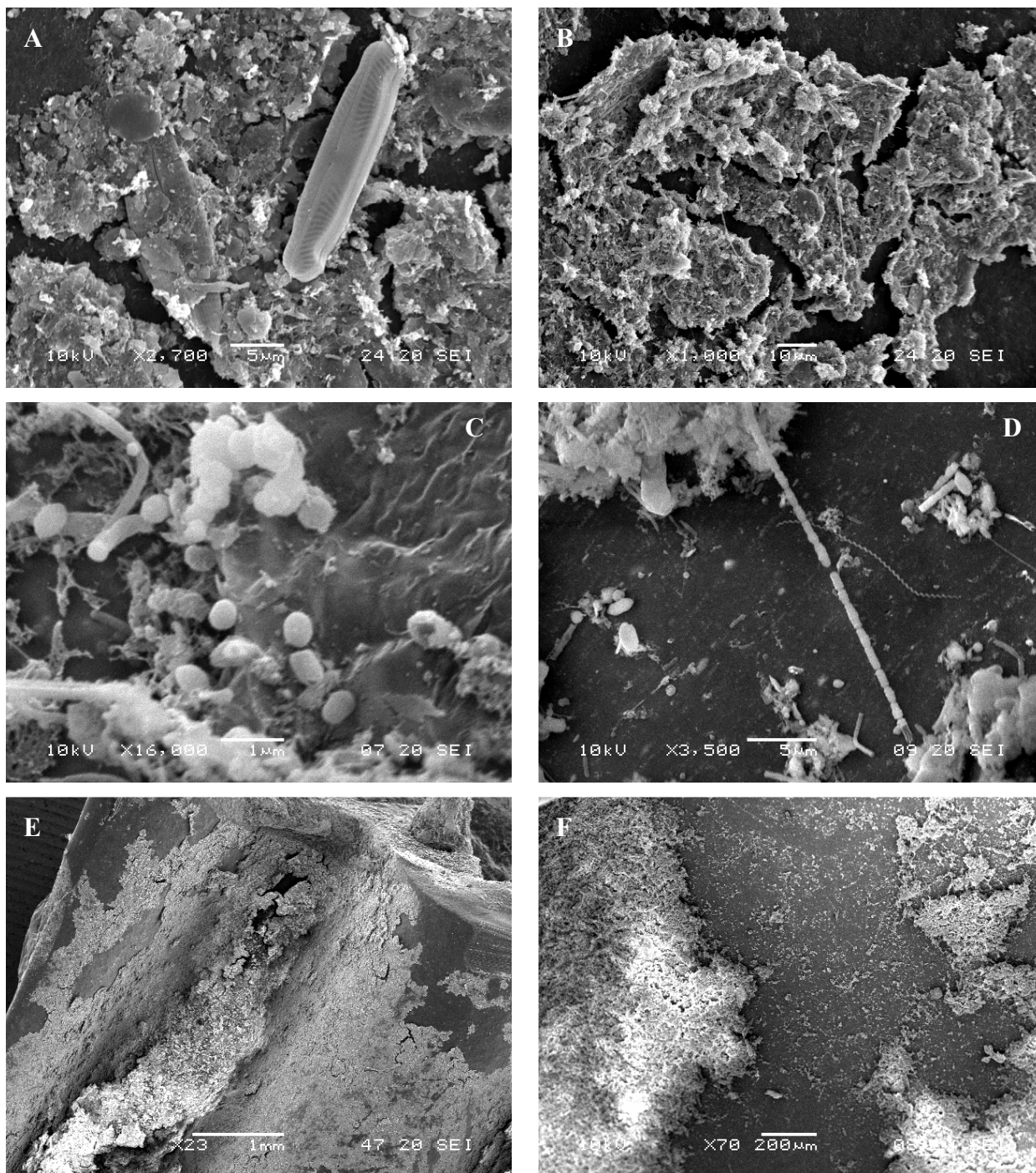


Figura 5.25 – MEV do reator ANA2 no final da Fase 4

Nas figuras 5.25E e 5.25F são mostrados o meio suporte com o biofilme aderido, pode-se notar que a espessura do biofilme é de aproximadamente 200 micra.

