

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL, ARQUITETURA E URBANISMO
DEPARTAMENTO DE SANEAMENTO E AMBIENTE

**FILTRO ANAERÓBIO SEGUIDO DE BIOFILTRO AERADO SUBMERSO:
PRODUÇÃO DE BIOMASSA, CONVERSÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E
DE NITROGÊNIO**

Mário Luiz Rodrigues Foco

Dissertação apresentada à Comissão de pós-graduação da Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo da Universidade Estadual de Campinas, como parte dos requisitos para obtenção de título de Mestre em Engenharia Civil, na área de Concentração Saneamento e Ambiente.

Orientador: Prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour

Campinas, São Paulo, Brasil

2010

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

F683f Foco, Mário Luiz Rodrigues
Filtro anaeróbio seguido de biofiltro aerado
submerso: produção de biomassa, conversão de matéria
orgânica e de nitrogênio / Mário Luiz Rodrigues Foco. --
Campinas, SP: [s.n.], 2010.

Orientador: Edson Aparecido Abdul Nour.
Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e
Urbanismo.

1. Esgotos sanitários. 2. Tratamento de efluentes. 3.
Biomassa. 4. Nitrificação. 5. Desnitrificação. I. Nour,
Edson Aparecido Abdul. II. Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e
Urbanismo. III. Título.

Título em Inglês: Anaerobic filter followed by submerged aerated biofilter:
biomass production, conversion of organic matter and nitrogen

Palavras-chave em Inglês: Sewage, Effluent treatment, Biomass, Nitrification,
Denitrification

Área de concentração: Saneamento e Ambiente

Titulação: Mestre em Engenharia Civil

Banca examinadora: José Roberto Guimarães, Fernando Hermes Passig

Data da defesa: 02/12/2010

Programa de Pós Graduação: Engenharia Civil

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL, ARQUITETURA E URBANISMO

**FILTRO ANAERÓBIO SEGUIDO DE BIOFILTRO AERADO SUBMERSO:
PRODUÇÃO DE BIOMASSA, CONVERSÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E
DE NITROGÊNIO**

Mário Luiz Rodrigues Foco

Dissertação de Mestrado aprovada pela Banca Examinadora, constituída por:



Prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour

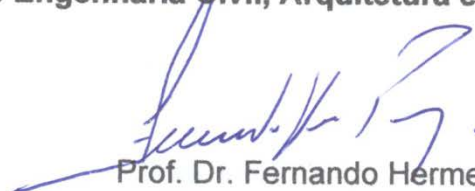
Presidente e Orientador

Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo (FEC / UNICAMP)



Prof. Dr. José Roberto Guimarães

Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo (FEC / UNICAMP)



Prof. Dr. Fernando Hermes Passig

Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR) – Campo Mourão

Campinas, 02 de dezembro de 2010

Agradecimentos

Ao Prof. Dr. Edson Aparecido Abdul Nour, pela orientação e incentivo, por sua competência profissional e amizade demonstrada durante o trabalho.

Ao Departamento de Saneamento e Ambiente da Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo e a todos os funcionários que colaboraram direta ou indiretamente para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos técnicos do LABSAN, Enelton Fagnani, Fernando Candello e em especial a Ligia Maria Domingues pela prontidão e disponibilidade em ajudar no desenvolvimento do trabalho.

À Eloisa dos Santos pela amizade e por revezar no abastecimento do sistema aos finais de semana.

À técnica do LABPRO, Mary Andreazza e aos colegas Caio Rodrigues, Izabela Major e Sandra Dal Bosco, pela simpatia e descontração.

À Juliane Araújo Greinert-Goulart do Laboratório de Protozoologia / Depto. de Biologia Animal-IB, pela amizade desenvolvida durante a realização do trabalho em conjunto sobre retenção de cistos e oocisto nos reatores.

Aos pesquisadores e professores: Ângela dos Santos Barreto, Denis Miguel Roston, Fernando Hermes Passig, José Roberto Guimarães pela disponibilidade de participarem da defesa.

Sumário

LISTA DE FIGURAS	VII
LISTA DE TABELAS	IX
LISTA DE ABREVIACÕES	X
RESUMO	XI
ABSTRACT	XII
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS	5
2.1 Objetivo Geral	5
2.2 Objetivos Específicos	5
3 REVISÃO DA LITERATURA	7
3.1 Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio	7
3.2 Mecanismos de retenção de biomassa	9
3.2.1 Formação e comportamento do biofilme	10
3.3 Remoção biológica de nitrogênio	14
3.3.1 Nitrificação convencional	15
3.3.2 Desnitrificação convencional	18
3.4 Outros conceitos e tecnologias na remoção biológica de nitrogênio	20
• Processo SHARON	20
• Processo ANAMMOX	21
• Processo CANON	21
4 MATERIAL E MÉTODOS	23
4.1 Aspectos construtivos	23
4.2 Origem do afluente	29
4.2.1 Coleta e caracterização do afluente	30
4.3 Procedimento experimental	31
4.3.1 Etapa 1 – Início de operação do sistema de tratamento	32
4.3.2 Etapa 2 – Obtenção do equilíbrio dinâmico no sistema	34
4.3.3 Etapa 3 – Recirculação do efluente	35
4.4 Métodos analíticos	36
4.5 Análise dos Dados	36
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	37
5.1 Início da operação – Etapa 1 (Fases 1 e 2)	37

5.2	Operação em equilíbrio dinâmico – Etapa 2 (Fases 3 e 4)	47
5.3	Avaliação da ocorrência dos processos de nitrificação e desnitrificação – Etapa 3 (Fases 5 e 6)	58
5.4	Remoção de lodo	81
6	CONCLUSÕES	85
7	RECOMENDAÇÕES	89
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	91
	ANEXO A – RESULTADOS DAS ANÁLISES FÍSICAS E QUÍMICAS	95

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1 Arranjo de um biofilme aeróbio	11
Figura 4-1 Esquema da instalação com os pontos de amostragem	24
Figura 4-2 Fundo falso do filtro anaeróbio	24
Figura 4-3 Fundo falso do biofiltro aerado submerso	25
Figura 4-4 Reator preenchido com o meio suporte	26
Figura 4-5 Decantador utilizado após o BAS	26
Figura 4-6 Desenho esquemático das unidades do sistema de tratamento (dimensões em cm)	27
Figura 4-7 Sistema Combinado Anaeróbio/Aeróbio:	28
Figura 4-8 Tratamento primário e distribuição do esgoto utilizado por Tonetti (2008)	29
Figura 5-1 Valores de pH - Etapa 1	38
Figura 5-2 Valores da concentração de Alcalinidade Parcial - Etapa 1	38
Figura 5-3 Valores da concentração de Alcalinidade Total - Etapa 1	39
Figura 5-4 Valores da concentração de Ácidos Orgânicos Voláteis - Etapa 1	40
Figura 5-5 Relação AI/AP no FA - Etapa 1	41
Figura 5-6 Valores da concentração de matéria orgânica expressa em DQO das unidades - Etapa 1	41
Figura 5-7 Valores de eficiência de redução da DQO - Etapa 1	42
Figura 5-8 Concentração de sólidos dissolvidos e sólidos em suspensão totais	43
Figura 5-9 Valores da relação SST/ST - Etapa 1	44
Figura 5-10 Correlação entre os valores da TCS aplicada e removida no FA	45
Figura 5-11 Valores de pH - Etapa 2	48
Figura 5-12 Valores da concentração de Alcalinidade Parcial - Etapa 2	48
Figura 5-13 Valores da concentração de Alcalinidade Total - Etapa 2	49
Figura 5-14 Valores da concentração de ácidos orgânicos voláteis - Etapa 2	49
Figura 5-15 Relação AI/AP no FA - Etapa 2	50
Figura 5-16 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no FA	51
Figura 5-17 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no BAS	51
Figura 5-18 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no SC	52
Figura 5-19 Valores da concentração de matéria orgânica expressa como DQO das unidades - Etapa 2	53
Figura 5-20 Valores de eficiência na redução da matéria orgânica expressa como DQO - Etapa 2	53
Figura 5-21 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no FA	54
Figura 5-22 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no BAS	54
Figura 5-23 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no SC	55

Figura 5-24 Concentração de nitrogênio amoniacal - Etapa 2	56
Figura 5-25 Concentração de nitrito e nitrato - Etapa 2	56
Figura 5-26 Variação da taxa de aeração - Etapa 3	59
Figura 5-27 Valores de pH - Etapa 3	61
Figura 5-28 Valores de Alcalinidade Parcial - Etapa 3	62
Figura 5-29 Valores de Alcalinidade Total - Etapa 3	63
Figura 5-30 Valores de Ácidos Orgânicos Voláteis - Etapa 3	63
Figura 5-31 Relação Al/AP no FA - Etapa 3	64
Figura 5-32 Correlação entre a TCO aplicada e removida no FA	64
Figura 5-33 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no BAS	65
Figura 5-34 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no SC	66
Figura 5-35 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no FA	67
Figura 5-36 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no BAS	67
Figura 5-37 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no SC	68
Figura 5-38 Valores de eficiência na redução da concentração de DQO - Etapa 3	68
Figura 5-39 Valores da cocentração de DQO nas unidades - Etapa 3	69
Figura 5-40 Valores da concentração de DBO das unidades - Etapa 3	69
Figura 5-41 Valores de eficiência de redução da concentração de DBO - Etapa 3	70
Figura 5-42 Concentração média das diversas formas de nitrogênio - Etapa 3	71
Figura 5-43 Eficiências de remoção de Nitrogênio Total - Etapa 3	71
Figura 5-44 Concentração de nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato - Etapa 3	72
Figura 5-45 Concentração de nitrogênio amoniacal - Etapa 3	74
Figura 5-46 Variação das TCN amoniacal aplicada e removida no BAS - Etapa 3	74
Figura 5-47 Correlação entre TCN amoniacal aplicada e removida no BAS - Etapa 3	75
Figura 5-48 Correlação entre alcalinidade consumida e nitrato produzido - Etapa 3	76
Figura 5-49 Taxas de nitrificação - Etapa 3	77
Figura 5-50 TCN amoniacal removido em função da relação C/N - Etapa 3	79
Figura 5-51 Taxa de carregamento de nitrato aplicada e removida no FA	79

LISTA DE TABELAS

Tabela 3-1 Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio	8
Tabela 3-2 Resumo dos processos de conversão de nitrogênio atualmente em estudo	22
Tabela 4-1 Características médias do afluente	30
Tabela 4-2 TDH em cada Etapa do estudo	31
Tabela 4-3 Caracterização do lodo anaeróbio	32
Tabela 4-4 Condições desejáveis durante a partida do sistema	33
Tabela 4-5 Parâmetros para conversão de DBO e nitrificação em BAS	34
Tabela 4-6 Métodos empregados nos ensaios laboratoriais	36
Tabela 5-1 Valores dos parâmetros avaliados na Etapa 1	37
Tabela 5-2 Valores dos variáveis avaliadas na Etapa 2	47
Tabela 5-3 Valores das variáveis de interesse avaliados na Etapa 3	58
Tabela 5-4 Comparação entre taxa de carregamento de nitrogênio amoniacal (TCN) e taxa de nitrificação (TN) aplicada e a conversão de nitrogênio	77
Tabela 5-5 Taxas de carregamento de nitrogênio no FA	80
Tabela 5-6 Comparação entre eficiências de desnitrificação	81
Tabela 5-7 Protozoários retidos no lodo das unidades do sistema	82
Tabela 5-8 Valores de IVL e relação SSV/SST do lodo das unidades	83

LISTA DE ABREVIATÖES

AI/AP – RelatÖão entre Alcalinidade Intermediária e Alcalinidade Parcial
AOV – Ácidos Orgânicos Voláteis
AP – Alcalinidade Parcial
AT – Alcalinidade Total
BAS – Biofiltro Aerado Submerso
C/N – relação Carbono/Nitrogênio
C/N-NO_x – relação Carbono/Nitrogênio espécies oxidadas (NO₂⁻ + NO₃⁻)
CBR – Contactor Biológico Rotatório
CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente
DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio
DEC – Decantador
DQO – Demanda Química de Oxigênio
EB – Esgoto Bruto
EB+r – Valor do Efluente Bruto após recirculação (balanço de massa)
ETE – Estação de Tratamento de Esgoto
FA – Filtro Anaeróbio
FA+r – Eficiência de remoção no FA com relação ao EB+r
FBAS – Filtro Biológico Aerado Submerso
FBP – Filtro Biológico Percolador
IV – Índice de Vazios
IVL – Índice Volumétrico de Lodo
NT – Nitrogênio Total (NTK + NO₂⁻ + NO₃⁻)
NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl
OD – Oxigênio Dissolvido
Q – Vazão de Alimentação
q – Vazão de Recirculação
q/Q – Razão de Recirculação
SANASA – Sociedade de Abastecimento de Água e Saneamento S/A
SC – Sistema Combinado
SSF – Sólidos em Suspensão Fixos
SST – Sólidos em Suspensão Totais
SSV – Sólidos em Suspensão Voláteis
ST – Sólidos Totais
TCN – Taxa de Carregamento de Nitrogênio
TCO – Taxa de Carregamento Orgânico
TCS – Taxa de carregamento de Sólidos
TDH – Tempo de Detenção Hidráulico
TN – Taxa de Nitrificação
UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket

RESUMO

Sistemas de tratamento concebidos a promover a diminuição das concentrações: de amônia por meio da nitrificação e de Nitrogênio Total (NT) utilizando desnitrificação, são necessidades cada vez maiores para diminuir os impactos causados nos ecossistemas aquáticos quando do aporte de espécies nitrogenadas. Estudou-se o desempenho de um sistema combinado anaeróbio/aeróbio, tratando esgoto sanitário, do complexo hospitalar, da Unicamp, constituído por filtro anaeróbio (FA) seguido de biofiltro aerado submerso (BAS), empregados para a conversão de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal, sem a recirculação de biomassa das unidades. A desnitrificação foi avaliada pelo encaminhamento do efluente formado no BAS para o FA, onde em ambiente redutor os doadores de elétrons utilizados foram os compostos orgânicos de rápida biodegradação presentes no esgoto bruto e os ácidos orgânicos formados no processo anaeróbio. O estudo foi dividido em 3 etapas experimentais: 1ª etapa, avaliou-se a conversão de matéria orgânica em dois regimes hidráulicos (TDH total de 23,2 e 20,9 h); 2ª etapa, buscou-se estabelecer o processo e a biomassa relacionada a nitrificação, em dois regimes hidráulicos (TDH total de 18,6 e 13,9 h); 3ª etapa, avaliou-se a possibilidade de desnitrificação em dois regimes hidráulicos diferenciados pela ausência e presença de recirculação do efluente tratado pelo BAS, a razão de 0,5 (ambos com TDH total de 18,6 h). A melhor condição operacional (12,1 h no FA e 6,5 h no BAS), apresentou redução das concentrações de DQO, DBO e SST, respectivamente, de $93 \pm 3 \%$, $99 \pm 1 \%$ e $98 \pm 2 \%$, com concentrações médias efluentes de $48 \pm 9 \text{ mg DQO L}^{-1}$, $5 \pm 1 \text{ mg DBO L}^{-1}$ e $3 \pm 2 \text{ mg SST L}^{-1}$ (2ª etapa), não havendo diferenças significativas ($p > 0,05$) com o desempenho da 3ª etapa. Nesta sem recirculação, com TCN de $0,22 \pm 0,02 \text{ kg N-NH}_3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e TCO de $0,91 \pm 0,31 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, alcançou-se nitrificação no BAS de $0,10 \pm 0,05 \text{ kg N-NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, relação C/N de $4 \pm 1,5$ e conversão de NH_3 de $54 \pm 20 \%$; na 3ª etapa com recirculação, com TCN de $0,34 \pm 0,05 \text{ kg N-NH}_3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e TCO de $0,81 \pm 0,16 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, alcançou-se nitrificação no BAS de $0,17 \pm 0,02 \text{ kg N-NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, C/N de $3,4 \pm 0,6$, conversão de NH_3 de $61 \pm 20 \%$ e de NT de $43 \pm 10 \%$. No FA em virtude da recirculação de efluente a uma razão de 0,5 a taxa de carregamento de nitrato aplicada foi de $0,024 \pm 0,011 \text{ kg N-NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ com $89 \pm 3 \%$ de conversão. A recirculação do efluente não interferiu na conversão de matéria orgânica, indicando que a configuração e operação proposta está adequada a atender as expectativas sobre sua robustez e possibilidade de reduzir a concentração de carbono orgânico e compostos de nitrogênio, influenciou positivamente em relação a regulação da relação C/N no BAS, porém a recirculação foi insuficiente para promover a regulação da relação C/N- NO_x no FA e possibilitar o aumento da conversão de nitrato.

Palavras-chave: esgotos sanitários, esgotos hospitalar, biomassa, nitrificação, desnitrificação.

ABSTRACT

Treatment systems designed to reduced concentrations ammonia through nitrification and Total Nitrogen (TN) using denitrification, are growing needs to reduce to the impacts on aquatic ecosystems by discharge of nutrients. Evaluated the performance combined anaerobic/aerobic system to treat sewage of the hospital complex, Unicamp, consisting of anaerobic filter (AF) followed by aerated submerged biofilter (ASB) used for the conversion of organic matter and ammonia nitrogen without recirculation of biomass between reactors. Denitrification was evaluated by recirculating part of the effluent formed in the ASB for the AF, in environment reducing where the electron donors used were those organic compounds of rapid biodegradation present in raw sewage and organic acids formed in the anaerobic process. The study was divided into three experimental steps. Step 1, evaluated the conversion of organic matter in two hydraulic regimes (total HRT of 23.2 and 20.9h), step 2, tried to establish the process and biomass related to nitrification in two HRT (18.6 and 13.9h), step 3, evaluated the possibility of denitrification in two HRT distinguished by the absence and presence of recirculation of treated effluent by ASB, ratio of 0.5 (both with HRT of 18.6h) The best operating condition (12.1h in AF and 6.5h in ASB) showed conversion efficiencies of COD, BOD and TSS, respectively, $93 \pm 3\%$ $99 \pm 1\%$ and $98 \pm 2\%$, with average effluent concentrations of $48 \pm 9 \text{ mg COD L}^{-1}$, $5 \pm 1 \text{ mg L}^{-1}$ BOD and TSS $3 \pm 2 \text{ mg L}^{-1}$ (2nd stage), no differences significant ($p > 0.05$) with the performance of the 3rd step. In this without recirculation, with NLR to $0.22 \pm 0.02 \text{ kg NH}_3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ and OLR $0.91 \pm 0.31 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, was reached in nitrification ASB $0.10 \pm 0.05 \text{ kg NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, C/N of 1.5 ± 4 , and NH_3 conversion of $54 \pm 20\%$, while on the 3rd stage with recirculation, with the NLR $0.34 \pm 0.05 \text{ kg NH}_3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ and OLR $0.81 \pm 0.16 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, was reached in ASB nitrification of $0.17 \pm 0.02 \text{ kg NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, C/N of 3.4 ± 0.6 , NH_3 conversion of $61\% \pm 20$ and NT $43 \pm 10\%$. In the AF due to the effluent recycle ratio of 0.5 to nitrate loading rate applied was $0.024 \pm 0.011 \text{ kg NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ with $89 \pm 3\%$ conversion. The recirculation did not affect the conversion of organic matter and indicated that the proposed configuration and operation is adequate to meet the expectations of its robustness and ability to reduce the concentration of organic carbon and nitrogen compounds, positively influenced regarding the regulation of C/N ratio in ASB, but this was insufficient to promote the regulation of the C/N-NO_x ratio in AF and to increase the conversion of nitrate.

Keywords: sewage, hospital sewage, biomass, nitrification, denitrification.

1 INTRODUÇÃO

Os primeiros sistemas de tratamento de esgoto, construídos no fim do século passado, foram projetados para remover a parte mais visível dos poluentes, os sólidos sedimentáveis. A remoção era realizada através de sedimentação simples, denominado tratamento primário. Porém apenas a remoção dos sólidos era insuficiente para a proteção dos corpos de água que recebiam esse esgoto, uma vez que ainda existia material orgânico dissolvido. Este é utilizado por microrganismos presentes no esgoto ou no corpo receptor, causando o consumo parcial ou total do oxigênio dissolvido do meio aquático inviabilizando a sobrevivência dos organismos que dependem de oxigênio para o seu metabolismo.

Como consequência desenvolveu-se o tratamento secundário, processos biológicos aeróbios ou anaeróbios que reduzem a carga orgânica poluente. Porém tornou-se evidente que os efluentes do tratamento secundário poderiam resultar em deterioração da qualidade do corpo receptor mesmo quando a remoção do material orgânico é elevada.

Tal deterioração do corpo receptor foi atribuída à presença de formas de nitrogênio: amônia ou nitrato. A primeira forma causa a depleção do oxigênio dissolvido do corpo receptor para a sua nitrificação, enquanto a segunda causa o crescimento excessivo da biomassa autotrófica (eutrofização). A partir disso surge a necessidade de desenvolver sistemas de tratamento terciário.

São sistemas de tratamento que em sua concepção promovam a diminuição da concentração de amônia por meio da nitrificação e reduzam a concentração de Nitrogênio Total utilizando algum processo de desnitrificação, necessidades cada vez maiores para diminuir os impactos causados nos ecossistemas aquáticos quando do aporte de espécies nitrogenadas.

Os sistemas convencionais de tratamento biológico de esgoto, que são projetados visando, principalmente, à remoção de matéria orgânica, resultam em efluentes com concentrações de nitrogênio próximas às do esgoto bruto, dificultando o atendimento às exigências da legislação com relação aos teores dos mesmos nos corpos d'água. Esse problema é agravado quando a diluição do esgoto no corpo

receptor é baixa. Um dos meios para obter a diminuição de tais compostos nitrogenados seria a nitrificação seguida pela redução biológica do nitrato a nitrogênio gasoso, conhecida como desnitrificação.

Os reatores anaeróbios ganharam destaque no tratamento de esgotos sanitários, na conversão da matéria orgânica a metano. Dentre as várias características favoráveis dos reatores anaeróbios com biomassa aderida, pode-se citar: possibilidade de utilização de elevadas taxas de carregamento hidráulico e orgânico, menor produção de lodo em relação aos processos aeróbios e maior robustez às variações de cargas orgânicas, hidráulicas e tóxicas. No entanto, como característica desfavorável, estas unidades produzem efluentes com qualidade inferior ao padrão de lançamento estabelecido, necessitando de unidades de pós-tratamento, além de problemas relacionados à liberação de maus odores.

Dentre as várias alternativas estudadas para melhoria dos efluentes provenientes de sistemas anaeróbios, a utilização de processos aeróbios é bem vinda. Apesar da taxa de produção de lodo ser maior nestes processos, os sistemas aeróbios apresentam elevada eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal. Neste contexto, a combinação de biofiltro aeróbio submerso no tratamento do efluente proveniente de filtro anaeróbio é uma alternativa tecnicamente viável.

Notadamente, dois fatores favorecem a sua utilização: a redução relativa na produção de lodo, uma vez que a maior parte da fração orgânica já foi removida na unidade anaeróbia, e; o desempenho mais uniforme da unidade aeróbia, pelo fato das frequentes oscilações (orgânicas, hidráulicas e tóxicas) dos despejos sanitários serem assimilados pelo reator anaeróbio.

Outro ponto a ser destacado é a utilização de reatores que utilizam biomassa na forma aderida, onde a presença de uma micro biota na forma de biofilme possibilita uma operação mais robusta e equilibrada do reator, ou sistema de tratamento, pelo favorecimento de uma retenção de biomassa mesmo com ocorrências de flutuações não controladas nos valores de vazão do efluente bruto.

Com relação à remoção de nutrientes, no processo anaeróbio o único efeito sobre o nitrogênio orgânico será sua hidrólise a nitrogênio amoniacal. Neste caso, além de ser tóxico a algumas espécies aquáticas, esse efluente ao atingir o corpo receptor

exercerá demanda por oxigênio, já que no ambiente aquático pode ser oxidado para nitrato, num processo chamado nitrificação.

Em se tratando de um sistema combinado com processo aeróbio, poupa-se a depleção de oxigênio dissolvido no corpo receptor. Porém, a nitrificação não resulta na remoção do nitrogênio do meio líquido, uma vez que os produtos da reação são compostos nitrogenados solúveis. Quando descartados em corpos de água, tornam-se nutrientes disponíveis para plantas aquáticas, sendo os principais responsáveis pela eutrofização de lagos e represas.

A remoção biológica de nitrogênio em sistemas de tratamento se dá pelos processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação. Na nitrificação, bactérias autotróficas mediam a oxidação de amônia para nitrito e, posteriormente nitrato. Este processo requer a presença de oxigênio dissolvido e, portanto, só é possível em ambiente aeróbio. Na desnitrificação, o nitrato, ou o nitrito, é reduzido para nitrogênio molecular, tendo-se material orgânico como redutor e bactérias heterotróficas mediando o processo.

Atualmente, os sistemas mais utilizados para atingir este objetivo são os sistemas de lodos ativados com zonas pré e/ou pós-anóxicas. Esses processos de tratamento, além de necessitarem de grandes áreas para a sua implantação, possuem custos operacionais elevados, principalmente devido a alta demanda de energia elétrica e alta geração de lodo, inviabilizando, em muitos casos, a sua completa instalação, bem como elevados custos para a adição de uma fonte externa de carbono orgânico para possibilitar a desnitrificação.

Neste contexto, o presente trabalho propõe o estudo de um sistema combinado anaeróbio/aeróbio, constituído por filtro anaeróbio (FA) seguido por biofiltro aerado submerso (BAS) empregados para reduzir tanto as concentrações de matéria orgânica quanto de compostos de nitrogênio, com baixo consumo de energia, baixa formação de lodo e sem adição de fonte externa de carbono. Por meio de uma nova forma de operação, sem recirculação da biomassa aeróbia de excesso entre as unidades; e por recircular parte do efluente formado no BAS para o FA, início do sistema, onde em ambiente redutor os doadores de elétrons utilizados para a desnitrificação são compostos orgânicos presentes no início do tratamento, tais como a matéria orgânica

solúvel de rápida biodegradação constituinte do esgoto bruto e ácidos orgânicos formados no processo anaeróbio.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

O objetivo principal deste trabalho é o estudo do desempenho de um sistema combinado anaeróbio/aeróbio, tratando esgoto sanitário, constituído de filtro anaeróbio (FA) seguido de biofiltro aerado submerso (BAS), operado de forma a apresentar o processo de nitrificação e a bioestabilização da biomassa aeróbia.

2.2 Objetivos Específicos

1. Estudo do início de operação do FA, BAS e do sistema FA – BAS, visando a nitrificação do efluente;
2. Avaliação do tempo de detenção hidráulica em cada unidade e do sistema, sem a recirculação da biomassa aeróbia de excesso para o FA;
3. Avaliação das características do lodo anaeróbio e aeróbio descartado;
4. Determinação de parâmetros de operação para a nitrificação e desnitrificação, com e sem recirculação de efluente tratado.

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio

A discussão sobre a utilização de processo anaeróbio ou aeróbio para o tratamento de esgoto sanitário está se tornando cada vez menos frequente. A combinação dos dois tem como objetivo aproveitar as vantagens de cada processo, minimizando seus aspectos negativos. Como resultado busca-se maior remoção da matéria orgânica, característica dos reatores aeróbios, contudo com baixos custos de implantação e operação do sistema, além de sistemas mais compactos com menor produção de lodo, que podem ser citados como vantagens dos sistemas anaeróbios. Além disso, a combinação torna possível a remoção de nitrogênio e, algumas vezes, fósforo (ABREU & ZAIAT, 2008).

O menor rendimento energético das reações anaeróbias resulta em menor quantidade de lodo produzido, com menor quantidade de matéria orgânica biodegradável para a etapa aeróbia. Na etapa aeróbia, apesar do alto rendimento energético, resta pouca matéria orgânica biodegradável. Portanto, a produção de lodo será menor se comparada a sistemas estritamente aeróbios. Consequentemente há necessidade de menor área para acondicionamento e destino final do excesso de lodo. Adicionalmente, haverá redução de aeração, que leva a grande economia no consumo de energia elétrica (CHERNICHARO, 2007; GARBOSSA, 2006; LOW & CHASE, 1999).

Das opções de tratamento de efluentes, os sistemas combinados anaeróbio/aeróbio mostram-se promissores, quando, além da redução da matéria orgânica, deseja-se a remoção de nutrientes, em particular o nitrogênio orgânico e amoniacal (ARAUJO, 2006; GARBOSSA 2006; LIMA *et al.*, 2005).

Na Tabela 3.1 apresenta-se uma síntese dos trabalhos sobre remoção de carbono em sistemas combinados anaeróbio-aeróbio.

Tabela 3-1 Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio

DESCRIÇÃO	REFERÊNCIA
Reator: UASB (2 m³) + BAS (1,2 m³) + DEC Meio suporte: colméia de plástico estruturado, ss = 100 m²/m³ Alimentação: esgoto sanitário; Tratamento: nível secundário; Operação: Fase I – TAS=0,8 m³/m².h (TDH=8,5 h) com eficiências médias de remoção de DQO, DBO e SST, respectivamente de 82, 80 e 77 %; Fase II – TAS=1,3 m³/m².h (TDH=5,5 h) com eficiências médias de remoção de DQO, DBO e SST, respectivamente de 81, 88 e 83 %; Fase III – TAS=1,7 m³/m².h (TDH=3,9 h), houve perda na qualidade do efluente sugerindo que tal TAS seja limite para as condições do experimento;	AISSE <i>et. al.</i> (2001)
Reator: FFB_{an} (20 L) + FFB_{ac} (20 L) Meio suporte: tubo corrugado PVC, ϕ=20 mm e h=700 mm; ss = 2,5x10⁴ m²/m³; Alimentação: efluente de abatedouro de aves; Tratamento: nitrificação-desnitrificação; Operação: 133 dias; TCO = 0,39 kg DQO m⁻³ d⁻¹, E%(DQO) = 92 %; TCN = 0,064 kg NTK m⁻³ d⁻¹, E%(NTK) = 95 %; TCN = 0,14 kg NTK m⁻³ d⁻¹, E%(NTK) = 84 %. A razão de recirculação aumento de 1 a 6, favorecendo a desnitrificação.	DEL POZO & DIEZ (2003)
Reator: UASB (25 m³) + FBAS (0,5 m³) Meio suporte: frascos de Yakult cortados, ss= 200 m²/m³ Alimentação: esgoto sanitário; Tratamento: nível terciário; Operação: 720 dias, com estudo de 3 taxas de aplicação superficial de matéria orgânica: 14 g DQO m⁻². d⁻¹; 21 g DQO m⁻². d⁻¹ e 28 g DQO m⁻². d⁻¹. Com eficiências médias de 74, 77 e 80 % de remoção de DQO; 80, 88 e 90 % de SST; 83, 88 e 95 % de SSV; 5, 25 e 27 % de N-NH₃ e 10, 20 e 30% de NTK.	RÔLO (2003)
Reator: FA (20 L) + BAS (20 L) Meio suporte: anéis de polipropileno, ϕ=15 mm; IV= 90 %; Alimentação: esgoto sanitário; Tratamento: nível terciário; Operação: 326 dias, TDH = 8h, E%(MO) = 86 ± 6 % e E%(NH₃) = 27±14 %, TCO = 1,89 ± 0,61 kg DQO m⁻³ d⁻¹ e TCN = 0,33 ± 0,05 kg N-NH₃ m⁻³ d⁻¹; TDH = 10h, E%(MO) = 87 ± 4 % e E(NH₃) = 47 ± 20 %, TCO = 1,88 ± 0,83 kg DQO m⁻³ d⁻¹ e TCN = 0,39 ± 0,10 kg N-NH₃ m⁻³ d⁻¹; A concepção do sistema FA-BAS operando com TDH de 10h foi adequada à nitrificação, quando aplicada ao tratamento de esgoto doméstico com média concentração de amônia (em torno de 30 mg L⁻¹). Indicou ainda ter grande potencial para tratar esgoto com maior concentração de amônia (acima de 50 mg L⁻¹).	DOMINGUES (2005)
Reator: anaeróbio-aeróbio único estágio Meio suporte: cubos de espuma de poliuretano com 10 mm, IV = 95%; Alimentação: esgoto sanitário; Tratamento: nível terciário; Operação: 1° etapa exclusivamente anaeróbio: TDH = 10 h, E%(DQO) = 65%; 2° etapa reator anaeróbio-aeróbio: TDH = 12 h (6h em cada estágio), E%(DQO) = 64%, E%(NH₃) = 85%, com concentração afluente de 28 ± 6 mg N-NH₃ L⁻¹.	ABREU & ZAIAT (2008)

SS=superfície específica; TAS=taxa de aplicação superficial; TCO=taxa de carregamento orgânico; TCN=taxa de carregamento de nitrogênio; IV= Índice de vazios; E(DQO)=eficiência de remoção de DQO; E(NTK)=eficiência de remoção de nitrogênio Kjeldahl;

3.2 Mecanismos de retenção de biomassa

Os sistemas biológicos de tratamento de águas residuárias são empregados amplamente. Estes podem ser processos convencionais com biomassa dispersa ou processos com crescimento aderido, também conhecido como processo com biofilme.

Em sistemas com crescimento de biomassa dispersa, os mecanismos de retenção dependem da capacidade da biomassa em formar flocos ou grânulos e sedimentar. Nestes casos os mecanismos empregados são a recirculação de lodo (lodo ativado), o controle da velocidade superficial (reator anaeróbio de leito granular expandido) e a presença de anteparos físicos para facilitar a sedimentação (reatores de manta de lodo) (LAZAROVA & MANEM, 1994)

Em sistemas com crescimento de biomassa aderida, esta se apresenta agregada a um material inerte (pedras, areia, solo) ou artificial (polímeros sintéticos ou naturais), o que leva a formação de um filme biológico (biofilme) (VON SPERLING, 1996; VERMA *et al.*, 2006).

