

SAMUEL ALVES BARBOSA

**Avaliação de Biofiltro Aerado Submerso no Pós-Tratamento de
Efluente de Tanque Séptico**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

CURITIBA

2006

SAMUEL ALVES BARBOSA

**Avaliação de Biofiltro Aerado Submerso no Pós-Tratamento de
Efluente de Tanque Séptico**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Antunes Nolasco.
Co-orientador: Prof. Dr. Daniel Costa dos Santos

CURITIBA

2006

Agradecimento

Agradeço...

...A Universidade Federal do Paraná, pela oportunidade de um ótimo curso de Pós-Graduação.

A Fundação Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pelo benefício da bolsa de estudos e a Fundação Nacional de Saúde (FUNASA) pelo financiamento do projeto.

Ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos (PGERHA), que colocou à disposição as instalações e os equipamentos do laboratório de Engenharia Ambiental.

Ao Professor e Marcelo Antunes Nolasco, por todo o incentivo, cobrança, dedicação e pela oportunidade de trabalharmos juntos.

Ao Professor Daniel Costa dos Santos, pela ajuda, companheirismo e a disposição em permitir participar de seus projetos com destaque ao projeto CATS – FUNASA.

Aos Professores Cristóvão e Maria Cristina, coordenador e vice-coordenadora do curso de pós-graduação, pelo apoio, paciência, compreensão e a disponibilidade em atender as demandas dos alunos do curso de pós-graduação.

Aos Professores Miguel Mansur Aisse, Ricardo Franci Gonçalves e José Alberto Domingues Rodrigues pelas orientações, discussões e sugestões que foram importantes para o desenvolvimento desse trabalho.

Aos meus colegas Carolina, Rafael, Breno, Iuri, Fabiola, Adriana, Raquel, César, Diego, Anderson, Graziela, Fábio, Nagalli, Marisa, Andressa, pela dedicação, amizade e companheirismo durante todo o mestrado. Muito obrigado a todo grupo CATs, Priscila, Eduardo, Roberta, Daniel, Gabriela, Marina e Cristiane. Ao Sergio Braga por toda a ajuda, cooperação, atenção, paciência e tempo empregado no desenvolvimento do modelo.

A todos os colegas, professores e funcionários, que de forma direta ou indireta contribuíram para a realização de mais esta etapa, contribuindo para minha formação pessoal e profissional.

A minha família, que com seu amor incondicional sempre me deu apoio, acreditando e confiando em mim, estando sempre prontos a me ajudar de todas as formas para que eu chegasse aos meus objetivos. Muito obrigado Wagner, Naira e Mariana.

A minha companheira e meu amor Tatiana, que esteve mais do que presente, dedicando tempo, paciência e amor em todo o período do mestrado.

A Deus e a Jesus Cristo que me guiaram e protegeram, pois nunca chegaria aqui sozinho.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	VI
LISTA DE QUADROS.....	VIII
LISTA DE FIGURAS	IX
LISTA DE GRÁFICOS	XI
LISTA DE SIMBOLOS.....	XVI
LISTA DE SIGLAS.....	XVII
RESUMO.....	XIX
ABSTRACT.....	XX
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVO	4
2.1 Objetivo Geral:	4
2.2 Objetivos Específicos:	4
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	5
3.1 Tratamento anaeróbio e aeróbio do esgoto sanitário	5
3.1.1 Microbiologia	6
3.1.2 Processo Anaeróbio	8
3.1.3 Tanque Séptico	12
3.1.4 Processo Aeróbio	21
3.1.5 Biofiltro Aerado Submerso.....	24
3.1.5.1 Biofilme.....	36
3.2 Tecnologia combinada de sistemas anaeróbio/aeróbio de tratamento de esgoto sanitário.....	40
3.3 Remoção de Matéria orgânica	45
3.4 Remoção de Nutrientes.....	45
3.4.1 Remoção de Nitrogênio.....	46
3.4.1.1 Amonificação.....	50
3.4.1.2 Nitrificação.....	51
3.4.1.3 Desnitrificação	54
3.4.2 Remoção de Fósforo	56
4. METODOLOGIA	59
4.1 Descrição do Sistema	59
4.2 Montagem do sistema anaeróbio/aeróbio	61
4.2.1 Unidade Anaeróbia - Tanque Séptico	61
4.2.2 Unidade Aeróbia – Biofiltro Aerado Submerso	64
4.2.2.1 Recheio do BAS	67
4.2.2.2 Aerador.....	68

4.2.3 Tanque de Equalização (TE).....	69
4.3 Esgoto sintético simulando água residuária	70
4.4 Pré - Operação.....	73
4.5 Partida das Unidades	75
4.5.1 Partida do TS	76
4.5.2 Partida do BAS.....	76
4.6 Operação do Sistema de Tratamento	77
4.7 Monitoramento do Sistema de Tratamento	79
4.7.1 Pontos de Amostragem.....	80
4.8 Cronograma da Montagem e Operação do Sistema	82
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	83
5.1 Resultados da Partida do Sistema	83
5.1.1 Partida do Tanque Séptico	83
5.1.2 Partida do Biofiltro Aerado Submerso	88
5.2 Unidade Tanque Séptico.....	92
5.2.1 Operação do reator TS com um TDH 12 horas.....	92
5.2.2 Desempenho do TS ao longo da variação dos TDH.	102
5.3 Unidade Biofiltro Aerado Submerso	116
5.3.1 1° Estágio	116
5.3.1.1 Remoção de Matéria Orgânica.....	117
5.3.1.1.1 Remoção de COT em diferentes alturas do BAS	125
5.3.1.1.2 Remoção de Sólidos	128
5.3.1.1.3 Remoção de Nitrogênio Amoniacal e Nitrogênio Orgânico	138
5.3.1.1.3.1 Relação Carbono/ Nitrogênio Amoniacal no afluente do BAS.....	142
5.3.1.1.3.2 Análise do Oxigênio Dissolvido	144
5.3.1.1.3.3 Análise do pH e Alcalinidade.....	145
5.3.1.1.3.4 Análise da Temperatura	148
5.3.1.1.4 Análise dos Resultados de Nitrito.....	149
5.3.1.1.5 Análise dos Resultados de Nitrato	152
5.3.1.1.6 Avaliação do Nitrogênio no Sistema.....	153
5.3.1.1.7 Análise da Remoção de Fósforo	156
5.3.2 2° Estágio	157
5.3.2.1 Remoção de Matéria Orgânica.....	157
5.3.2.2 Remoção de Sólidos	163
5.3.2.3 Remoção de Nitrogênio Amoniacal e Nitrogênio Orgânico	167
5.3.2.3.1 Análise da Relação Carbono/ Nitrogênio Amoniacal	168
5.3.2.3.2 Análise do Oxigênio Dissolvido	169
5.3.2.3.3 Análise do pH e Alcalinidade.....	170
5.3.2.3.4 Análise da Temperatura	170
5.3.2.4 Análise dos Resultados de Nitrito.....	170
5.3.2.5 Análise dos Resultados de Nitrato	171
5.3.2.6 Desempenho na Remoção de Fósforo.....	173
6. CONCLUSÕES	174
7. SUGESTÕES E RECOMENDAÇÕES	177
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	179