Por fim o reator AE2(Figura 5.26) apesar da alta velocidade no filtro aeróbio, apresentou grande diversidade de microrganismos (Figura 5.26B). Inclusive o aparecimento de uma possível *methanosaeta* (Figura 5.26B), isto poderia indicar a formação de micro sítios anaeróbios nos reatores aeróbios.

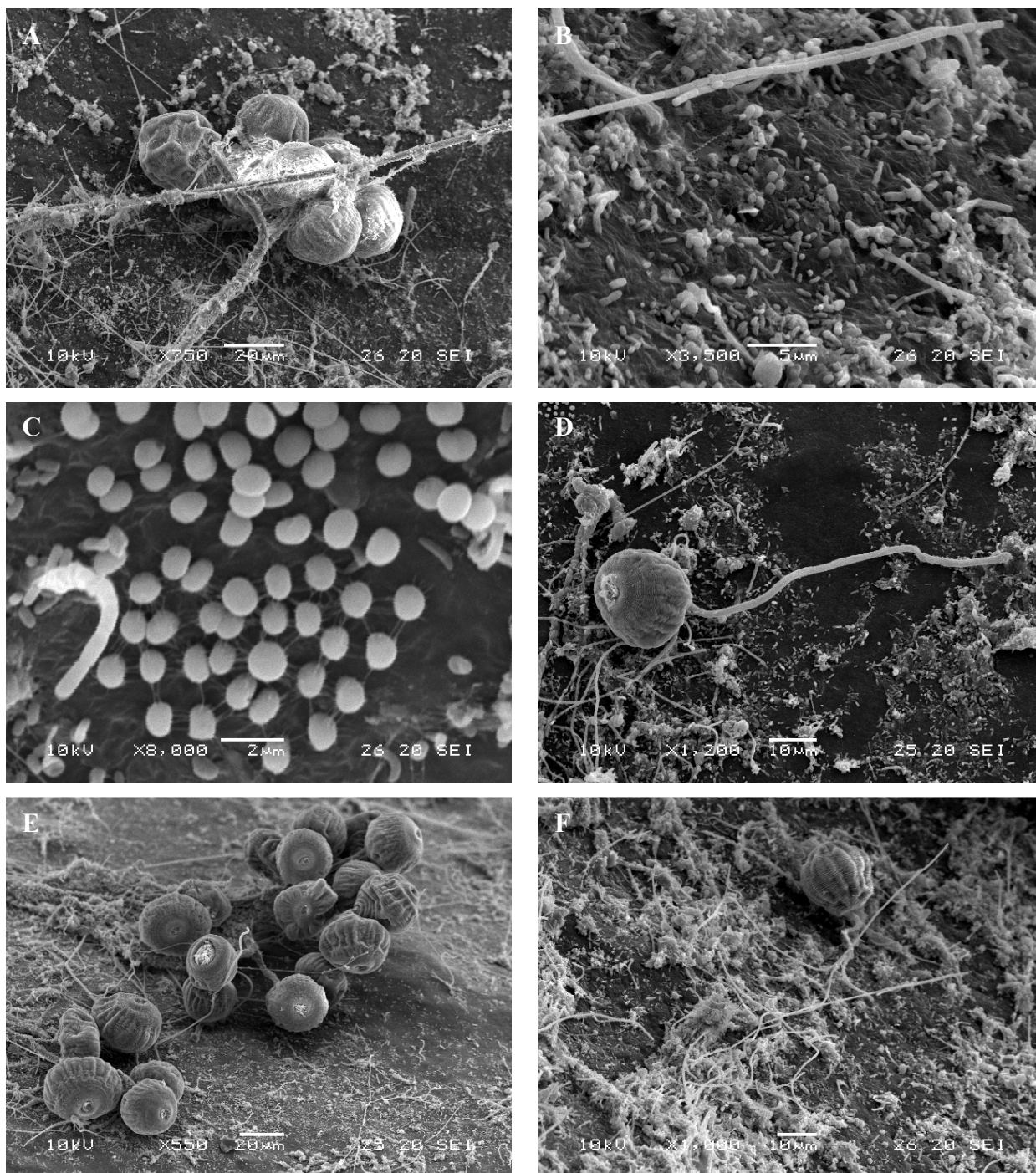


Figura 5.26 – MEV do reator AE2 no final da Fase 4

Foram encontradas várias *vorticellas*, que podem indicar uma instabilidade na eficiência de remoção de DQO, o que foi encontrado durante a fase 4, nesse reator. A Figura 5.26C, também mostram microrganismos semelhantes à *aspidisca*, que poderiam estar inativas por causa das condições hidráulicas da fase 4 do experimento.

Uma observação importante a ser feita na MEV é a aderência dos microrganismos no meio suporte. Viu-se que nessa pesquisa os microrganismos praticamente se fixaram em todo o meio suporte, e algumas vezes tornando difícil o processo de visualização dos mesmos, pois para realizar a MEV é necessário fixar ouro nas amostras para que o microscópio consiga gerar as imagens, o que para essas amostras foi difícil.

6. Conclusões

O trabalho realizado, utilizando reatores híbridos para a remoção de matéria orgânica e de nitrogênio permite as seguintes conclusões:

- Apesar de apresentar uma menor eficiência na remoção de nitrogênio quando comparada a outras tecnologias, o sistema proposto pela pesquisa se adéqua as restrições impostas pela legislação brasileira (CONAMA) e estadual (CPRH) para lançamentos de efluentes em corpos hídricos.