Algumas das características desejáveis do meio suporte são: elevada área superficial; resistência estrutural para suportar seu próprio peso e mais o peso da biomassa aderida; possuir estrutura aberta, para evitar obstruções; ser leve para permitir reduções significativas no custo das obras civis; ser biologicamente inerte e quimicamente estável.

A forma dos grãos não influencia significativamente o desempenho dos processos, sendo mais importantes as características de superfície, que facilitam a adesão da biomassa (principalmente a superfície específica e a rugosidade) (GONÇALVES, 2001).

O estudo de materiais suportes alternativos é necessário (CAMARGO, 2000; CRUZ, 2009; TONETTI, 2004), visto que o custo do material de enchimento pode ser da mesma ordem de grandeza do custo de construção do reator.

Reatores com leito fixo são capazes de reter elevadas concentrações de biomassa, oferecendo a vantagem de ser um sistema que recebe elevadas cargas, requerendo menor volume e espaço, comparado aos reatores convencionais

alcançando a mesma eficiência de tratamento (ESCUDIE *et al.*, 2005).

3.2.1 Formação e comportamento do biofilme

O biofilme é um consórcio complexo de microrganismos aderidos a uma superfície, compreendendo uma única ou múltiplas espécies (COSTERTON *et al.*, 1995). Andersson *et al.*, (2008) observaram que biofilmes formados por uma mistura de espécies de bactérias eram mais fortes, a hipótese de que um organismo que adere rapidamente a uma superfície pode criar uma nova superfície com base celular na qual organismos com aderência inicial lenta ou deficiente podem aderir.

Após a aderência inicial, as células crescem e se espalham como uma única camada sobre a superfície, formando micro-colônias. Durante a formação destas, as células sofrem alterações de desenvolvimento que dão origem à morfologia complexa do biofilme “maduro”. Dentre essas mudanças está a produção da matriz de polímeros extracelulares. Uma vez que a camada inicial do biofilme se forma, a difusão molecular se torna o mecanismo predominante pelo qual o substrato e o oxigênio são transportados para o interior das células (ANDERSSON *et al.*, 2008; WIJEYEKOON *et al.*, 2004).

A estrutura do biofilme é formada pela camada de base, a camada de superfície, a massa de líquidos e gases. Tanto as camadas de base e a de superfície do filme são um conjunto de microrganismos e outras partículas unidas por uma matriz de polímeros extracelulares excretados pelos microorganismos. O filme é uma base de acumulação estruturada, com limites bem definidos. O transporte de substratos carbono, nutrientes, receptores de elétrons (oxigênio), e doadores de elétrons para e a partir das bactérias da camada de base, é considerado um processo de difusão molecular. A camada de superfície é uma zona de transição entre a camada de base e do líquido. O transporte de material no seu interior é dominado por advecção e difusão turbulenta. A distribuição de biomassa não é uniforme, nem suas características físicas, como densidade e porosidade. Os vazios são estruturas abertas, relativamente livres dos polímeros. Os coeficientes de difusão efetiva, portanto, variam com a profundidade do biofilme, influenciados por mudanças na estrutura do biofilme (VERMA *et al.*, 2006).

Em um biofilme típico e “maduro”, os compostos orgânicos presentes no meio

líquido entram em contato com a superfície (interface) e se difundem pelas três zonas típicas: aeróbia, anóxica e anaeróbia, onde sofrem conversão para compostos orgânicos simples (ou mineralização no caso de compostos simples) e biomassa, resultando no tratamento biológico do efluente (TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2003).

Wijeyekoon *et al.*, 2004 afirmam que o fluxo de massa é dirigido por um gradiente de concentração e consequentemente, elevadas concentrações (carregamento superficial) resultam em elevados fluxos disponibilizando mais substrato para o crescimento do biofilme. Concluíram, também que, a micro-estrutura interna do biofilme é afetada pela taxa de carregamento de substrato, quanto mais elevada a taxa de carregamento mais denso e compacto se torna o biofilme, diminuindo sua porosidade e consequentemente sua atividade específica. Biofilmes com crescimento lento possuem micro-estrutura porosa o que confere uma elevada atividade específica, exemplificando a importância da micro-estrutura no transporte de massa.

Na Figura 3.1 é apresentado um modelo de arranjo de um biofilme aeróbio e as concentrações de substrato e oxigênio nas diversas camadas do mesmo.

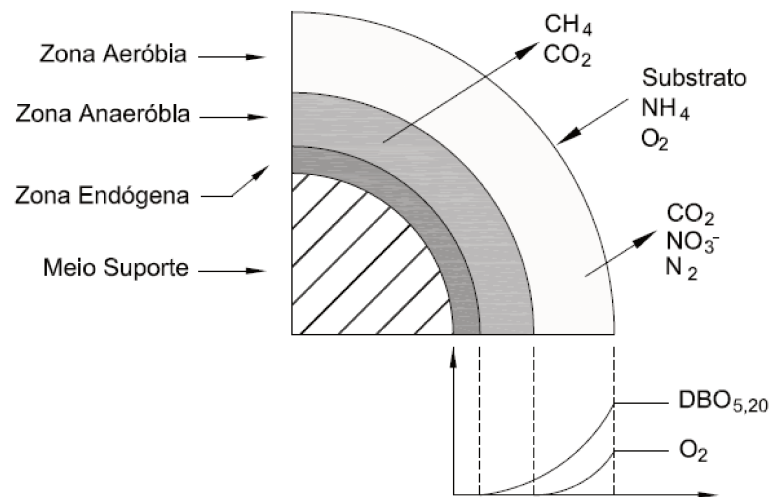


Figura 3-1 Arranjo de um biofilme aeróbio

Fonte: adaptado Low & Chase. (1999)

Com relação aos reatores com biomassa fixa, é importante frisar o seguinte:

- Conversão – processos metabólicos que ocorrem no interior do biofilme;
- Transporte de substratos – realiza-se por meio do processo de difusão;
- Produtos da reação de oxiredução – transportados para fora do biofilme.

Para o processamento da reação bioquímica, tanto o substrato doador quanto o receptor de elétrons devem penetrar no biofilme.

A fim de que se possa projetar e dimensionar esse tipo de reator, para que o mesmo tenha melhor desempenho, se torna de suma importância a conhecimento das limitações de transferência de massa, que interferem na velocidade global das reações nesses sistemas heterogêneos. Diversos autores têm reportado como a estrutura física do biofilme muda de acordo com a hidrodinâmica e composição do líquido externo (WIJEYEKOON *et al.*, 2004; LEWANDOWSKI *et al.*, 2004; NOGUEIRA *et al.*, 2002), e consequentemente, como a difusão interna é afetada por variáveis externas tais como velocidade do fluido, regime do fluxo, natureza e concentração dos substratos (STEWART, 2003; MELO, 2005)

De acordo com RÔLO (2003), quando qualquer um dos componentes essenciais aos microrganismos presentes no biofilme não for fornecido, as reações biológicas não se processarão constantemente, logo, se qualquer um desses componentes for esgotado, para certa profundidade do biofilme (WIJEYEKOON *et al.*, 2004), as reações biológicas não ocorrerão naquele ponto. O fator limitante do processo de degradação será assim denominado para a primeira substância que se esgota. Nutrientes tais como nitrogênio (N), fósforo (P) e alguns metais, não são ou não se tornam limitantes do processo, desde que estejam presentes nas águas residuárias em quantidades estequiométricas requeridas e necessárias.

Nos processos aeróbios, a velocidade da conversão biológica é determinada pela velocidade de transferência de oxigênio para as células, logo, a disponibilidade de oxigênio é um fator limitante. A solubilidade do oxigênio, a transferência de massa e a velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado são os fatores que determinam a disponibilidade do mesmo para os microrganismos (NOGUEIRA *et al.*, 2002).

O fato de a matéria orgânica adsorvida ser metabolizada antes de alcançar a interface entre a superfície do meio suporte e os microrganismos é devido ao

crescimento excessivo e aumento de espessura do biofilme, com o conseqüente crescimento endógeno dos microrganismos e perda de capacidade de aderência à superfície do biofilme. Isso ocorre devido à falta de uma fonte externa de alimento para esses microrganismos que estão próximos à superfície do material. De acordo com ALEM SOBRINHO (1998), essa porção do biofilme despreendida é arrastada pela água residuária e então se inicia o crescimento de uma nova camada de biofilme, sendo este fenômeno de perda de camada, função das taxas de aplicação orgânica e hidráulica (HORN & HEMPEL, 1997; ELENTER *et al.* 2007).

No crescimento aderido em meios suportes estacionários, como nos filtros anaeróbios. Nas superfícies do material suporte há o crescimento bacteriano aderido, formando-se o biofilme, enquanto que, nos espaços vazios, os microrganismos crescem dispersos (CHERNICHARO, 2007).

Por outro lado, em processos com biofilme no qual ocorrem microambientes aeróbios e anaeróbios e uma mistura entre a população, competição por espaço, oxigênio e carbono orgânico entre os diferentes grupos de microrganismos pode resultar em uma distribuição espacial dos mesmos dentro do biofilme. Tal distribuição afeta as reações de transferência de massa e assim a estabilidade e desempenho do reator. (VILLAVERDE *et al.*, 2000).

A atividade biológica dos biofiltros é muitas vezes associada apenas à biomassa aderida ao meio suporte, ou seja, a atividade da biomassa, negligenciando a atividade da biomassa retida nos interstícios entre o meio suporte que muitas vezes é responsável por mais da metade do volume ativo do filtro.

Em seu estudo sobre a influência da biomassa aderida e em suspensão sobre a nitrificação em BAS, Villaverde *et al.* (2000) relataram que a biomassa em suspensão retida no biofiltro foi responsável pela maior parte da remoção da DQO solúvel e amônia, enquanto o nitrito foi principalmente oxidado pela biomassa aderida.

Desta forma o entendimento da distribuição espacial dos microrganismos em reatores com biofilme e sua atividade é necessária para otimizar a remoção de nitrogênio em reatores com biofilme e particularmente no projeto de bioreatores para tratamento de esgoto.

3.3 Remoção biológica de nitrogênio

Dentro do ciclo do nitrogênio na biosfera este se alterna entre várias formas e estados de oxidação, como resultado de diversos processos bioquímicos. No meio aquático o nitrogênio pode ser encontrado principalmente nas seguintes formas: nitrogênio molecular (N_2), escapando para a atmosfera, nitrogênio orgânico (dissolvido e em suspensão), amônia livre (NH_3) e ionizada (NH_4^+), nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-).

O processo convencional de remoção biológica do nitrogênio nas águas residuárias se dá por etapas, conforme mostrado no fluxograma da Figura 3.3.

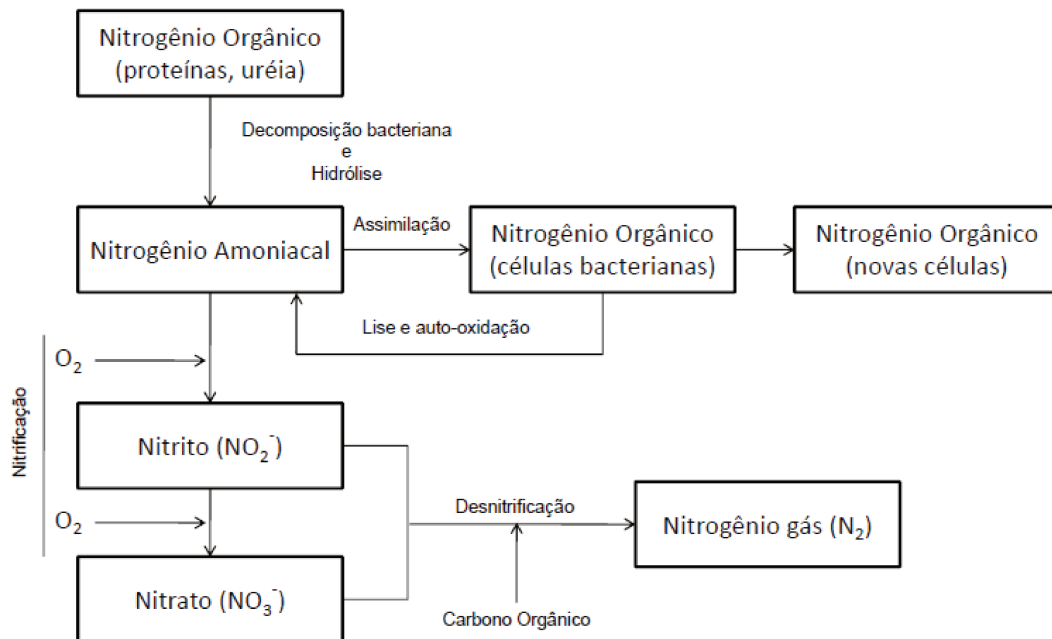


Figura 3.3 Transformações do nitrogênio em sistemas convencionais

Fonte: TCHOBANOGLOUS *et al.* (2003)

Nos sistemas biológicos de tratamento de esgotos os processos usualmente empregados na conversão de nitrogênio são a amonificação e a nitrificação autotrófica; quando se deseja também a remoção do nitrogênio soma-se a desnitrificação em ausência ou em baixa concentração de oxigênio (micro-aeração).

A nitrificação não resulta na remoção do nitrogênio do meio líquido, uma vez que os produtos da reação são compostos nitrogenados solúveis. Quando descartados em corpos d'água, tornam-se nutrientes disponíveis para plantas aquáticas, sendo os principais responsáveis pela eutrofização de lagos e represas. Por outro lado, o nitrogênio amoniacal, além de ser tóxico a algumas espécies aquáticas, é também facilmente oxidado por organismos nitrificantes que consomem o oxigênio dissolvido, o que pode tornar a vida aquática aeróbia inviável.

Segundo Tchobanoglous *et al.* (2003), nos esgotos sanitários em geral, as concentrações são baixas, com a predominância de N-amoniacal (60 %) e N-orgânico (40 %), sendo que nitritos e nitratos correspondem a menos de 1 %.

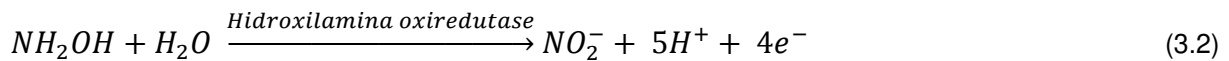
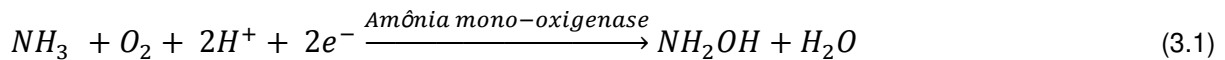
3.3.1 Nitrificação convencional

É um processo autotrófico, isto é, a energia para crescimento bacteriano é derivada da oxidação de compostos inorgânicos de nitrogênio, principalmente íon amônio (NH_4^+), a nitrato (NO_3^-) via nitrito (NO_2^-) utilizando o dióxido de carbono (CO_2) como fonte de carbono inorgânico para síntese de novas células e oxigênio molecular (O_2) como receptor final de elétrons. Schmidt *et al.* (2003) relataram a possibilidade de que a amônia (NH_3) e não o íon amônio (NH_4^+) seja o substrato para o processo de oxidação, pois segundo trabalhos relatados em sua revisão, a enzima oxidante de N-amoniacal está localizada na membrana citoplasmática, que é altamente permeável à amônia, mas não ao íon amônio.

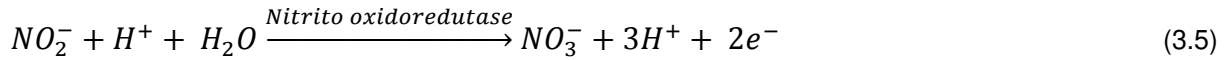
No tratamento convencional, bactérias do gênero *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosorobrio* participam da etapa de nitrificação (oxidação de NH_4^+ a NO_2^-). A etapa de nitratação (oxidação de NO_2^- a NO_3^-) envolve os gêneros *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrospina* e *Nitroeystis* (TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2003).

Contrastando com microrganismos heterotróficos, os microrganismos nitrificantes utilizam o dióxido de carbono (carbono inorgânico) ao invés de carbono orgânico, para a síntese de novas células. Seu crescimento celular por unidade de substrato metabolizado é muitas vezes menor que o crescimento dos heterotróficos (FENG *et al.*, 2008; HAGOPIAN & RILEY, 1998; HORN & HEMPEL, 1997; TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2003), o que justifica a menor velocidade e maior tempo de crescimento da biomassa responsável por este processo em reatores construídos para promover a nitrificação.

O processo ocorre em duas etapas. Na primeira, Equação 3.1, tem-se a oxidação da amônia a hidroxilamina (NH_2OH) no interior da membrana citoplasmática, havendo a necessidade da presença de oxigênio molecular e energia para que a reação aconteça. Na segunda, Equação 3.2, a hidroxilamina é convertida em nitrito, liberando dois pares de elétrons. Um dos pares formados é utilizado na primeira etapa da oxidação da amônia enquanto o outro é empregado na produção de energia e redução do oxigênio molecular em água, conforme Equação 3.3. A Equação 3.4 representa a reação global deste processo bioquímico (COLLIVER & STEPHENSON, 2000; HAGOPIAN & RILEY, 1998).



A nitratação é realizada com o oxigênio fornecido pela água, havendo a liberação de outro par de elétrons que também é utilizado na produção de energia e redução do oxigênio molecular em água (COLLIVER & STEPHENSON, 2000; HAGOPIAN & RILEY, 1998). Tais etapas estão são Equações 3.5; 3.6 e 3.7 é a equação geral dessa fase da nitrificação.



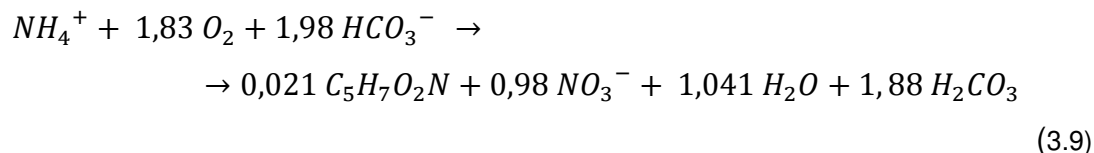
As Equações 3.4 e 3.7 são reações com rendimento de energia. *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* utilizam a energia derivada destas reações para o crescimento e manutenção celular. A reação global de energia é apresentada pela Equação 3.8 (TCHOBANOGLOUS *et al.*, 2003).



É possível verificar, Equação 3.8, que a nitrificação requer o consumo de oxigênio dissolvido, caracterizando a demanda nitrogenada de oxigênio, libera íons H^+ , consumindo a alcalinidade do meio e possivelmente, reduzindo o pH (VON SPERLING, 1996).

Segundo Biesterfeld *et al.* (2003), a taxa de nitrificação depende da concentração de carbono inorgânico, sugerindo que um mínimo de alcalinidade bicarbonato seja requerida em função da necessidade de carbono inorgânico para síntese celular e não necessariamente reflete o requerimento para neutralização da acidez gerada pelo processo de nitrificação. E advertem que, embora baixa alcalinidade é sugerida como uma potencial variável para limitar a taxa de nitrificação, pH é mais comumente relatado, e frequentemente sem dados complementares sobre alcalinidade; implicando que com elevados valores de pH (maior que 7), elevada alcalinidade também existe. Para descrever a capacidade tampão em sistema aquoso, ambos, pH e alcalinidade são necessários.

A equação global de síntese e oxidação para a nitrificação pode ser representada como:



A biomassa bacteriana pode ser representada por $C_5H_7NO_2$ e, a reação global assume a forma apresentada na Equação 3.9. Assim, para 1 g de NH_4^+ convertido, ocorre o consumo de 4,25 g de O_2 , formando 0,16 g de novas células a partir da utilização de 0,08 g de carbono inorgânico e requer 7,07 g de alcalinidade como $CaCO_3$ do meio.

A cinética da nitrificação é influenciada por diversos fatores ambientais, temperatura; pH; alcalinidade; concentração de oxigênio dissolvido. A nitrificação é inibida por altas taxas de matéria orgânica, que proporciona o crescimento de microrganismos heterotróficos que competem com os autotróficos nitrificantes pelo oxigênio e nutrientes, além de terem uma taxa de crescimento cinco vezes maior (POLLICE *et al.*, 2002; DEL POZO & DIEZ, 2003; VILLAYERDE *et al.*, 1997; WIJEYEKOON *et al.*, 2004).

3.3.2 Desnitrificação convencional

A conversão biológica de compostos oxidados de nitrogênio como nitrito e nitrato em compostos mais reduzidos como óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N_2O) e gás nitrogênio (N_2) é denominada desnitrificação. Em processos convencionais de tratamento de águas residuárias, a desnitrificação é processada por bactérias heterotróficas aeróbias facultativas, incluindo os gêneros *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum*, *Vibrio*, *halobacterium* e *Methanomonas* (TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2003).

Autores relatam a possibilidade de bactérias nitrificantes autotróficas atuarem

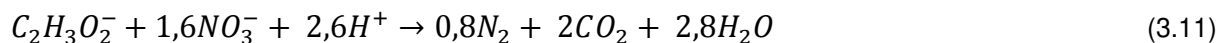
como desnitrificantes, produzindo N_2O , NO ou N_2 . Entretanto no tratamento de esgoto sanitário, a desnitrificação ocorre, geralmente, por ação de bactérias heterotróficas que, neste caso, apresentam maior taxa de crescimento assumindo, assim, um tempo de retenção celular menor quando comparadas com as bactérias autotróficas (COLLIVER & STEPHENSON, 2000; SOUZA & FORESTI, 1999).

A desnitrificação é considerada como um tipo de metabolismo anóxico. Elétrons originados de material orgânico, compostos reduzidos de enxofre, ou hidrogênio molecular são transferidos para compostos oxidados de nitrogênio ao invés do oxigênio, a fim de produzir energia para o metabolismo celular. As enzimas envolvidas na desnitrificação são a nitrato redutase, a nitrito redutase, a óxido nítrico redutase e finalmente a óxido nitroso redutase perfazendo a rota mostrada na Equação 3.10 (SCHMIDT *et al.*, 2003).



A velocidade de desnitrificação é dependente da natureza e concentração da fonte de carbono, sendo que os doadores de elétrons típicos são: 1) a matéria orgânica solúvel presente na água residuária; 2) a matéria orgânica solúvel produzida durante o decaimento endógeno celular; e 3) uma fonte externa de carbono tal como metanol, etanol ou ácido acético.

Pode-se calcular a quantidade de matéria orgânica (em acetato) necessária para a redução do nitrato a nitrogênio gasoso pela Equação 3.11 (BROCK *et al.*, 1994).



Ao contrário da nitrificação, que consome alcalinidade, a desnitrificação produz alcalinidade na proporção de 1 equivalente grama de alcalinidade por mol de N.

A velocidade de desnitrificação é afetada por fatores ambientais como: temperatura, pH e concentração de OD. A desnitrificação ocorre em temperaturas na faixa de 10 a 30 °C. O pH ótimo está na faixa de 6,5 a 8,0 (TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2003); A presença de bactérias facultativas, concentração de nitrato, tempo de retenção

celular e presença de substâncias tóxicas (SOUZA & FORESTI, 1999); Em pH abaixo de 6,0 e acima de 9,0, principalmente devido ao aumento da produção de óxidos nítricos que são inibidores do processo. Em pH abaixo de 7, pode haver aumento da produção de N_2O como produto final da desnitrificação (SURAMPALLI *et al.*, 1997).

O oxigênio pode causar inibição na desnitrificação pela repressão das enzimas redutoras de nitrato. Contudo, Tchobanoglous *et al.* (2003) ressaltam que a desnitrificação pode ocorrer na presença de baixas concentrações de oxigênio dissolvido ($0,5 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$). Isso porque a concentração de oxigênio no interior do floco ou biofilme pode ser menor que no meio líquido, promovendo a desnitrificação nesses locais. A presença de oxigênio inibe o processo de desnitrificação em concentrações superiores a $1,0 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ (SURAMPALLI *et al.*, 1997), sendo que a concentração de oxigênio que é considerada crucial é aquela medida no interior dos flocos ou biofilmes e não a que é medida na fase líquida.

3.4 Outros conceitos e tecnologias na remoção biológica de nitrogênio

Atualmente pesquisas sobre a remoção de nitrogênio são orientadas em direção da melhoria de eficiência e economia de energia nos caminhos tradicionais ou através da identificação de novos processos (possivelmente novos microrganismos) capazes de converter nitrogênio amoniacal e/ou nitrogênio oxidado em formas inofensivas.

- **Processo SHARON**

O processo SHARON (Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite) é realizado sem retenção de biomassa em um reator aerado com elevadas temperatura (35°C) e pH acima de 7. Este processo ocorre com a nitrificação parcial do amônio a nitrito conduzindo a menor gasto com aeração, e é adequado para tratamento de efluentes com alta concentração de amônio.

Propôs-se intercalar períodos aerados e períodos anóxicos com adição de fonte externa de carbono (metanol). Assim o nitrito gerado na fase aeróbia seria reduzido a N_2 na fase anóxica. Além da eliminação de N_2 , o processo de desnitrificação elevaria o pH, que na etapa de nitrificação têm seus valores reduzidos.

Este foi o primeiro processo a conseguir condições estáveis de nitrificação/desnitrificação via nitrito. Tendo sido alcançado eficiências de remoção de nitrogênio em torno de 90 % (KHIN & ANNACHHATRE, 2004).

- **Processo ANAMMOX**

O processo ANAMMOX (anaerobic ammonium oxidation) consiste na desnitrificação do nitrito utilizando o íon amônio como doador de elétrons, conforme reação simplificada abaixo:



O processo ANAMMOX necessita ser precedido por nitrificação parcial. A idéia de combinar o processo SHARON com o ANAMMOX é sugerida por vários pesquisadores. A água residuária contendo nitrogênio na forma amoniacal é oxidada no reator SHARON a nitrito, utilizando apenas 50% da amônia afluente.

Comparado com a remoção convencional de nitrogênio (nitrificação e desnitrificação via nitrato), a combinação dos processos SHARON e ANAMMOX representam economia de 50 % nos requisitos de oxigênio e 100 % na dosagem de fonte externa de carbono. Contudo, a aplicação deste processo ainda se restringe a escalas de laboratório e piloto, necessitando maiores pesquisas na área e desenvolvimento de novas tecnologias para o emprego do processo em escala real (KHIN & ANNACHHATRE, 2004; SCHMIDT et al., 2003).

- **Processo CANON**

O conceito do processo CANON (completely autotrophic nitrogen removal over nitrite) consiste na combinação dos processos de nitrificação parcial e oxidação anaeróbia do nitrogênio na forma amoniacal (ANAMMOX) em um único reator aerado.

O processo CANON se baseia no fato de que sob condições limitantes de oxigênio, uma cultura conjunta de bactérias aeróbias e anaeróbias oxidadoras de amônia pode se estabelecer. A cooperação entre estes dois diferentes grupos microbianos é de vital importância para o processo CANON. As bactérias nitrificantes oxidam a amônia a nitrito, consomem oxigênio e então criam um ambiente anóxico que

o processo ANAMMOX necessita

Embora esteja em fase inicial de desenvolvimento, restringido-se a reatores de bancada, o processo CANON é opção econômica e eficiente para o futuro do tratamento de águas residuárias, principalmente aquelas ricas em nitrogênio amoniacal e pobres em material orgânico. Como o processo é completamente autotrófico não há a necessidade de se aplicar uma fonte externa de carbono e o consumo de oxigênio é cerca de 65 % menor que no processo convencional de remoção de nitrogênio (KHIN & ANNACHHATRE, 2004; SCHMIDT *et al.*, 2003).

Na Tabela 3.2 encontra-se uma síntese dos processos e tecnologias para a remoção de nitrogênio em águas residuárias, sendo que a maioria ainda está em fase de desenvolvimento, limitando-se em aplicações a escala de bancada e piloto.

Tabela 3-2 Resumo dos processos de conversão de nitrogênio atualmente em estudo

SISTEMA	Nitrificação/ Desnitrificação convencional	SHARON	ANAMMOX	CANON
Reatores	2	1	1	1
Afluente	água residuária	água residuária	NH_4^+ e NO_2^-	água residuária
Efluente	NO_2^- , NO_3^- , N_2	NH_4^+ , NO_2^-	NO_3^- , N_2	NO_3^- , N_2
Condição	aeróbia/anóxica	Aeróbia	Anóxica	limitação O_2
Requerimento				
O_2	alta	Baixa	Não	Baixa
DQO	Sim	Não	Não	Não
Controle pH	Sim	Não	Não	Não
Retenção biomassa	Não	Não	sim	Sim
Produção lodo	Alta	Baixa	baixa	Baixa
Bactéria	autotróficas/ heterotróficas	bactéria aeróbia oxidadora de NH_4	Bactérias heterotróficas oxidadoras de NH_4	bactéria aeróbia oxidadora de NH_4 e Planctomycete
Referência	Tchobanoglous <i>et al.</i> (2003)	Khin & Annachhatre (2004)	You <i>et al.</i> (2009)	Khin & Annachhatre (2004)

4 MATERIAL E MÉTODOS

A investigação experimental foi realizada no Laboratório de Protótipos Aplicados ao Tratamento de Águas e Efluentes (LABPRO) e as análises físicas, químicas e microbiológicas no Laboratório de Saneamento (LABSAN), ambos pertencentes ao Departamento de Saneamento e Ambiente (DSA) da Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo (FEC) da UNICAMP. Localizados na Cidade Universitária Zeferino Vaz, Barão Geraldo, Campinas, estado de São Paulo, Brasil.

4.1 Aspectos construtivos

Para a montagem do aparato experimental, foram utilizados 02 reservatórios em PVC (marca: Ideoxima) com volumes nominais 30 e 20 L, os quais constituíram respectivamente o filtro anaeróbio (FA) e biofiltro aerado submerso (BAS), bomba peristáltica (marca: Provitec – modelo: DM 5000) para alimentar o sistema, bomba peristáltica (marca: ProMinent – modelo: GALA0220PVT) para recircular o efluente tratado pelo BAS, compressor de ar (marca: BOYU – modelo ACQ-001), compressor Schultz 10 pés, rotâmetro (marca: Dwyer – modelo RMA-21-SSV), timer (marca: Brasfort), bomba submersa (marca: Sarlobetter 300), mangueira cristal com diâmetro de 12,7 mm (diâmetro comercial 1/2”), tela de “nylon”, conexões em PVC, torneiras, abraçadeiras metálicas, recipientes plásticos com 55 mm de profundidade e diâmetros ($\varnothing$) de 300 mm, 400 mm e 600 mm, galão plástico de 10 L para a confecção do decantador (Figuras 4.2 a 4.6).

Na Figura 4.1 é apresentada a configuração da instalação experimental com os respectivos pontos de amostragem, incluindo a linha de recirculação.

O FA possuía uma entrada secundária que recebia o efluente tratado pelo BAS (recirculado), coletado após o decantador. Tal efluente entrava no FA em um ponto central no fundo do reator, o que promovia a homogeneização do efluente com o afluente bruto, conforme pode ser verificado nas Figuras 4.1 e 4.5 (corte A).

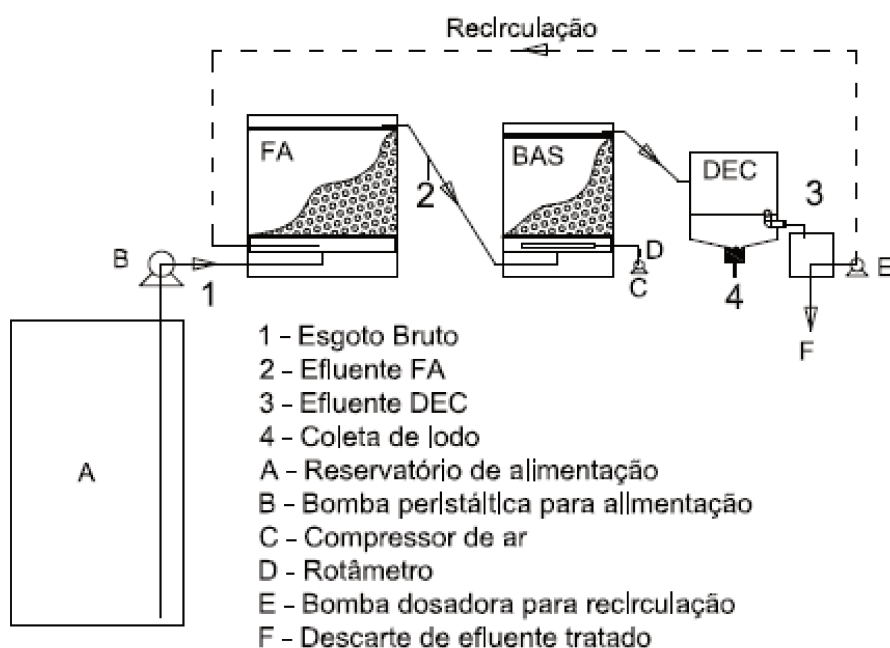


Figura 4-1 Esquema da instalação com os pontos de amostragem

Na construção dos fundos falsos dos reatores, foram utilizados recipientes plásticos, com $\varnothing = 400$ mm para o FA e $\varnothing = 300$ mm para o BAS e, conforme Figura 4.2 e 4.3, respectivamente.