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 - CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA DE ESGOTO (C) E LODO FRESCO (Lf) POR TIPO DE PRÉDIO E DE OCUPANTE _____	15
TABELA 3.2 - TEMPO DE DETENÇÃO DOS DESPEJOS POR FAIXA DE CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA, O VOLUME DIÁRIO _____	15
TABELA 3.3 - TAXA DE ACUMULAÇÃO TOTAL DE LODO (K), EM DIAS, POR INTERVALO ENTRE LIMPEZAS E TEMPERATURA DO MÊS MAIS FRIO _____	16
TABELA 3.4 - PROFUNDIDADE ÚTIL MÍNIMA E MÁXIMA, POR FAIXA DE VOLUME ÚTIL _____	17
TABELA 4.1 - PROPRIEDADES FÍSICAS E QUÍMICAS DA ARGILA EXPANDIDA _____	67
TABELA 4.2 - DADOS DO COMPRESSOR DE AR _____	68
TABELA 4.3 - COMPOSIÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO _____	71
TABELA 4.4 - CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO SINTÉTICO BRUTO DURANTE A OPERAÇÃO DO EXPERIMENTO _____	72
TABELA 4.5 - PARÂMETROS ANALISADOS NO MONITORAMENTO _____	79
TABELA 5.1 - PARÂMETROS ANALISADOS _____	84
TABELA 5.2 - RESULTADOS DO TDH DE 8 HORAS NA UNIDADE BAS _____	89
TABELA 5.3 - RESULTADOS DA PARTIDA DO BAS E SISTEMA _____	89
TABELA 5.4 - RESULTADO DOS PARÂMETROS ANALISADOS PARA O TDH DE 12 HORAS _____	95
TABELA 5.5 - VALORES MÉDIOS DOS PARÂMETROS ANALISADOS PARA CADA TDH _____	112
TABELA 5.6 - TABELA COMPARATIVA DOS RESULTADOS DO MONITORAMENTO NO TS _____	115
TABELA 5.7 – RESULTADOS DO MONITORAMENTO DA DQO NO SISTEMA TS+BAS _____	117
TABELA 5.8 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE COT NO SISTEMA TS+BAS _____	119
TABELA 5.9 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DA DBO NO SISTEMA TS+BAS _____	122
TABELA 5.10 – RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE DQO, COT E DBO _____	124
TABELA 5.11 - ANÁLISE DE COT NAS ALTURAS DA UNIDADE BAS _____	125

TABELA 5.12 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE ST NO SISTEMA TS+BAS	129
TABELA 5.13 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE SDT NO SISTEMA TS+BAS	130
TABELA 5.14 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS SUSPENSOS NO SISTEMA TS+BAS	132
TABELA 5.15 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE SSV NO SISTEMA TS+BAS	133
TABELA 5.16 - RESULTADOS DAS ANÁLISES DE N-AMON PARA O SISTEMA TS+BAS	139
TABELA 5.17 - ANÁLISE C/N PARA O EFLUENTE DO TS.	143
TABELA 5.18 - MONITORAMENTO DE NITRITO NO SISTEMA TS+BAS	150
TABELA 5.19 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE NITRATO PARA O SISTEMA TS+BAS.	153
TABELA 5.20 - RESULTADO DO MONITORAMENTO DA DQO NO SISTEMA TS+BAS (2ºESTÁGIO)	158
TABELA 5.21 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE DBO PARA O TS+BAS(2ºESTÁGIO)	160
TABELA 5.23 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE SST E SSV NO SISTEMA TS+BAS (2ºESTÁGIO)	165
TABELA 5.24 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE ST E SDT NO SISTEMA TS+BAS (2ºESTÁGIO)	165
TABELA 5.25 - ANÁLISE DE C/N PARA O EFLUENTE DO TS (2º ESTÁGIO)	169

LISTA DE QUADROS

QUADRO 3.1 - TABELA COMPARATIVA ENTRE O COMPORTAMENTO HIDRÁULICO DE FLUXO DESCENDENTE E ASCENDENTE _____	28
QUADRO 3.2 - ALTERNATIVAS DE PÓSTRATAMENTO DE REATORES ANAERÓBIOS __	41
QUADRO 3.3 - FORMAS DO FÓSFORO NAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS _____	57

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1 - DIGESTÃO ANAERÓBIA _____	11
FIGURA 3.2 - CORTE ESQUEMÁTICO DO SISTEMA TS TIPO RETANGULAR DE CÂMARA ÚNICA _____	13
FIGURA 3.3 - DETALHES E DIMENSÕES DE UM TS DE CÂMARA ÚNICA _____	17
FIGURA 3.4 - CRESCIMENTO DO BIOFILME E SUA ACUMULAÇÃO AO LONGO DO TEMPO _____	37
FIGURA 3.5 - DESENVOLVIMENTO DO BIOFILME _____	38
FIGURA 3.6 - CURVA DE EQUILÍBRIO ENTRE ÍON AMÔNIO E AMÔNIA EM FUNÇÃO DO pH _____	47
FIGURA 3.7 - CICLO DO NITROGÊNIO NO ESGOTO SANITÁRIO _____	48
FIGURA 4.1.- FOTO DO SISTEMA TS+BAS _____	60
FIGURA 4.2 - FOTO DO SISTEMA INSTALADO. _____	60
FIGURA 4.3 - SISTEMA TS+BAS. _____	61
FIGURA 4.4 - FIGURA DO TS E SUAS COMPORTAS _____	62
FIGURA 4.5 - FOTO DA UNIDADE TS OPERANDO _____	64
FIGURA 4.6 - PROJETO DA UNIDADE TS. _____	64
FIGURA 4.7 - FOTO DA UNIDADE BAS _____	66
FIGURA 4.8 - PROJETO DA UNIDADE BAS _____	66
FIGURA 4.9 - ARGILA EXPANDIDA UTILIZADA NO RECHEIO DA UNIDADE BAS _____	67
FIGURA 4.10 - COMPRESSOR DE AR _____	69
FIGURA 4.11 - FOTO DO TANQUE DE EQUALIZAÇÃO _____	70
FIGURA 4.12 - FOTOS DO TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ESGOTO SINTÉTICO OPERANDO COM MISTURADOR LENTO _____	72
FIGURA 4.13 - ABRIGO, LOCAL DE INSTALAÇÃO DO SISTEMA _____	73
FIGURA 4.14 - ESQUEMA DA MONTAGEM EXPERIMENTAL - TA, TS, TE E BAS _____	73
FIGURA 4.15 - TS EM PRÉ-OPERAÇÃO _____	74

FIGURA 4.16 - BAS EM PRÉ-OPERAÇÃO	74
FIGURA 4.17 - TA E TE EM PRÉ-OPERAÇÃO.	75
FIGURA 4.18 - BOMBA DOSADORA, AERADOR E PÁ DO MISTURADOR LENTO	75
FIGURA 4.19 - REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO SISTEMA	77
FIGURA 4.20 - PONTOS DE AMOSTRAGEM DO SISTEMA	80
FIGURA 5.1 - FOTOS DO BAS DURANTE A OPERAÇÃO	127

LISTA DE GRÁFICOS

GRÁFICO 5.1 - MONITORAMENTO DA DQO DURANTE A MUDANÇA DO TDH _____	85
GRÁFICO 5.2 - EFICIÊNCIAS DO TS DURANTE A PARTIDA _____	85
GRÁFICO 5.3a - ALCALINIDADE PARCIAL DURANTE A PARTIDA DO TS _____	86
GRÁFICO 5.3b - ACIDEZ VOLATIL DURANTE A PARTIDA DO TS _____	86
GRÁFICO 5.4 - CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS DO TS DURANTE A PARTIDA. __	87
GRÁFICO 5.5 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS NA PARTIDA DO TS _____	87
GRÁFICO 5.6 - MONITORAMENTO DA DQO DURANTE A PARTIDA _____	90
GRÁFICO 5.7 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DQO DURANTE A PARTIDA NO TS E BAS _____	90
GRÁFICO 5.8 - MONITORAMENTO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS _____	91
GRÁFICO 5.9 - MONITORAMENTO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS _____	91
GRÁFICO 5.10 - MONITORAMENTO DA DQO PARA O TDH DE 12 HORAS _____	93
GRÁFICO 5.11 - MONITORAMENTO DO COT PARA O TDH DE 12 HORAS _____	93
GRÁFICO 5.12 - MONITORAMENTO DA DBO PARA O TDH DE 12 HORAS _____	94
GRÁFICO 5.13 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DO COT, DQO E DBO PARA O TDH DE 12HORAS _____	94
GRÁFICO 5.14 - CORRELAÇÃO ENTRE TEMPERATURA NO TS E REMOÇÃO DE COT __	96
GRÁFICO 5.15 - MONITORAMENTO DOS SÓLIDOS SUSPENSOS E TEMPERATURA NO TS (TDH 12 HORAS) _____	97
GRÁFICO 5.16 - MONITORAMENTO DOS SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS E TEMPERATURA (TDH 12 HORAS) _____	97
GRÁFICO 5.17 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS NO TS PARA TDH 12 HORAS _____	98
GRÁFICO 5.18 - MONITORAMENTO DA TURBIDEZ NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS) __	99