- A melhor situação operacional encontrada para a remoção de DQO e nitrogênio foi a fase 2 do conjunto 1. Para DQO com uma carga orgânica média de 611,46 g/d obteve eficiência de remoção de 84%, com um efluente com concentração média de 102 mg/L, que atende os padrões de lançamento de efluentes impostos pela CPRH. Para nitrogênio a carga orgânica média de amônia aplicada ao sistema foi de 31,7 mg/L e o efluente lançado pelo sistema teve concentração média de 16,24 mg/L o que resulta numa eficiência de remoção média de amônia de 67%. Outro fato a ser ressaltado no sistema é a não utilização de fontes externas para realização da remoção de nitrogênio.
- A eficiência de remoção de sólidos, média acima de 50% para ambos os conjuntos em todas as fases, foi bem superior para ambos os sistemas ao determinado pela resolução CONAMA 430/11, que indica uma eficiência mínima de 20%, para sistemas que tratam esgotos domésticos.
- Com relação à retenção de ovos de helmintos, tanto na fase 1 quanto na fase 2 filtros serviram como barreira física para a sua retenção, entretanto com o aumento da velocidade ascensional dentro dos reatores, a partir da fase 3, os sistemas não foram mais eficientes em reter os ovos.
- Em se tratando do reúso do efluente na agricultura, observou-se que a primeira fase do experimento, ambos os conjuntos apresentaram efluentes viáveis à utilização com restrições. Pode-se citar ainda a vantagem do efluente apresentar, predominantemente, as formas mais fáceis de assimilação pelas plantas tanto de fósforo, ortofosfato, quanto de nitrogênio, nitrito e nitrato.