Figura 4-2 Fundo falso do filtro anaeróbico

Após a montagem dos reatores, realizou-se o teste de estanqueidade e em seguida os ajustes necessários a fim de verificar se haviam vazamentos provenientes do encaixe das conexões aos reservatórios.

Instalou-se o dispositivo de aeração do BAS por meio da fixação do difusor de ar no interior de seu fundo falso (Figura 4.3).



Figura 4-3 Fundo falso do biofiltro aerado submerso

Na linha de ar, entre o compressor e o difusor, instalou-se um rotômetro para monitorar e regular a vazão de ar enviado ao reator.

No BAS instalou-se uma coluna cilíndrica constituída por 4 cestos de polipropileno perfurado com 60 mm de altura por 50 mm de diâmetro, Tal montagem permite a coleta de amostras de biofilme nas diferentes profundidades do reator, sem movimentar o meio suporte de todo o reator. A coluna foi apoiada sobre o fundo falso e dentro desta acomodou-se outra coluna semelhante apenas de diâmetro um pouco inferior, e então preenchida com o meio suporte. Prendeu-se aos cestos um fio de “nylon” formando uma alça. Com a intenção de minimizar a formação de caminhos preferenciais envolveu-se cada cesto com uma camada de manta acrílica, preencheu-se assim o espaço vazio existente entre a coluna e os cestos. Este dispositivo foi confeccionado conforme descrito por Domingues (2005).

No filtro anaeróbio e biofiltro aerado submersos, o meio suporte empregado para adesão do biofilme foi constituído por eletrodutos corrugados de PVC com 25,4 mm de diâmetro, 15,0 mm de comprimento e índice de vazios de $93,2 \pm 0,28 \%$.

O FA e o BAS, após receberem o mesmo meio suporte, apresentaram um volume útil de 32,6 e 17,6 L, respectivamente. Revestiu-se toda camada suporte com uma rede de poliéster (abertura da malha de aproximadamente 10,0 mm) objetivando-

se facilitar a retirada de todo o meio suporte, caso houvesse necessidade de reparos no reator (Figura 4.4).



Figura 4-4 Reator preenchido com o meio suporte

Para quantificar o desprendimento de sólidos provenientes do biofilme do BAS, foi construído um decantador utilizando-se um galão plástico com volume de 10,0 L (Figura 4.5).



Figura 4-5 Decantador utilizado após o BAS

Na Figura 4.6 são apresentadas as dimensões das unidades do sistema.

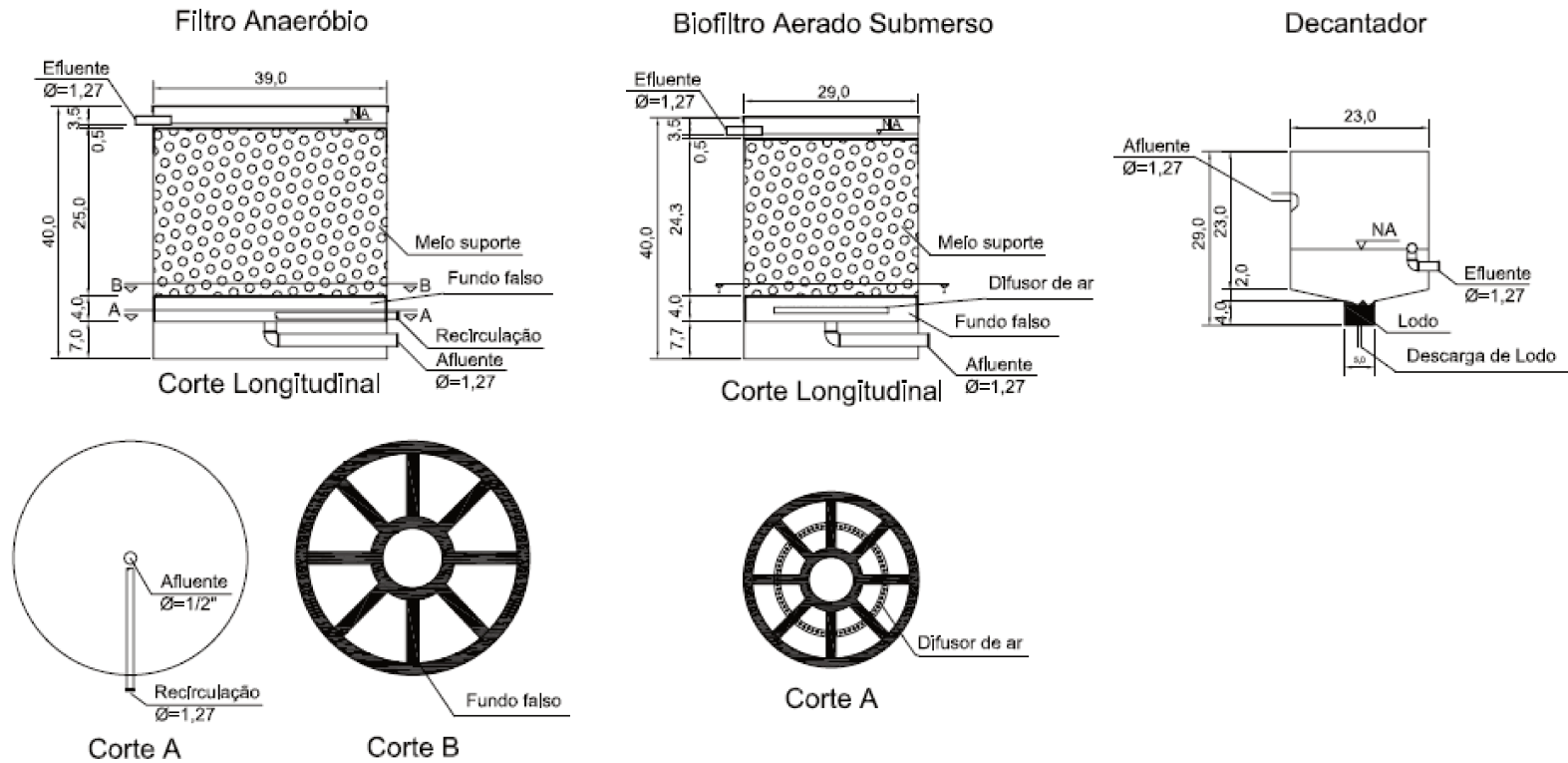
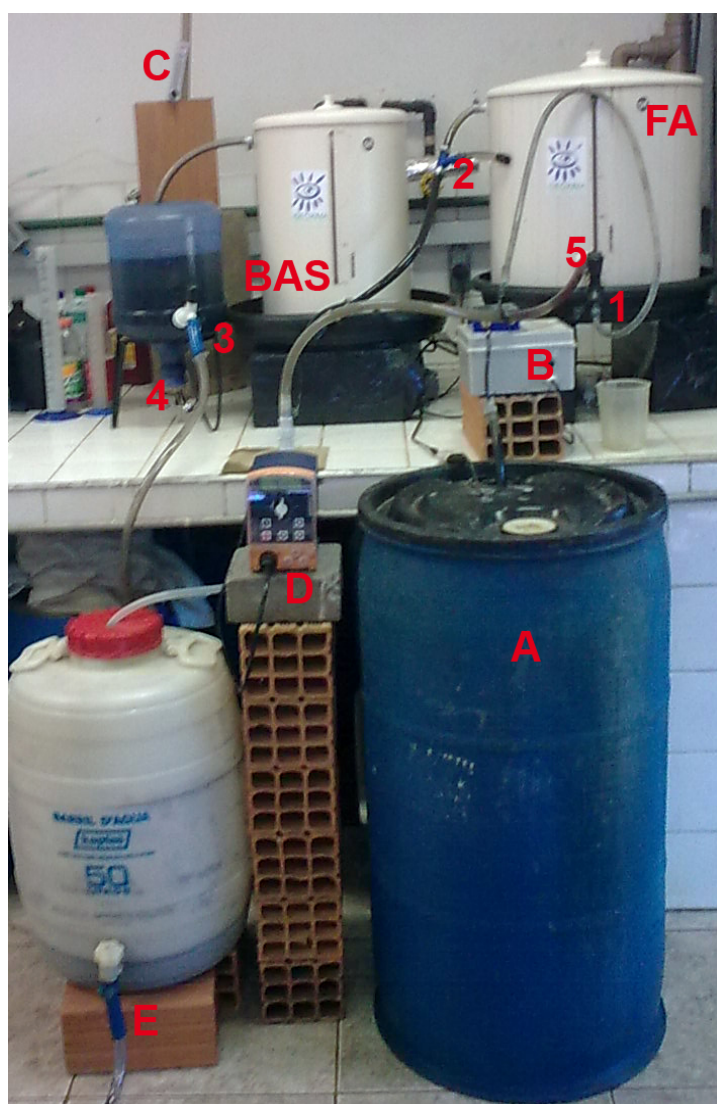


Figura 4-6 Desenho esquemático das unidades do sistema de tratamento (dimensões em cm)

As amostras de efluentes, foram coletadas nos pontos enumerados de 1, 2 e 3, as quais representam o esgoto bruto afluente ao sistema, o efluente do filtro anaeróbio e a saída do decantador, respectivamente.

No ponto 4, fundo do decantador, foram realizadas coletas de lodo para a quantificação e caracterização dos sólidos sedimentáveis presentes no efluente tratado pelo BAS. Boa parte destes sólidos eram originados do desprendimento do biofilme existente no meio suporte do BAS.

Na Figura 4.7 é mostrada a instalação experimental do estudo em funcionamento no LABPRO.



1- afluente bruto; 2 – efluente FA; 3 – efluente DEC; 4 – coleta de lodo; 5 – efluente recirculado; B – bomba peristáltica – alimentação; C – rotâmetro; D – bomba dosadora - recirculação; E – efluente tratado

Figura 4-7 Sistema Combinado Anaeróbio/Aeróbio:

4.2 Origem do afluente

Segundo Tonetti (2008), o esgoto bruto utilizado nesta pesquisa, é gerado em uma região da UNICAMP na qual circulam aproximadamente 10 mil pessoas por dia e estão situados: Hospital das Clínicas, Creche da Área de Saúde, Escola Estadual “Físico Sérgio Pereira Porto”, Almoxarifado Central, Centro de Engenharia Biomédica, Banco Santander, Centro de Assistência Integral à Saúde da Mulher (CAISM), Gastrocentro, Hemocentro, Ambulatório de Primeiro Atendimento, Centro Integrado de Pesquisas na Infância e Centro de Saúde da Comunidade (CECOM).

O esgoto proveniente destes locais é recalcado, a partir de uma caixa de passagem existente na rede de coleta de esgoto, para um sistema de caixas de distribuição pertencentes a um sistema piloto de tratamento, conferindo-lhe características comparáveis a um efluente que passou por um nível primário de tratamento (Figura 4.8). Na presente pesquisa o esgoto utilizado foi coletado no ponto 3 indicado na Figura 4.8. Detalhes da instalação de recalque e caixas de distribuição estão descritas em Tonetti (2008).



1 - caixa primária; 2 - caixa secundária; 3 - ponto de coleta de amostras (local onde se coletava o esgoto bruto utilizado no sistema de estudo)

Figura 4-8 Tratamento primário e distribuição do esgoto utilizado por Tonetti (2008)

4.2.1 Coleta e caracterização do afluente

Durante o período de estudo a alimentação do sistema foi realizada com o esgoto descrito acima, sendo que os principais fatores que definiram a sua escolha foram a pequena distância do laboratório onde se encontrava o aparato experimental, o volume necessário e a facilidade de transporte.

As coletas foram realizadas diariamente, sendo o esgoto transportado por meio de galões plásticos (capacidade de 20,0 L) a partir do ponto de coleta até o reservatório de alimentação do sistema (capacidade 120 L) localizado na sala 05 do LABPRO. Às sextas-feiras se armazenava um volume de esgoto suficiente para alimentar o sistema durante o final de semana, pois neste período a quantidade e qualidade do esgoto produzido era muito diferente devido principalmente à diminuição do fluxo de pessoas em todos os prédios da região.

O horário das coletas foi sempre entre 12:00 e 13:00 horas a fim de manter uma regularidade nas características do esgoto ao longo do estudo. Na Tabela 4.1 estão apresentados os valores médios e desvio padrão dos valores dos parâmetros avaliados do esgoto afluente.

A caracterização do esgoto afluente foi realizada durante todas as etapas do estudo, sempre em paralelo com as análises de avaliação do sistema, seguindo os mesmos parâmetros e métodos apresentados no item 4.3.2.

Tabela 4-1 Características médias do afluente

Parâmetro	Unidade	n	média	DP	Mín.	Máx.
DBO	mg O ₂ L ⁻¹	20	413	194	179	938
DQO	mg O ₂ L ⁻¹	50	758	224	373	1675
SST	mg L ⁻¹	35	125	76	27	400
NH₄	mg L ⁻¹	41	59	9	43	83
Alc Parcial	mg CaCO ₃ L ⁻¹	50	83	55	0	274
Alc Total	mg CaCO ₃ L ⁻¹	50	245	52	166	418
AOV	mg Hac L ⁻¹	50	242	62	110	382
pH	(-)	50	6,6	0,5	5,5	7,2
Temperatura	°C	50	23	2	19	28

4.3 Procedimento experimental

Realizou-se a investigação experimental em três etapas, cada uma contendo 2 fases de operação. Na primeira etapa estudou-se o início de operação do sistema combinado (SC), visando verificar comportamento do sistema como um todo durante o estabelecimento do equilíbrio dinâmico em relação a diversos aspectos operacionais, principalmente em relação às variáveis que indicavam a formação de uma biomassa ativa no filtro anaeróbio (FA). Esta etapa foi dividida em duas fases, denominadas F1 e F2, caracterizadas pela variação do TDH.

Na segunda etapa, avaliou-se a capacidade do sistema em degradar matéria orgânica e converter nitrogênio amoniacal em nitrito e nitrato. Esta etapa foi dividida em duas fases denominadas F3 e F4.

Na terceira etapa dividida em duas fases denominadas F5 e F6 ocorreu a instalação de compressor de ar com maior capacidade. Esta etapa foi, caracterizada pela operação do sistema sem e com recirculação de efluente nitrificado do BAS, para o início do sistema (entrada do FA), visando promover a desnitrificação e consequente remoção de nitrogênio, onde se pretendia utilizar como fonte de carbono para este processo os ácidos orgânicos voláteis de fácil degradação (AOV) presentes no reator anaeróbio.

Na Tabela 4.2 estão apresentadas as características operacionais de cada uma das Etapas e Fases que serão descritas a seguir.

Tabela 4-2 TDH em cada Etapa do estudo

Etapa	Fase	Tempo de operação (d)	Período de operação (d)	Q (L h ⁻¹)	R (q/Q)	TDH (h)		
						FA	BAS	SC
1	F1	37	1 a 37	2,17	-	15,0	8,1	23,2
	F2	41	38 a 79	2,40	-	13,6	7,4	20,9
2	F3	127	80 a 207	2,70	-	12,1	6,5	18,6
	F4	83	208 a 291	3,62	-	9,0	4,9	13,9
3	F5	60	292 a 352	2,70	-	12,1	6,5	18,6
	F6	56	353 a 409	2,70	0,5	12,1	6,5	18,6

4.3.1 Etapa 1 – Início de operação do sistema de tratamento

A etapa de partida do sistema iniciou-se no dia 07/07/09, com a Inoculação, no reator anaeróbio, de um volume de 5,0 L (volume do fundo falso do reator) de lodo proveniente de um filtro anaeróbio operando em escala de bancada no LABSAN (biomassa ativa). Sua caracterização é apresentada na Tabela 4.3

Tabela 4-3 Caracterização do lodo anaeróbio

Parâmetros	Valores
Sólidos totais (ST)	27.000 mg L ⁻¹
Sólidos totais fixos (STF)	8.633 mg L ⁻¹
Sólidos totais voláteis (STV)	18.367 mg L ⁻¹
Sólidos suspensos totais (SST)	16.800 mg L ⁻¹
Sólidos suspensos fixos (SSF)	3.400 mg L ⁻¹
Sólidos suspensos voláteis (SSV)	13.400 mg L ⁻¹
Sólidos sedimentáveis (SS)	940 mL L ⁻¹
Alcalinidade total (AT)	2.163 mg CaCO ₃ L ⁻¹
Índice volumétrico de lodo (IVL)	59 mL g ⁻¹
pH	7,31

Em seguida completou-se o volume do reator com esgoto bruto, permanecendo em repouso por 72 horas. Após esse período alimentou-se o sistema com esgoto bruto a uma vazão contínua de 2,17 L h⁻¹ (TDH total = 23,2 h). O BAS não recebeu inoculo e foi preenchido com esgoto bruto, permanecendo sob aeração durante o mesmo período.

A fim de propiciar o aumento consistente da população, a proliferação dos microrganismos (biomassa) no interior dos reatores e a formação do biofilme, foi necessário planejar uma etapa inicial de operação.

Em virtude do efluente bruto se tratar de um esgoto sanitário com contribuição do complexo hospitalar e caracterizado como médio-forte, conforme classificação da literatura (Tchobanoglous *et al.*, 2003), adotou-se TDH elevado para o início da operação do sistema, como apresentado na Tabela 4.2.

Dentre as várias estratégias de partida existentes, adotou-se submeter o sistema a um aumento gradual de carga orgânica volumétrica. À medida que o sistema

respondia satisfatoriamente à carga orgânica aplicada, isto é, quando seu desempenho atingia uma estabilidade operacional, principalmente quanto a eficiência de remoção de DBO, uma carga mais alta era então aplicada. Na prática estas variações de carga foram geradas por meio de aumentos crescentes na vazão afluyente ao sistema, correspondendo a valores decrescentes de TDH, até atingir os valores desejados para o estudo, um valor de TDH total = 12,4 h para todo o sistema.

Para o monitoramento da etapa de partida do sistema, foram avaliadas as seguintes variáveis: pH, alcalinidade, ácidos orgânicos voláteis (AOV), oxigênio dissolvido (OD), temperatura, e demanda química de oxigênio (DQO). A metodologia e a frequência das análises estão apresentadas no item 4.3.3.

As condições ambientais, desejáveis, adotadas neste trabalho para garantir a adaptação e a manutenção da biomassa anaeróbia basearam-se nas recomendações de Chernicharo (2007) e estão apresentadas na tabela 4.4.

Tabela 4-4 Condições desejáveis durante a partida do sistema

Parâmetros	Condição desejável
pH	Preferencialmente entre 6,8 a 7,2
Alcalinidade parcial (AP)	Suficiente para manutenção do pH e equilíbrio do sistema tampão
Ácidos orgânicos voláteis	Sempre abaixo de 200 mg HAc L ⁻¹
Relação AI/AP	≤ 0,30 indicam estabilidade
Demanda química de oxigênio (DQO)	70% de remoção implica diminuição do TDH

As determinações foram realizadas em amostras do esgoto bruto (EB), no efluente do FA e do sistema combinado (SC). A determinação do OD foi realizada na superfície do BAS.

Foi determinada a concentração de sólidos suspensos fixos, indicativo da qualidade do material inerte retido no sistema, importante na avaliação da formação de lodo de fundo nos dois reatores ao longo do tempo de operação do sistema.

A determinação dos sólidos voláteis foi importante na avaliação da remoção de matéria orgânica, aliada à DQO.

A medição do OD na superfície do BAS visou garantir a condição de pelo menos $2,0 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$, essencial para garantir o desenvolvimento da biomassa nitrificante (EPA, 1993).

4.3.2 Etapa 2 – Obtenção do equilíbrio dinâmico no sistema

Nesta etapa dedicou-se maior atenção ao BAS, e manteve-se a meta de redução do valor de TDH neste reator até atingir um mínimo de 4 horas e a condição de manter um biofilme nitrificante estável.

A rotina de monitoramento compreendeu a continuidade daquela que foi realizada na etapa de partida, com a inclusão de outras variáveis: série de nitrogênio e demanda bioquímica de oxigênio (DBO), conforme indicado no item 4.3.3.

Operou-se o sistema em duas fases com TDH decrescente. Na Tabela 4.2 resumem-se as condições operacionais desta etapa.

As concentrações DBO e OD no biofilme figuram como os principais requisitos para que a nitrificação ocorra de forma adequada, desta forma adotou-se para a operação os valores relacionados na Tabela 4.5.

Tabela 4-5 Parâmetros para conversão de DBO e nitrificação em BAS

Parâmetros	Unidade	Faixa de Operação
Carga orgânica aplicada ⁽¹⁾	$\text{kg DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$	0,5 – 1,0
Carga orgânica aplicada ⁽²⁾	$\text{kg DBO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$	< 0,30
Carga de amônia aplicada	$\text{N-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$	< 0,20
Taxa de aeração	$\text{Nm}^3 \cdot \text{kg DBO}^{-1} \text{ aplicada}$	> 60
TDH	h	3,5 – 8,5

⁽¹⁾ Faixa de valores para eficiência de conversão de N-amoniacal entre 50 – 70%

⁽²⁾ recomendação Tchobanoglous et. al. (2003) .

Fonte: adaptado de MOTA & VON SPERLING (2009)

Esta etapa encerrou-se com a substituição do compressor de ar BOYU por um de maior porte da marca Schultz, devido à incapacidade, do primeiro, em alcançar a taxa de aeração necessária.

4.3.3 Etapa 3 – Recirculação do efluente

Após substituição do compressor de ar, foi utilizado um TDH total para o sistema de 18,6 horas, o mesmo utilizado na fase F3, operando-o por um período a fim de certificar a ocorrência de nitrificação estável antes de promover a recirculação do efluente do BAS.

A recirculação tinha por objetivo promover o encaminhamento do nitrato formado no BAS para o FA, onde o ambiente redutor promoveria a ocorrência da desnitrificação pela utilização de doadores de elétrons presentes no início do processo, tais como matéria orgânica solúvel de rápida biodegradação presente no efluente bruto e os ácidos orgânicos formados no processo anaeróbio. Assim, manteve-se vazão de alimentação (Q) do sistema constante em $2,7 \text{ L h}^{-1}$, analogamente à F3, com TDH total de 18,6 h, baseado nos volumes uteis dos reatores (12,1 h no FA e 6,5 h no BAS), com vazão de recirculação (q) constate de $1,35 \text{ L h}^{-1}$ e razão q/Q igual a 0,5. A aeração no BAS foi mantida constante e com concentração de OD elevada, $6,0 \text{ mg L}^{-1}$.

As variáveis analisadas durante a operação do sistema com recirculação de efluente tratado, os pontos de amostragem, os métodos analíticos utilizados e as frequências das análises são as mesmas desenvolvidas na F3.

4.4 Métodos analíticos

Na Tabela 4.6 estão apresentados os métodos analíticos utilizados na determinação de cada variável utilizada durante toda a etapa experimental.

Tabela 4-6 Métodos empregados nos ensaios laboratoriais

Variável d estudo	Metodologia	Frequência
Ácidos Graxos Voláteis	Titulométrico – DiLallo & Albertson (1961)	2 X / semana
Alcalinidade Parcial	Titulométrico – Ripley <i>et. al.</i> (1986)	2 X / semana
Alcalinidade Total	SM20 2320 B	2 X / semana
Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)	SM20 5210 B	2 X / mês
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	SM20 5520 D	1 X / semana
DQO filtrada	SM20 5520 D	2 X / mês
Oxigênio Dissolvido	SM20 4500-O-G	2 X / semana
Nitrato	Colorimétrico-NitraVer 5-HACH	1 X / semana
Nitrito	SM20 4500 NO ₂ B	1 X / semana
Nitrogênio Amoniacal	SM20 4500 NH ₃ C	1 X / semana
Nitrogênio Kjeldahl	SM20 4500 N Org B e 4500 NH ₃ C	2 X / mês
pH	SM20 4500 H ⁺ B	2 X / semana
Sólidos Totais	SM20 2540 B	1 X / semana
Sólidos Totais Fixos	SM20 2540 E	1 X / semana
Sólidos Totais Voláteis	SM20 2540 E	1 X / semana
Sólidos Suspensos Totais	SM20 2540 D	1 X / semana
Sólidos Suspensos Fixos	SM20 2540 E	1 X / semana
Sólidos Suspensos Voláteis	SM20 2540 E	1 X / semana
Índice Volumétrico de Lodo (IVL)	Von Sperling (1996)	1 X / mês
<i>Giardia spp.</i>	(*)	1 X / mês

(*) concentração da amostra utilizando técnicas descritas por Robertson *et al* (2000) e Cantusio Neto *et al* (2006), com determinação pela reação de imunofluorescência direta (RID)

As metodologias estão descritas no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20th* (APHA, *et. al.*, 1998).

4.5 Análise dos Dados

Após a tabulação dos dados obtidos foi realizada a análise dos resultados por meio da utilização de gráficos, incluindo o tipo Box-plot; de análise estatística (média, desvio padrão e método da comparação de médias) de forma a verificar e avaliar de modo sistemático o comportamento das diversas variáveis monitoradas ao longo de todas as fases de operação do sistema de tratamento.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste item serão apresentados os resultados e discussões referentes às 3 etapas de operação e as avaliações de qualidade do lodo.

5.1 Início da operação – Etapa 1 (Fases 1 e 2)

Iniciou-se a operação do sistema com TDH de 23,2 horas, cuja duração foi de 37 dias. A avaliação da etapa de início de operação, e consequente verificação do estabelecimento do equilíbrio dinâmico, foi realizada, sob dois aspectos: (1) a efetivação e estabilização do sistema tampão, importante para o desenvolvimento da biomassa; e (2) a eficiência de remoção de matéria orgânica no sistema combinado FA-BAS.

Na Tabela 5.1 estão apresentados os valores das variáveis de interesse na avaliação do afluente (EB), e efluente do FA e BAS.

Tabela 5-1 Valores dos parâmetros avaliados na Etapa 1

VARIÁVEL	N	FASE 1						N	FASE 2					
		EB		FA		BAS			EB		FA		BAS	
		MÉD	DP	MÉD	DP	MÉD	DP		MÉD	DP	MÉD	DP	MÉD	DP
pH	6	6,9	0,3	6,5	0,3	7,6	0,2	6	6,8	0,4	6,8	0,1	7,7	0,1
Temperatura (C°)	6	21,8	1	21,8	1,0	21,8	1,0	6	22,8	2,6	22,8	2,6	22,8	2,8
OD (mg/L)	6	-	-	-	-	2,3	0,2	6	-	-	-	-	2,7	0,2
AOV (mg HAc/L)	6	247	55	322	62	162	82	6	258	53	149	86	114	40
AP (mg CaCO ₃ /L)	6	153	66	125	76	225	88	6	113	48	213	31	269	55
AT (mg CaCO ₃ /L)	6	324	64	339	61	367	61	6	288	56	355	46	356	70
Al/AP	6	-	-	2,6	1,6	-	-	6	-	-	0,7	0,2	-	-
SST (mg/L)	3	58	10	31	12	17	2	5	131	92	49	26	20	12
SSV (mg/L)	3	51	8	24	4	15	2	5	99	68	41	19	17	12
SSF (mg/L)	3	7,2	2,1	7,1	8,4	2,0	0,4	5	31,3	27,9	8,3	7,4	3,0	0,9
SSV/SST	3	0,88	0,02	0,81	0,16	0,88	0,04	5	0,79	0,08	0,85	0,06	0,81	0,08
SST/ST	3	0,05	0,02	0,03	0,02	0,02	0,00	5	0,13	0,10	0,06	0,03	0,03	0,01
DQO (mg O ₂ /L)	6	869	206	740	206	423	113	6	738	50	412	155	176	92

Inicialmente o valor de pH do afluente foi corrigido, utilizando-se NaHCO₃, por estar abaixo da faixa ótima recomendada para o processo anaeróbio, entre 6,8 a 7,2

segundo Van Haandel & Lettinga (1994), e sempre acima de 6,2, segundo Chernicharo (2007). Essa correção visou o estabelecimento das arqueas metanogênicas Figura 5.1.

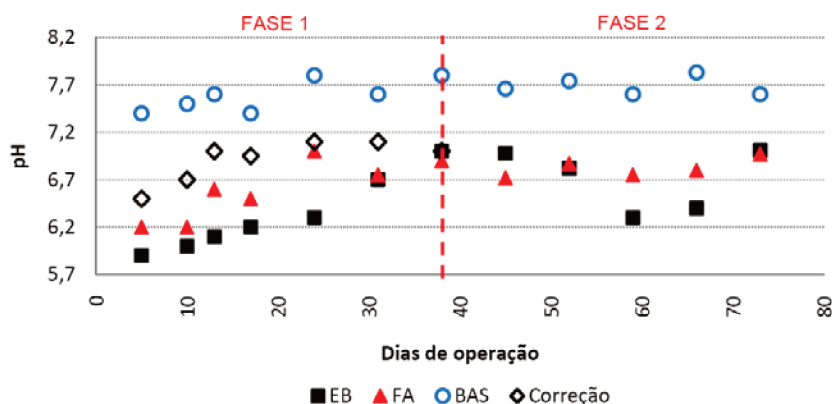


Figura 5-1 Valores de pH - Etapa 1

Ao finalizar a correção do valor de pH do esgoto bruto, houve a redução no valor desta variável durante F2, porém foi mantida a tendência dos últimos dias da fase F1 para o valor de pH nos efluentes do FA e BAS, com a estabilização do valor, próximo a neutralidade, mesmo nos dias 59 e 66 em que foi verificado queda no valor de pH do efluente bruto (Figura 5.1).

A correção do valor de pH não teve o objetivo de aumentar a concentração da alcalinidade, embora é possível observar um crescente aumento no valor da concentração dessa variável, com pico de AP (alcalinidade parcial) no 24º dia e pico de AT (alcalinidade total) no 31º dia, conforme pode ser verificado nas Figuras 5.2 e 5.3, durante a fase F1.

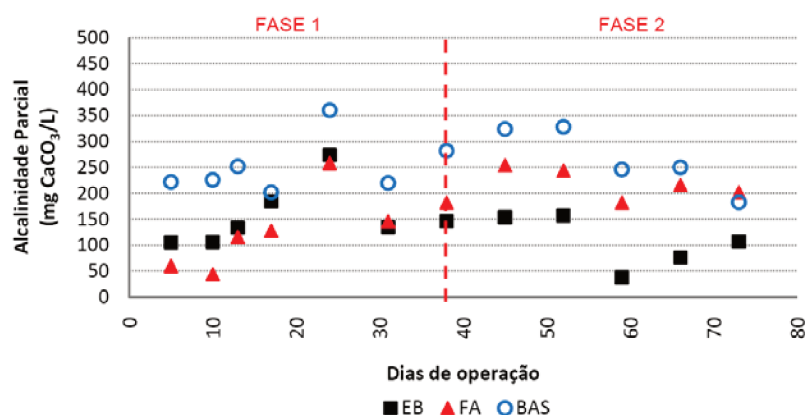


Figura 5-2 Valores da concentração de Alcalinidade Parcial - Etapa 1

Na Figura 5.3 estão apresentados os valores da concentração de alcalinidade total do esgoto bruto, efluente do FA e BAS durante a etapa 1.

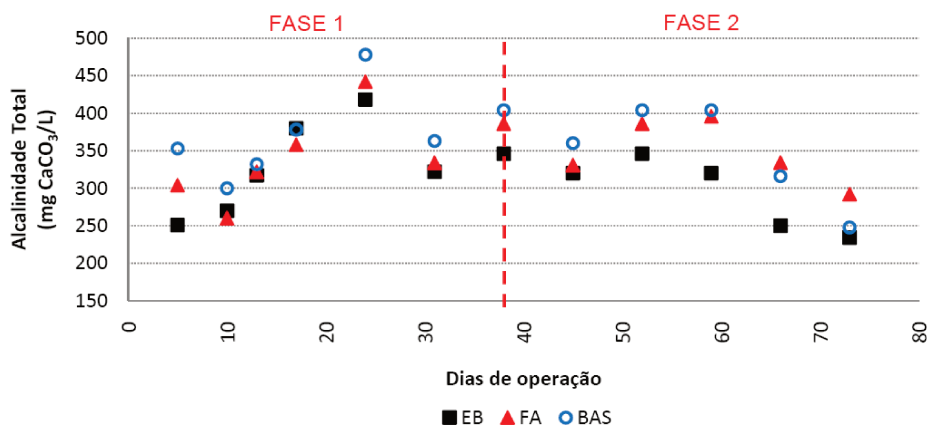


Figura 5-3 Valores da concentração de Alcalinidade Total - Etapa 1

O esgoto bruto afluente apresentou concentração elevada de ácidos orgânicos voláteis (AOV) de 247 ± 55 mg HAc L⁻¹, maior que o valor de 200 mg HAc L⁻¹ recomendado para uma adequada operação (CHERNICHARO, 2007). Este fato possivelmente é consequência da presença de uma maior proporção de matéria orgânica na forma dissolvida. Outra condição que pode ter colaborado para elevação das concentrações de AOV é o represamento do esgoto no interior do tubo de chegada à caixa de passagem, proporcionando condições para sua acidificação. Souza & Foresti (1999) afirmam que valores baixos de pH poderão ocorrer quando da decomposição de compostos facilmente degradáveis como açúcares e amido na rede coletora, produzindo ácidos orgânicos que implicará em afluente à ETE já com altas concentrações de ácidos.