GRÁFICO 5.19 - CORRELAÇÃO ENTRE TURBIDEZ E A CONCENTRAÇÃO DE SS NO TS (TDH 12 HORAS) _____	100
GRÁFICO 5.20 - CORRELAÇÃO ENTRE REMOÇÃO DE SST E REMOÇÃO DE TURBIDEZ NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS) _____	100
GRÁFICO 5.21- CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE COT NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS) _____	101
GRÁFICO 5.22 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE COT NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS) _____	102
GRÁFICO 5.23 - MONITORAMENTO DE DQO NA UNIDADE TS _____	103
GRÁFICO 5.24 - MONITORAMENTO DE COT NA UNIDADE TS _____	103
GRÁFICO 5.25 - MONITORAMENTO DE DBO NA UNIDADE TS _____	104
GRÁFICO 5.26 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DQO, COT E DBO NO TS _____	105
GRÁFICO 5.27 - MONITORAMENTO DE SST NA UNIDADE TS _____	107
GRÁFICO 5.28 - MONITORAMENTO DE SSV NA UNIDADE TS _____	108
GRÁFICO 5.29 - MONITORAMENTO DE ST NA UNIDADE TS _____	109
GRÁFICO 5.30 - MONITORAMENTO DE SDT NA UNIDADE TS _____	110
GRÁFICO 5.31 - EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS NA UNIDADE TS _____	111
GRÁFICO 5.32 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE TURBIDEZ NA UNIDADE TS _____	113
GRÁFICO 5.33 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE TS _____	114
GRÁFICO 5.34 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE TS _____	114
GRÁFICO 5.35 - MONITORAMENTO DE DQO NO SISTEMA TS+BAS _____	118
GRÁFICO 5.36 - MONITORAMENTO DE COT NO SISTEMA TS+BAS _____	120
GRÁFICO 5.37 - MONITORAMENTO DE DBO NO SISTEMA TS+BAS _____	122

GRÁFICO 5.38 - MONITORAMENTO DAS EFICIÊNCIAS DE DQO, COT E DBO NO SISTEMA TS+BAS _____	123
GRÁFICO 5.39 - MONITORAMENTO DE COT NAS ALTURAS DA UNIDADE BAS _____	126
GRÁFICO 5.40 - MONITORAMENTO DE ST NO SISTEMA TS+BAS _____	128
GRÁFICO 5.41 - MONITORAMENTO DE SDT NO SISTEMA TS+BAS _____	130
GRÁFICO 5.42 - MONITORAMENTO DE SS NO SISTEMA TS+BAS _____	131
GRÁFICO 5.43 - MONITORAMENTO DE SSV NO SISTEMA TS+BAS _____	132
GRÁFICO 5.44 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE BAS _____	135
GRÁFICO 5.45 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE BAS _____	135
GRÁFICO 5.46 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO NA UNIDADE BAS _____	136
GRÁFICO 5.47 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO NA UNIDADE BAS _____	136
GRÁFICO 5.48 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DBO NA UNIDADE BAS _____	137
GRÁFICO 5.49 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DBO NA UNIDADE BAS _____	137
GRÁFICO 5.50 - MONITORAMENTO DE N-AMON NO SISTEMA TS+BAS _____	138
GRÁFICO 5.51 - MONITORAMENTO DAS EFICIÊNCIAS DE N-AMON E COT NA UNIDADE BAS _____	140
GRÁFICO 5.52 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE BAS _____	141
GRÁFICO 5.53 - MONITORAMENTO DE N-ORG NO SISTEMA TS+BAS _____	141
GRÁFICO 5.54 - MONITORAMENTO DA RELAÇÃO C/N NO AFLUENTE DA UNIDADE BAS _____	144

GRÁFICO 5.55 - MONITORAMENTO DO pH NO SISTEMA TS+BAS _____	145
GRÁFICO 5.56 - MONITORAMENTO DA ALCALINIDADE NO SISTEMA TS+BAS _____	145
GRÁFICO 5.57 - CORRELAÇÃO ENTRE O pH E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NA UNIDADE BAS _____	146
GRÁFICO 5.58 - CORRELAÇÃO ENTRE O CONSUMO DA ALCALINIDADE E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NA UNIDADE BAS _____	147
GRÁFICO 5.59 - CORRELAÇÃO ENTRE O CONSUMO DA ALCALINIDADE E A REDUÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE N-AMON NO EFLUENTE DO BAS _____	147
GRÁFICO 5.60 - CORRELAÇÃO ENTRE A TEMPERATURA E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NA UNIDADE BAS _____	148
GRÁFICO 5.61 - MONITORAMENTO DA TEMPERATURA E DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NO BAS _____	149
GRÁFICO 5.62 - MONITORAMENTO DO NITRITO NO SISTEMA TS+BAS _____	149
GRÁFICO 5.63 - MONITORAMENTO DO NITRITO E DA TEMPERATURA NO SISTEMA TS+BAS _____	151
GRÁFICO 5.64 - CORRELAÇÃO ENTRE A DIFERENÇA DE NO_2^- E A TEMPERATURA NO BAS _____	151
GRÁFICO 5.65 - MONITORAMENTO DE NITRATO NO SISTEMA TS+BAS _____	152
GRÁFICO 5.66 - BALANÇO DE MASSA DE NITROGÊNIO NO SISTEMA. _____	154
GRÁFICO 5.67 - MONITORAMENTO DE FÓSFORO TOTAL NO SISTEMA TS+BAS _____	156
GRÁFICO 5.68 - MONITORAMENTO DA DQO NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO) _____	158
GRÁFICO 5.69 - MONITORAMENTO DE COT NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO) _____	160
GRÁFICO 5.70- MONITORAMENTO DA DBO NO SISTEMA NO (2º ESTÁGIO) _____	160
GRÁFICO 5.71- GRÁFICO COMPARATIVO DAS CONCENTRAÇÕES DE DQO, COT E DBO ENTRE O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS _____	161
GRÁFICO 5.72- GRÁFICO COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS DE DQO, COT E DBO ENTRE O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS _____	162

GRÁFICO 5.73 - MONITORAMENTO DE ST NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO) _____	163
GRÁFICO 5.74 - MONITORAMENTO DE SS NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO) _____	163
GRÁFICO 5.75 - MONITORAMENTO DE SSV NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO) _____	164
GRÁFICO 5.76 - MONITORAMENTO DE SDT NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO) _____	164
GRÁFICO 5.77- GRÁFICO COMPARATIVO DAS CONCENTRAÇÕES DE ST, SDT, SST E SSV ENTRE O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS _____	166
GRÁFICO 5.78- GRÁFICO COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS DE ST, SDT, SST E SSV ENTRE O O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS _____	166
GRÁFICO 5.79 - MONITORAMENTO DE N-AMON NO TS+BAS (2º ESTÁGIO) _____	167
GRÁFICO 5.80 - MONITORAMENTO DO N-ORG NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO) ____	168
GRÁFICO 5.81- MONITORAMENTO DA RELAÇÃO C/N NO EFLUENTE DO TS (2ºESTÁGIO) _____	169
GRÁFICO 5.82 - MONITORAMENTO DO NITRITO NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO).	171
GRÁFICO 5.83 - MONITORAMENTO DO NITRATO NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)	172
GRÁFICO 5.86 - MONITORAMENTO DO FÓSFORO TOTAL NO SISTEMA TS+BAS (2ºESTÁGIO) _____	173