7. Sugestões

De acordo com os resultados obtidos durante a operação dos reatores híbridos, são feitas as seguintes sugestões para futuras pesquisas:

- Investigar qual a taxa de recirculação ótima para o sistema, focando uma melhora no processo de nitrificação;
- Determinar as condições ideais para que o sistema proporcione uma melhor retenção e/ou inativação dos ovos de helmintos nos reatores;
- Avaliar outros tipos de meio suporte para os filtros biológicos;
- Estudar um sistema descarte do excesso de lodo para os filtros biológicos;
- Investigar o efeito da distribuição do oxigênio dissolvido nos reatores aeróbios;
- Estudar os efeitos da diminuição o tempo de detenção do reator anaeróbio;
- Realizar análises microbiológicas qualitativas para melhor determinar os microrganismos existentes nos reatores, para tentar criar um ambiente mais favorável para a degradação do carbono e do nitrogênio.

8. Referências bibliográficas

ALÉM SOBRINHO, P.; TUNUSSI, J. L. Aplicação de um sistema anaeróbio-aeróbio para a remoção de cor e nitrificação de efluentes de tinturaria têxtil. In: 7ª Oficina e Seminário Latino Americano de digestão anaeróbia 2002, Mérida, **Anais eletrônicos...** Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/unam7/aplicacao.pdf>> Acesso em: 10 dez. 2009.

ALMEIDA, P.G.S.; OLIVEIRA, S.C.; CHERNICHARO, C.A.L. Operação de filtros biológicos percoladores pós-reactores UASB sem a etapa de decantação secundária **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v.16 n.3, p.271-280 2011

ANDRADE NETO, C O de; VAN HAANDEL, A; MELO, H N S. (2002). O Uso do Filtro Anaeróbio para Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios no Brasil. In: X Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2002, Braga, Portugal. **Anais...** Braga: APESB/APRH/ABES, 2002. CD-ROM.

AWWA/APHA/WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20ª edição, Washington, 1998.

BARROS, K. K. **Efeitos da Irrigação com Esgoto Tratado sobre o Sistema Solo-Planta (Milho) e Indução da Supressividade a Doenças Causadas por Nematóides**. 2009. 88f Tese de doutorado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil Universidade Federal de Pernambuco. Pernambuco, 2009.

BERNET, N.; MOLETTA, R. Anaerobic digestion and nitrogen removal from wastewater. In: V Seminário e taller latinoamericano sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales 1998, Mar del Plata. **Anais...** Mar Del Plata: AIDIS, 1998, CD-ROM

BRASIL, Portaria 518/2005 do Ministério da Saúde; Estabelece os procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da água para consumo

humano e seu padrão de potabilidade, e dá outras providências. Data da legislação de março de 2005.

CAMPOS, J.R. (coord.) **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 437p.

CALLADO, N.H. e FORESTI, E. Removal of organic carbon, nitrogen and phosphorus in sequential batch reactors integrating the anaerobic/aerobic process. **Water Science and Technology**, Londres v.44,n.4p.263-270, 2001

CASSIDY, D.P.; BELIA, E. Nitrogen and phosphorus removal from an abattoir wastewater in SBR with aerobic granular sludge. **Water Research**, Oxford.v.39, n.19 p. 4817-4823, 2005.

CASTILLO, A. CECCHI, F.; MATA-ALVAREZ, J. A combined anaerobic-aerobic system to treat domestic sewage in coast areas. **Water Research**, Oxford, v.31, n.12, p. 3057-3063, 1997.

CHEN, T.K.; NI, C.H.; CHEN, J.N.; LIN, J. Biological nitrification and denitrification of petro-electronic industrial wastewater. **Water Science and Technology**, Londres, v.48,n.8.p.27-34(2003a)

CHEN, T.K.; NI, C.H.; CHEN, J.N.; LIN, J. High-strength nitrogen removal of petro-electronic industrial wastewater in membrane reactor – a pilot study. **Water Science e Technology**, Londres, Londres, v.48.n.1, p.191-198(2003b)

CHERNICHARO, C.A.L. (coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Projeto Prosab. Rio de Janeiro: ABES, 2001. 544p.

CHERNICHARO, C.A.L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of a domestic wastewater. **Environmental Science and Bio/Technology**, Berlim,v.5, n.1, p.73-92, 2006.