A escolha de se iniciar a operação utilizando-se inoculo (lodo) propiciou a rápida produção de AOV no FA, quando não havia se estabelecido todo o consórcio microbiano no reator, provocando o acúmulo de AOV até o 24º dia, atingindo concentração de 371 mg HAc L⁻¹ (Figura 5.4). Neste dia o valor da AT do efluente do FA foi maior que no afluente bruto, enquanto que o valor da AP no FA ficou ligeiramente inferior ao afluente bruto, evidenciando o possível estabelecimento das arqueas metanogênicas, porém o consumo de AOV, só foi confirmado após o 38º dia de operação. A partir deste dia cessou a correção do pH e mesmo com a diminuição do

TDH seguia a tendência de queda nos valores de AOV no efluente do FA.

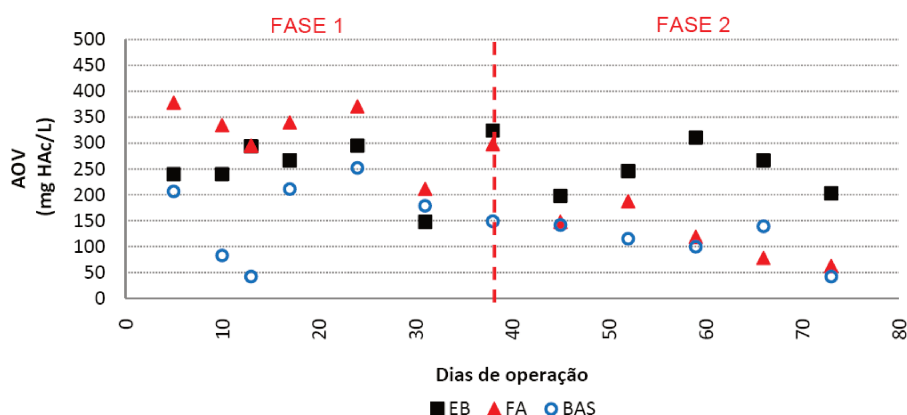


Figura 5-4 Valores da concentração de Ácidos Orgânicos Voláteis - Etapa 1

É possível visualizar a elevação da alcalinidade durante toda a fase F2, bem mais significativa que na fase anterior. Na Figura 5.4 verifica-se que houve consumo de ácidos orgânicos voláteis ao longo de todo o período. Estas duas situações, aliadas à estabilidade do pH, são indicativas de equilíbrio provocado pela efetiva atuação do sistema tampão, produzido pelo aumento na concentração de íons bicarbonato, uma clara consequência de uma consistente e equilibrada ocorrência da metanogênese.

De acordo com a Figura 5.5 a relação Al/AP esteve acima do valor de 0,30 recomendado por Ripley *et. al.* (1986) durante toda a etapa 1, indicando instabilidade do sistema, em concordância com o comportamento dos demais parâmetros já mencionados. Contudo verificou-se uma tendência de diminuição e estabilidade no valor deste índice no terço final da Fase 2, indicando uma tendência à estabilização do sistema.

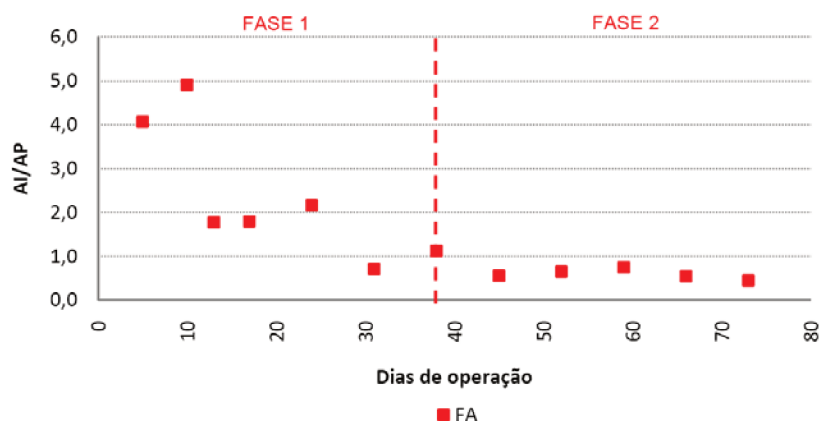


Figura 5-5 Relação AI/AP no FA - Etapa 1

Quando o esgoto bruto praticamente não possuía sólidos sedimentáveis pasíveis de retenção por sedimentação principalmente no FA a redução da concentração de matéria orgânica expressa como DQO foi muito baixa durante F1. Conforme pode ser verificado na Figura 5.8, a maior fração dos sólidos que compõem o esgoto em questão estava na forma dissolvida. Portanto durante o estabelecimento da biomassa, toda a matéria orgânica que adentrava cuja fração solúvel era muito grande deixava o reator, como é possível verificar na Figura 5.6. As médias de redução da concentração da DQO nas fases F1 e F2, respectivamente são 16 ± 8 e 43 ± 8 %, caracterizando o comportamento do sistema como um tanque séptico, Figura 5.7. A tendência de alta no valor de redução da DQO no final de F2 foi novamente verificada, confirmando o início da estabilidade do sistema.

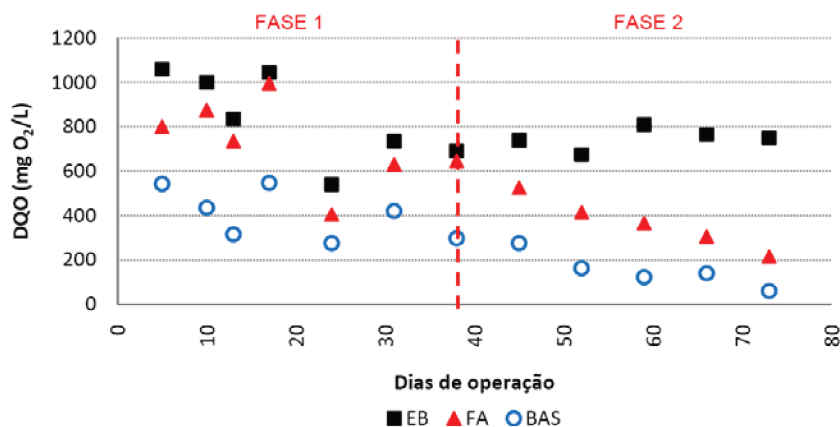


Figura 5-6 Valores da concentração de matéria orgânica expressa em DQO das unidades - Etapa 1

Na Figura 5.7 estão apresentadas as reduções da concentração de matéria orgânica expressa em DQO no FA, BAS e no sistema combinado (SC).

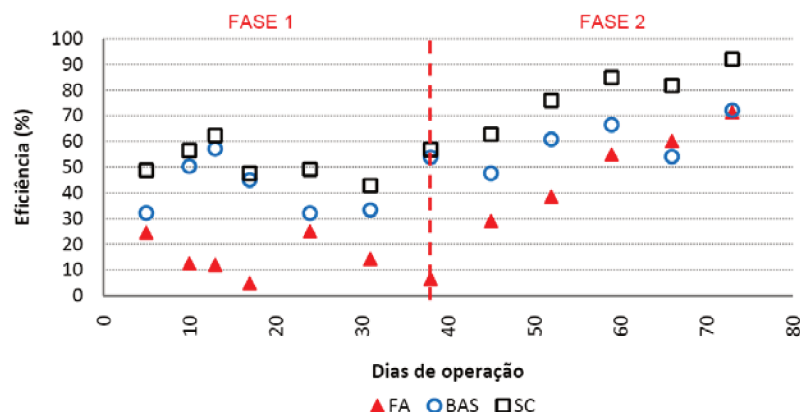


Figura 5-7 Valores de eficiência de redução da DQO - Etapa 1

Os valores indicados como BAS, são relativos à diferença nos valores de concentração do efluente do FA e efluente do BAS. E os valores SC expressam a diferença entre as concentrações de DQO do esgoto bruto e o efluente do BAS.

Em virtude da presença de sólidos no esgoto sanitário típico, é comum a busca inicial de uma acumulação de sólidos em suspensão no reator anaeróbio durante a etapa de partida, com o objetivo de favorecer a formação de uma biomassa ativa. Porém o esgoto bruto utilizado no experimento apresentava características de um efluente que passou por um tratamento primário, onde a baixa concentração de SST provocou um aumento no tempo necessário para o acúmulo desejado de sólidos e consequentemente aumento do tempo necessário para que a etapa de inicial de operação fosse finalizada.

Na Figura 5.8, estão apresentados os valores médios das concentrações de sólidos totais, onde estão representadas as frações dissolvida e suspensa.

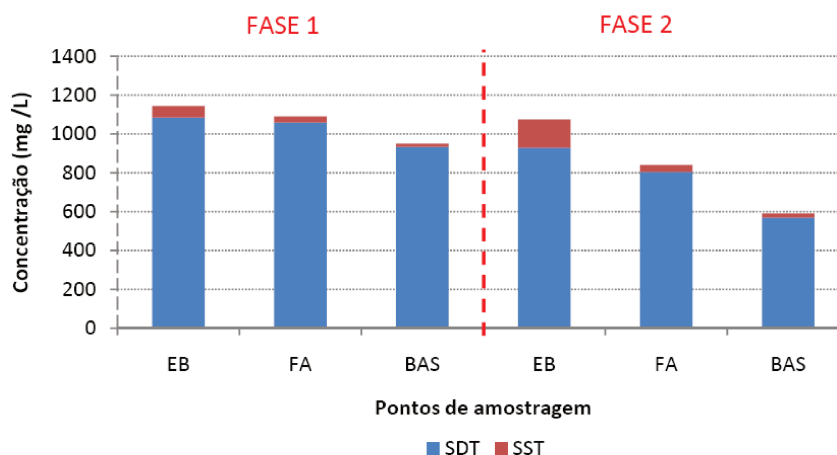


Figura 5-8 Concentração de sólidos dissolvidos e sólidos em suspensão totais

De acordo com Jordão e Pessoa (2005) a concentração típica de sólidos suspensos totais no esgoto doméstico varia entre 200 e 450 mg L⁻¹. Deste modo verifica-se ao analisar os dados contidos na Tabela 5.1 que a água residuária empregada no estudo possuía valores bem inferiores a esta faixa. Uma explicação para tal comportamento foi a destacada por Tonetti (2008), que utilizou o mesmo efluente em seu trabalho, onde a necessidade de bombeamento do esgoto provavelmente comprometia o transporte do material particulado. Outra hipótese seria que este esgoto sanitário realmente possuía tal característica, independente das alterações que poderiam ocorrer durante o seu recalque.

Durante este estudo houve 5 ocorrências, nas quais o esgoto utilizado foi coletado sem passar pelas caixas de distribuição (item 4.2), e corresponderam aos dias de operação: 59, 66, 80, 129 e 285, quando o valor da concentração de SST foi, respectivamente 204, 214, 264, 400 e 212 mg L⁻¹, indicando que provavelmente o esgoto gerado seja enquadrado na faixa típica de esgoto sanitário, segundo esta característica.

Segundo Tchobanoglous *et al.*, (2003) a relação SST/ST típica do esgoto sanitário varia entre 0,25 a 0,30. Na Figura 5.9 estão apresentados os valores desta relação para a Etapa 1. Portanto pode-se verificar a baixa concentração de sólidos em

suspensão neste caso por meio do resultado da relação obtida de $0,05 \pm 0,02$. O teste de comparação das médias não mostrou haver diferença significativa ($p > 0,05$) entre a relação SST/ST do afluente e efluente do FA, indicando a baixa eficiência de redução de particulados pelo reator, confirmando a dificuldade na acumulação de sólidos nos reatores nesta etapa inicial.

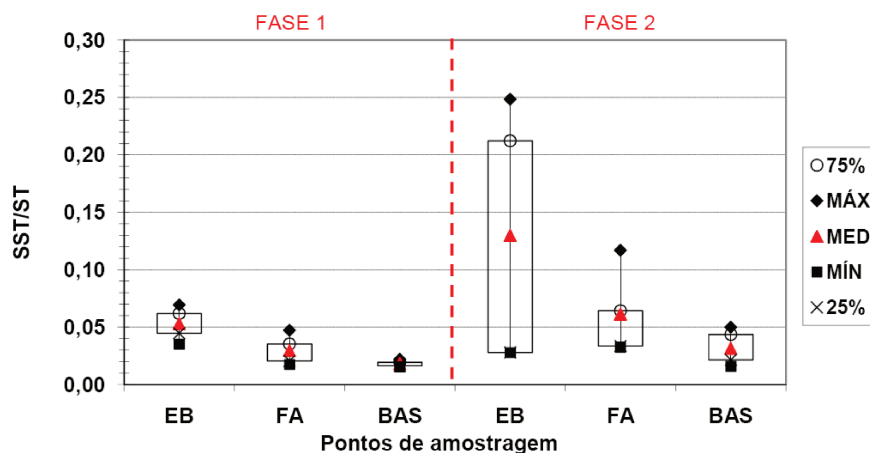


Figura 5-9 Valores da relação SST/ST - Etapa 1

Cabe salientar que os valores atípicos da relação SST/ST ocorreram durante a Fase 1, compreendida entre o mês de julho e meados de agosto/2009, quando transcorria o período de férias escolares que foi estendido em virtude do surto de gripe suína (vírus H1N1). Provocando um menor volume de pessoas na região produtora do esgoto utilizado neste estudo.

Portanto iniciar a operação do sistema com inoculação mostrou-se uma boa escolha, pois sem a utilização dessa estratégia a etapa se estenderia por um período maior.

A representação gráfica *Box-plot* é uma ferramenta estatística que possibilita a visualização da distribuição dos pontos amostrados, apresentando no *box* a media, o primeiro quartil (25 %) e o terceiro quartil (75 %) e os valores máximos e mínimos da distribuição. Para esse tipo de representação pode-se afirmar que quanto maior o comprimento do *box* interior maior será a heterogeneidade da amostra, conseqüentemente, maior será o desvio padrão.

No momento em que se verificou que o sistema tampão existente no FA se estabilizou, decidiu-se então diminuir o valor do TDH, de forma a favorecer o aumento da taxa de carregamento de sólidos no reator, e deste modo encerrar a fase F1. Assim, durante a fase F2 da etapa de início de operação do sistema o TDH total foi de 20,9 horas e sua duração foi de 41 dias.

Aumentou-se a taxa de carregamento de sólidos (TCS) aplicada e removida no FA, de $0,09 \pm 0,02$ e $0,04 \pm 0,01$ kg SST $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ na fase F1, para $0,25 \pm 0,14$ e $0,19 \pm 0,13$ durante F2, respectivamente.

Na Figura 5.10 está apresentada a correlação entre taxa de carregamento de sólidos aplicada e removida durante a Etapa 1.

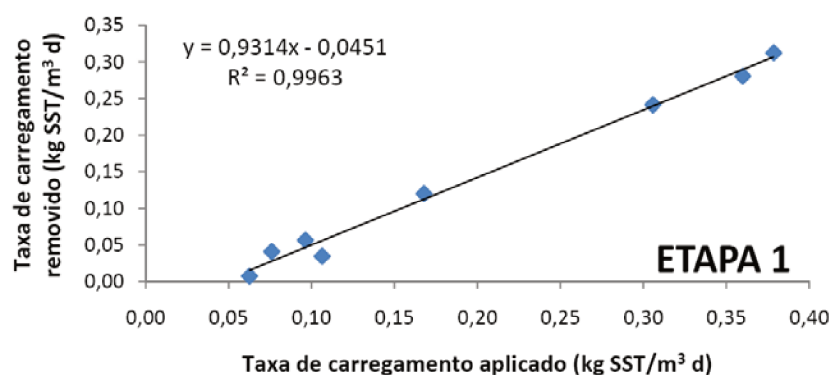


Figura 5-10 Correlação entre os valores da TCS aplicada e removida no FA

A eficiência de remoção de SST no sistema manteve-se entre 70 ± 8 e 84 ± 19 % durante F1 e F2. Na remoção de SSV os resultados foram 66 ± 7 e 85 ± 17 %. A eficiência de remoção de sólidos em suspensão aumentou com o tempo de operação, onde a pequena quantidade de lodo existente nos reatores no início da operação, possivelmente limitou a remoção de sólidos não sedimentáveis. À medida que a massa de lodo aumentou, o lodo começou a reter os sólidos em suspensão que não podiam ser retidos por meio da sedimentação por gravidade. Desse modo a eficiência de remoção de sólidos em suspensão do afluente melhorou durante o período de partida.

A concentração de OD medido na superfície do BAS manteve-se acima de $2,0 \text{ mg L}^{-1}$ durante toda a etapa de início de operação do sistema, garantindo a

condição favorável ao desenvolvimento da biomassa aeróbia heterotrófica no reator.

Com relação à redução de DBO, os resultados apresentados pelo sistema podem ser considerados muito bons. Verificou-se que a eficiência alcançou 88 % logo no 24º dia de operação e manteve-se acima deste valor durante toda a etapa avaliada, atingindo-se ao fim da fase F2 valores de 96 ± 3 % com DBO média efluente de 12 ± 9 mg O₂ L⁻¹.

O sistema FA-BAS apresentou maior estabilidade em relação às variáveis avaliadas durante a partida quando comparado aos resultados para o FA isoladamente. Assim, enquanto a estabilidade, equilíbrio dinâmico, do processo anaeróbio no FA ocorreu por volta do 38º dia, a avaliação global do sistema FA-BAS indicou sua estabilidade por volta do 24º dia.

Comparando-se os resultados encontrados por Cruz (2009) que avaliou o início de operação de dois FA, com e sem inoculação, utilizando o mesmo esgoto deste estudo, é possível perceber que o reator inoculado teve sua partida em menor tempo do que sem inoculação. A biomassa atingiu o seu equilíbrio a partir da 42º dia enquanto que sem inoculação, a estabilização ocorreu após o 70º dia. Domingues (2005) avaliando a etapa de partida de um sistema FA-BAS sem inoculação do reator anaeróbio, relata que o FA atingiu estabilidade no 54º dia, enquanto o sistema por volta do 28º dia.

Considerando-se os padrões de lançamento em corpos d'água na esfera federal (CONAMA 357/05) e do Estado de São Paulo (Lei 997/76 – art.18), em ambos o limite de lançamento é de 60 mg O₂ L⁻¹ para DBO, ou remoção de pelo menos 80 % para a variável. Desta forma o sistema FA-BAS atendeu plenamente o padrão após o 24º dia de operação.

5.2 Operação em equilíbrio dinâmico – Etapa 2 (Fases 3 e 4)

Na fase F3 o TDH no sistema foi de 18,6 h e sua duração foi de 127 dias e durante F4 o TDH foi de 13,9 horas com duração de 83 dias.

Na Tabela 5.2 estão apresentados os valores das variáveis de interesse na avaliação do efluente bruto (EB), e efluente do FA e BAS.

Tabela 5-2 Valores dos variáveis avaliadas na Etapa 2

VARIÁVEL	N	FASE 3						N	FASE 4					
		EB		FA		BAS			EB		FA		BAS	
		MÉD	DP	MÉD	DP	MÉD	DP		MÉD	DP	MÉD	DP	MÉD	DP
pH	15	6,3	0,5	7,0	0,2	7,7	0,2	11	6,6	0,6	7,0	0,2	7,7	0,2
Temp. (C°)	15	25	1	25	1	25	1	11	25	2	25	2	25	2
OD (mg/L)	15	-	-	-	-	2,0	0,3	10	-	-	-	-	2,0	1,4
AOV (mg HAC/L)	15	250	65	62	24	33	11	11	237	82	104	74	49	20
AP (mg CaCO ₃ /L)	15	57	51	210	35	188	26	11	62	49	174	41	175	19
AT (mg CaCO ₃ /L)	15	219	38	293	40	244	36	11	212	36	281	35	238	21
AI/AP	15	-	-	0,4	0,1	-	-	11	-	-	0,7	0,5	-	-
SST (mg/L)	10	140	110	23	7	2	1	5	121	57	38	15	4	3
SSV (mg/L)	10	121	98	20	6	2	1	5	112	57	35	16	4	3
SSF (mg/L)	10	19	14	3	2	0,4	0,3	5	9	6	3	2	0,7	0,8
SSV/SST	10	0,84	0,07	0,88	0,06	0,85	0,08	5	0,92	0,06	0,91	0,06	0,86	0,05
SST/ST	10	0,20	0,12	0,05	0,02	0,01	0,00	5	0,22	0,08	0,10	0,05	0,01	0,01
DQO (mg O ₂ /L)	15	785	298	166	50	48	9	11	713	287	217	75	70	23
DBO (mg O ₂ /L)	5	464	327	52	22	5	1	8	411	200	101	56	17	15
NTK (mg N/L)	6	58	8	65	8	54	4	4	58	14	64	11	54	4
NH ₃ (mg N/L)	14	59	10	65	10	56	9	9	56	9	63	9	52	6
NO ₂ ⁻ (mg N/L)	14	-	-	0,01	0,01	2,03	2,06	5	-	-	0,01	0,01	2,23	2,68
NO ₃ ⁻ (mg N/L)	11	-	-	0,4	0,4	3,9	3,0		-	-	0,1	0,2	3,4	4,1

Durante a fase F3 buscou-se estabelecer o processo, e consequente biomassa, relacionado à nitrificação. Porém como será discutido adiante, ocorreu acúmulo da concentração de nitrito, evidenciando nitrificação incompleta.

Devido à incapacidade do aerador em fornecer a demanda de oxigênio necessária para o estabelecimento da completa nitrificação, decidiu-se por explorar mais a capacidade de redução de matéria orgânica do sistema em detrimento da nitrificação, enquanto providenciava-se um aerador de maior capacidade. Desta forma

F4 foi caracterizada pela diminuição de 4,7 horas do TDH do sistema, com a finalidade de avaliar a recuperação do sistema após tal mudança.

A avaliação geral dos resultados obtidos para as variáveis físicas e químicas apresentadas indica que as condições ambientais desejáveis à manutenção da biomassa (anaeróbia e aeróbia) foram atendidas durante esta etapa.

No FA a faixa de pH desejável para a manutenção da metanogênese estável após a etapa de início de operação foi mantida (Figura 5.11).

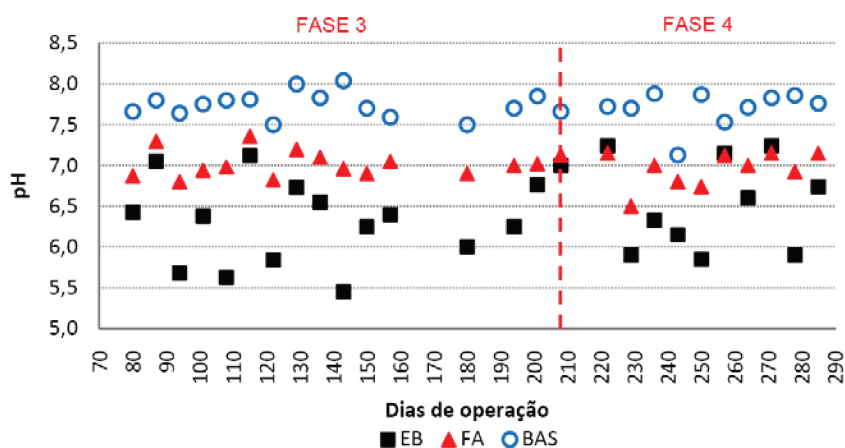


Figura 5-11 Valores de pH - Etapa 2

O pH no BAS esteve entre $7,7 \pm 0,2$ nas duas fases indicando que mesmo nos dias em que ocorreu uma discreta nitrificação, indicada pelo consumo de AP e AT, Figuras 5.12 e 5.13, não foi suficiente para abaixar o pH do efluente tratado pelo sistema.

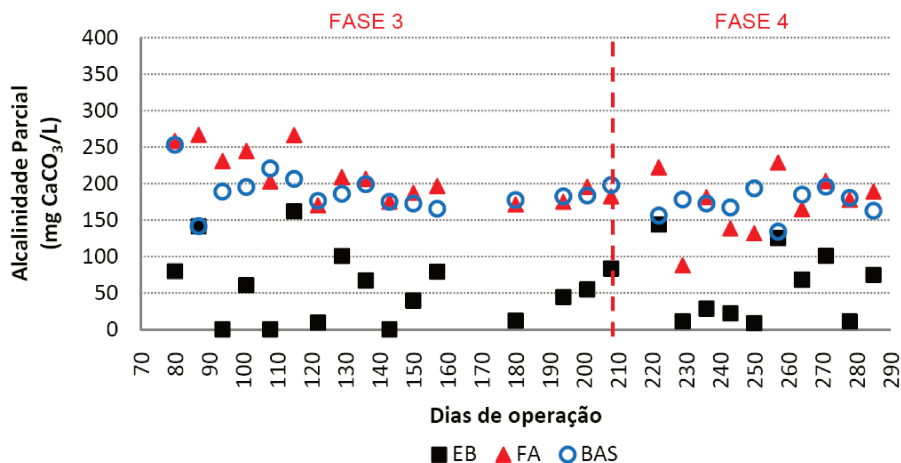


Figura 5-12 Valores da concentração de Alcalinidade Parcial - Etapa 2

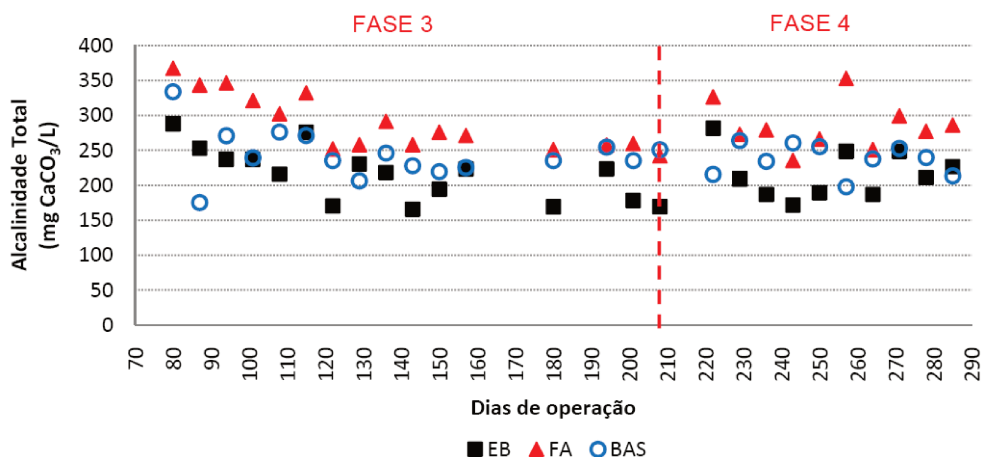


Figura 5-13 Valores da concentração de Alcalinidade Total - Etapa 2

A estabilidade provocada pelo sistema tampão no FA foi indicada pela elevação dos valores da concentração de alcalinidade em relação aos valores do esgoto bruto (Figuras 5.12 e 5.13) e pela manutenção dos valores da concentração dos ácidos orgânicos voláteis abaixo de 100 mg L⁻¹ (Figura 5.14).

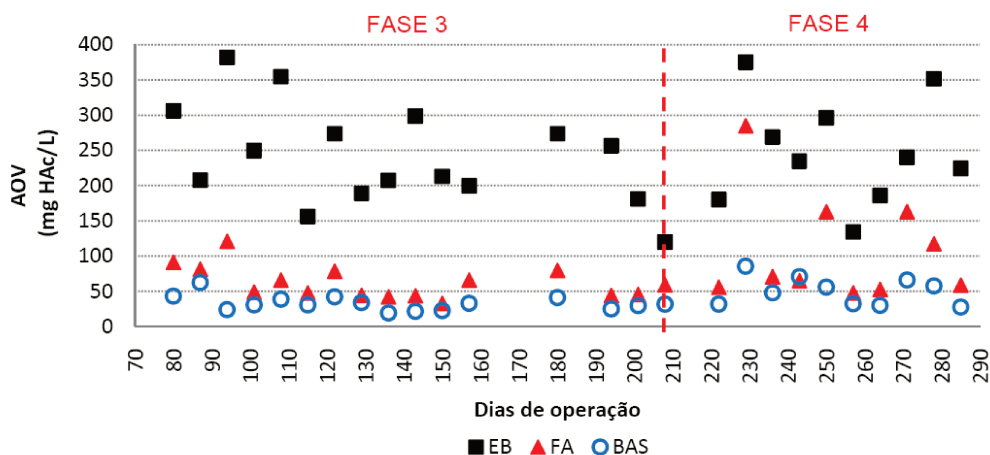


Figura 5-14 Valores da concentração de ácidos orgânicos voláteis - Etapa 2

A elevação da concentração de AOV no efluente do FA no 229º dia (285 mg L⁻¹) foi possivelmente decorrente da quebra do registro de alimentação, dia anterior à coleta de amostra, com perda de todo efluente contido no FA, porém sem perda de biomassa ativa, pois dias antes houve a retirada da mesma para análise de IVL.

A relação AI/AP no FA durante a F3 oscilou com valor $0,4 \pm 0,1$ por todo o

período. Apesar de Ripley *et al.* (1986) afirmarem que o valor da relação AI/AP acima de 0,3 evidencia distúrbios no sistema, o reator não demonstrou desestabilização mesmo com valores médios desta relação maiores do que este limite. Ou seja, assim como mencionado por Chernicharo (2007), é possível o bom tamponamento do processo mesmo para valores diferentes de 0,3, sendo uma característica de cada sistema em operação.

Durante a F4 constata-se a instabilidade gerada no FA possivelmente devido à perda de todo o efluente do reator ocasionada pela quebra do registro de alimentação no 228º dia (Figura 5.15).

A remoção de lodo dos reatores para a análise de IVL ocorreu 4 dias antes, no 224º dia (fato menos drástico), e o fato da ocorrência da perda do efluente contido no reator expor a biomassa a condições adversas durante o fim de semana, promoveram um desequilíbrio nas condições operacionais do sistema. Após ser restaurada as condições de funcionamento, o desequilíbrio das espécies participantes ocasionou momentaneamente a diminuição da estabilidade do processo anaeróbico.

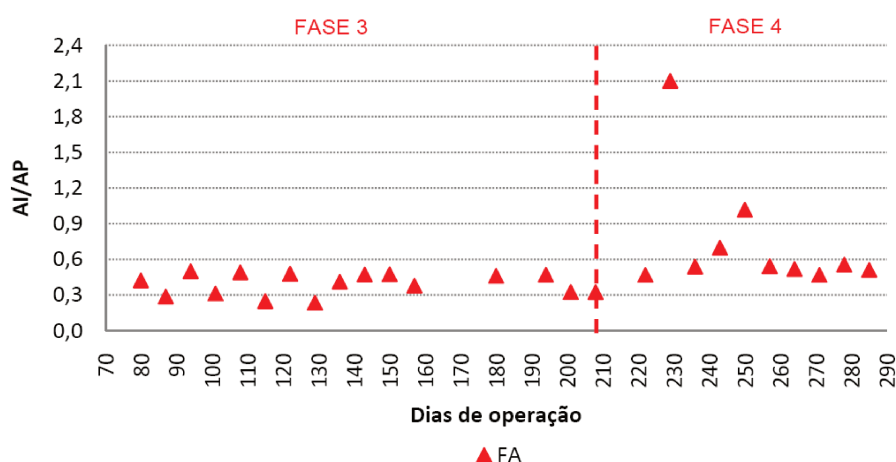


Figura 5-15 Relação AI/AP no FA - Etapa 2

Os resultados do BAS indicam que a biomassa aeróbia heterotrófica se manteve estável com baixos requisitos de aeração, enquanto que para a autotrófica estas não foram atingidas. Mesmo que a concentração de OD no líquido fosse maior que $2,0 \text{ mg L}^{-1}$ provavelmente não se atingiu as condições de pressão suficiente para ocorrer turbulência e favorecer a transferência e difusão do gás no biofilme.

Verificando apenas as concentrações de NH_3 no efluente do FA e de O_2 no efluente do BAS, observa-se uma relação média entre O_2/NH_3 de $0,03 \pm 0,01$ e $0,04 \pm 0,02$ para F3 e F4. Conforme comentado por Gonçalves *et al.* (2001), relações O_2/NH_3 inferiores a 0,3 podem ser determinantes na estrutura do biofilme aeróbio, favorecendo a oxidação da matéria orgânica em detrimento da nitrificação.

Nas Figuras 5.16, 5.17 e 5.18 estão apresentadas a relação entre a taxa de carregamento orgânico aplicada e removida nas fases 3 e 4, nos respectivos FA, BAS e SC.

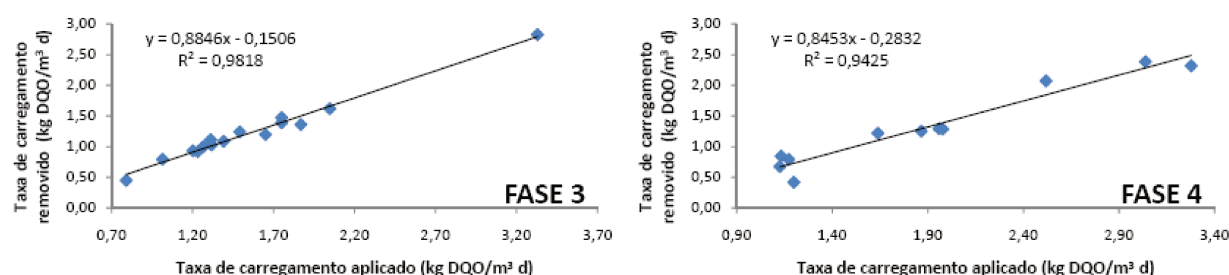


Figura 5-16 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no FA

Os valores médios de TCO aplicada e removida no FA foram: $1,56 \pm 0,59$ e $1,23 \pm 0,53$ kg DQO m⁻³ d⁻¹ durante F3, $1,90 \pm 0,77$ e $1,32 \pm 0,67$ kg DQO m⁻³ d⁻¹ durante F4. As TCO máximas aplicadas e removidas durante F3 foram: 3,33 e 2,83 kg DQO m⁻³ d⁻¹ e durante F4 foram 3,28 e 2,39 kg DQO m⁻³ d⁻¹. Comparando os valores de R^2 verifica-se que durante a F4 ocorreu uma pequena diminuição na estabilidade do reator anaeróbio, porém sem comprometer o desempenho global do sistema.