LISTA DE SIMBOLOS

θ - Tempo de Detenção Hidráulico

LISTA DE SIGLAS

ABNT	– Associação Brasileira de Normas Técnicas
AME	– Atividade Metanogênica Específica
BAS	– Biofiltro Aerado Submerso
BD	– Bomba Dosadora
BR	– Brasil
C	– Contribuição per capita diária de esgoto
CONAMA	– Conselho Nacional de Meio Ambiente
COV	– Carga Orgânica Volumétrica
DBN	– Demanda Bioquímica Nitrogenada
DBO	– Demanda Bioquímica de Oxigênio de cinco dias e 20 °C
DQO	– Demanda Química de Oxigênio
ES	– Esgoto bruto Sintético
ETE	– Estação de Tratamento de Esgoto
FA	– Filtro Anaeróbio
Fr	– Número de Froud
IBGE	– Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
K	– Taxa de acumulação de lodo digerido
L_f	– Contribuição per capita de lodo fresco (L_f)
MO	– Matéria Orgânica
N	– Nitrogênio
N	– Número de contribuintes
N_{amon}	– Nitrogênio Amoniacal
N_{org}	– Nitrogênio Orgânico
N_2 (g)	– Nitrogênio Gasoso
NBR	– Associação Brasileira de Normas Técnicas
NMP	– Número de Partes por Milhão
$N-NH_3$	– Concentração de nitrogênio na forma de gás amoníaco
$N-NH_4^+$	– Concentração de nitrogênio na forma de íon amônio
$N-NO_2^-$	– Concentração de nitrogênio na forma de nitrito
$N-NO_3^-$	– Concentração de nitrogênio na forma de nitrato

NTK	– Nitrogênio Total Kjeldahl
OD	– Oxigênio Dissolvido
OECD	– Organização da Comunidade Européia
OMS	– Organização Mundial de Saúde
P	– Fósforo
PO_4^{3-}	– Concentração de fósforo na forma de ortofosfato
PROSAB	– Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
P-total	– Fósforo Total
R_{DIG}	– Coeficiente de redução do volume de lodo
SNIS	– Sistema Nacional de Informações de Saneamento Ambiental
S_o	– Substrato
SS	– Sólidos em Suspensão
SSF	– Sólidos em Suspensão Fixos
SST	– Sólidos em Suspensão Totais
SSV	– Sólidos em Suspensão Voláteis
T	– Tempo de Detenção
TA	– Tanque de Armazenamento
TDH	– Tempo de Detenção Hidráulica
T_{DIG}	– Tempo de digestão de lodo
TE	– Tanque de Equalização
TRC	– Tempo de Retenção Celular
TRH	– Tempo de Retenção Hidráulica
TS	– Tanque séptico
UASB	– Upflow Anaerobic Sludge Blanket (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo)
UFPR	– Universidade Federal do Paraná
UFRN	– Universidade Federal do Rio Grande do Norte
V_{ARM}	– Volume de armazenamento do lodo digerido
V_D	– Volume destinado à decantação
V_{DIG}	– Volume de digestão
V_L	– Volume total de lodo
X_o	– Biomassa

RESUMO

Este estudo consistiu em avaliar um sistema combinado de tratamento (anaeróbio/aeróbio) em escala de bancada, constituído pelas unidades Tanque Séptico (TS - volume de 27 litros), para remoção da matéria orgânica e dos sólidos suspensos, e Biofiltro Aerado Submerso (BAS - volume de 6,3 litros), para remoção da matéria orgânica residual e nitrificação, no tratamento de esgoto sintético simulando esgoto doméstico/sanitário. O sistema de tratamento foi operado em dois estágios, no primeiro estágio a unidade TS foi operada com tempos de detenção hidráulica (TDH) variando de 12 a 24 horas, enquanto a unidade BAS operou com TDH de 4 horas, taxa de aplicação superficial de 5,01 m³/m²-dia e COV média de 1,05 kgDQO/m³-dia. No segundo estágio a unidade TS foi operada com TDH de 15 horas e a unidade BAS com o TDH de 2 horas, taxa de aplicação superficial de 10,02 m³/m²-dia, e COV média de 1,97 kgDQO/m³-dia. A unidade TS operando como unidade de tratamento primário obteve para os TDH de 12, 15, 18, 21 e 24 eficiências médias de remoção de COT de 40%, 42%, 56%, 48% e 71% e de DBO de 29%, 45%, 77%, 70% e 69%, sendo que as concentrações médias desses parâmetros foram de 110 mg/l e 95 mg/l respectivamente. O efluente do TS apresentou uma concentração média de SS de 56 mg/l, sendo a máxima eficiência de remoção obtida para o TDH de 15 horas. Na unidade BAS as eficiências médias observadas do 1º estágio para os parâmetros DQO, COT e DBO foram de 80%, 88% e 78% e de 76%, 83% e 78% para o 2º estágio. As concentrações médias do efluente BAS no 1º estágio foram de 19,2 mg DQO/l, 11,9 mg COT/l e 19,2 mg DBO/l. A remoção de nitrogênio amoniacal no BAS no 1º estágio foi de 84%, e de 36% para o 2º estágio. O sistema TS+BAS no 1º estágio apresentou eficiências médias de remoção de 90% de DQO, 95% de COT e 91% de DBO. O bom desempenho do sistema é decorrente, principalmente, da operação do BAS que quando elevada a taxa de aplicação superficial ocasionou a queda da qualidade do efluente. Conclui-se nesse trabalho que o sistema TS+BAS tratando esgoto doméstico pode proporcionar um efluente de boa qualidade, e que a unidade BAS pode ser considerada uma alternativa viável tecnicamente ao pós-tratamento de efluentes de TS.

Palavras chaves: Tanque Séptico, Biofiltro Aerado Submerso, pós-tratamento de esgoto doméstico, esgoto sintético, remoção de matéria orgânica residual e nitrificação.

ABSTRACT

This study had the aim to evaluate in a bench scale, a combined treatment system (anaerobic/aerobic) composed with the units Septic Tank (ST - 27 liters), to removal organic matter and suspended solids, and a Submerged Biological Aerated Filter (SBA - 6,3 liters), with a post-treatment of ST unit removing the residual organic matter and the nutrients in specific nitrogen, treating synthetic wastewater simulating domestic/sanitary sewage. The experiment was conducted in two phases, in the first phase the ST was operated with hydraulically residence time (HRT) of 12 until 24 hours, while SBA was operated with HRT of 4 hours, hydraulic loading rate of 5,01 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-day}$ and total volumetric loading (TOL) of 1,05 $\text{kgCOD}/\text{m}^3\text{-day}$. In the second phase the unit ST was operated with HRT of 15 hours and unit SBA was operated with HRT of 2 hours, hydraulic loading rate of 10,02 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-day}$ and TOL of 1,97 $\text{kgCOD}/\text{m}^3\text{-day}$. In the first phase the ST for a HRT of 12, 15, 18, 21 and 24 obtained TOC removal efficiencies of 40%, 42%, 56%, 48% and 71% and BOD removal efficiencies of 29%, 45%, 77%, 70% and 69%, with average concentration of 110 mg TOC/l and 95 mg BOD/l respectively. For suspended solid (SS) the average concentration in the ST effluent was 56 mg/l, with maximum efficiency for HRT of 15 hours. In SBA the efficiencies of COD, TOC and BOD parameters in 1^o phase were 80%, 88% and 78%. For the 2^o phase were 76%, 83% and 78%. The effluent concentration for these parameters in 1^o phase was 19, 2 mg/l of COD, 11, 9 mg/l TOC and 19, 2 mg/l BOD. The ammonia removal in the SBA in 1^o phase was of 84%, and 36% for 2^o phase. The system ST+SBA in 1^o phase presented removal efficiencies of 90% for COD, 95% for TOC and 91% for BOD, higher than 2^o the phase. The good system performance is mainly due to the SBA that the increase of hydraulic loading rate caused the lost of quality the effluent. Finally, it can be concluded from this study, that system ST+SBA treating domestic sewage can provide an effluent with a good quality, and the unit SBA can be consider a feasible alternative to the post-treatment of ST.