CHERNICHARO, C. A. L.; MACHADO, R. G. Feasibility of the UASB/AF system for domestic sewage treatment in developing countries. **Water Science and Technology**, Londres, v. 38, n.8-9, p. 325-332, 1998.

CHERNICHARO, C. A. L. ; NASCIMENTO, M. C. P. . Feasibility of a pilot scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment. **Water Science and Technology**, Londres, v. 44, n. 4, p. 221-228, 2001.

COLLIVER, BB; STEPHENSON, T. Production of nitrogen oxide and dinitrogen oxide by autotrophic nitrifiers. **Biotechnology Advances**, Londres, n.18 p. 219-232, 2000.

CONAMA Nº 430/2011 - "Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complemento a e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA." - Data da legislação: 13/05/2011

CONAMA Nº 397/2008 - "Altera o inciso II do § 4º e a Tabela X do § 5º, ambos do art. 34 da Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA nº 357, de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes." - Data da legislação: 03/04/2008

COSTA, T. B. ; HOFFMANN, H. ; WOLFF, D. B. ; PLATZER, C. ; COSTA, R. H. R Tratamento de efluentes domésticos em reator de lodo ativado seqüencial em batelada com enchimento escalonado a fim de remover carbono, nitrogênio e fósforo. In: XXIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental 2005, Mato Grosso do Sul. **Anais...** ABES, Mato Gross, 2005, CD-ROM.

DANIEL, L. M. C. **Remoção de nitrogênio via nitrito em reator em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada e aeração intermitente**. 2005. 116 f Tese de doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2005.

DEL POZO, R., DIEZ, V. Integrated anaerobic–aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment. **Water Research**, Oxford v.39, n.6, p.3561-3568, 2003.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile acids by direct titration, **Journal Water Pollution Control Federation**, Washington, v.31, n.10 p.2495-2499. 1961

FAZOLO, A. et al. Nitrogen and organic matter removal in a radial-flow aerobic-anoxic immobilized-biomass reactor used in the post-treatment of anaerobic treated effluent. In: VIII Taller y Simpósio Latino Americano sobre digestion anaeróbia, Punta del Este, 2005. **Anais...** Punta del Este: AIDIS, 2005, CD-ROM.

FERREIRA, E. S. Cinética Química e Fundamentos dos Processos de Nitrificação e Desnitrificação Biológica. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000, Porto Alegre **Anais...**Porto Alegre: ABES, 2000, CD-ROM.

FLORENCIO, L. **The Fate of Methanol in Anaerobic Bioreactors**. 1994.137 f. Tese de doutorado. Wageningen Agricultural University. Wageningen, The Netherlands, 1994 .

FLORENCIO, L.;BASTOS, K. X.;AISSE, M. M. (coords.).**Tratamento e utilização de esgotos sanitários**. Rio de Janeiro: FINEP, 2005,427p.

FRANCHIN, A. C. **Nitrificação de efluente de reatores anaeróbio compartmentado em filtro percolado com a utilização da serragem de couro do tipo wet blue como meio suporte**. 2003, 67f. Dissertação de mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo,São Paulo, 2003.

GARBOSSA, L. H. P. **Avaliação de sistemas anaeróbio - aeróbio com biomassa imobilizada para remoção de matéria carbonácea e nitrogênio de esgoto sanitário e uso do biogás na desnitrificação**. 2006, 125f. Tese de doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2006.

GEBARA, D. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2006,402f. Tese de doutorado Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

GIUSTINA,S. V. D.; MIRANDA,L. A. S.; MONTEGIA, L. O. Remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos por nova configuração de biofiltro aeróbio submerso no pós-tratamento de efluente de reator UASB. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v.15 n.3 p. 257-266, 2011.

GONCALVES, R. F.(coord.) **Desinfecção de efluentes sanitários**. Projeto Prosab. FINEP, Rio de Janeiro: FINEP, 2003,438p.