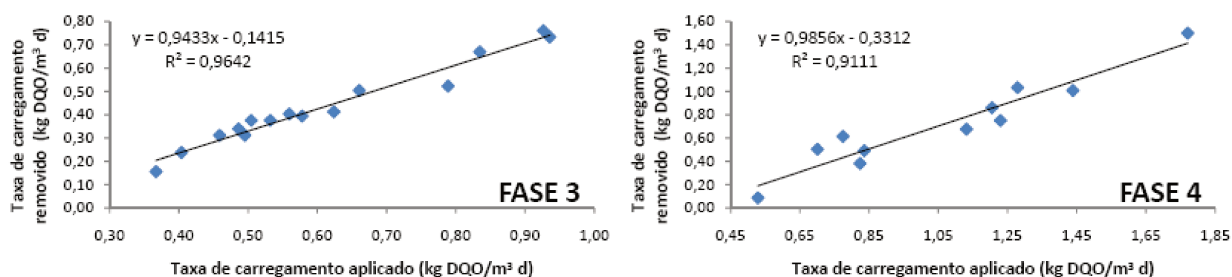


Figura 5-17 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no BAS

Os valores médios de TCO aplicada e removida no BAS foram: $0,61 \pm 0,18$ e $0,43 \pm 0,18$ kg DQO m⁻³ d⁻¹ durante F3 e $1,07 \pm 0,37$ e $0,72 \pm 0,38$ kg DQO m⁻³ d⁻¹

durante F4. As TCO máximas aplicadas e removida durante F3 foram: 0,94 e 0,76 kg DQO m⁻³ d⁻¹ e durante F4 foram 1,77 e 1,50 kg DQO m⁻³ d⁻¹. Porém o valor da TCO aplicada maior que 1,00 kg DQO m⁻³ d⁻¹, inibe a nitrificação devido à competição entre bactérias heterotróficas e autotróficas por OD.

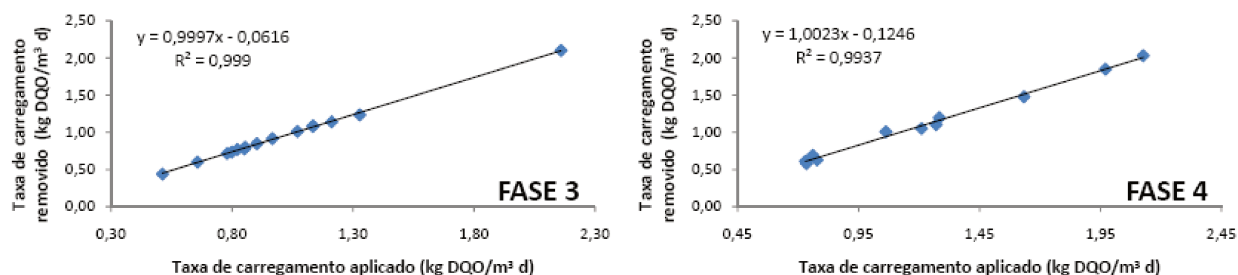


Figura 5-18 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no SC

Os valores médios de TCO aplicada e removida no sistema combinado foram: $1,01 \pm 0,38$ e $0,95 \pm 0,38$ kg DQO m⁻³ d⁻¹ durante F3, $1,23 \pm 0,50$ e $1,11 \pm 0,50$ kg DQO m⁻³ d⁻¹ durante F4. A TCO máxima aplicada e removida durante F3 foram: 2,16 e 2,10 kg DQO m⁻³ d⁻¹ e durante F4 foram 2,13 e 2,03 kg DQO m⁻³ d⁻¹.

O teste de comparação de médias com relação à DQO mostra que a TCO aplicada e removida no FA durante F3 e F4 não diferiram significativamente entre si ($p > 0,05$), que a TCO aplicada e removida no BAS foi significativamente maior durante a F4 ($p < 0,05$) não diferindo significativamente a concentração de OD ($p < 0,05$) e que tanto a TCO aplicada e removida no sistema não diferiram significativamente durante F3 e F4 ($p > 0,05$).

Com relação à redução da concentração de matéria orgânica expresso como DQO no FA, BAS e sistema combinado (SC) durante F3 foi significativamente maior que F4 com ($p < 0,05$). Durante F4 ocorreram problemas com a aeração no BAS.

A redução do valor de TDH durante F4 implicou em diminuição da qualidade do efluente produzido, porém ainda permitindo o enquadramento na legislação (Figura 5.19). O FA foi mais afetado provavelmente em consequência da maior taxa de carregamento de sólidos, que implicou no aumento da concentração de SST e SSV efluente (Tabela 5.2). Com relação ao BAS a comparação entre os valores de TDH

durante F3 e F4, utilizando todos os resultados do período é afetada pelos problemas decorrentes da aeração, porém considerando os valores a partir do dia 250 a 285° a avaliação pelo método da comparação de médias indica que a diminuição do TDH não implicou em diferenças significativas ($p > 0,05$), nas eficiências de redução da concentração de matéria orgânica expressa como DQO. O mesmo é valido para a eficiência do sistema combinado FA-BAS.

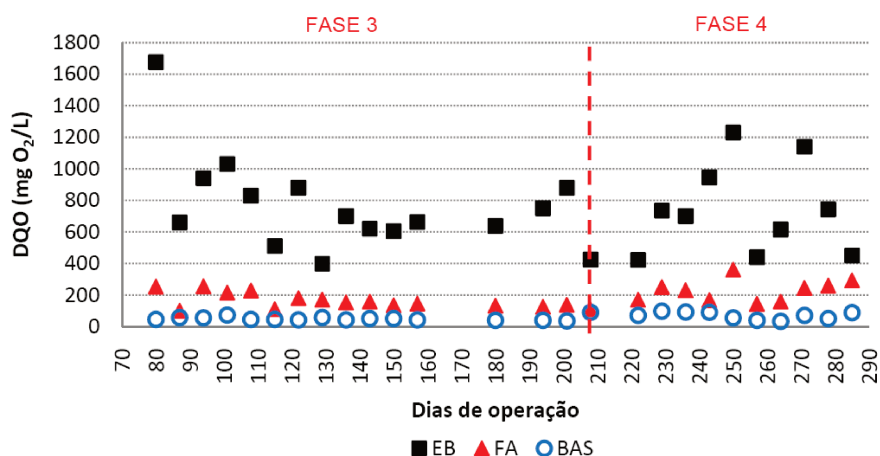


Figura 5-19 Valores da concentração de matéria orgânica expressa como DQO das unidades - Etapa 2

A Figura 5.20 contém os valores de eficiência de redução da concentração de DQO durante as fases F3 e F4.

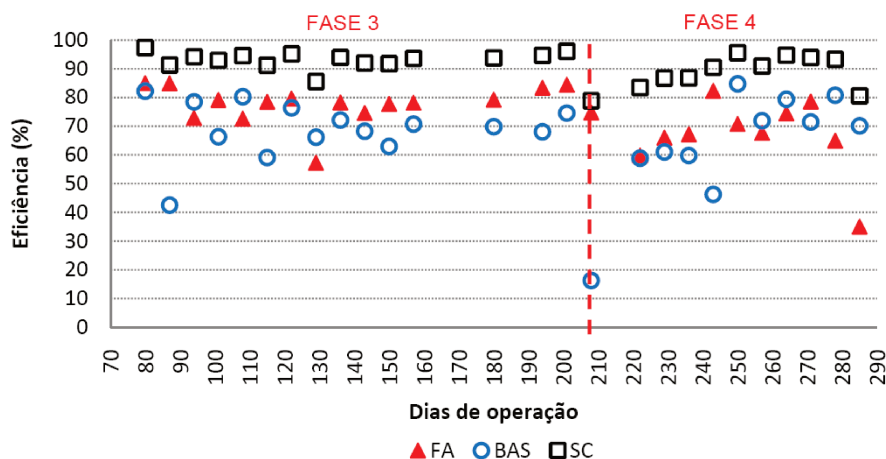


Figura 5-20 Valores de eficiência na redução da matéria orgânica expressa como DQO - Etapa 2

A eficiência do FA, BAS e sistema (SC) com relação à redução da concentração

de matéria orgânica expressa como DBO, durante F3 foram 86 ± 7 , 90 ± 4 e 99 ± 1 % e durante F4 foram 75 ± 7 , 78 ± 13 e 95 ± 5 %.

Os valores médios de TCO, em termos de DBO, aplicada e removida no FA foram: $0,92 \pm 0,65$ e $0,82 \pm 0,61$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F3, $1,09 \pm 0,53$ e $0,83 \pm 0,41$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F4. Os respectivos R^2 0,997 e 0,9673 indicam que não foi atingida a carga máxima de aplicação, em ambas as fases, pois houve uma linearidade entre a TCO aplicada e removida (Figura 5.21).

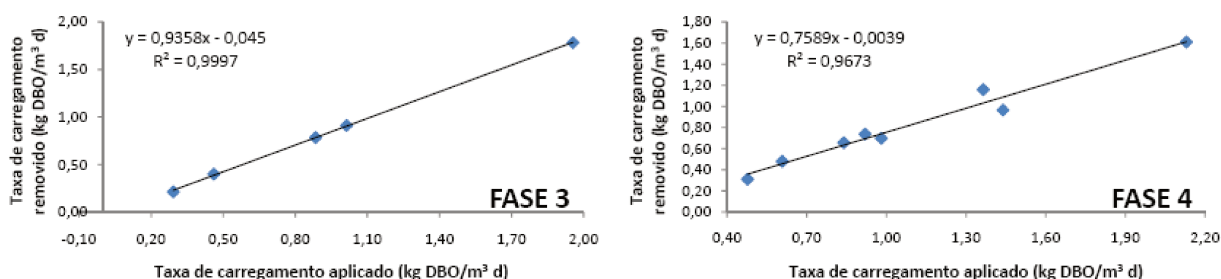


Figura 5-21 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no FA

Os valores médios de TCO, em termos de DBO, aplicada e removida no BAS durante F3 foram $0,19 \pm 0,08$ e $0,18 \pm 0,08$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$, e durante F4 foram $0,49 \pm 0,27$ e $0,41 \pm 0,29$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ (Figura 5.22). Não foi atingida a carga máxima de aplicação, para redução da concentração de matéria orgânica, em ambas as fases. A TCO máxima aplicada e removida durante F3 foram 0,32 e 0,30 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ e durante foram F4 foram 0,96 e 0,87 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$. Porém TCO aplicada maior que 0,30 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$, segundo Tchobanoglous *et al.* (2003) inibe a nitrificação devido à competição entre bactérias heterotróficas e autotróficas por OD.

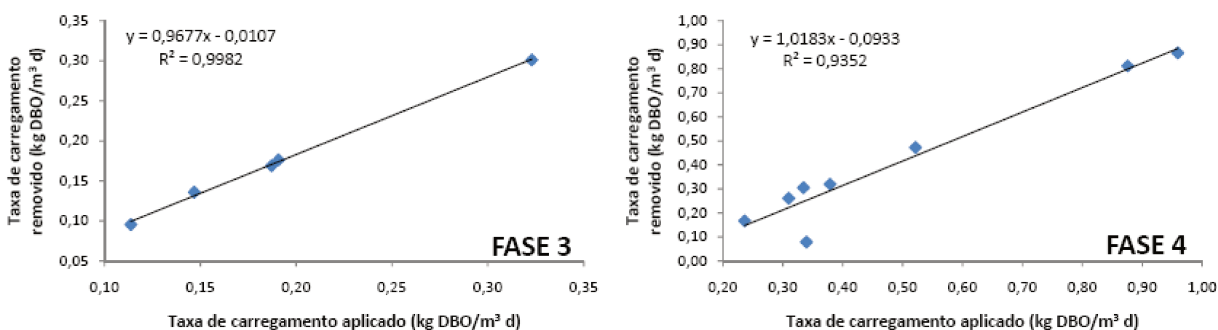


Figura 5-22 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no BAS

Os valores médios da TCO, em termos de DBO, aplicada e removida no sistema (SC) durante F3 foram $0,60 \pm 0,42$ e $0,59 \pm 0,42$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$, $0,71 \pm 0,35$ e $0,68 \pm 0,35$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F4 (Figura 5.23). A TCO máxima aplicada e removida durante F3 foram 1,27 e 1,26 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ e durante F4 foram 1,38 e 1,35 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$. Comparando os valores de R^2 verifica-se que a diminuição do TDH não alterou o desempenho do sistema.

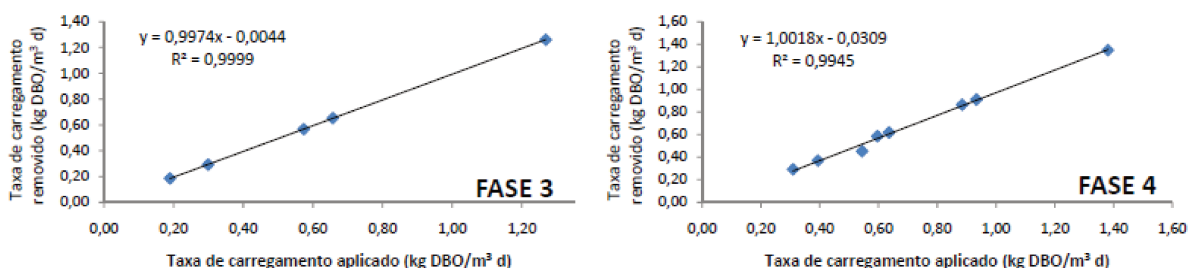


Figura 5-23 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no SC

O teste de comparação de médias com relação à DBO mostra que: a TCO aplicada e removida no FA durante F3 e F4 não diferiram significativamente entre si ($p > 0,05$), que a TCO aplicada no BAS durante F4 foi significativamente maior ($p < 0,05$) e a TCO removida durante F3 e F4 não diferiram significativamente entre si ($p > 0,05$) e que tanto a TCO aplicada e removida no sistema (SC) não diferiram significativamente durante as fases F3 e F4 ($p > 0,05$).

Com relação à redução da concentração de DBO no FA durante F3 foi significativamente maior ($p < 0,05$), porém a redução no BAS e sistema (SC) não houve diferença significativa entre as fases F3 e F4 ($p > 0,05$).

Considerando-se os padrões de lançamento em corpos d'água na esfera federal (CONAMA 357/05) e do Estado de São Paulo (Lei 997/76 – art.18). Em ambos o limite de lançamento é de $60 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ para DBO, ou remoção de pelo menos 80 %. Mesmo com a diminuição do TDH foi possível atender a legislação como pode ser verificado pelos resultados contidos na Tabela 5.2.

Na Figura 5.24 estão apresentadas as concentrações de nitrogênio amoniacal no efluente bruto e efluente das unidades durante F3 e F4.

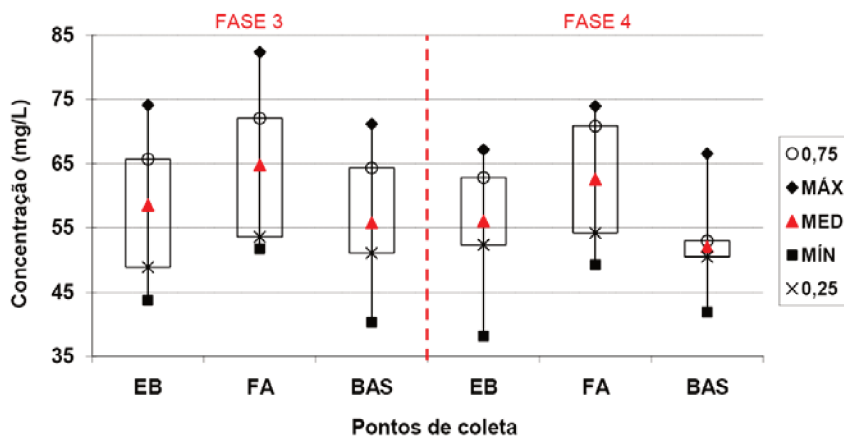


Figura 5-24 Concentração de nitrogênio amoniacal - Etapa 2

Os valores de eficiência da redução na concentração de nitrogênio amoniacal durante F3 e F4 foram, respectivamente, 14 ± 8 e 16 ± 14 %, com taxas de carregamento de nitrogênio (TCN) aplicada e removida durante F3 igual a $0,24 \pm 0,04$ e $0,03 \pm 0,02$ kg N-NH₃ m⁻³ d⁻¹, e durante F4 de $0,31 \pm 0,05$ e $0,06 \pm 0,04$ kg N-NH₃ m⁻³ d⁻¹.

Na Figura 5.25 estão apresentadas as concentrações de nitrito e nitrato no FA e BAS durante as fases F3 e F4.

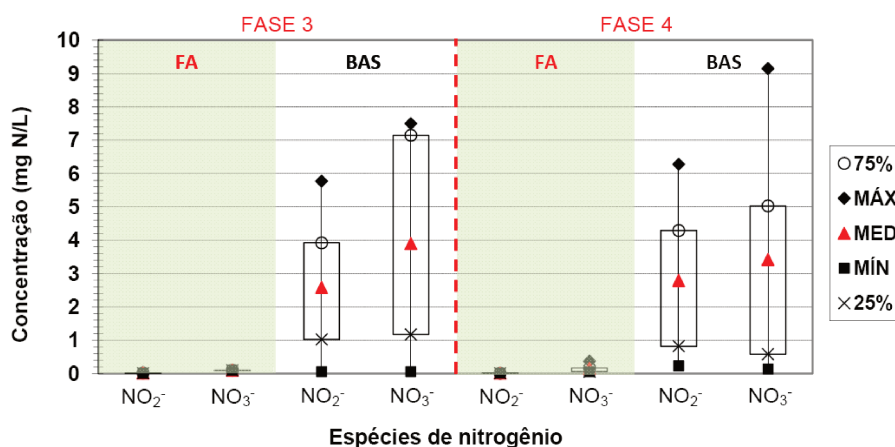


Figura 5-25 Concentração de nitrito e nitrato - Etapa 2

Provavelmente a eficiência relatada em F3 foi devido à assimilação de nitrogênio pela biomassa, e a melhora que ocorreu durante F4 provavelmente foi devida à maior turbulência proporcionada pela maior taxa de aplicação hidráulica, o que provocaria o cisalhamento do biofilme favorecendo o transporte de massa, e provavelmente em consequência da maior produção de biomassa decorrente das maiores TCO aplicada. Foram obtidas concentrações de NO_2^- e NO_3^- efluente durante F3 de $2,83 \pm 1,90$ e $4,3 \pm 2,9 \text{ mg L}^{-1}$ e durante F4 foi $2,79 \pm 2,74$ e $4,5 \pm 4,3 \text{ mg L}^{-1}$.

Conforme a Figura 5.25 pode-se verificar pouca estabilidade na oxidação da amônia durante F3 e F4.

5.3 Avaliação da ocorrência dos processos de nitrificação e desnitrificação – Etapa 3 (Fases 5 e 6)

Na fase F5 o TDH do sistema foi 18,6 h e sua duração foi de 60 dias e na fase F6 o TDH foi de 18,6 h com a ocorrência de recirculação do efluente do BAS na razão de recirculação 0,5 (metade do volume de alimentação) por um período de 56 dias. O procedimento de recirculação do efluente do BAS para a entrada do sistema, entrada do FA, implicou no aumento da velocidade ascensional do efluente nas unidades, e provavelmente diminuiu o tempo de exposição do substrato à biomassa. Na Tabela 5.3 estão apresentados os valores das variáveis de interesse na avaliação do efluente bruto (EB), e efluente do FA e BAS.

Tabela 5-3 Valores das variáveis de interesse avaliados na Etapa 3

VARIÁVEL	N	FASE 5						N	FASE 6					
		EB		FA		BAS			EB		FA		BAS	
		MÉD	DP	MÉD	DP	MÉD	DP		MÉD	DP	MÉD	DP	MÉD	DP
pH	12	6,6	0,5	7,1	0,2	7,3	0,3	14	6,8	0,3	7,2	0,1	7,3	0,5
Temp. (C°)	12	22	2	21	2	21	3	14	21	2	21	2	21	1
OD (mg/L)	12	-	-	-	-	5,9	0,9	14	-	-	-	-	6,1	0,5
AOV (mg HAc/L)	12	244	61	79	36	32	9	14	234	55	73	25	32	8
AP (mg CaCO ₃ /L)	12	76	35	197	21	87	60	14	93	42	194	40	76	78
AT (mg CaCO ₃ /L)	12	231	20	293	23	122	79	14	249	48	268	54	98	97
AI/AP	12	-	-	0,5	0,1	-	-	14	-	-	0,4	0,1	-	-
SST (mg/L)	4	113	63	36	26	5	3	8	110	43	26	8	7	6
SSV (mg/L)	4	102	59	32	23	4	3	8	98	35	23	7	7	5
SSF (mg/L)	4	11	5	3,5	2,3	0,5	0,3	8	12	9	2,3	1,5	0,7	0,8
SSV/SST	4	0,90	0,03	0,90	0,01	0,88	0,03	8	0,90	0,06	0,91	0,04	0,91	0,05
SST/ST	4	0,31	0,19	0,08	0,04	0,01	0,01	8	0,24	0,11	0,06	0,02	0,01	0,01
DQO (mg O ₂ /L)	12	843	141	256	94	61	7	14	646	133	169	39	60	12
DBO (mg O ₂ /L)	5	413	118	85	26	15	5	4	381	62	59	16	15	11
NTK (mg N/L)	5	66	1	71	1	34	14	4	68	5	59	10	22	10
NH ₃ (mg N/L)	12	57	6	62	6	28	13	14	58	7	50	9	22	10
NO ₂ ⁻ (mg N/L)	10	-	-	0,01	0,00	9,89	5,37	14	-	-	0,01	0,00	1,01	1,62
NO ₃ ⁻ (mg N/L)	10	-	-	0,10	0,00	22,0	11,9	14	-	-	0,80	0,60	19,6	15,0

Após a substituição do compressor de ar e a regularização da aeração, com o intuito de verificar o desempenho do BAS sob a nova condição de aeração, operou-se o sistema, com TDH de 18,6 horas, novamente, sem recirculação. Desta forma durante F5 o sistema operou nas mesmas condições da F3, onde ocorreu a melhor condição para a remoção de matéria orgânica, e por atender aos requisitos de taxas de carregamento limites tanto de DQO, DBO e NH_3 .

A fim de evitar o desenvolvimento de condições limitantes de OD, foram adotadas as recomendações verificadas em trabalhos recentes, nos quais as concentrações de OD menores que $3,5 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ são insuficientes para manter o processo de nitrificação constante em reatores do tipo BAS, conforme GIUSTINA (2009), FONTANA (2007), OLIVEIRA NETTO (2007) e ARAÚJO (2006).

Desta forma, a vazão de ar foi mantida em 10 NL min^{-1} . Com base na DBO aplicada no BAS, obteve-se uma taxa de aeração média durante F5 e F6, respectivamente de 48 ± 12 e $50 \pm 4 \text{ Nm}^3_{\text{ar}}/\text{kg DBO}_{\text{aplicada}}$. Na Figura 5.26 está apresentada a distribuição dos valores ao longo das fases.

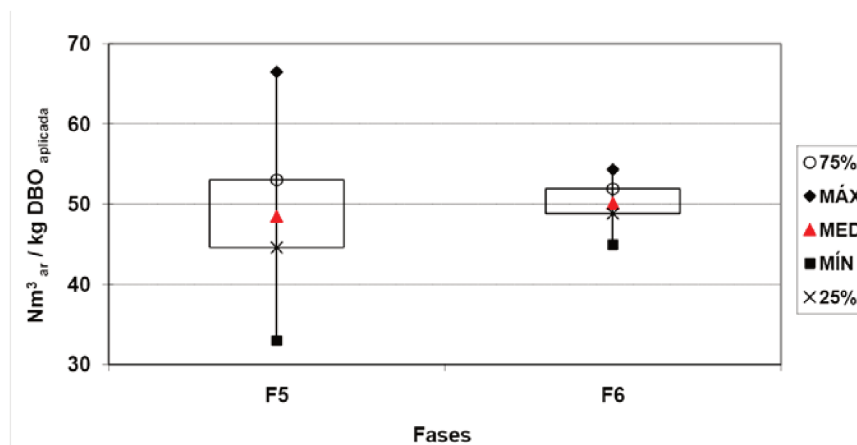


Figura 5-26 Variação da taxa de aeração - Etapa 3

A concentração de OD foi mantida elevada ($> 5,0 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$) ao longo desta etapa, visando não tornar esta variável limitante para o biofilme nitrificante. Rothier *et al.* (2002) e Jeong *et al.* (2006), visando o suprimento de OD em excesso para a nitrificação, discutem, no entanto, que as elevadas concentrações de OD podem vir a interferir significativamente na etapa de desnitrificação em câmara anóxica. Porém,

Araújo (2006) afirma que a ocorrência de altos níveis de desnitrificação durante a operação do reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo com recirculação, foi inesperada, pois as concentrações de oxigênio dissolvido nos módulos aeróbios eram altas, na faixa de 3 a 6 mg O₂/L. Entretanto, segundo Tchobanoglous *et al.* (2003), a concentração de oxigênio no interior do biofilme poderia ser menor que no meio líquido, criando condições favoráveis para a atividade desnitrificante nestes locais. O autor afirma que a máxima eficiência de difusão de oxigênio no biofilme está entorno de 6 %.

Avaliando apenas os valores das concentrações de N-NH₃ no efluente do FA e de O₂ no efluente do BAS, verifica-se uma relação média entre O₂/N-NH₃ de $0,10 \pm 0,02$ e $0,13 \pm 0,03$ para F5 e F6 respectivamente. Conforme comentado por Gonçalves *et al.* (2001), relações O₂/N-NH₃ inferiores a 0,3 podem ser determinantes na estrutura do biofilme aeróbio, favorecendo a oxidação da matéria orgânica em detrimento da nitrificação. A comparação entre os valores mostra um ligeiro acréscimo desta relação durante F6, proporcionado provavelmente pela recirculação. Porém valores muito distantes do considerado ideal devem ser evitados para que não torne o oxigênio o substrato limitante.

A avaliação geral dos resultados obtidos para as variáveis físicas e químicas apresentadas, indica que as condições ambientais desejáveis à manutenção da biomassa (anaeróbia e aeróbia) foram atendidas durante esta etapa.

No FA a faixa de pH desejável para a manutenção da estabilidade da metanogênese durante F5 e da desnitrificação durante F6, foi mantida, Figura 5.27.

Os valores representados como EB+r referem-se ao efeito da recirculação no balanço de massa, causando a diluição das concentrações iniciais, das espécies envolvidas.

A equação 5.1 define o balanço de massa realizado para caracterizar o ponto EB+r:

$$[EB + r] = \frac{([EB].Q) + ([r].q)}{(Q + q)}; \quad (5.1)$$

onde:

[EB] = concentração da espécie analisada no esgoto bruto;

[r] = concentração da espécie analisada no efluente tratado;

Q = vazão de alimentação de esgoto bruto;

q = vazão de recirculação do efluente tratado

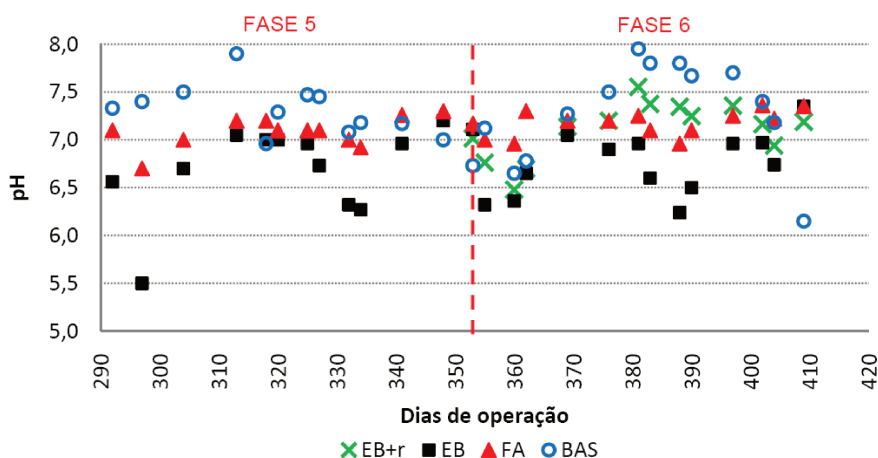


Figura 5-27 Valores de pH - Etapa 3

Não houve diferença significativa ($p > 0,05$) no valor de pH do efluente do BAS durante F5 e F6, estando entre $7,3 \pm 0,3$, porém foram os menores valores alcançados durante todas as fases, evidenciando a nitrificação mais intensa, verificada pelo consumo de alcalinidade e as concentrações de nitrato no efluente.

Com relação a alcalinidade ocorreu o esperado, de forma que os parâmetros adotados para que houvesse oxidação de nitrogênio amoniacal em torno de 50 a 70 %, foram alcançados sem necessidade de adição de um alcalinizante externo, pois mantendo um valor de alcalinidade residual em torno de $50 \text{ mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, não provocou uma redução significativa no valor do pH. Contudo, o valor de pH diminuiu somente quando a alcalinidade total foi extinta no 409º dia de operação, provocado por oxidação de 85 % do nitrogênio amoniacal aplicado no BAS.

A estabilidade decorrente da presença do sistema tampão no FA foi indicada pela elevação nos valores da alcalinidade em relação aos valores obtidos para o esgoto bruto (Figuras 5.28 e 5.29) e pela manutenção de baixos valores de AOV durante F5 e F6, respectivamente 83 ± 35 e 68 ± 21 mg HAc L⁻¹ (Figura 5.30). É possível notar que a recirculação permitiu a melhor conversão dos AOV durante F6.

As concentrações de AOV no BAS mantiveram-se muito baixas, com médias durante F5 e F6 de 32 ± 9 e 32 ± 8 mg HAc. L⁻¹, respectivamente. Segundo Ono (2007), a nitrificação só ocorre após o completo consumo de AOV.

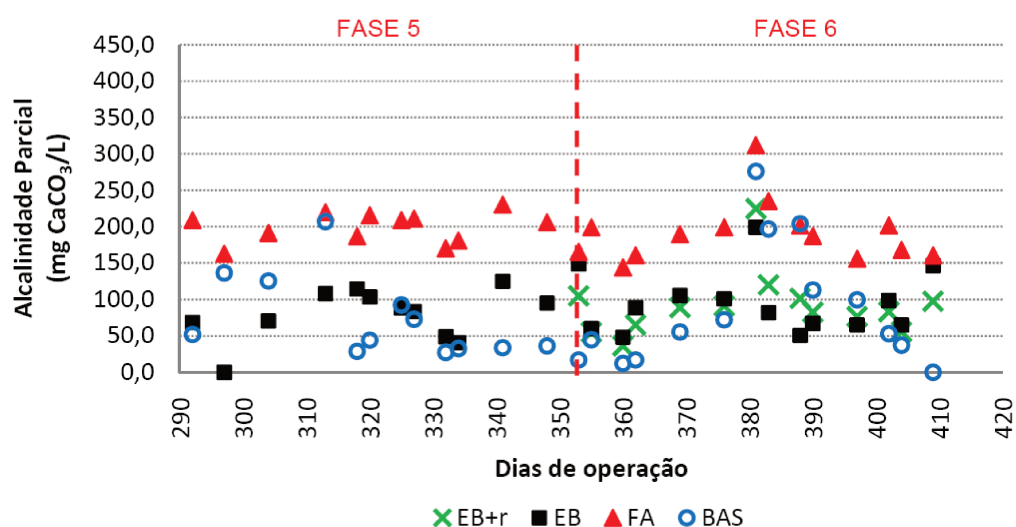


Figura 5-28 Valores de Alcalinidade Parcial - Etapa 3

Na Figura 5.29 estão apresentados os valores de alcalinidade total determinados para os pontos de coleta durante as fases 5 e 6 da Etapa 3.

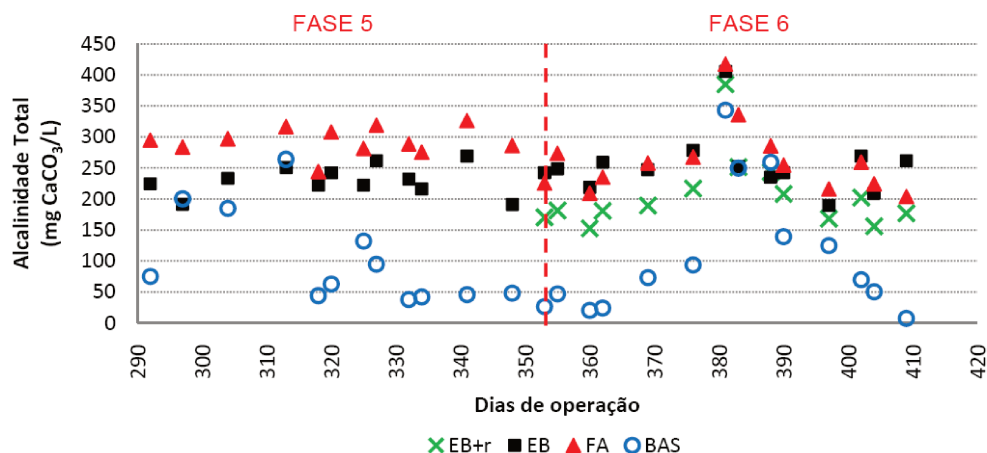


Figura 5-29 Valores de Alcalinidade Total - Etapa 3

Na Figura 5.30 estão apresentados os valores de ácidos orgânicos voláteis determinados para os pontos de coleta durante as fases 5 e 6 da Etapa 3.