Keywords: Septic Tank, Submerged Biological Aerated Filter, post-treatment of domestic sewer, synthetic wastewater, removal the residual organic matter and nitrification.

1. INTRODUÇÃO

O sistema brasileiro de saneamento básico está longe de proporcionar à população um adequado atendimento. Segundo dados do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS) 2003, apresentado pelo Ministério das Cidades, o conjunto de serviços de esgotamento sanitário, coleta e tratamento, dos municípios integrantes do diagnóstico é de apenas 18,7% do total. As pequenas comunidades são as mais afetadas pela falta de sistema de esgotamento sanitário (SES), levando à adoção de medidas mitigadoras como o afastamento do esgoto sanitário e seu despejo *in natura* em rios, lagos ou no próprio solo, contribuindo para poluição e degradação do meio ambiente. Dados do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE (2002) apresentam que a cobertura do SES no território nacional atende apenas 44,50 % população, sendo 51,10 % formada pela população urbana e 15,80% pela população rural. Esses dados vêm a reforçar a necessidade das autoridades públicas buscarem alternativas para que possa se promover o atendimento de esgotamento sanitário nos núcleos rurais, sendo esses comumente formados por pequenas comunidades.

Devido à falta de SES e ao crescimento da população, a cada dia o meio ambiente vem recebendo maiores cargas de poluição provenientes do esgoto sanitário. No entanto, o problema não se resume apenas às localidades sem SES, já que muitos dos sistemas implantados não oferecem condições adequadas para o tratamento do esgoto sanitário, lançando os seus efluentes nos corpos hídricos em desacordo com a legislação ambiental vigente, CONAMA 357/05.

Diante da situação de alguns municípios, pode-se prever que soluções individuais ou de pequenas coletividades para o tratamento de esgoto sanitário ainda serão amplamente adotadas. Cabe lembrar que as soluções adotadas para o tratamento do esgoto sanitário devem estar enquadradas dentro de um modelo auto-sustentável, em consonância aos preceitos estabelecidos na agenda 21.

Atualmente a tecnologia que possibilita o enfrentamento da questão do esgotamento sanitário e que atende a situações presentes tanto em grandes cidades como em pequenos assentamentos humanos, são os sistemas anaeróbios, que têm

como características o baixo custo de implantação e operação, a simplicidade operacion e a baixa produção de lodo.

A tecnologia mais empregada numericamente, em soluções individualizadas de tratamento de esgotos, utilizada por comunidades que geram pequenas vazões e empregada em áreas desprovidas de sistema público de esgotamento sanitário, são as unidades Tanques Sépticos (TS). Trata-se de uma solução simples, convencional, normatizada e que envolve baixos custos de construção e operação.

Entretanto, apesar do uso do TS como alternativa ao tratamento do esgoto sanitário, o efluente sanitário desta unidade assim como o de outras unidades anaeróbias, como lagoas anaeróbias e o próprio UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) não conseguem atender às melhores condições de lançamento, deixando a desejar na remoção mais eficiente de matéria orgânica, nitrogênio, fósforo e patógenos, que podem vir a trazer graves problemas ambientais e de saúde pública. Assim, torna-se de grande importância o pós-tratamento dos efluentes anaeróbios, como uma forma de adequar o efluente lançado aos padrões ambientais, propiciando a adequada proteção dos corpos d'água receptores.

A contribuição de esgotos sanitários ricos em nutrientes pode ser fator determinante na degradação ambiental de rios e lagos e vir a ocasionar o processo de eutrofização. O principal problema da presença de nitrogênio no efluente sanitário, na forma de amônia ou íon amônio, é a redução da quantidade de oxigênio dissolvido do corpo hídrico, através de processo de Demanda Bioquímica Nitrogenada (DBN). Já com relação ao fósforo, segundo VON SPERLING (1996), trata-se do principal nutriente a ser controlado quando se pretende evitar a eutrofização de ambientes lênticos. Assim em muitos países tem crescido o interesse de se promover, no tratamento de esgoto sanitário, a remoção de nitrogênio e fósforo.

Com vistas a proporcionar o adequado tratamento de esgoto sanitário, em atendimento ao CONAMA 357/05, o uso de sistemas combinados anaeróbio/aeróbio é uma alternativa promissora que possui como características o menor gasto energético, uma baixa produção de lodo e um efluente final de boa qualidade. Contudo, para ocorra a aplicação desses sistemas e, conseqüentemente, a obtenção desses benefícios, é necessário que os custos envolvidos estejam integrados à perspectiva sócio-econômica brasileira.

Uma alternativa de pós-tratamento de efluentes de unidades anaeróbias é a unidade Biofiltro Aerado Submerso (BAS). Esta unidade possui como características uma camada filtrante fixa, aeração na sua base e uma reduzida necessidade de espaço; trata-se de um sistema compacto e com alto grau de eficiência de pós-tratamento. Segundo KAMIYAMA (1993) apud AISSE (2001), a unidade BAS pode ser utilizada como processo complementar de pós-tratamento à unidade TS, com desempenho satisfatório, removendo poluentes orgânicos, nutrientes (N e P) e patógenos, através do uso da tecnologia do biofilme.

O pós-tratamento da unidade TS com o BAS é uma alternativa interessante às diversas unidades TS implantadas e operadas em todo o Brasil. Unidades compactas pré-fabricadas de TS+BAS têm sido utilizadas para o tratamento do esgoto doméstico no Japão, atendendo desde residências unifamiliares a condomínios residenciais. As experiências brasileiras com o uso do BAS como pós-tratamento, com destaque para trabalhos da UFES com o professor Ricardo Franci Gonçalves, têm sido realizadas utilizando o BAS como pós-tratamento de reatores UASB.

Com a perspectiva de promover o tratamento do esgoto sanitário e a proteção dos corpos hídricos, este trabalho estuda a aplicação de um sistema em escala de bancada de um TS seguido por um BAS, com objetivo de remoção biológica da matéria orgânica e a remoção de nutrientes.

2. OBJETIVO

2.1 Objetivo Geral:

- Avaliar um Biofiltro Aerado Submerso realizando o pós-tratamento de um efluente de Tanque Séptico.

2.2 Objetivos Específicos:

- Projetar e construir um modelo em escala de bancada de um sistema de tratamento de esgoto doméstico / sanitário com as unidades Tanque Séptico e Biofiltro Aerado Submerso;
- Avaliar o desempenho da unidade Tanque Séptico, operando com diferentes tempos de detenção hidráulica e a qualidade de seu efluente quanto aos parâmetros DQO, COT, DBO e SS;
- Avaliar a eficiência do BAS operando como pós-tratamento de uma unidade TS.
- Operar um BAS como pós-tratamento em dois estágios com TDH de 4 horas e 2 horas, com cargas de aplicação superficial de 5,01 m³/m².dia e 10,02 m³/m².dia e avaliar a qualidade do efluente final desses dois estágios.
- Monitorar e avaliar o comportamento e desempenho do sistema TS+BAS quanto á remoção de matéria orgânica e de nutrientes, em específico o nitrogênio em todas as suas formas.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste capítulo será abordada uma revisão da literatura quanto ao tratamento de esgoto sanitário por processos biológicos anaeróbios, aeróbios e combinados. Dar-se-à atenção para o problema do lançamento de efluentes de sistemas de tratamento de esgoto sanitário com elevadas cargas de nutrientes, destacando-se o nitrogênio na sua forma amoniacal. O enfoque principal será quanto às unidades de tratamento anaeróbio Tanque Séptico e a unidade aeróbia Biofiltro Aerado Submerso.