GONCALVES, R. F. ; ARAUJO, V. L. ; CHERNICHARO, C. A. L. . The association of UASB reactors and submerged aerated biofilters for the treatment of sewage in large brazilian metropolitan areas. **Water Science and Technology**, Londres. v. 38, n.8-9p. 189-195. 1998.

GONCALVES, R. F. ; VERONEZ, F. A. ; KISSLING, C.M.S. ; CASSINI, S. T. A. . Using a UASB reactor for thickening and digestion of discharged sludge from submerged aerated biofilters. **Water Science and Technology**, Londres, v. 45, n. 10, p. 299-304, 2002.

GRUNDITZ, C.; DALHAMMAR, G. Development of Nitrification Inhibition Assays Using Pure Cultures of Nitrosomonas and Nitrobacter. **Water Research**, Oxford, v. 35, n. 2, p.433 – 440, 2001,

GUPTA, A.B. Thiosphaera pantotropha: a sulphurbacterium capable of simultaneous heterotrophic nitrification and aerobic denitrification. **Enzyme and Microbial Technology**, Londres v.21, p.89–595, 1997

HAGOPIAN, D.S. e RILEY, J.G. A close look at the bacteriology of nitrification. **Aquacultural Engeneering**, Londres v.18,p.223-244, 1998.

HENZE M., HARREMOES P., ARVIN E. e LACOUR J. J. **Wastewater Treatment**, 2ª edição. Berlim: Springer. 1997. 385p.

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P. R. Remoción de nitrógeno de aguas residuales de la industrialización de arroz en reactores performantes. In: V Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 1998. **Anais...** Viña del Mar: AIDIS, 1998, CD-ROM.

ISOLDI, L. A. ; KOETZ, P. R. ; ISOLDI, L. A. Pós-tratamento de efluente nitrificado da parboilização de arroz utilizando desnitrificação em reator UASB. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n.4, p.271-277, 2005.

JETTEN, M. S. M.; VAN DONGEN, L. G. J. M.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. The anaerobic oxidation of ammonium. **FEMS Microbiology Reviews**, Delft, v.22, n.5, p.421-437, 1999.

KHIN, T. ANNACHHATRE, A.P. Novel microbial nitrogen removal processes. **Biotechnology Advances**, Londres, v.22,n.7, p. 519-532, 2004.

KOETZ, P. ; FARIA, O.L.V.; NUNES, W.A.; NEVES, S. Full scale experience with anaerobic (UASB) –aerobic treatment of parboiled rice wastewater. In: VIII Taller y Simpósio Latino Americano sobre digestión anaeróbica, Punta del Este, 2005. **Anais...** Punta del Este: AIDIS, 2005, CD-ROM.

KUBA,T.; **van Loosdrecht M.C.M.; Heijnen J.J.** Phosphorus and nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of denitrifying dephosphatation and nitrification in a two sludge system. **Water Research**,Oxford, v.30, n.7, pp. 1702-1710, 1996.

KUMMER, A. C. B. **Desnitrificação de efluentes de abatedouro de tilápia utilizado manipueira como fonte de carbono**, 2008, 56f. Dissertação de Mestrado. Programa de pós-graduação em Engenharia Agrícola Universidade estadual do Oeste do Paraná, Paraná, 2008.

LACALLE, M.L.; VILLAVERDE, S.; FDZ-POLANCO, F.; GARCIA-ENCINA, P.A. Combined anaerobic/aerobic(UASB+UBAF)system for organic matter and nitrogen removal from a high strength industrial wastewater. **Water Science and Technology**, Londres, v.44,n.4 p255-262, 2001.

LIN, C.Y.; LEE, Y.S. Effect of thermal and chemical pretreatment on anaerobic ammonium removal in treating septage using UASB system. **Bioresource Technology**, v. 83, n.3, p. 259-261, 2002.