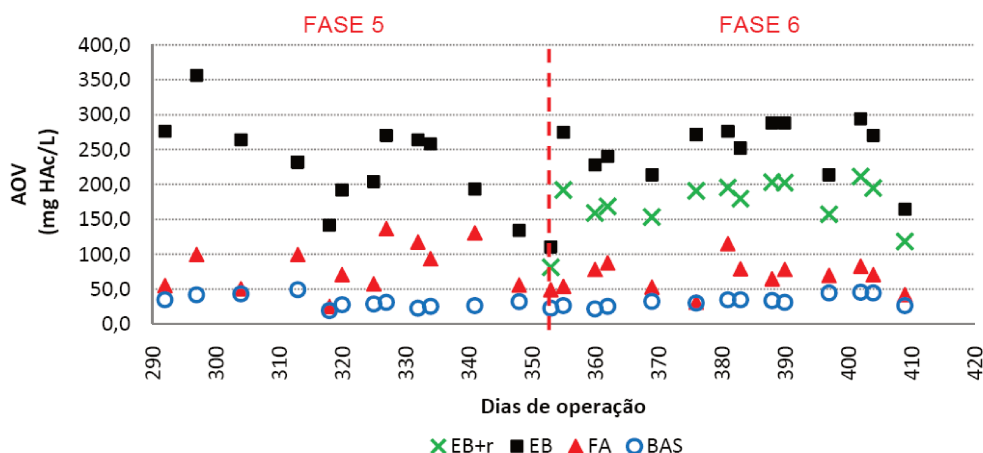


Figura 5-30 Valores de Ácidos Orgânicos Voláteis - Etapa 3

O valor médio da relação AI/AP obtido para o FA durante F5 foi $0,5 \pm 0,1$, com valor máximo de 0,7 nos dias 297 e 327° devido aos baixos valores do pH do efluente bruto, respectivamente 5,5 e 6,3, somada aos baixos valores de alcalinidade total do efluente bruto nestes dias. Contudo este fato não afetou de modo significativo o perfil de

alcalinidade total e parcial para o FA, indicando um adequado grau de estabilidade e robustez operacional do sistema de tratamento.

Durante F6 verifica-se que por meio da recirculação ocorreu a diminuição do valor da relação AI/AP, valor médio $0,4 \pm 0,1$, dividido provavelmente ao efeito de diluição provocada pela recirculação no efluente bruto, onde a concentração de AOV caiu 30 % enquanto o valor da AP caiu apenas 3 % (Figura 5.31).

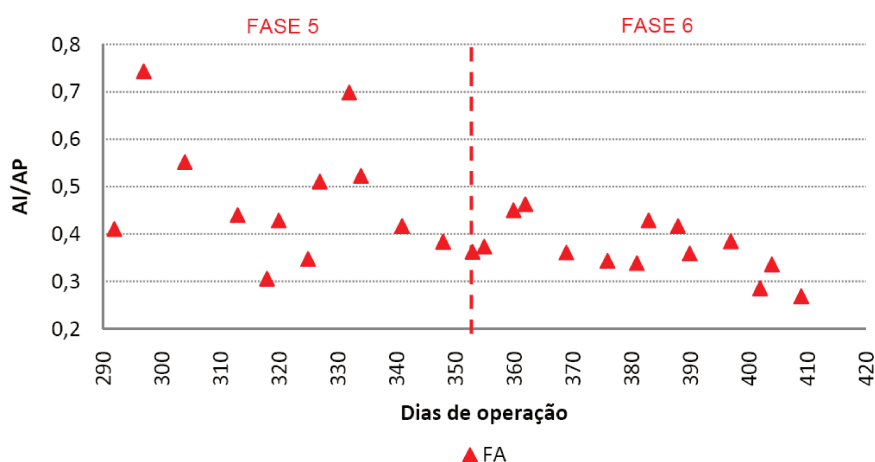


Figura 5-31 Relação AI/AP no FA - Etapa 3

Nas Figuras 5.32, 5.33 e 5.34 são apresentadas a relação entre os valores de TCO, em termos de DQO, aplicada e removida nos respectivos FA, BAS e SC, respectivamente, durante F5 e F6.

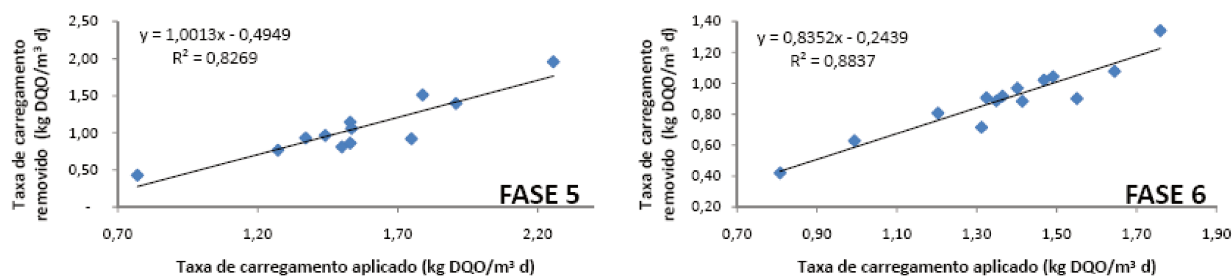


Figura 5-32 Correlação entre a TCO aplicada e removida no FA

Os valores médios de TCO aplicada e removida no FA foram: $1,55 \pm 0,36$ e $1,06 \pm 0,40$ kg DQO $m^{-3} d^{-1}$ durante F5, e $1,36 \pm 0,24$ e $0,89 \pm 0,22$ kg DQO $m^{-3} d^{-1}$ durante F6. Não foi atingida a carga máxima de aplicação, em ambas as fases, devido a

necessidade de respeitar a carga máxima adota para o BAS em função da nitrificação desejada. A TCO máxima aplicada e removida durante F5 foram 2,26 e 1,96 kg DQO m⁻³ d⁻¹ e durante F6 foram 1,76 e 1,34 kg DQO m⁻³ d⁻¹. Comparando os valores de R² verifica-se que durante F5 o reator anaeróbio ficou um pouco menos estável se comparado à F6.

Buscou-se descobrir as razões para tal ocorrência verificando as relações DBO/DQO e DQO_{filtrada}/DQO_{total} podendo se tratar da produção de afluente com uma menor fração biodegradável durante as fases F5 e F6, porém por meio do teste de comparação de médias verificou-se não haver diferenças significativas ($p > 0,05$) entre as relações. Portanto outra hipótese seria a ocorrência de um efeito de toxicidade, do esgoto bruto sobre o processo anaeróbio e que a diluição provocada pela recirculação do efluente durante F6 amenizou este efeito.

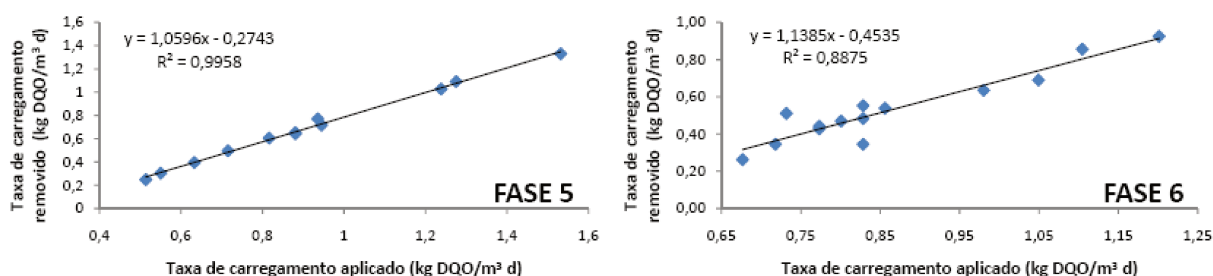


Figura 5-33 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no BAS

Os valores médios de TCO aplicada e removida no BAS foram $0,91 \pm 0,31$ e $0,69 \pm 0,33$ kg DQO m⁻³ d⁻¹ durante F5 e durante F6 foram $0,87 \pm 0,16$ e $0,53 \pm 0,19$ kg DQO m⁻³ d⁻¹. A TCO máxima aplicada e removida durante F5 foram 1,53 e 1,33 kg DQO m⁻³ d⁻¹ e durante F6 foram 1,20 e 0,93 kg DQO m⁻³ d⁻¹. Verifica-se que durante F5 o BAS foi operado com valor médio oscilando acima do limite proposto para atingir conversão de 70 % do nitrogênio amoniacal (Tabela 4.5). Pois, TCO aplicada maior que 1,00 kg DQO m⁻³ d⁻¹, inibe a nitrificação devido à competição entre bactérias heterotróficas e autotróficas por OD.

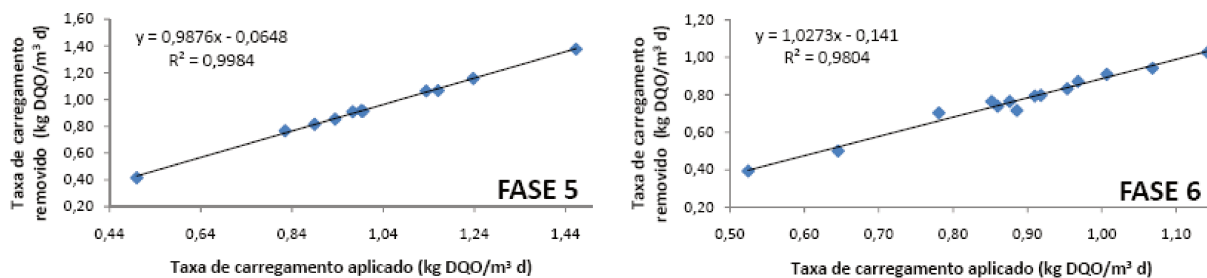


Figura 5-34 Correlação entre os valores da TCO aplicada e removida no SC

Os valores médios de TCO aplicada e removida no SC durante F5 foram $1,01 \pm 0,24$ e $0,93 \pm 0,23$ kg DQO $m^{-3} d^{-1}$ e durante F6 foram $0,89 \pm 0,16$ e $0,77 \pm 0,16$ kg DQO $m^{-3} d^{-1}$ durante F6. A TCO máxima aplicada e removida durante F5 foram $1,46$ e $1,38$ kg DQO $m^{-3} d^{-1}$ e durante F6 foram $1,14$ e $1,03$ kg DQO $m^{-3} d^{-1}$.

O teste de comparação de médias com relação à DQO mostra que, a TCO aplicada e removida no FA, BAS e SC durante F5 e F6 não diferiram significativamente entre si ($p > 0,05$), indicando que não houve influência da recirculação do efluente no comportamento do sistema frente a esta variável.

Com relação à remoção de DQO, apenas no BAS verificou-se diferença significativa entre as duas fases ($p < 0,05$). Provavelmente consequência da baixa biodegradabilidade da matéria orgânica afluente, pois a relação DBO/DQO afluente e efluente ao BAS durante F5 foram $0,37 \pm 0,03$ e $0,23 \pm 0,05$ e durante F6 foram $0,34 \pm 0,04$ e $0,15 \pm 0,08$.

É importante verificar o comportamento do FA, BAS e SC com relação à DBO, pois esta é a variável de importância para a legislação. As respectivas remoções durante F5 foram 77 ± 9 , 82 ± 11 e 96 ± 1 % e durante F6 foram 80 ± 2 , 90 ± 0 e 97 ± 3 %.

Os valores médios de TCO, em termos de DBO, aplicada e removida no FA foram $0,79 \pm 0,22$ e $0,62 \pm 0,25$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F5, $0,79 \pm 0,12$ e $0,68 \pm 0,12$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F6 (Figura 5.35).

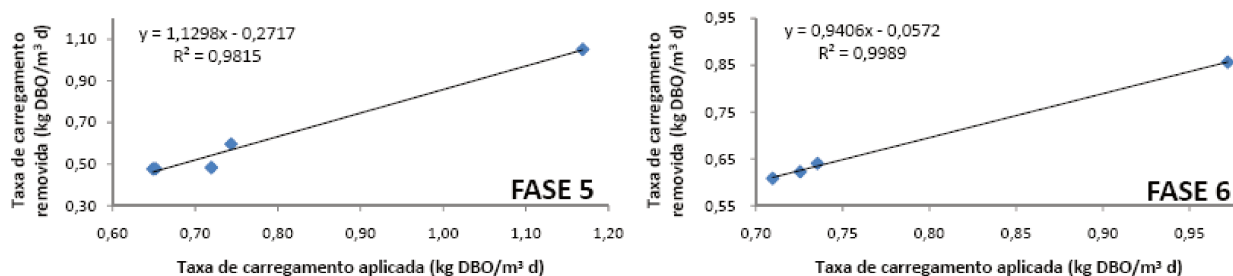


Figura 5-35 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no FA

Os valores médios de TCO, em termos de DBO, aplicada e removida no BAS foram $0,31 \pm 0,08$ e $0,26 \pm 0,09$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F5, $0,29 \pm 0,02$ e $0,21 \pm 0,08$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F6. A TCO máxima aplicada e removida durante F5 foram 0,44 e 0,40 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ e durante F6 foram 0,21 e 0,19 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$. Verifica-se que a recirculação possibilitou a operação do BAS abaixo do limite considerado adequado de taxa de carregamento orgânico em DBO de $0,30$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ (Figura 5.36).

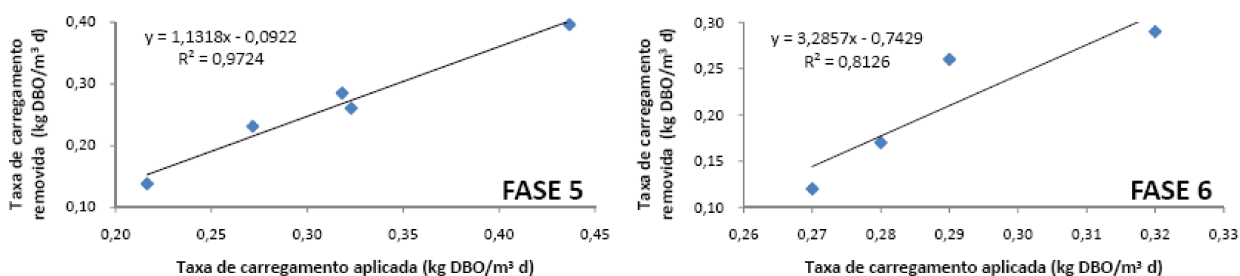


Figura 5-36 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no BAS

Os valores médios de TCO, em termos de DBO, aplicada e removida no SC foram $0,51 \pm 0,14$ e $0,49 \pm 0,14$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F5, $0,51 \pm 0,08$ e $0,49 \pm 0,09$ kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ durante F6. A TCO máxima aplicada e removida durante F5 foram 0,76 e 0,73 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ e durante F6 foram 0,63 e 0,62 kg DBO $m^{-3} d^{-1}$ (Figura 5.37).

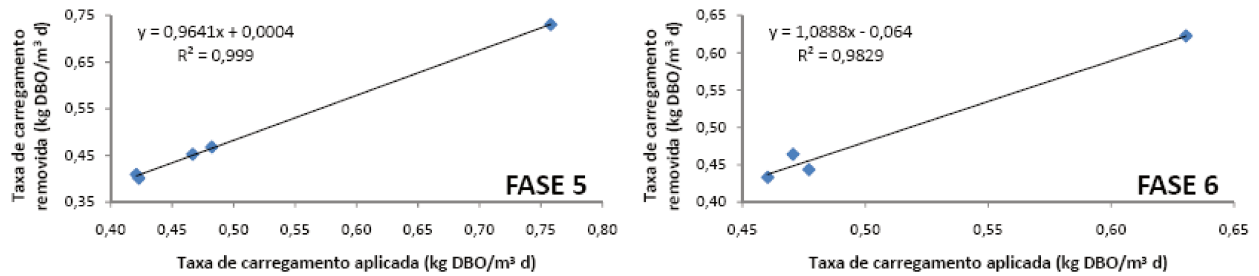


Figura 5-37 Correlação entre os valores da TCO, como DBO, aplicada e removida no SC

O teste de comparação de médias com relação à DBO mostra que a TCO aplicada e removida no FA durante F5 e F6 não diferiram significativamente entre si ($p > 0,05$), que a TCO aplicada e removida no BAS durante F5 foram significativamente maiores que durante F6 ($p < 0,05$), e que tanto a TCO aplicada e removida no SC não diferiram significativamente durante F5 e F6 ($p > 0,05$).

Verifica-se desta forma que a eficiência de remoção de DBO tanto no FA, como no BAS e no sistema como um todo não sofreu influência da existência ou não de recirculação do efluente, indicando que a operação do sistema de tratamento na configuração proposta está adequada a atender as expectativas sobre sua robustez e possibilidade de reduzir concentrações de carbono orgânico e compostos de nitrogênio.

Na Figura 5.38, estão apresentadas as eficiências de redução do valor da concentração de matéria orgânica expressa em DQO no FA, BAS e SC.

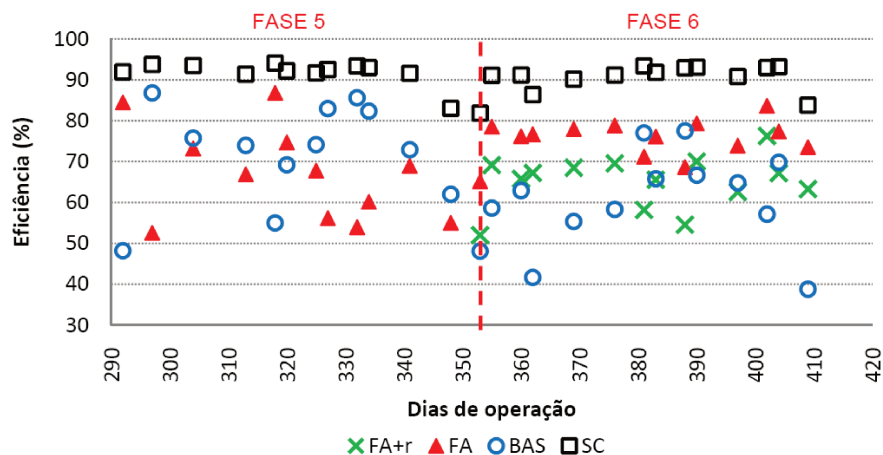


Figura 5-38 Valores de eficiência na redução da concentração de DQO - Etapa 3

Na Figura 5.39, estão apresentados os valores da concentração de matéria orgânica expressa em DQO do efluente bruto e efluente às unidades do sistema.

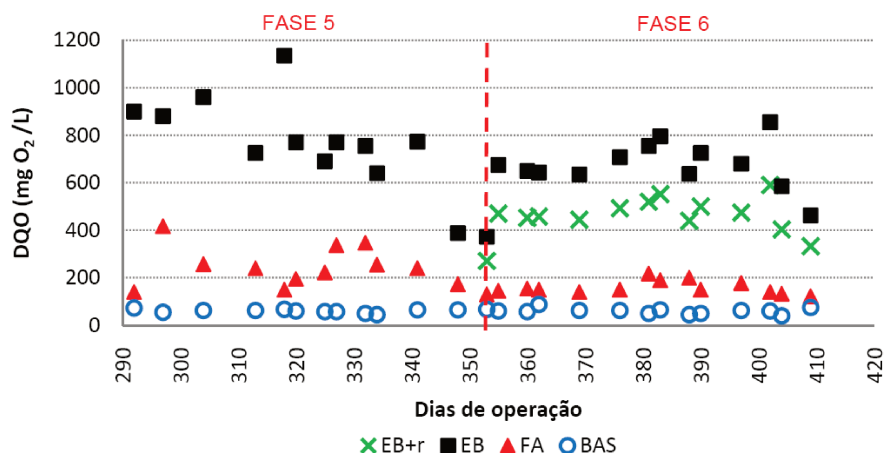


Figura 5-39 Valores da cocentração de DQO nas unidades - Etapa 3

Considerando-se os padrões de lançamento em corpos d'água na esfera federal (CONAMA 357/05) e do Estado de São Paulo (Lei 997/76 – art.18). A DBO efluente durante F5 e F6, respectivamente foram 14 ± 5 e 15 ± 11 mg de O₂ L⁻¹ satisfazendo sem dúvida o limite de lançamento de 60 mg O₂ L⁻¹ para DBO. Durante F6 o efluente do FA atenderia a legislação com DBO média de 52 ± 4 mg O₂ L⁻¹, Figura 5.40.

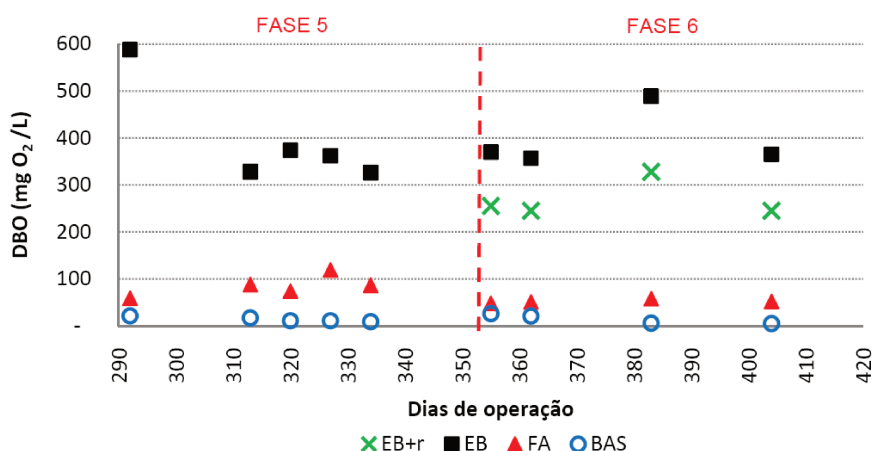


Figura 5-40 Valores da concentração de DBO das unidades - Etapa 3

Na Figura 5.41 estão apresentados os valores das eficiências de redução da concentração de matéria orgânica expressa como DBO durante a Etapa 3.

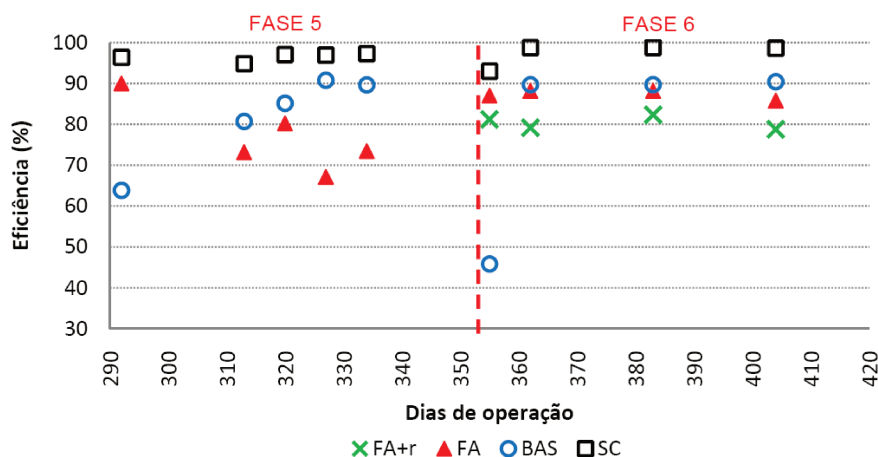


Figura 5-41 Valores de eficiência de redução da concentração de DBO - Etapa 3

Na Figura 5.42, apresenta-se o balanço de Nitrogênio Total (NT) para o esgoto bruto (EB), esgoto bruto + recirculação (EB+r), efluentes do FA e BAS.

É possível verificar que a maior fração do NT presente no efluente bruto apresentava-se na forma nitrogênio amoniacal, a concentração média de nitrogênio orgânico foi de 14 ± 8 e 12 ± 5 mg N-N_{org} L⁻¹, durante as respectivas F5 e F6.

Com relação ao NTK (nitrogênio total Kjeldahl), não foram realizadas análises com efluente filtrado, e foi verificado que os valores encontrados no efluente do FA estavam acima daqueles encontrados no efluente bruto, provavelmente devido à presença de material particulado que influenciou no resultado da análise, e acabou por dificultar a realização do balanço de nitrogênio no sistema.

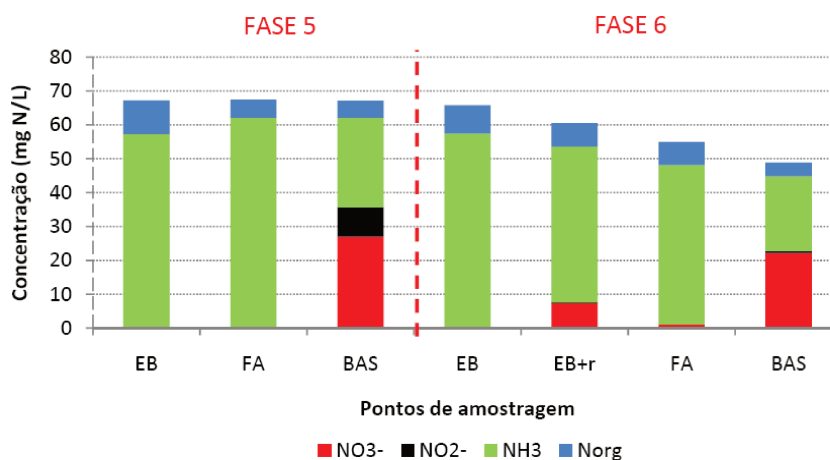


Figura 5-42 Concentração média das diversas formas de nitrogênio - Etapa 3

Estão apresentadas na Figura 5.43 as porcentagens de remoção de nitrogênio total durante a Etapa 3, onde verifica-se que durante F5 houve apenas a transformação, mudança de fase, das espécies de nitrogênio, associada à demanda para síntese celular e/ou retenção de nitrogênio orgânico.

Porém durante F6, verifica-se que ocorreu remoção de nitrogênio total presente na fase líquida, possivelmente associada a uma discreta atividade desnitrificante no FA, evidenciada pela diminuição das concentrações de nitrato afluente e efluente ao reator (Figura 5.42).

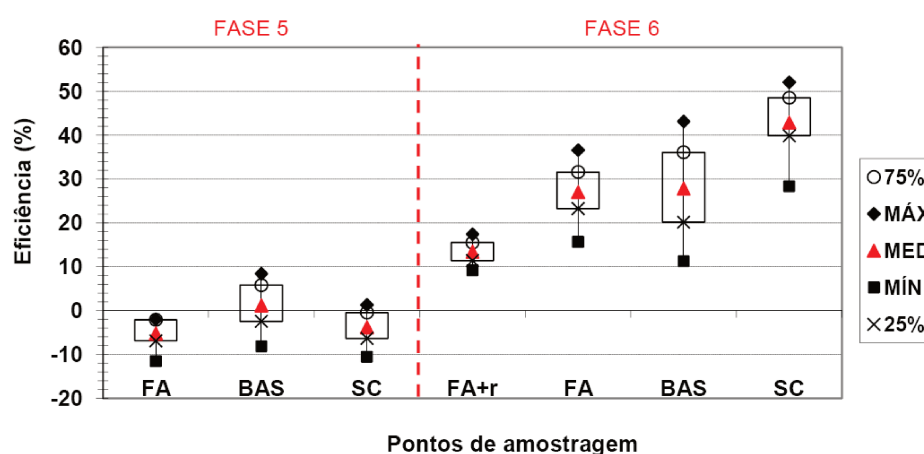


Figura 5-43 Eficiências de remoção de Nitrogênio Total - Etapa 3

Em relação ao esgoto bruto (EB) a remoção de nitrogênio total alcançada, no sistema foi de 43 ± 10 %, no FA de 27 ± 9 % e com relação ao EB+r foi de

$10 \pm 8 \%$, esta última representada na Figura 5.43 como FA+r, no BAS em relação ao efluente do FA foi de $28 \pm 16 \%$.

Durante F5 houve, inicialmente, um acúmulo da concentração de nitrito, provavelmente devido à ausência, de bactérias oxidantes deste, pois conforme mostrado na Figura 5.44, ocorreu um aumento gradual na concentração de nitrato, no momento em que se observa a redução da concentração de nitrito, entre os dias 315 a 345. Após este período provavelmente a biomassa responsável pela oxidação de nitrito a nitrato se estabeleceu de forma equilibrada, ocorrendo desde então concentrações de nitrito sempre muito baixas.

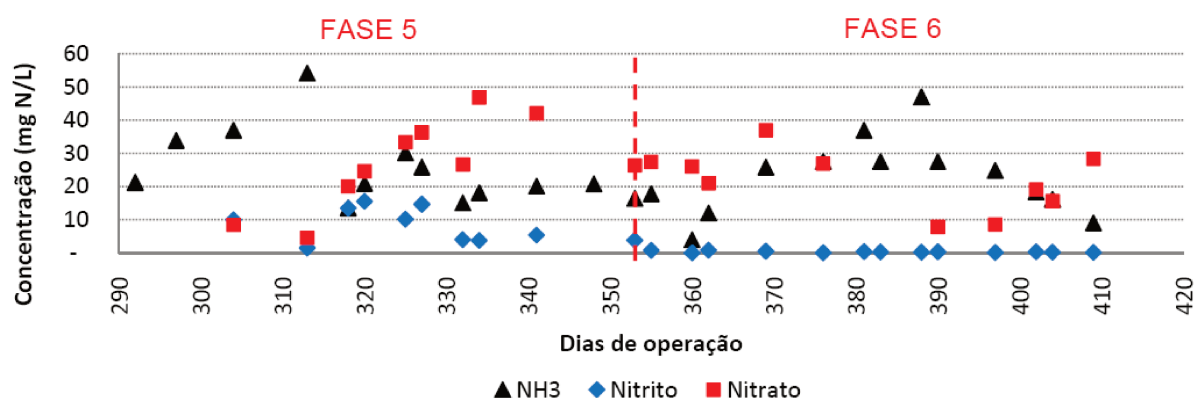


Figura 5-44 Concentração de nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato - Etapa 3

Em sua avaliação da influência do pH sobre bactérias nitrificantes, Villaverde *et al.* (1997) relatam que o acúmulo de nitrito acontece comumente durante a etapa de partida do biofiltro devido a maior rapidez de crescimento das bactérias oxidantes de amônia que as oxidantes de nitrito. O que pode justificar a ocorrência entre os dias 318 a 334 durante a fase F5. Além disso, os autores advertem que sob condições de estado estacionário o acúmulo de nitrito é resultado da maior sensibilidade das bactérias oxidantes de nitrito a fatores tais como temperatura, pH, OD e inibição a baixas concentrações de amônia livre. Não foi evidenciado este efeito.

Entretanto, estudos realizados por Leenen *et al.* (1997) sugerem que organismos imobilizados são menos sensíveis a mudanças de temperatura do que células em suspensão, o que vem fortalecer as justificativas para a proposta de concepção para o sistema combinado FA-BAS.

Nos reatores em que a biomassa aderida permanece submersa, como é o caso de biofiltros aerados submersos e reatores de leito fluidizado, as condições ambientais tendem a ser similares em todo o volume reacional, variando apenas no interior do biofilme. Nestes casos, a carga orgânica volumétrica aplicada determinará o estabelecimento de microrganismos nitrificantes no sistema (MOTA & VON SPERLING, 2009).

A sensibilidade da nitrificação em função da TCO aplicada foi verificada, conforme a ocorrência descrita a seguir.

Nos dias 360 a 362 a oxidação de nitrogênio amoniacal alcançou valores de 91 e 81 %, devido ao valor afluente abaixo da média, o que produziu uma redução nos valores de alcalinidade no efluente do BAS. Em função disto optou-se por adicionar alcalinidade, por meio da utilização de NaHCO_3 , em quantidade suficiente para complementar a demanda necessária para nitrificação total nos dias 377 a 379. Porém o que se obteve foi a inibição da nitrificação verificada pelos resultados entre os dias 381 a 388.

A inibição da nitrificação, ocasionada pela elevação do pH devido a adição de alcalinizante pode ser explicado segundo Villaverde *et al.* (1997) por três diferentes efeitos que o pH exerce sobre as bactérias nitrificantes: (1) **ativação-desativação da bactéria nitrificante**, devido a ligação de íons H^+ ou OH^- à grupos de ácido-base fracos de enzimas, bloqueando sua atividade; (2) **efeito nutricional**, relacionado com a alcalinidade, ou seja a disponibilidade de fonte de carbono mineral para os microrganismos autotróficos nitrificantes. Esta disponibilidade é controlada pelo equilíbrio químico carbonato-bicarbonato, que depende fortemente do valor do pH, em pH baixos predominam espécies como CO_2 que é eliminado por stripping, devido a aeração, resultando em escassez de alcalinidade bicarbonato, em pH elevado o carbono mineral será transformado em carbonato, que é insolúvel e dificilmente assimilado; (3) **inibição por amônia livre e ácido nitroso livre**, a concentração da amônia aumenta com o aumento do valor de pH, enquanto a concentração de ácido nitroso aumenta com a diminuição do valor de pH.

O excesso de alcalinidade adicionada ao reservatório de alimentação causou instabilidades no FA, verificada pelo aumento da concentração de AOV e DQO efluente,

ocasionando o aumento da TCO afluente ao BAS, a valores superiores ao limite recomendado para a nitrificação.

Após eliminar o excesso de alcalinidade no sistema a partir do 390º dia de operação, verificou-se novamente a nitrificação.

Na Figura 5.45 estão apresentadas as concentrações de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente das unidades durante F5 e F6.