3.1 Tratamento anaeróbio e aeróbio do esgoto sanitário

O estudo e o emprego de diversas tecnologias de tratamento de esgoto sanitário por processos anaeróbios e aeróbios vêm demonstrando que essas unidades, mesmo quando operadas isoladamente, podem obter eficiências superiores a 80%. Outra possibilidade é a utilização de sistemas combinados de tratamento anaeróbio e aeróbio, geralmente caracterizando o processo aeróbio como um pós-tratamento ao processo anaeróbio. Esse processo, combinado com a associação do tratamento anaeróbio num primeiro estágio, tende a diminuir a carga orgânica afluyente ao reator aeróbio e, conseqüentemente, a demanda energética para a aeração. Além disso, o volume de lodo excedente produzido é menor, mantendo uma qualidade final do efluente compatível com a de um sistema aeróbio convencional (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994). Segundo CHERNICHARO et al. (2001), essa associação pode apresentar algumas vantagens, como um efluente de melhor qualidade, proporcionando a remoção de constituintes pouco afetados no tratamento anaeróbio, como os nutrientes (N e P) e os organismos patogênicos (vírus, bactérias, protozoários e helmintos) e uma menor geração de quantidade de lodo de descarte.

3.1.1 Microbiologia

As bactérias constituem-se no grupo de maior importância nos sistemas de tratamento biológico. Neste tratamento, o principal item a ser tratado é a remoção de matéria orgânica da água residuária. A composição da água residuária seleciona os grupos microbianos que vão atuar nos processos de tratamento biológico do efluente; outro fator que devemos considerar é a disponibilidade ou não de oxigênio no sistema, assim definindo um grupo de bactérias e a sua necessidade de substrato.

A constituição do esgoto sanitário, cujos valores de DBO são menores comparados a alguns efluentes industriais, possui cerca de 65% de proteínas, 25% de carboidratos, 10% de lipídeos, com uma porção de parte biológica e microbiológica constituída por vermes, ovos de helmintos, bactérias e protozoários, com o restante composto por frações inorgânicas como minerais e metais. Estas características possibilitam o desenvolvimento de diferentes organismos heterótrofos no meio, em sua maioria bactérias entéricas, o que é razoável frente ao nicho ecológico formado nos reatores empregados no tratamento de esgotos sanitários.

As bactérias desenvolvem o papel de depuradoras da matéria orgânica e possuem a propriedade de se aglomerar em unidades estruturais, como flocos, biofilme ou grânulos, dependendo do processo e do sistema de tratamento (VON SPERLING, 1996). Para a estabilização da matéria orgânica, as bactérias predominantes são as bactérias heterotróficas, que possuem um crescimento e reprodução mais acelerada que as autotróficas. Após a degradação da matéria orgânica, ocorre a seleção dos tipos de microrganismos presentes para a degradação de compostos especiais como é o caso do nitrogênio. Este, quando sob a forma amoniacal, pode facilitar o crescimento de bactérias autótrofas quimiossintetizantes, as bactérias nitrificantes, e o produto metabólico é em geral o nitrato que, dependendo das condições ambientais de oxigênio, tempo de detenção, temperatura e pH, pode favorecer o aparecimento de bactérias heterótrofas facultativas denominadas bactérias desnitrificantes.

As bactérias em sua estrutura celular são formadas por 80% de água e 20% de matéria seca. Da parte seca 90% é orgânico e 10% inorgânico, as fórmulas para

composição da fração orgânica das células bacterianas são: (METCALF e EDDY, 1991).

$C_5H_7O_2N$ → Fração orgânica sem fósforo.

$C_5H_7O_2N_{12}P$ → Fração orgânica com fósforo.

Destacamos que todos os componentes que formam a matéria orgânica da bactéria devem ser obtidos através do meio em que esta está inserida, sendo que a falta de algum desses itens pode comprometer o crescimento bacteriano. Com isso verificamos a importância dos nutrientes com destaque ao nitrogênio e o fósforo para o crescimento bacteriano.

Os processos biológicos de tratamento estão intrinsecamente relacionados ao metabolismo microbiano que o selecionam e ao substrato disponível no meio. Assim os bio-reatores que operam sob condições de aeração, possibilitam o desenvolvimento de microrganismos aeróbios que, através da respiração aeróbia, oxidam as moléculas orgânicas (processos biológicos aeróbios de tratamento). Nos bio-reatores anaeróbios, por sua vez, são selecionados microrganismos capazes de crescer através do metabolismo fermentativo ou pela respiração anaeróbia (processos biológicos anaeróbios de tratamento). Portanto, a oxidação dos compostos orgânicos pode ocorrer por diferentes vias do metabolismo microbiano, possibilitando o desenvolvimento de vários aspectos da engenharia dos bio-reatores e resultando em variantes dos processos tradicionais aeróbios e anaeróbios. (CHERNICHARO, 1997). Sendo as relações de substrato para os sistemas anaeróbios de DQO:N:P na ordem de 350:5:1 e de sistemas aeróbios com DBO:N:P na ordem de 100:5:1, constatamos a maior necessidade dos sistemas aeróbios pelo substrato e nutrientes, consumindo maiores quantidades e realizando uma degradação da matéria orgânica mais completa.

Em sistemas de tratamento biológico, o material orgânico presente nas águas residuárias é convertido pela ação bioquímica de microrganismos, principalmente bactérias heterótrofas. A utilização do material orgânico pelas bactérias, também chamada de metabolismo bacteriano, ocorre por dois mecanismos distintos, chamados de anabolismo e catabolismo. No anabolismo, as bactérias heterótrofas usam o material orgânico como fonte material para a síntese de material celular, resultando no aumento da massa bacteriana. No catabolismo, o material celular é usado como fonte de energia por meio de sua conversão em produtos estáveis. A

natureza dos produtos anabólicos e catabólicos dependem da natureza das bactérias heterótrofas, que por sua vez dependem do ambiente que prevalece no sistema de tratamento. Distinguem-se, basicamente, dois ambientes diferentes: o aeróbio, no qual a presença de oxigênio que pode funcionar como oxidante de material orgânico, e o anaeróbio, no qual este agente oxidante não existe (CAMPOS et al., 1999).

3.1.2 Processo Anaeróbio

A digestão anaeróbia no tratamento do esgoto sanitário é caracterizada por um processo bioquímico realizado por um conjunto de microrganismos, que na ausência de oxigênio molecular realizam transformações de compostos orgânicos complexos em compostos simples com o objetivo de estabilizar a matéria orgânica presente no efluente.

Segundo FORESTI *et al.* (1999), o tratamento de águas residuárias por processos anaeróbios pode ser considerado recente. Contudo, pode-se destacar que somente nos últimos 30 anos é que foram realizadas as maiores descobertas que possibilitaram o uso do processo anaeróbio de forma eficiente, com destaque aos reatores de alta taxa.

O processo de tratamento de águas residuárias utilizando reatores anaeróbios como unidade principal de tratamento deve-se ao fato dessa unidade de tratamento biológico remover considerável parcela da matéria orgânica sem o dispêndio de energia e sem adição de substâncias químicas.

O tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio possui como vantagem a baixa produção de sólidos, conseqüentemente menor produção de lodo, o que corresponderia a cerca de 20% do lodo produzido em um sistema aeróbio. Além disso, dependendo da água residuária tratada, pode-se ter que aproximadamente de 90 a 95% da DQO é convertida a gás metano (SPEECE, 1996). O consumo de energia dessas unidades é inferior ao de uma unidade aeróbia, pois no processo anaeróbio não é necessário o fornecimento de oxigênio. Existe também a possibilidade de uso do gás metano como fonte de energética. Esse processo se caracteriza por poder tratar esgoto sanitário pobre em nutrientes, com baixas relações de C:N:P.