MENDONÇA, N. M. **Tratamento de esgoto empregando reator de leito expandido em escala plena com zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas: concepção, construção e operação** . 2004, 206 f. Tese de Doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Paulo 2004.

METCALF e EDDY, **Wastewater engineering – Treatment, disposal and reuse**. 4^a edição: McGraw-hill, Inc., Nova Iorque, 2003, 1919p.

MOTA, S. (Org.) ; VON SPERLING, M. (Org.) . **Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção**. 1^a. edição. v. 1. Rio de Janeiro: Abes, 2009. 428p

MOTTA, S. L.; SANT'ANNA JUNIOR, G. L. ; RUSSO, C. . Tratamento Biológico de Esgoto em Reator de Leito Fixo Submerso: Resultados do Projeto Piloto Operado na ETE Penha/RJ. In: XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Bahia, 1995 **Anais...** Bahia : ABES, 1995. v. 1. p. 1-12.

PATUREAU, D.; DAVISON, J.; BERNET, N.; MOLLETA. Denitrification under various aeration condition in Comamonas Sp. Strain Sgly2. **Fems Microbiology Ecology**, Delft, v.14, n.1, p71-78, 1994.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; ANTUNES, R. M.; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Comparação de desempenho do tratamento de efluente industrial por reator UASB e UASB-híbrido, **Revista Brasileira de Agrociência**, Rio Grande do Sul, v. 9, n. 2, p.171-174, 2003.

PERNAM BUCO (Estado). Agencia Estadual de Meio Ambiente - CPRH – **Manual técnico de dimensionamento de tanques sépticos e unidades básicas complementares**. Recife: CPRH, 2004. 52p.

PIMENTA, M. **Tratamento de esgoto doméstico em reator híbrido de fibra de vidro tipo uasb e filtro anaeróbio para comunidades de pequeno porte**. 2005 97 f.
Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil
Universidade Federal de Pernambuco. Pernambuco, 2005.

PIMENTA, M., KATO, M. T., GAVAZZA S., FLORENCIO, L. Desempenho de reatores piloto tipo UASB e híbrido para o tratamento de esgoto doméstico, In: XXIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental Mato Grosso do Sul, 2005. **Anais...** ABES, 2005, CD-ROM.

POLANCO, F. FDZ. GARCIA ENCINA, P. A. Comportamento de um reator integrado ana/aerobio para la eliminacion simultânea de C y N. In: V Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Montevideo, 1994. **Anais...**AIDIS, 1994, CD-ROM

PONTES, P. P., CHERNICHARO C.A.L, FRADE E.C., PORTO M.T.R. Performance evaluation of an UASB reactor used for combined treatment of domestic sewage and excess aerobic sludge from a trickling filter. **Water Science and Technology**, Londres, v. 48, n.6, p. 227-234, 2003.

RUIZ, G. JEISON, D.; CHAMY, R. Development of denitrifying and methanogenic activities in USB reactor for the treatment of wastewater: Effect of COD/N ration. **Process Biochemistry**, Londres v.41, n.6, p.1338-1342, 2006.

SANTOS. S.G.;VARESCHE, M.B.A.;ZAIAT, M.; FORESTI, E. Comparison of methanol, ethanol and methane as electron donors for denitrification. **Environmental Engineering Science**, Nova Iorque. v.21, n.3,p.313-320, 2004.

SCHMIDT, I.SLEKERS, O.;SCMIDT, M.;BOCK, E.;FUERST, J.; KUENEN,J.G.; JETTEN,M.S.M; STROUS,M. New concepts of microbial treatment processes for the

nitrogen removal in wastewater. **FEMS microbiology reviews**, Delft, n.27, p. 481-492, 2003.

SHIN, J.; LEEB,S.;JUNGA, J.; CHUNGA, Y.; NOHC, S. Enhanced COD and nitrogen removals for the treatment of swine wastewater by combining submerged membrane bioreactor (MBR) and anaerobic upflow bed filter (AUBF) reactor. **Process biochemistry**, Londres, n.40, p.3769-3776, 2005.