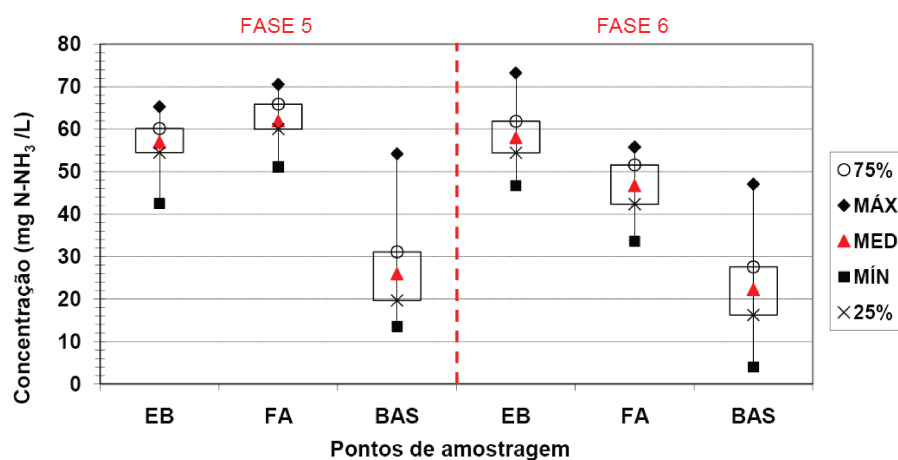


Figura 5-45 Concentração de nitrogênio amoniacal - Etapa 3

A Figura 5.46 representa a variação das taxas de carregamento de nitrogênio amoniacal aplicada e removida no BAS durante F5 e F6. Os valores contidos no gráfico sugerem que ocorreu a diminuição da remoção de nitrogênio amoniacal com o aumento da taxa aplicada ao reator.

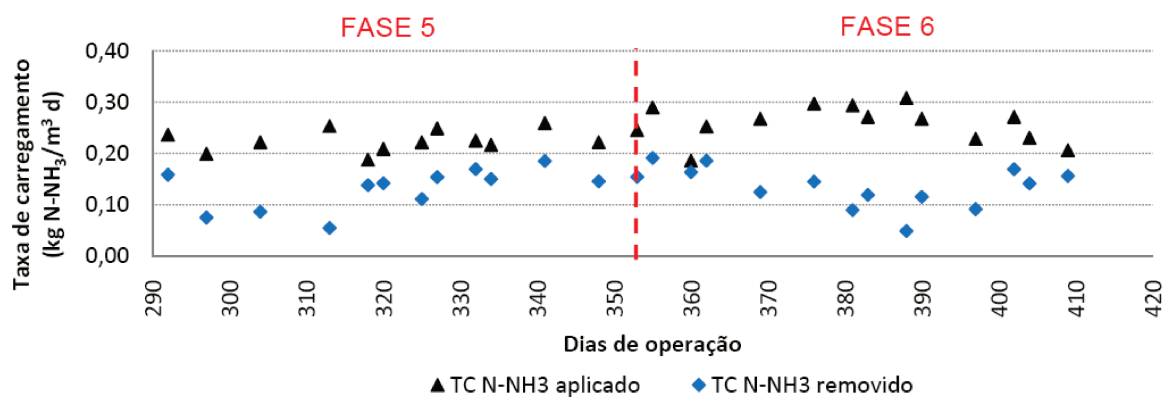


Figura 5-46 Variação das TCN amoniacal aplicada e removida no BAS - Etapa 3

Del Pozo & Diez (2005) sugerem que se deve levar em consideração que importantes liberações de amônia a partir da lise da biomassa podem tornar a real taxa de nitrificação maior que a calculada a partir do balanço de massa.

Desta forma foi verificada a existência de correlação positiva entre as variáveis durante F5, porém com relação a F6 ocorreu correlação negativa (Figura 5.47), provavelmente devido à inibição da nitrificação durante esta fase.

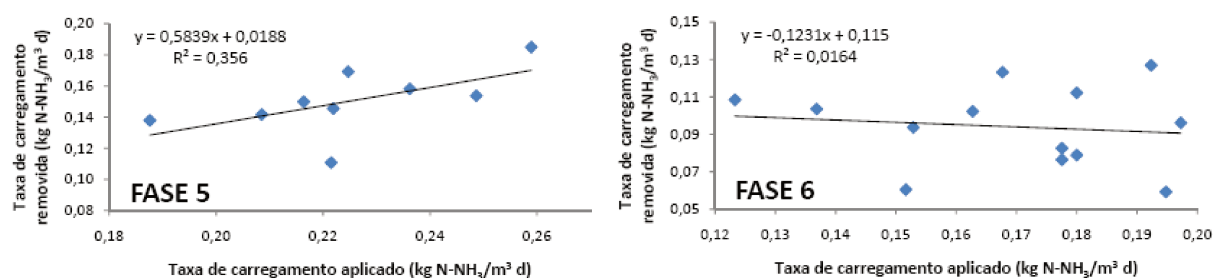


Figura 5-47 Correlação entre TCN amoniacal aplicada e removida no BAS - Etapa 3

Em seu estudo sobre a influência da biomassa, em suspensão e aderida contida em BAS sobre a nitrificação, Villaverde *et al.*, (2000) concluiu que a biomassa ativa está dividida em duas frações: em suspensão e aderida. A biomassa em suspensão (intersticial) mostrou maior atividade na oxidação de carbono orgânico (87 %) e amônia (78 %), que a biomassa aderida que oxidou principalmente o nitrito em torno de 70%. Isto sugere uma maior afinidade das bactérias heterotróficas e oxidantes de amônia por oxigênio, bem como uma possível consequência de melhores condições de transporte existindo na fase líquida em comparação com as condições normalmente encontradas dentro do biofilme; e que as bactérias oxidantes de nitrito crescem aderidas ao biofilme por encontrarem condições menos favoráveis na fase líquida. Pois seu crescimento depende fortemente da presença de nitrito e oxigênio e a ausência de amônia livre (FDZ-POLANCO *et al.*, 1996).

A atividade das bactérias oxidantes de amônia e nitrito depende fortemente da concentração de amônia livre, a qual é controlada pela atividade de ambos microrganismos nas diferentes alturas do reator, pois a biomassa nitrificante aumenta com o decaimento da concentração de amônia livre. Ocorre então um gradiente entre as concentrações das espécies (substrato) e os tipos de bactérias heterotróficas e

autotróficas, e que a biomassa intersticial decresce com a altura devido a limitação de energia.

Os reatores dos autores Fdz-Polanco *et al.*, (1996) e Villaverde *et al.*, (2000) possuem respectivamente 2,0 e 4,0 metros de altura o que lhes permitiu estudar a influência da altura sobre o gradiente de espécies de nitrogênio e tipos de bactérias envolvidas, por este aspecto possivelmente justifica-se as baixas correlações encontradas neste estudo em que o meio suporte possui apenas 0,3 m praticamente mantendo condições ambientais similares por todo o volume reacional, de forma que as variações nas taxas de carregamento orgânico ou de nitrogênio tem um grande efeito sobre o processo.

Com relação a alcalinidade, ocorreu o consumo de 7,13 e 7,34 mg $\text{CaCO}_3/\text{mg N-NO}_3^-$ nas respectivas fases F5 e F6, conforme pode ser avaliado na Figura 5.48, onde são apresentados a correlação entre alcalinidade total consumida e nitrato produzido.

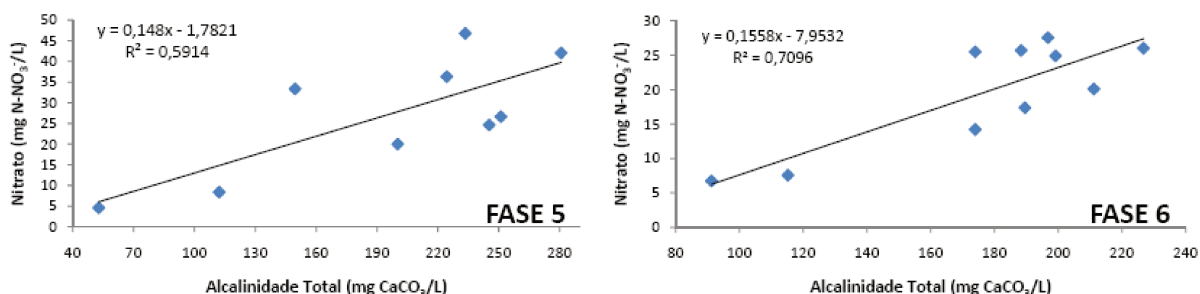


Figura 5-48 Correlação entre alcalinidade consumida e nitrato produzido - Etapa 3

Os valores obtidos para alcalinidade consumida foram próximos aos encontrados na literatura, que variam entre 7,1 a 7,2 mg $\text{CaCO}_3/\text{mg N-NO}_3^-$, segundo Tchobanoglous *et al.* (2003), Villaverde *et al.* (1997) e EPA (1993). Contudo, o valor de 8,23 g $\text{CaCO}_3/\text{g N-NO}_3^-$ foi encontrado por Giustina (2009). Segundo (Christensen & Characklis (1990) apud Villaverde *et al.* (1997)) afirmam que o elevado consumo da alcalinidade em processos com biomassa aderida é devido à acumulação de carbonatos pouco solúveis dentro do biofilme.

Cabe salientar, segundo Biesterfeld *et al.* (2003) a taxa de nitrificação depende da concentração de carbono inorgânico (isto é, alcalinidade bicarbonato) sugerindo que o mínimo requerimento de alcalinidade é função da necessidade de carbono para

síntese celular e não necessariamente refere-se a requerimentos de neutralização de acidez gerados pelo processo de nitrificação.

Fontana (2007), relacionando o consumo de alcalinidade pela oxidação de nitrogênio amoniacal, encontrou valores entre 2,7 a 3,0 mg CaCO_3 / mg N-NH_3^- . Durante F5 e F6 esta relação foi respectivamente, 3,2 e 4,0 mg CaCO_3 / mg N-NH_3^- .

Na Figura 5,49 estão apresentadas as taxas de nitrificação (TN) durante F5 e F6, operando sem e com recirculação do efluente nitrificado no BAS para o FA. Verifica-se que houve um efeito positivo da recirculação sobre as taxas de nitrificação obtidas, mesmo ocorrendo completa inibição da nitrificação durante F6.

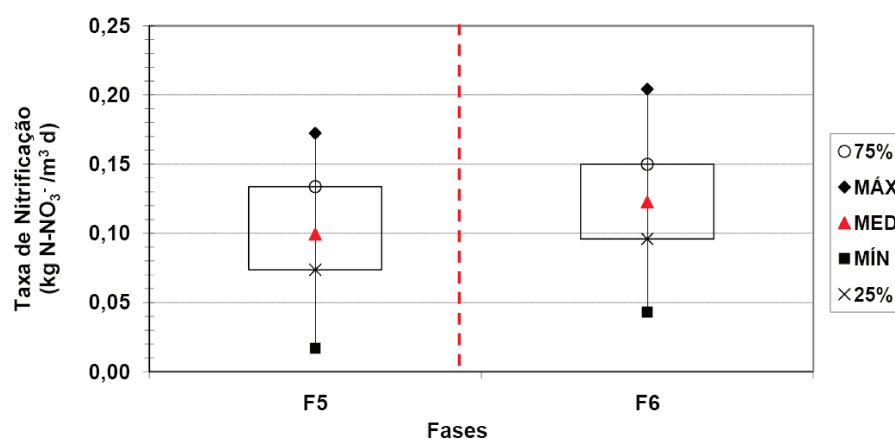


Figura 5-49 Taxas de nitrificação - Etapa 3

Na Tabela 5.4, estão apresentadas as taxas de carregamento e a eficiência de remoção de nitrogênio obtidas em trabalhos sobre o tema.

Tabela 5-4 Comparação entre taxa de carregamento de nitrogênio amoniacal (TCN) e taxa de nitrificação (TN) aplicada e a conversão de nitrogênio

Recirc.	TCN-NH ₃ (kg N-NH ₃ m ⁻³ d ⁻¹)	TN-NO ₃ ⁻ (kg N-NO ₃ ⁻ m ⁻³ d ⁻¹)	TDH (h)	Remoção (%) N-NH ₃	C/N	TCO (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	Ref.
N	0,1	0,08 ± 0,01	12	59,8	6,8	0,9	1
S	0,11	0,10 ± 0,01	12	90,6	6,54	0,7	
N	0,34 ± 0,05	0,06 ± 0,02	4,2	27 ± 14	5,02 ± 1,24	1,7 ± 0,48	2
N	0,39 ± 0,10	0,14 ± 0,06	5,0	49 ± 19	3,9 ± 1,5	1,45 ± 0,54	
N	0,22 ± 0,02	0,10 ± 0,05	6,5	54 ± 20	4,0 ± 1,5	0,91 ± 0,31	3
S	0,34 ± 0,05	0,17 ± 0,02	4,4	61 ± 20	3,4 ± 0,6	0,81 ± 0,16	

1 – Giustina (2009); 2 – Domingues (2005); 3 – Objeto do estudo.

Com relação à razão C/N verifica-se na Tabela 5.4, que houve uma melhora no valor médio de F5 para F6, provavelmente resultado da recirculação, mesmo com a redução do TDH de 6,5 para 4,4 horas. Domingues (2005), não realizou a recirculação do efluente, porém verificou em seu trabalho a melhora da relação C/N quando aumentou o TDH de 4,2 para 5,0 h. Porém desta forma reduz-se o volume de esgoto tratado para otimizar a nitrificação, enquanto utilizando-se a recirculação pode se aplicar o mesmo volume obtendo-se a otimização da nitrificação.

Tchobanoglous *et al.* (2003) expressou a relação C/N em função da DBO. Segundo o autor, em reatores onde se deseja oxidação da matéria carbonácea e nitrificação a relação C/N deve ser maior que 5 e, em reatores onde se visa somente a nitrificação, esta relação deve ser menor que 3.

Neste trabalho o valor da relação C/N em função da DBO e NTK durante F5 e F6 foram, respectivamente $1,2 \pm 0,3$ e $1,0 \pm 0,1$.

Segundo Van Loosdrecht *et al* (2000), a relação C/N, expressa em DQO, deve se manter em torno de 1,0 garantindo assim a máxima atividade das bactérias nitrificantes em reatores com biofilme; para uma C/N maior que 5 a atividade cessaria. A existência de sobreposição no biofilme formado das bactérias heterotróficas sobre os organismos autotróficas dificulta a nitrificação interferindo na transferência de oxigênio e substrato para as camadas mais profundas.

Teoricamente, ao se reduzir a relação C/N as camadas mais externas são eliminadas e a nitrificação retorna aos níveis anteriores. Domingues (2005) em experimento realizado com um sistema de FA-BAS verificou que a nitrificação era favorecida sempre que a relação C/N alcançou valores inferiores a 3, obtendo-se nesta situação os melhores desempenhos em termos de nitrificação.

Giustina (2009) afirma haver independência entre o comportamento da remoção de N-NH_3 e a relação C/N, pois não observou boas correlações entre as variáveis tanto para os BAS quanto para os CBR (Contactor Biológico Rotatório) em seu estudo e aponta o regime hidráulico como fator preponderante na nitrificação para o efluente avaliado, relevando a relação C/N a um fator secundário.

A determinação da relação C/N neste trabalho foi baseada na DQO. O objetivo foi facilitar o monitoramento e a operação do sistema e os valores estão apresentados

na Figura 5.50.

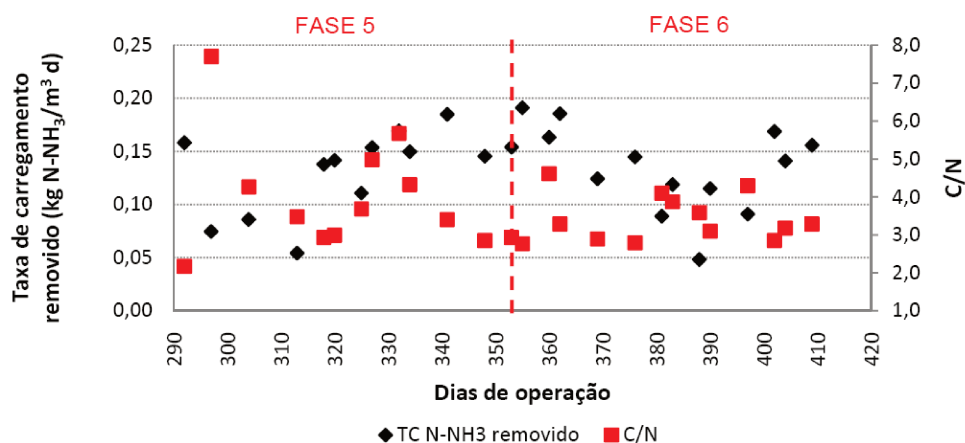


Figura 5-50 TCN amoniacal removido em função da relação C/N - Etapa 3

Durante a fase F6 do experimento, visou-se a desnitrificação aplicando a recirculação do efluente nitrificado do BAS para o FA, utilizando-se os ácidos orgânicos deste reator como fonte de carbono.

Na Figura 5.51 estão apresentadas as taxas de carregamento de nitrato aplicado e removido no FA durante F6.

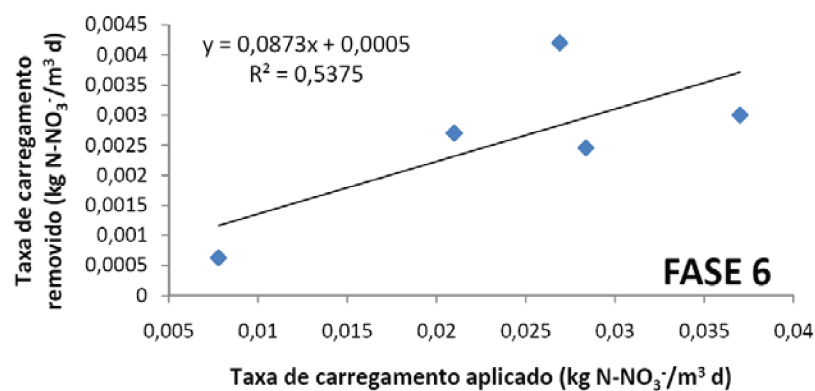


Figura 5-51 Taxa de carregamento de nitrato aplicada e removida no FA

Na Tabela 5.5, estão apresentadas as taxas de carregamento de nitrogênio na forma amoniacal e de nitrato no FA, eficiências de remoção, bem como a relação C/NO_x (mg de DQO/mg N-(NO₂⁻+NO₃⁻) em função da razão de recirculação (q/Q).

Tabela 5-5 Taxas de carregamento de nitrogênio no FA

TCN-NH ₃ aplicado	TCN-NH ₃ removido	E (%) ^(*)	TCN-NO ₃ ⁻ aplicado	TCN-NO ₃ ⁻ removido	E (%) ^(**)	C/NO _x		q/Q
						DBO	DQO	
0,15 ± 0,02	0,01 ± 0,01	6 ± 4	0,024 ± 0,011	0,003 ± 0,001	89 ± 3	27 ± 6	47 ± 14	0,5

(*) eficiência de desnitrificação

(**) eficiência de redução da concentração de nitrato no FA

Considerando o ambiente no FA, a razão entre a carga de carbono e a carga de nitrogênio representado pela soma entre as espécies oxidadas (NO₂⁻ + NO₃⁻) aplicada determina a competição entre metanogenese e desnitrificação. Desta forma Del Pozo & Diez (2003) afirmam que na competição entre os dois processos em ambiente anóxico, a desnitrificação é o principal caminho quando os valores de C/N-NO_x são menores que 10 mg de DQO/mg N-(NO₂⁻+NO₃⁻), com relação DBO/DQO igual a 0,27 e razões de recirculação variando entre 1 a 6.

Neste estudo a relação DQO/N-NO_x foi de 47 ± 14, e a DBO/N-NO_x foi 27 ± 6, com relação DBO/DQO igual a 0,54 ± 0,04. Esta ultima relação é importante por indicar, quando há recirculação, o teor de DQO inerte presente, pois o processo de desnitrificação é limitado pela quantidade de carbono biodegradável disponível.

Para o reator anaeróbio, segundo estudo de Del Pozo & Diez (2003), verificou-se a relação entre o carregamento de carbono orgânico local e o carregamento de nitrogênio oxidado recirculado C/N-NO_x. O valor da relação variou entre 3,5 a 5, indicando ser mais favorável para remoção de matéria orgânica por desnitrificação e metanogênese. Os autores relatam que valores inferiores a 3,0 limitam seriamente a metanogênese e a desnitrificação devido a pouca disponibilidade de carbono biodegradável.

Bode *et al.* (1987) apud Souza & Foresti (1999) operaram reatores de mistura completa e observaram que a unidade de DQO removida por unidade de N-NO_x removida cresceu diretamente com a relação DQO/N-NO_x, utilizando melaço como fonte de carbono e concluíram que, experimentalmente, a maior taxa de remoção

de nitrogênio oxidado ocorre quando a relação é maior ou igual a 5. Adverte-se que apenas a fração dissolvida da DBO é disponível para os organismos desnitrificantes, desta forma não se deve generalizar conclusões de relação ideal ($DBO/N-NO_x$) enfatizam ainda, que a fração é independente do tempo de detenção hidráulico.

Na Tabela 5.6, estão apresentados os valores das concentrações afluentes e efluentes de nitrato, as respectivas eficiências de remoção e as razões de recirculação utilizadas.

Tabela 5-6 Comparação entre eficiências de desnitrificação

Unidades	Anaeróbio-Aeróbio com leito fixo				UASB+BAS	FA + BAS
Razão (q/Q)	0,5	1,5	0,5	3,5	3,0	0,5
[NO ₃] afluente	25 ± 6	23 ± 6	141 ± 15	119 ± 12	20,1 ± 3,3	8 ± 4
[NO ₃] efluente	5 ± 2	4 ± 1	94 ± 12	25 ± 23	0,1 ± 0,1	0,9 ± 0,4
E (%) (**)	79 ± 4 (*)	83 ± 6 (*)	33 ± 10	78 ± 20	> 90	89 ± 3
Referência	Oliveira Netto (2007)		Araújo (2006)		Giustina (2009)	Objeto do estudo

(*) 20 % é atribuído à assimilação pela biomassa

(**) eficiência de redução da concentração de nitrato

Verifica-se, portanto que a baixa razão de recirculação de 0,5 manteve a relação $C/N-NO_x$ muito elevada, e provavelmente o aumento da recirculação melhoraria a desnitrificação.

5.4 Remoção de lodo

Inicialmente não se previa a retirada de lodo das unidades, visando a sua estabilização nos reatores, porém após 94 dias de operação iniciou-se a coleta mensal de lodo do FA, BAS e Decantador para a realização de trabalho em conjunto com o Departamento de Biologia Animal do IB-UNICAMP, com o intuito de quantificar a presença de cistos de *Giardia* spp. e oocistos de *Cryptosporidium* spp. Por serem importantes patógenos de veiculação hídrica e ocasionarem diversos surtos epidêmicos, e porque o esgoto sanitário utilizado neste trabalho recebe grande contribuição do efluente do complexo hospitalar da universidade.

Foram realizadas 6 coletas durante o período compreendido entre outubro/2009 a abril/2010, respectivamente fases F2, F3 e F4.

Após a concentração dos organismos-alvo empregou-se a reação de imunofluorescência direta (Kit-Merifluor) e confirmação utilizando o corante vital DAPI (2µg/ml), conforme Greinert-Goulart *et al.*, (2010).

Na Tabela 5.7 estão apresentadas as estimativas do número de cistos L⁻¹ e oocistos L⁻¹ presentes nas amostras de lodo coletados.

Tabela 5-7 Protozoários retidos no lodo das unidades do sistema

Mês/ponto de coleta	<i>Giardia spp.</i> (cistos/L)	<i>Cryptosporidium spp.</i> (oocistos/L)
Outubro/2009		
FA	120.000	ND
BAS	20.000	ND
Decantador	ND	ND
Novembro/2009		
FA	20.000	ND
BAS	ND	20.000
Decantador	ND	ND
Janeiro/2010		
FA	40.000	40.000
BAS	20.000	ND
Decantador	ND	ND
Fevereiro/2010		
FA	60.000	ND
BAS	20.000	ND
Decantador	ND	ND
Março/2010		
FA	40.000	ND
BAS	20.000	ND
Decantador	ND	ND
Abril/2010		
FA	60.000	ND
BAS	20.000	ND
Decantador	ND	ND

Fonte: Greinert-Goulart *et. al.*.(2010).

O estudo da remoção destes parasitos patogênicos ressalta a importância de melhorias nos sistemas de tratamento de esgotos sanitários para redução do impacto dos efluentes gerados no meio ambiente e na saúde pública.

O Índice Volumétrico de Lodo (IVL) e a variação na relação SSV/SST podem ser observados na Tabela 5.8.

Tabela 5-8 Valores de IVL e relação SSV/SST do lodo das unidades

Fase	Dia	IVL			SSV (g/L)			SSV/SST		
		FA	BAS	DEC	FA	BAS	DEC	FA	BAS	DEC
F3	96	39	113	223	0,47	0,21	0,58	0,87	0,80	0,83
	132	82	125	102	0,41	0,10	0,29	0,90	0,82	0,87
F4	266	40	31	114	0,72	0,92	0,59	0,86	0,92	0,89
	296	42	39	127	0,75	0,56	1,85	0,71	0,70	0,78
F5	320	52	75	95	0,58	0,63	1,05	0,81	0,87	0,88
	346	72	73	118	0,96	1,50	2,29	0,92	0,86	0,84
F6	374	88	107	235	0,75	0,72	0,83	0,86	0,91	0,88
Média		59	81	145	0,66	0,66	1,07	0,85	0,84	0,85
DP		21	36	58	0,19	0,47	0,73	0,07	0,08	0,04

Valores de IVL entre 50-100, 100-200 e 200-300 são indicadores de boa, média e má sedimentabilidade em lodo de sistemas de lodos ativados (VON SPERLING, 1996).

Avaliando os valores médios durante o experimento o lodo do FA apresentou boa sedimentabilidade, porém apresentou uma relação SSV/SST de $0,85 \pm 0,07$ maior que o esperado para o processo anaeróbico de 0,75 indicado por Gonçalves *et al.*, (2001) e Chernicharo (2007). Porém Cruz (2009) que operou um Filtro Anaeróbico obteve resultados similares, com relação SSV/SST de 0,80 e boa sedimentabilidade lodo.

No BAS os valores de IVL indicam sedimentabilidade boa a média, com valores médios de 81 ± 36 e relação SSV/SST média de $0,84 \pm 0,08$, o que indica que não foi alcançado a bioestabilização do lodo, pois os valores da relação SSV/SST estão próximos aos indicados por Von Sperling (1996) como ideais para o processo de lodos ativados de 0,8.

Com relação aos valores de IVL do decantador foi média a má provavelmente consequência de ser lodo velho no 96º dia e resultado do arraste de biomassa no 374º dia, provocado pela forte aeração.

6 CONCLUSÕES

As conclusões obtidas durante as etapas de operação foram:

Etapa 1.

- O sistema FA-BAS apresentou maior estabilidade em relação às variáveis avaliadas durante a partida quando comparado aos resultados para o FA isoladamente. Assim, enquanto a estabilidade, equilíbrio dinâmico, do processo anaeróbio no FA ocorreu por volta do 38º dia, a avaliação global do sistema FA-BAS indicou sua estabilidade por volta do 24º dia.
- A correção do pH durante a etapa de partida foi uma medida conservadora, que provavelmente poderia ter sido descartada.
- Devido aos valores atípicos de sólidos em suspensão presentes no esgoto bruto durante a etapa de partida, iniciar a operação do sistema com inoculação mostrou-se uma boa escolha, pois sem a utilização dessa estratégia a etapa se estenderia por um período maior
- Considerando-se os padrões de lançamento em corpos d'água na esfera federal (CONAMA 357/05) e do Estado de São Paulo (Lei 997/76 – art.18), em ambos o limite de lançamento é de $60 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ para DBO, ou remoção de pelo menos 80 % para a variável. Desta forma o sistema FA-BAS atendeu plenamente o padrão após o 24º dia de operação.

Etapa 2

- Mesmo existindo concentração de OD no líquido igual a $2,0 \text{ mg L}^{-1}$, durante a fase F3, provavelmente as condições ótimas de turbulência, transferência e difusão do gás no biofilme não ocorreram; a nitrificação não se desenvolveu de modo constante,

devido a competição entre a biomassa aeróbia heterotrófica, que se mantém estável com baixos requisitos de aeração, e a biomassa nitrificante (autotrófica).

- Valores de TCO aplicada maiores que $1,00 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, inibiram a nitrificação devido à competição entre bactérias heterotróficas e autotróficas pelo oxigênio dissolvido presente.
- Com relação à conversão de matéria orgânica, considerando-se os padrões de lançamento em corpos d'água, mesmo com a diminuição do TDH durante F4, foi possível atender a legislação.
- A baixa eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal durante F3, provavelmente foi devido à assimilação de nitrogênio pela biomassa. Já a melhora que ocorreu durante F4 foi devida à maior turbulência proporcionada pela maior taxa de aplicação hidráulica, o que provocaria o cisalhamento do biofilme favorecendo o transporte de massa, e provavelmente maior assimilação, como consequência da maior produção de biomassa decorrente das maiores TCO aplicadas.

Etapa 3

- A remoção de DBO tanto no FA, como no BAS e no sistema como um todo não sofreu influência da existência ou não de recirculação do efluente. Considerando-se os padrões de lançamento em corpos d'água na esfera federal (CONAMA 357/05) e do Estado de São Paulo (Lei 997/76 – art.18). A DBO efluente durante F5 e F6, respectivamente foram 14 ± 5 e $15 \pm 11 \text{ mg de O}_2 \text{ L}^{-1}$ satisfazendo sem dúvida o limite de lançamento de $60 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ para DBO. Durante F6 o efluente do FA atenderia a legislação com DBO média de $52 \pm 4 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$,
- Durante F5 houve apenas a transformação, das espécies de nitrogênio, associada à demanda para síntese celular e/ou retenção de nitrogênio orgânico. Porém durante F6, ocorreu remoção de nitrogênio total presente na fase líquida, possivelmente associada a uma discreta atividade desnitrificante no FA, evidenciada pela diminuição

das concentrações de nitrato afluyente e efluente ao reator.

- A recirculação do efluente não interferiu na conversão de matéria orgânica, indicando que a operação do sistema de tratamento na configuração proposta está adequado a atender as expectativas sobre sua robustez e possibilidade de reduzir a concentração de carbono orgânico e compostos de nitrogênio, mas influenciou positivamente em relação a regulação da relação C/N no BAS, porém tal razão foi insuficiente para promover a regulação da relação C/N-NO_x no FA possibilitando o aumento da taxa de remoção de nitrato.
- Verificando a bibliografia conclui-se existir uma grande influência da estratificação das espécies de microrganismos envolvidos nos processos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio no BAS em função da altura do meio suporte; e que as condições físicas e de operação deste estudo não foram as mais favoráveis à nitrificação, devido às prováveis condições de mistura completa no reator em detrimento ao estabelecimento de gradientes de substrato (carbono e nitrogênio) no reator e em relação a suas taxas de carregamento aplicada bem próximas aos limites máximos recomendados.

A melhor condição operacional do sistema, para nitrificação sem recirculação foi durante F5, conseguida aplicando-se TDH de 18,6 h, com taxas de carregamento no BAS iguais a $0,91 \pm 0,31 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, $0,31 \pm 0,08 \text{ kg DBO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, $0,22 \pm 0,02 \text{ kg N-NH}_3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, relação C/N de $4,0 \pm 1,5$ e TN de $0,10 \pm 0,05 \text{ kg N-NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$; para nitrificação com recirculação foi durante F6, conseguida aplicando-se TDH de 18,6 h e razão de recirculação (q/Q) igual a 0,5, com taxas de carregamento no BAS iguais a $0,87 \pm 0,16 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, $0,29 \pm 0,02 \text{ kg DBO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, $0,34 \pm 0,05 \text{ kg N-NH}_3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, relação C/N de $3,4 \pm 0,6$ e TN de $0,17 \pm 0,02 \text{ kg N-NO}_3^- \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e relação C/N-NO_x no FA de 47 ± 14 . Apresentando eficiências na remoção de DQO, DBO, SST, NH₃ e NT de 90 ± 4 , 97 ± 3 , 92 ± 6 , 61 ± 20 e $43 \pm 10 \%$, respectivamente, com concentrações efluentes de $60 \pm 12 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$, $15 \pm 11 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$, $7 \pm 6 \text{ mg L}^{-1}$, $22 \pm 11 \text{ mg NH}_3 \text{ L}^{-1}$ e $41 \pm 7 \text{ mg N L}^{-1}$.

7 Recomendações

A partir deste trabalho, recomenda-se o seguinte para o aprimoramento de sistemas combinados anaeróbio/aeróbio:

- aumentar a escala dos reatores anaeróbio e aeróbio para estudo da distribuição dos consórcios microbianos em cada unidade, bem como o efeito hidrodinâmico sobre os processos;
- utilizar soprador de ar ou instalar filtro coalescente na linha de ar entre o compressor, para minimizar o arraste de óleo para o BAS;
- estudar o efeito de maiores razões de recirculação (q/Q) sobre a eficiência da desnitrificação;
- aumentar a altura da camada suporte do BAS, para verificar as condições de gradiente de concentrações das espécies de nitrogênio sobre inibições de oxidantes de nitrito;
- verificar efeito de maiores razões de recirculação na regulação da relação C/N sobre a bioestabilização da biomassa do BAS, tentando a operação com aeração prolongada;

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABREU, S.A. & ZAIAT, M. Desempenho de reator anaeróbio – aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental** v. 13, n.2, p. 181-188, 2008.