Os sistemas anaeróbios até a década de 60 foram relegados a unidades de estabilização de resíduos como, por exemplo, a biodigestão de lodos e, em alguns casos, ao tratamento dos efluentes sanitários. Isso porque os primeiros sistemas de tratamento anaeróbios foram os de baixa taxa, como as lagoas anaeróbias, os Tanques Imhoff e Séptico, que necessitam de longo tempo de detenção hidráulica do efluente e, por consequência, grandes volumes. No entanto, na década de 70, com a preocupação com o consumo energético, acompanhado da crise do petróleo, e as preocupações com o meio ambiente ocorreu o desenvolvimento de unidades anaeróbias mais eficientes, o que acabou por se tornar uma alternativa interessante.

Apesar de uma das vantagens da biotecnologia anaeróbia ser o baixo rendimento da biomassa, ou seja, a baixa produção de sólidos, essa é também uma desvantagem, por dificultar a obtenção de alto TRC (tempo de retenção celular) dissociado do TDH (tempo de detenção hidráulica). A compreensão da importância do tempo de retenção celular dos microrganismos no interior do reator conduziu ao desenvolvimento de reatores biológicos (anaeróbios, aeróbios e anóxicos), capazes de reter os microrganismos participantes da degradação de substâncias orgânicas e inorgânicas, sem envolver diretamente o tempo de detenção hidráulica (SPEECE, 1996). Os sistemas que promovem a retenção de sólidos no interior do reator, podendo ser tanto de partículas de crescimento auto-imobilizadas, suspensas no meio líquido, como em grânulos ou aderidas a um meio suporte, têm-se mostrado uma ótima opção para desvincular o TDH do TRC. (JORDÃO E PESSÔA, 1995).

Os reatores, sejam anaeróbios, aeróbios ou anóxicos, podem se diferir tanto quanto à presença ou não de biomassa imobilizada em seu interior, quanto ao tipo de fluxo aplicado podendo ser contínuo ou descontínuo, com diferentes configurações e mecanismos de transporte dos materiais. Estes variam de acordo com seu regime hidráulico, e suas configurações podem ser classificadas em fluxo pistão, mistura completa, fluxo disperso e em bateladas, sendo em série ou paralelo.

A aplicação de processos anaeróbios eficazes, especificamente os de alta taxa, ao tratamento de efluentes sanitários está condicionada a alguns requisitos. Dentre eles destaca-se a manutenção, dentro de reatores, de uma biomassa adaptada, com elevada atividade microbiológica, e resistente a choques. Quando as vazões afluentes aos reatores anaeróbios não forem constantes, e apresentarem variações diárias superiores a duas vezes a vazão afluente, é aconselhável utilizar

para o tratamento da água residuária reatores anaeróbios de baixa taxa que operem com maiores TDH (CHERNICHRO, 1997).

No processo anaeróbio ocorrem processos fermentativos em que a matéria orgânica é degradada e, como subprodutos desse processo, serão gerados o gás metano e o dióxido de carbono. O processo anaeróbio ocorre em quatro etapas. A primeira etapa consiste na matéria orgânica complexa sendo transformada em compostos orgânicos mais simples pela ação de microrganismos hidrolíticos.

A conversão de substâncias simples é realizada por meio de enzimas exógenas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas. Como exemplo, podemos citar carboidratos, proteínas e lipídeos que são hidrolisados em açúcares, aminoácidos e peptídeos. (CHERNICHARO, 1997 e NUVOLARI, 2003).

Em alguns casos a hidrólise vem a se tornar o fator limitante no processo da digestão anaeróbia, isto é, a velocidade da conversão do material orgânico complexo para o biogás é limitada pela velocidade da hidrólise. Diversos fatores podem tornar a fase de hidrólise limitante:

- Temperatura operacional no reator;
- Tempo de residência do substrato no reator;
- Composição do substrato;
- Tamanho das partículas;
- pH do meio;
- Concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$;

Na segunda etapa, a acidogênese, as substâncias solúveis, produtos da fase de hidrólise, são então metabolizadas no interior das células das bactérias fermentativas, sendo convertidas em diversos compostos mais simples e posteriormente excretadas pelas células. As bactérias acidogênicas são responsáveis por transformar os ácidos e açúcares em compostos mais simples como ácidos graxos de cadeia curta, ácido acético, H_2 e CO_2 .

A acetogênese é a terceira etapa em que ocorre a transformação (oxidação) dos compostos resultantes da fase acidogênese em compostos que formam o substrato para a produção do metano. As bactérias acetogênicas são responsáveis pela oxidação e os subprodutos gerados são o H_2 , CO_2 e o acetato.

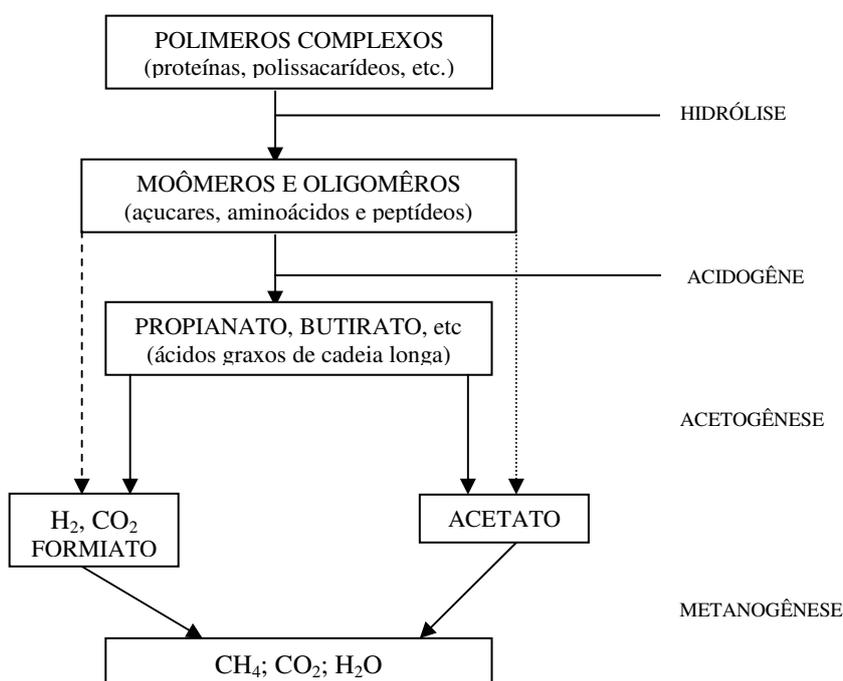
Durante a formação do ácido acético e propiônico, a quantidade de H_2 e CO_2 formada é responsável por possível queda do valor de pH no meio aquoso.

De todos os produtos metabolizados pelas bactérias acidogênicas, apenas o hidrogênio e o acetato podem ser utilizados pelos microrganismos metanogênicos. Porém, nesse ambiente, pelo menos 50% da DQO biodegradável é convertida em propionatos e butiratos, produtos esses que são posteriormente decompostos em acetato e hidrogênio, pela ação das bactérias acetogênicas.

Na etapa final do processo anaeróbico, ocorre a formação do gás metano, através da ação das bactérias metanogênicas. Essas bactérias podem ser divididas em dois principais grupos as bactérias metanogênicas acetoclásticas, responsáveis por 70 a 60% da produção de metano (CH_4) e as bactérias metanogênicas hidrogenotróficas. O produto final da digestão anaeróbia é o CH_4 , H_2O e CO_2 .

A Figura 3.1 apresenta as etapas do ciclo anaeróbico e os seus principais componentes.

FIGURA 3.1 - DIGESTÃO ANAERÓBIA



FONTE: McCARTY 1965 apud CHERNICHARO (1997)

Os sistemas anaeróbios têm sido amplamente aplicados e difundidos no Brasil, em função, principalmente, das condições climáticas favoráveis e ao baixo

custo de implantação e operação (HIRAKAWA, 2002). Contudo, apesar uso extensivo dos reatores anaeróbios no tratamento de esgoto sanitário, esses reatores quando operados isoladamente não conseguem atender aos critérios de padrões de lançamento da legislação ambiental CONAMA 357/05.