SLIEKERS, A.O. ;DERWORT, N. ;CAMPOS GOMEZ, J.L. ;STROUS M., KUENEN J.G. ;JETTEN. M.S.M. Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. **Water Research**,Oxford, n.36, p. 2475–2482, 2002.

SOUSA, J. T. ;SANTOS, K. D. ; COSTA, M. J. C. ; COSTA, P. L. F. ; MOTA, M. F.Avaliação do desempenho de um reator UASB na desnitrificação de águas residuárias domésticas. In: XXIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental 2005, Mato Grosso do Sul. **Anais...** ABES, Mato Grosso, 2005, CD-ROM.

STROUS M., VAN GERVEN E., PING Z., KUENEN J.G., JETTEN M.S.M. Ammonium removal from a concentrated waste streams with the anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) process in different reactor configuration. **Water Research**, Oxford, n. 31, n.8, p.1955-1962, 1997.

SURAPALLI, R. Y., TYAGI, R.G. KARL SHEIBLE, O. e HEIDMAN J.A., Nitrification, denitrification, phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, Londres. v.61, n.2, p151-157,1997.

VAN DE GRAAF, A.; BRUIJN, P; ROBERTSON, L.A.; JETTEN, M. S; KUENEN J. G. Metabolic pathway of anaerobic ammonium oxidation on the basis of N-15 studies in a fluidized bed reactor. **Microbiology**. Spencers Wood v. 143, n. 7p. 2415 -2421. 1997.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado, teoria e aplicações para projetos e operação**. Epgraf: Paraíba,1999.

VAN KEMPEN, R.; MULDER, J.W. ; UIJTERLINDE, C.A.; LOOSDRECHT, M.C.M. Overview: full scale experience of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. **Water Science and Technology**, Londres. v.44, p. 145–152, 2001;

VAZOLLER, R. F. ; RECH, C. M. ; GIAJ-LEVRA, L. A. ; FIGUEIREDO, M. G. . Lodo de esgoto granulado: identificação bacteriana. **Revista Ambiente**, Brasília v. 4, n. 1, p. 22-25, 1990.

VERSTRAETE, W., PHILIPS, S. Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts. **Environmental Pollution**, Londres, v.102, n.1 (supplement), p.717-726, 1998.

VIEIRA, L. G.;FAZOLO, A.;ZAIAT, M.; FORESTI, E. Integrated horizontal-flow anaerobic and a radial-flow aerobic for removal of organic matter and nitrogen from a domestic sewage. **Environmental Technology**, Londres, v.24, n.1, p. 51-58, 2003.

VILLAYERDE, S.; GARCIA-ENCINA, P.A.; LACALLE, M.L; FDZ-POLANCO, F. New operational strategy for SRB technology for total nitrogen removal from industrial wastewater highly loaded with nitrogen. **Water Science and Technology**, Londres, v.41, n.12, p.85-93, 2000.

WOLFF, D. B. ; OCHOA, J. C. ; PAUL, E. ; COSTA, R. H. R. Remoção da Poluição Orgânica e Nitrogenada de Esgoto Urbano em Reator Híbrido com Baixa Temperatura. In: XXIX Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental, 2004, Porto Rico. **Anais...** AIDIS, 2004, Porto Rico. 2004. CD ROM

WORLD HEALTH ORGANIZATION(WHO). **The international drinking water supply and sanitation decade**, Review of mid-decade progress. Geneva, 1989. 25p.

ZERBINI, A M; CHERNICHARO, C A L. Metodologias para quantificação, identificação e análise de viabilidade de ovos de helmintos em esgotos brutos e tratados. In:CHERNICHARO, C A L(coord.); **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios : aspectos metodológicos**. - Belo Horizonte: ABES, 2001. 70-107p.