AISSE, M.M.; LOBATO, M.B.; BONA, A.A.; BARBOSA, L.P.; ALÉM SOBRINHO, P.A. Avaliação do sistema reator UASB e biofiltro aerado submerso para o tratamento de esgoto sanitário. *In*: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., 2001, João Pessoa. **Anais**. Rio de Janeiro: ABES, 2001. p. 8. II052.

ANDERSSON, S.; RAJARAO, G. K.; LAND, C.J.; DALHAMMAR, G. Biofilm formation and interactions of bacterial strains found in wastewater treatment systems. **FEMS Microbiology Letter** v. 283, p. 83-90, 2008.

ARAUJO Jr., M.M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. 2006. 160f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos.

AQUINO, S.F.; CHERNICHARO, C.A.L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental** v. 10, n° 2, abr-jun, p. 152-161, 2005.

BIESTERFELD, S., FARMER, G., RUSSELL, P., FIGUEROA, L., Effect of alkalinity type and concentration on nitrifying biofilm ctivity. **Water Environment Research**. v.75, n.3, p.196–204, 2003.

BROCK. T.D.; TD. MADIGAN, M.T.; MARTINKO, J.M.; PARKER, P. **Biology of microorganisms**. 7ª. ed. Englewood Clíffs: Prentice Hall, 1994. 909p.

CAMARGO, S.A.R. **Filtro anaeróbico com enchimento de bambu para tratamento de esgotos sanitários: avaliação da partida e operação**. 2000. 181f. Dissertação (Mestrado em Saneamento e Ambiente) – Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo, Universidade de Campinas, Campinas.

CHERNICARO, C.A.L. **Reatores anaeróbios**. 2ª ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 2007. 380 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, 5).

COLLIVER, B.B. & STEPHENSON, T. Production of nitrogen oxide and dinitrogen oxide by autotrophic nitrifiers. **Biotechnology Advances**. v. 18: p. 219-232, 2000.

COSTERTON, J.W., LEWANDOWSKI, Z.; CALDWELL, D.E.; KORBER, D.R.; LAPPIN-SCOTT, H.M. Microbial biofilms. **Annual Reviews in Microbiology**, v. 49, p. 711-745, 1995.

CRUZ, L.M.O. **Tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbio preenchido por casca de coco verde (cocos nucifera) combinado com filtro de areia**. 2009. 160f. Dissertação (Mestrado em Saneamento e Ambiente) – Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo, Universidade de Campinas, Campinas.

DEL POZO, R.; DIEZ, V. Organic matter removal in combined anaerobic-aerobic fixed-film bioreactors. **Water Research**, v. 37, p. 3561-3568, 2003.

DEL POZO, R.; DIEZ, V. Integrated anaerobic-aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment. **Water Research**, v. 39, p. 1114-1122, 2005.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct titration. **J. Water Pollution Control Federation**. v. 33, n. 4, p. 357-365, 1961.

DOMINGUES, L.M. **Sistema combinado filtro-anaeróbio-biofiltro aerado submerso: avaliação da partida e da nitrificação do esgoto sanitário**. 2005. 166f. Dissertação (Mestrado em Saneamento e Ambiente) – Faculdade de Engenharia Civil, Urbanismo e Arquitetura, Universidade de Campinas, Campinas.

ELEENTER, D.; MILFERSTEDT, K.; ZHANG, W.; HAUSNER, M.; MORGENROTH, E. Influence of detachment on substrate removal and microbial ecology in a heterotrophic/autotrophic biofilm. **Water Research**. v. 41, p. 4657-4671, 2007.

ESCUDIÉ, R.; CONTE, T.; STEYER, J.P.; DELGENÈS, J.P. Hydrodynamic and biokinetic models of an anaerobic fixed-bed reactor. **Process Biochemistry**. v. 40, p. 2311-2323, 2005.

FDZ-POLANCO, F.; VILLAVERDE, S.; GARCIA, A. Nitrite accumulation in submerged biofilters – combined effects. **Water Science and Technology**, v.34, n° 3-4, p. 371-378, 1996.

FENG, Q.; YU, A.; CHU, L.; XING, X.H. Performance study of the reduction of excess sludge and simultaneous removal of organic carbon and nitrogen by a combination of fluidized- and fixed-bed bioreactors with different structured macroporous carriers. **Biochemical Engineering Journal**. v. 39, p. 344-352, 2008.

FONTANA, H. **Pós-tratamento de esgoto sanitário com biofiltro aerado submerso preenchido com carvão granular: desempenho técnico e estudo de viabilidade econômica**. 2007. 151f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

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. 144f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos.

GIUSTINA, S.V.D. **Remoção biológica de nitrogênio utilizando biofiltro aerado submerso multi-estágio**. 2009, 161f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre.

GONÇALVES, R.F.; ARAÚJO, V.L.; CHERNICARO, C.A.L. Association of a UASB reactor and a submerged aerated biofilter for domestic sewage treatment. **Water Science and Technology** v. 38, n. 8-9, p. 189-195, 1998.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICARO, C.A.L.; ANDRADE NETO, C.O.; ALÉM SOBRINHO, P.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M.; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. in: CHERNICARO, C.A.L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001. Cap.4. p. 171-271.

GREINERT-GOULART, J. A.; FOCO, M. L. R.; NOUR, E. A. A.; LEAL, D. A. G.; FRANCO, R. M. B.; BARRETTO, A. S., Avaliação da ocorrência e remoção de cistos de *Giardia spp* e oocistos de *Cryptosporidium spp* em diferentes etapas de um sistema de tratamento de esgoto sanitário com contribuição de efluente hospitalar. In: **XI Congresso Brasileiro de Ecotoxicologia-ECOTOX, 2010**, Bombinhas. XI Congresso Brasileiro de Ecotoxicologia-ECOTOX, 2010. v. 1. p. 1-1.

HAGOPIAN, D.S. & RILEY, J.G. A closer look at the bacteriology of nitrification. **Aquacultural Engineering**. v. 18: p. 223-244, 1998.

HORN, H. & HEMPEL, D.C. Growth and decay in an auto-/heterotrophic biofilm. **Water Research**. v. 31, n. 9, p. 2243-2252, 1997.

JEONG, J.; HIDAKA T.; TSUNO, H.; ODA, T. Development of biological filter as tertiary treatment for effective nitrogen removal: Biological filter for tertiary treatment. **Water Research**, v.40, p.1127 – 1136, 2006.

JORDAO, E. P.; PESSOA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 4. ed. Belo Horizonte: Segrac Editora, 2005. v. 1. 906 p

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

LACALLE, M.L.; VILLAVERDE, S.; FDZ-POLANCO, F.; GARCÍA-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** v. 44, n. 4, p. 255-262, 2001.

LAZAROVA, V. & MANEM, J. Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. **Water Science and Technology** v. 29, n. 10-11, p. 319-327, 1994.

LEENEN, E.J.T.M.; van BOXTEL, A.M.G.A.; ENGLUND, G.; TRAMPER, J.; WIJFFELS, R.H. Reduced temperature sensitivity of immobilized *Nitrobacter agilis* cells caused by diffusion limitation. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 20: p. 573-580, 1997.

LEWANDOWSKI, Z.; BEYENAL, H.; STOOKEY, D. Reproducibility of biofilm processes and the meaning of steady state in biofilm reactors. **Water Science and Technology**. v. 49, n. 11-12, p 359-364, 2004.

LOW, E.W. & CHASE, H.A. Reducing production of excess biomass during wastewater treatment. **Water Research**. V. 33, n. 5, p. 1119-1132, 1999.

MELO, L.F. Biofilm physical structure, internal diffusivity and tortuosity. **Water Science and Technology**. v. 52, n.7, p. 77-84, 2005.

MOTA, S; VON SPERLING, M, **Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção**. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 2009 v. 1, 430 p.

NOGUEIRA, R.; MELO, L.F.; PURKHOLD, U.; WUERTZ, S.; WAGNER, M. Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactors: effects of hydraulic retention time and the presence of organic carbon. **Water Research**. v. 36, p. 469-481, 2002.

OLIVEIRA NETO, A.P. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário**. 2007. 207f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

ONO, A.F. **Desenvolvimento e comparação de estratégias de operação de reatores aeróbio/anóxico operados em batelada sequencial para remoção de nitrogênio de água residuária de indústria química**. 2007. 113f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

POLLICE, A.; TANDOI, V.; LESTINGI, C. Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate. **Water Research**. v. 36, p. 2541-2546, 2002.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C., CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **J. Water Pollution Control Federation**., v. 58, n. 5, p. 406-411, 1986

RÔLO, M.C. **Pós-tratamento de reator UASB utilizando filtro biológico aerado submerso**. São Paulo, 2003. 200p. Dissertação de Mestrado – Escola Politécnica – Universidade de São Paulo, São Paulo.

ROTHER, E.; CORNEL, P.; ANTE, A.; KLEINERT, P.; BRAMBACH, R. Comparison of combined and separated biological aerated filter (BAF) performance for predenitrification/nitrification of municipal wastewater. **Water Science and Technology**, v.46, p. 149-158, 2002.

SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, 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**. v. 27, p. 481-492, 2003.

SOUZA, J.T. de; FORESTI, E. Utilização de lodo anaeróbio como fonte externa de carbono no processo de desnitrificação de águas residuárias. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**. v. 3, n. 1, p. 69-73, 1999.

STEWART, P.S. Diffusion in biofilms. **Journal of Bacteriology**. v. 185, n. 5, p. 1485-1491, 2003.

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

TCHOBANOGLOUS, G., F. L. BURTON, AND H.D. STENSEL; **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse** / Metcalf & Eddy Inc. New York, NY: McGraw-Hill, 2003, 1819p.

TONETTI, A. L; **Tratamento de esgotos pelo sistema combinado filtro anaeróbio e filtros de areia**. 2008. Campinas, 204 p. Tese (Doutorado em Engenharia Civil). - Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

VAN HAANDEL, A.C. & LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande, 1994. 240p.

USEPA Office of Research and Development, Office of Water. **Nitrogen Control Manual EPA/625/R-93/010**. Washington DC, USA: United States Environmental Protection Agency; 1993.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; VAN BENTHUM, W.A.J.; HEIJNEN, J.J. Integration of nitrification and denitrification in biofilm airlift suspension reactors. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4-5, p. 97-103, 2000.

VERMA, M.; BRAR, S.K.; BLAIS, J.F.; TYAGI, R.D.; SURAMPALLI, R.Y. Aerobic biofiltration processes – advances in wastewater treatment. **Journal of Hazardous, Toxic and Radioactive Waste**. v. 10, n. 4, p. 264-276, 2006.

VILLAYERDE, S.; GARCÍA-ENCINA, P.A.; FDZ-POLANCO, F. Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. **Water Research**. v. 31, n. 5, p. 1180-1186, 1997.

VILLAYERDE, S., FDZ-POLANCO, F.; LACALLE, M.L.; GARCÍA, P.A. Influence of the suspended and attached biomass on the nitrification in a two submerged biofilters in series system, **Water Science and Technology**. v. 41, n. 4-5, p.169-176, 2000.

VON SPERLING, M. **Princípio básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte:Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1996. v. 2, 211p.

WIJEYEKOON, S.; MINO, T.; SATOH, H.; MATSUO, T. Effects of substrate loading rate on biofilm structure. **Water Research**. v. 38, p. 2479-2488, 2004.

YOU, J.; DAS, A.; DOLAN, E.M.; HU, Z. Ammonia-oxidizing archaea involved in nitrogen removal. **Water Research**. v. 43, p. 1801-1809, 2009.

ANEXO A – Resultados das Análises físicas e químicas

Quadro 1 Valores de Temperatura e Oxigênio Dissolvido																													
Dia	F1				Dia	F2				Dia	F3				Dia	F4				Dia	F5				Dia	F6			
	EB	FA	BAS	OD (mg/L)		EB	FA	BAS	OD (mg/L)		EB	FA	BAS	OD (mg/L)		EB	FA	BAS	OD (mg/L)		EB	FA	BAS	OD (mg/L)		EB	FA	BAS	OD (mg/L)
5	21	21	21	2,3	38	19,5	19,5	19	2,6	80	24	24	24,5	1,6	208	27	27	27	1	292	26	26	26	5,5	353	21	21	20	
10	21	21	21	2,4	45	25	25	25	2,6	87	23,5	24	24	2,4	222	28	28	28	3,3	297	22	22	22	4,4	355	21	21	21	6
13	22	22	22	1,9	52	19,5	19,5	19,5	2,6	94	24,5	24,5	24,5	2,7	229	24	24	24	2,5	304	21	21	21	5,3	360	23	22	22	6
17	23	23	23	2,4	59	24	24	24,5	2,7	101	24	24	24	1,9	236	24	24	24	0	313	23	23	23	4,5	362	21	21	21	6,1
24	23	23	23	2,5	66	23,5	23,5	23,5	3,2	108	25	25	25	2,2	243	25	25	25	0	318	20	20	20	6,5	369	23	22	22	6
31	21	21	21	2,3	73	25	25	25	2,7	115	25	25	25	2,1	250	27	27	27	2,5	320	21	21	19	7	376	22	21	21	6
										122	27	27	27	1,6	257	26	26	26	2	325	20	19	18	5	381	23	24	22	5,8
										129	26	26	26	2,5	264	22	22	22	1,5	327	21	20	18,5	6	383	21	21	20	5,5
										136	25	25	25	2,2	271	23	23	23	1,7	332	20	20	19	7	388	20	20	20	5,4
										143	25	25	25	1,6	278	26	26	26	2,4	334	19	19	18	7	390	20	20	20	6
										150	25	25	25	2	285	25	26	24		341	21	21	20	6,2	397	20	19	18	6
										157	26	26	26	2,2						348	21	21	20	6	402	21	21	21	7
										180	26	26	26	2											404	23	22	21	7
										194	25	25	25	2,1											409	25	25	23	5,9
										201	27	27	27	2,1															6,7
MÉDIA	22	22	22	2,3		23	23	23	2,7		25	25	25	2,1		25	25	25	1,7		21	21	20	5,9		22	21	21	6,1
DP	1	1	1	0,2		3	3	3	0,2		1	1	1	0,3		2	2	2	1,1		2	2	2	0,9		1	2	1	0,5
MÍN	21	21	21	1,9		20	20	19	2,6		24	24	24	1,6		22	22	22	0,0		19	19	18	4,4		20	19	18	5,4
MÁX	23	23	23	2,5		25	25	25	3,2		27	27	27	2,7		28	28	28	3,3		26	26	26	7,0		25	25	23	7,0
N	6	6	6	6		6	6	6	6,0		15	15	15	15,0		11	11	11	10,0		12	12	12	12,0		14	14	14	14,0

	Quadro 2 Valores de pH																							
	Dia	F1			Dia	F2			Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6		
		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS
	5	6,5	6,2	7,4	38	7,2	6,9	7,8	80	6,4	6,9	7,7	208	7,0	7,1	7,7	292	6,6	7,1	7,3	353	7,1	7,2	6,7
	10	6,7	6,2	7,5	45	7,0	6,7	7,7	87	7,1	7,3	7,8	222	7,2	7,2	7,7	297	5,5	6,7	7,4	355	6,3	7,0	7,1
	13	7,1	6,6	7,6	52	6,8	6,9	7,7	94	5,7	6,8	7,6	229	5,9	6,5	7,7	304	6,7	7,0	7,5	360	6,4	7,0	6,7
	17	7,0	6,5	7,4	59	6,3	6,8	7,6	101	6,4	6,9	7,8	236	6,3	7,0	7,9	313	7,1	7,2	7,9	362	6,7	7,3	6,8
	24	7,2	7,0	7,8	66	6,4	6,8	7,8	108	5,6	7,0	7,8	243	6,2	6,8	7,1	318	7,0	7,2	7,0	369	7,1	7,2	7,3
	31	7,1	6,8	7,6	73	7,0	7,0	7,6	115	7,1	7,4	7,8	250	5,9	6,7	7,9	320	7,0	7,1	7,3	376	6,9	7,2	7,5
									122	5,8	6,8	7,5	257	7,2	7,1	7,5	325	7,0	7,1	7,5	381	7,0	7,3	8,0
									129	6,7	7,2	8,0	264	6,6	7,0	7,7	327	6,7	7,1	7,5	383	6,6	7,1	7,8
									136	6,6	7,1	7,8	271	7,2	7,2	7,8	332	6,3	7,0	7,1	388	6,2	7,0	7,8
									143	5,5	7,0	8,0	278	5,9	6,9	7,9	334	6,3	6,9	7,2	390	6,5	7,1	7,7
									150	6,3	6,9	7,7	285	6,7	7,2	7,8	341	7,0	7,3	7,2	397	7,0	7,3	7,7
									157	6,4	7,1	7,6					348	7,2	7,3	7,0	402	7,0	7,4	7,4
									180	6,0	6,9	7,5									404	6,7	7,2	7,2
									194	6,3	7,0	7,7									409	7,4	7,4	6,2
									201	6,8	7,0	7,9												
Média		6,9	6,5	7,6		6,8	6,8	7,7		6,3	7,0	7,7		6,6	7,0	7,7		6,7	7,1	7,3		6,8	7,2	7,3
DP		0,3	0,3	0,2		0,4	0,1	0,1		0,5	0,2	0,2		0,6	0,2	0,2		0,5	0,2	0,3		0,3	0,1	0,5
MÍN		6,5	6,2	7,4		6,3	6,7	7,6		5,5	6,8	7,5		5,9	6,5	7,1		5,5	6,7	7,0		6,2	7,0	6,2
MAX		7,2	7,0	7,8		7,2	7,0	7,8		7,1	7,4	8,0		7,2	7,2	7,9		7,2	7,3	7,9		7,4	7,4	8,0
N		6	6	6		6	6	6		15	15	15		11	11	11		12	12	12		14	14	14

Quadro 3 Valores da concentração de Alcalinidade Parcial (AP)																								
Dia	F1			Dia	F2			Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6			
	EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS	
5	105	60	222	38	146	182	282	80	80	258	253	208	84	183	198	292	68	209	52	353	149	166	17	
10	106	44	226	45	154	254	324	87	142	267	142	222	144	222	156	297	0	163	136	355	60	199	44	
13	134	116	252	52	157	244	328	94	0	231	189	229	11	88	178	304	70	191	125	360	48	144	12	
17	184	128	202	59	38	182	246	101	61	245	195	236	29	182	173	313	108	220	207	362	89	161	17	
24	274	258	360	66	76	216	250	108	0	203	221	243	22	139	167	318	114	187	29	369	106	190	55	
31	115	146	86	73	107	202	183	115	162	266	206	250	9	132	194	320	103	216	44	376	101	199	72	
								122	10	170	176	257	125	229	134	325	88	209	92	381	199	312	276	
								129	101	209	186	264	68	165	185	327	84	211	73	383	82	235	197	
								136	67	206	199	271	101	204	196	332	49	170	27	388	50	202	204	
								143	0	175	175	278	11	178	180	334	41	181	32	390	67	187	113	
								150	40	187	173	285	75	189	163	341	125	230	34	397	65	156	100	
								157	79	197	166					348	95	206	36	402	98	202	53	
								180	12	172	178									404	65	168	37	
								194	44	175	182									409	146	161	0	
								201	55	196	184													
MÉDIA		153	125	225		113	213	269		57	210	188		62	174	175		79	199	74		95	191	85
DP		66	76	88		48	31	55		51	35	26		49	41	19		36	21	56		44	42	84
MÍN		105	44	86		38	182	183		0	170	142		9	88	134		0	163	27		48	144	0
MÁX		274	258	360		157	254	328		162	267	253		144	229	198		125	230	207		199	312	276
N		6	6	6		6	6	6		15	15	15		11	11	11		12	12	12		14	14	14

Quadro 4 Valores da concentração de Alcalinidade Total (AT)																								
Dia	F1			Dia	F2			Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6			
	EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS	
5	251	304	353	38	346	386	404	80	288	368	334	208	169	242	251	292	224	295	75	353	242	226	26	
10	270	260	300	45	320	396	404	87	253	343	175	222	282	327	216	297	191	284	200	355	248	274	47	
13	317	322	332	52	348	402	434	94	237	347	271	229	209	273	264	304	233	297	185	360	218	209	20	
17	380	358	378	59	230	318	328	101	237	321	239	236	187	279	234	313	251	317	264	362	259	235	24	
24	418	442	362	66	250	334	316	108	216	302	276	243	172	235	261	318	222	244	44	369	247	258	73	
31	308	345	478	73	234	292	248	115	276	332	271	250	189	266	255	320	242	308	63	376	278	268	94	
								122	170	252	235	257	249	353	198	325	222	282	132	381	406	418	343	
								129	230	258	206	264	187	251	238	327	262	319	95	383	252	336	250	
								136	218	292	246	271	249	299	253	332	232	289	38	388	235	286	259	
								143	166	258	228	278	211	277	240	334	216	275	42	390	242	254	139	
								150	194	276	220	285	227	286	213	341	269	326	46	397	190	216	125	
								157	223	271	226					348	191	286	48	402	269	259	70	
								180	169	251	235									404	209	224	50	
								194	223	258	254									409	262	204	7	
								201	178	260	235													
MÉDIA		324	339	367		288	355	356		219	293	244		212	281	238		230	293	103		254	262	109
DP		64	61	61		56	46	70		38	40	36		36	35	21		24	23	76		50	57	104
MÍN		251	260	300		230	292	248		166	251	175		169	235	198		191	244	38		190	204	7
MÁX		418	442	478		348	402	434		288	368	334		282	353	264		269	326	264		406	418	343
N		6	6	6		6	6	6		15	15	15		11	11	11		12	12	12		14	14	14

Quadro 5 Valores da concentração de Ácidos Orgânicos Voláteis

Dia	F1			Dia	F2			Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6		
	EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS
5	240	378	206	38	324	298	149	80	306	91	43	208	120	59	32	292	276	55	35	353	110	49	23
10	240	335	83	45	198	148	142	87	208	82	62	222	180	56	32	297	356	100	42	355	275	54	26
13	294	295	42	52	246	187	115	94	382	121	24	229	375	285	86	304	264	50	43	360	228	78	22
17	266	340	211	59	311	119	100	101	250	49	31	236	269	71	48	313	232	100	49	362	240	88	25
24	295	371	252	66	266	78	139	108	355	66	39	243	235	65	71	318	142	25	19	369	214	53	32
31	148	211	179	73	203	62	42	115	156	48	31	250	296	163	56	320	192	71	28	376	271	31	30
								122	274	79	42	257	134	48	32	325	204	58	29	381	276	115	35
								129	189	44	34	264	186	53	30	327	270	137	31	383	252	79	35
								136	207	42	19	271	240	163	66	332	264	118	23	388	288	65	34
								143	299	44	22	278	352	118	58	334	258	94	25	390	288	78	31
								150	213	33	23	285	224	59	28	341	193	131	26	397	214	70	44
								157	200	66	33					348	134	56	32	402	294	83	46
								180	274	80	41									404	270	71	44
								194	257	44	25									409	164	42	26
								201	181	46	30												
MÉDIA	247	322	162		258	149	114		250	62	33		237	104	49		232	83	32		242	68	32
DP	55	62	82		53	86	40		65	24	11		82	74	20		63	35	9		53	21	8
MÍN	148	211	42		198	62	42		156	33	19		120	48	28		134	25	19		110	31	22
MÁX	295	378	252		324	298	149		382	121	62		375	285	86		356	137	49		294	115	46
N	6	6	6		6	6	6		15	15	15		11	11	11		12	12	12		14	14	14

Quadro 6 Valores da concentração de matéria orgânica expressa em Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Dia	F1			Dia	F2			Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6		
	EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS
5	1060	800	543	38	690	645	298	80	1675	253	45	208	425	108	90	292	900	140	73	353	373	130	68
10	1000	875	435	45	740	525	275	87	660	100	58	222	423	170	70	297	880	418	55	355	675	145	60
13	835	735	315	52	675	415	163	94	940	255	55	229	735	250	98	304	960	258	63	360	650	155	58
17	1045	995	548	59	810	365	123	101	1030	215	73	236	700	230	93	313	725	240	63	362	643	150	88
24	540	405	275	66	765	305	140	108	830	228	45	243	945	168	90	318	1135	150	68	369	635	140	63
31	735	630	420	73	750	215	60	115	510	110	45	250	1230	360	55	320	770	195	60	376	708	150	63
								122	880	180	43	257	440	143	40	325	690	223	58	381	755	218	50
								129	398	170	58	264	615	158	33	327	770	338	58	383	795	190	65
								136	700	153	43	271	1140	245	70	332	755	348	50	388	638	200	45
								143	620	158	50	278	743	260	50	334	640	255	45	390	725	150	50
								150	605	135	50	285	450	293	88	341	773	240	65	397	680	178	63
								157	663	145	43					348	388	173	65	402	855	140	60
								180	638	133	40									404	585	133	40
								194	750	125	40									409	463	123	75
								201	880	138	35												
MÉDIA	869	740	423		738	412	176		785	166	48		713	217	70		782	248	60		656	157	60
DP	206	206	113		50	155	92		298	50	9		287	75	23		183	84	8		124	28	12
MÍN	540	405	275		675	215	60		398	100	35		423	108	33		388	140	45		373	123	40
MÁX	1060	995	548		810	645	298		1675	255	73		1230	360	98		1135	418	73		855	218	88
N	6	6	6		6	6	6		15	15	15		11	11	11		12	12	12		14	14	14

Quadro 7 Valores da concentração de matéria orgânica expressa em Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)

Dia	F1			Dia	F2			Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6		
	EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS
24	275	225	33	52	327	170	18	80	984	88	6	208	315	69	53	292	588	59	21	355	370	48	26
				66	271	55	5	101	510	52	4	222	228	48	14	313	328	88	17	362	357	51	21
								115	232	31	5	250	799	195	19	320	374	74	11	383	489	58	6
								129	147	40	3	257	179	63	10	327	362	119	11	404	365	52	5
								150	445	51	5	264	345	68	6	334	326	87	9				
												271	512	77	12								
												278	540	178	13								
												285	368	106	10								
MÉDIA					299	113	12		464	52	5		411	101	17		396	85	14		395	52	15
DP					40	81	9		327	22	1		200	56	15		110	22	5		63	4	11
MÍN					271	55	5		147	31	3		179	48	6		326	59	9		357	48	5
MÁX					327	170	18		984	88	6		799	195	53		588	119	21		489	58	26
N					2	2	2		5	5	5		8	8	8		5	5	5		4	4	4

Quadro 8 Valores da concentração de Sólidos em Suspensão Totais (SST)

	Quadro 8 Valores da concentração de Sólidos em Suspensão Totais (SST)																																												
	Dia	F1			Dia	F2			Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6																							
		EB	FA	SC		EB	FA	SC		EB	FA	SC		EB	FA	SC		EB	FA	SC		EB	FA	SC																					
	17	60	25	17	38	173	36	37	80	264	16	4	250	110	40	9	292	56	18	9	341	92	32	11																					
	24	67	45	15	45	27	95	28	94	120	30	3	257	131	24	2	313	191	33	5	355	145	37	18																					
	31				52	35	31	13	101	133	28	3	264	83	29	2	320	136	20	2	362	57	18	9																					
					59	204	45	12	108	84	30	1	278	67	34	3	327	67	73	3	369	161	21	5																					
					66																																								
																										214	38	7	115	115	17	2	285	212	63	6									
																										122	42	12	3																
																										129	400	27	1																
																										136	68	17	1																
																										143	91	29	2																
150	80	23	2																																										
MÉDIA		58	31	17		131	49	20		140	23	2		121	38	4		113	36	5		110	26	7																					
DP		10	12	2		92	26	12		110	7	1		57	15	3		63	26	3		43	8	6																					
MÍN		48	22	15		27	31	7		42	12	1		67	24	2		56	18	2		53	12	2																					
MÁX		67	45	19		214	95	37		400	30	4		212	63	9		191	73	9		161	37	18																					
N		3	3	3		5	5	5		10	10	10		5	5	5		4	4	4		8	8	8																					

Quadro 9 Valores da concentração de Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK)																
Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6			
	EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS	
101	63	79	54	208	42	54	57	292	67	71	25	353	61	48	21	
115	50	60	54	222	70	74	56	313	65	72	60	383	71	59	34	
129	51	61	48	229	70	73	55	334	65	67	22	390	70	53	30	
143	53	56	52	250	50	55	48	341	73	74	24	409	64	46	13	
150	71	68	59					348	73	67	30					
201	60	65	57													
MÉDIA		58	65	54		58	64	54		68	70	32		66	52	24
DP		8	8	4		14	11	4		4	3	16		5	6	9
MÍN		50	56	48		42	54	48		65	67	22		61	46	13
MÁX		71	79	59		70	74	57		73	74	60		71	59	34
N		6	6	6		4	4	4		5	5	5		4	4	4

Quadro 10 Valores da concentração de Nitrogênio Amoniacal (N-NH ₃)																
Dia	F3			Dia	F4			Dia	F5			Dia	F6			
	EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS		EB	FA	BAS	
80	66	75	71	208	38	49	53	292	60	64	21	353	54	44	16	
87	74	75	59	222	63	71	54	297	52	54	34	355	63	52	18	
94	71	82	66	229	67	71	52	304	56	60	37	360	47	34	4	
101	60	72	52	250	47	52	42	313	59	69	54	362	65	46	12	
108	60	71	68	257	67	74	49	318	43	51	14	369	62	48	26	
115	44	55	51	264	52	54	51	320	60	65	21	376	73	54	28	
122	57	65	54	271	57	63	67	325	57	60	30	381	54	53	37	
129	48	52	40	278	55	60	51	327	65	68	26	383	56	49	28	
136	65	67	57	285	58	68	51	332	57	61	15	388	56	56	47	
143	50	53	46					334	55	59	18	390	62	48	28	
150	65	66	54					341	65	71	20	397	47	41	25	
180	48	52	45					348	52	60	21	402	62	49	18	
194	66	67	66									404	50	42	16	
201	44	52	51									409	59	37	9	
MÉDIA		59	65	56		56	63	52		57	62	26		58	47	22
DP		10	10	9		9	9	6		6	6	11		7	6	11
MÍN		44	52	40		38	49	42		43	51	14		47	34	4
MÁX		74	82	71		67	74	67		65	71	54		73	56	47
N		14	14	14		9	9	9		12	12	12		14	14	14

Quadro 11 Valores da concentração de Nitrito (NO ₂ ⁻)											
Dia	F3		Dia	F4		Dia	F5		Dia	F6	
	FA	BAS		FA	BAS		FA	BAS		FA	BAS
80	0,00	0,06	208	0,00	0,00	304	0,01	9,99	353	0,01	3,78
87	0,00	3,82	222	0,01	6,28	313	0,01	1,48	355	0,01	0,74
94	0,00	4,02	229	0,01	1,01	318	0,01	13,50	360	0,01	0,00
101	0,01	5,77	250	0,01	0,23	320	0,01	15,53	362	0,01	0,82
108	0,01	1,09	257	0,01	3,63	325	0,01	10,14	369	0,01	0,51
115	0,00	0,96				327	0,01	14,63	376	0,01	0,04
122	0,01	3,61				332	0,01	3,98	381	0,01	0,39
129	0,04	5,36				334	0,01	3,74	383	0,01	0,29
136	0,01	0,82				341	0,01	5,38	388	0,01	0,21
143	0,03	1,52				348	0,01	0,00	390	0,01	0,35
150	0,01	1,35							397	0,01	0,13
									402	0,01	0,35
									404	0,01	0,22
									409	0,01	0,15
MÉDIA	0,01	2,58		0,01	2,23		0,01	7,84		0,01	0,57
DP	0,01	1,99		0,01	2,68		0,00	5,64		0,00	0,96
MÍN	0,00	0,06		0,00	0,00		0,01	0,00		0,01	0,00
MÁX	0,04	5,77		0,01	6,28		0,01	15,53		0,01	3,78
N	11	11		5	5		10	10		14	14

Quadro 12 Valores da concentração de Nitrato (NO ₃)											
Dia	F3		Dia	F4		Dia	F5		Dia	F6	
	FA	BAS		FA	BAS		FA	BAS		FA	BAS
80	0,0	1,3	222	0,4	9,2	304	0,1	8,4	353	1,5	26,4
87	0,0	7,5	229	0,1	0,1	313	0,1	4,6	355	1,4	27,4
94	0,0	7,0	250	0,1	0,7	318	0,1	20,0	360	0,3	26,0
101	0,2	7,4	257	0,1	3,7	320	0,1	24,6	362	0,9	21,0
108	0,2	0,1				325	0,1	33,4	369	1,0	37,0
115	0,5	1,6				327	0,1	36,3	376	1,4	26,9
122	0,8	4,7				332	0,1	26,7	381	0,5	-
129	0,1	7,3				334	0,1	46,8	383	0,4	-
136	0,9	1,0				341	0,1	42,1	388	0,4	-
143	1,4	4,1				348	0,1	0,6	390	0,2	7,8
150	0,4	0,9							397	1,9	8,6
									402	1,8	19,1
									404	1,4	15,6
									409	0,8	28,4
MÉDIA	0,4	3,9		0,1	3,4		0,1	24,4		1,0	22,2
DP	0,4	3,0		0,2	4,1		0,0	15,9		0,6	8,9
MÍN	0,0	0,1		0,1	0,1		0,1	0,6		0,2	7,8
MÁX	1,4	7,5		0,4	9,2		0,1	46,8		1,9	37,0
N	11	11		4	4		10	10		14	11