3.1.3 Tanque Séptico

Segundo McCARTY (1962) apud BORGES (2003), a primeira contribuição significativa ao tratamento anaeróbio dos sólidos em suspensão presentes em esgotos sanitários foi a câmara vedada ao ar, desenvolvida na França em 1882 e denominada *Fossa Automática Mouras*. Este sistema possuía como diferencial de outras fossas, ser completamente vedado o acesso de ar no seu interior. A câmara fechada ao ar permitia que o material em suspensão presente nos esgotos fosse liquefeito. Outras unidades, baseadas na *Fossa Mouras*, foram então desenvolvidas como o *Tanque Talbot* nos Estados Unidos, em 1894; o *Tanque Séptico* na Inglaterra, em 1895 e o *Tanque Imhoff* na Alemanha, em 1905 (JORDÃO E PESSÔA, 1995).

Os Tanques Sépticos são dispositivos de tratamento de esgoto amplamente difundidos que surgiram em 1895 na Inglaterra, sendo patenteado por D. Cameron. A finalidade básica dessa unidade é a remoção da matéria orgânica sendo que os processos que ocorrem no seu interior são: a sedimentação, a digestão anaeróbia da matéria orgânica e o adensamento do lodo.

Os TS são as principais unidades de tratamento de esgoto doméstico/sanitário, empregadas em localidades que não possuem rede coletora, situação de cerca de 28% dos distritos brasileiros (IBGE, 2000), sendo empregado como a solução mais freqüente ao esgotamento sanitário de pequenas comunidades e domicílios unifamiliares. O amplo emprego dessas unidades se deve à simplicidade de seu sistema e às facilidades de construção e operação, com baixa necessidade de manutenção.

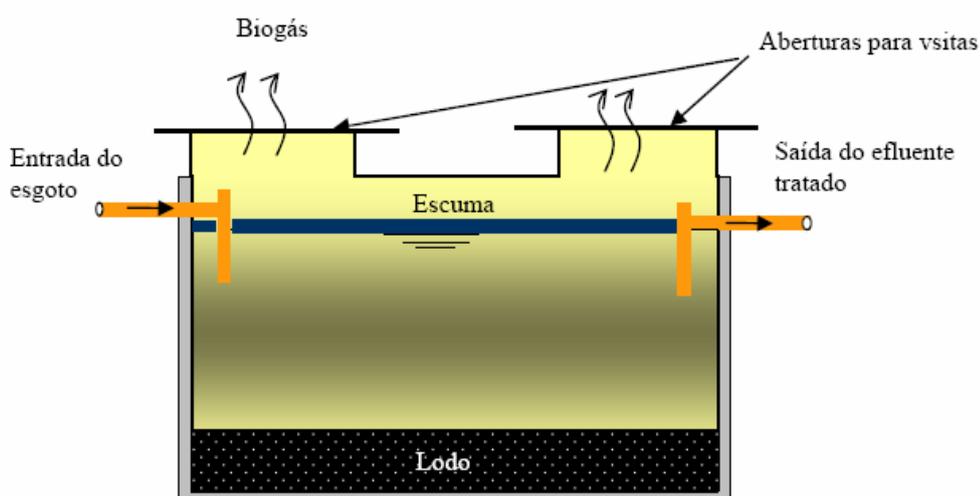
Atualmente, no Brasil, o projeto e construção dos TS são normatizados pela ABNT através da NBR-7229 – “Projeto, Construção e Operação de Sistemas de Tanques Sépticos”, criada em 1982 e revisada em 1993. Em setembro de 1997, a ABNT publicou sua complementação, a NBR-13969, com o título “Tanques Sépticos

– Unidade de Tratamento Complementar e Disposição Final de Efluentes Líquidos – Projeto e Construção” o que indica a necessidade de realizar um pós-tratamento ao efluente da unidade TS.

A unidade TS promove o tratamento de águas residuárias por meio do armazenamento do efluente no seu interior por um determinado período longo, no qual os microorganismos anaeróbios promovem a degradação da matéria orgânica. Os elevados TDH e a própria forma dos TS favorece que ocorra o processo de sedimentação de parte dos sólidos suspensos do efluente e a retenção de material graxo.

Os TS são unidades prismáticas ou circulares, de câmara única ou em série, em que ocorre o escoamento horizontal e contínuo do esgoto sanitário. Na Figura 3.2 é mostrado um tanque séptico retangular de câmara única.

FIGURA 3.2 - CORTE ESQUEMÁTICO DO SISTEMA TS TIPO RETANGULAR DE CÂMARA ÚNICA



FONTE: ÁVILA (2005)

Segundo ANDRADE NETO et al. (1999) o tanque séptico possui as funções de:

- Decantação - separação de fases (sólida, líquida e gasosa). A decantação é tanto maior quanto maior o tempo de detenção médio dos esgotos no reator e menor a turbulência;
- Sedimentação – deposição de sólidos de densidade maior que a água pela ação da gravidade;

- Flotação dos sólidos - pequenas bolhas de gases, produzidas na digestão anaeróbia que aceleram a ascensão de partículas menos densas, formando a espuma. A camada de espuma formada pode ter espessura de 20 a 25cm, e é constituída por gorduras e produtos orgânicos biodegradáveis, preponderantemente;
- Desagregação e digestão do material sedimentado (lodo) e do material flutuante (espuma) – a maior atividade biológica ocorre no lodo sedimentado;
- Tratamento anaeróbio da fase líquida em escoamento, devido à mistura natural do lodo com os esgotos e ao tempo de detenção hidráulica maior que nos decantadores primários usuais. A ação biológica na fase líquida pode ser significativa, principalmente em regiões de clima quente, pois favorece ao metabolismo das bactérias anaeróbias que têm faixa de desenvolvimento acentuado a temperaturas mais elevadas.

Conforme ANDRADE NETO et al. (1999), a digestão anaeróbia não ocorre somente no fundo do reator com a parcela de sólidos sedimentáveis presentes no lodo ativo, ocorre em toda a unidade. As correntes de convecção térmica do efluente e os gases ascendentes produzidos no lodo, propiciam a mudança de densidade tanto do lodo sedimentado quanto da espuma. Esse fato associado à turbulência de fluxo propicia que parte dos sólidos sedimentados e do lodo ativo misture-se com a fase líquida, ocasionando um aumento da eficiência do reator quanto à remoção de matéria orgânica.

Segundo a ABNT NBR 7229/93 “Projeto, Construção e Operação de Sistemas de Tanques Sépticos” as variáveis definidas para o dimensionamento dessas unidades são: contribuição per capita diária de esgoto (C), o número de contribuintes (N), o tempo de detenção (T), a contribuição per capita de lodo fresco (Lf), a taxa de acumulação de lodo digerido (K). Segundo a NBR-7229/93, o volume total de um tanque séptico deve ser calculado da seguinte forma:

$$V = V_D + V_L \quad (1)$$

Sendo V_D igual ao volume destinado à decantação em litros e V_L igual ao volume total de lodo em litros. O V_D é calculado pela formula (2). Com os valores da contribuição per capita diária de esgoto (C) obtido na Tabela 3.1 e o tempo de detenção (T) na Tabela 3.2.

$$V_D = C \times N \times T \quad (2)$$

TABELA 3.1 - CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA DE ESGOTO (C) E LODO FRESCO (L_f) POR TIPO DE PRÉDIO E DE OCUPANTE

Prédio	Unidade	Contribuição de esgotos (C) e lodo fresco (L _f)	
		l/d	gDBO/d
1. Ocupantes permanentes			
- residência			
Padrão alto	peessoa	160	1
Padrão médio	peessoa	130	1
Padrão baixo	peessoa	100	1
- hotel (exceto lavanderia e cozinha)	peessoa	100	1
- alojamento	peessoa	80	1
2. Ocupantes temporários			
- fábrica em geral	peessoa	70	0,30
- escritório	peessoa	50	0,20
- edifícios públicos ou comerciais	peessoa	50	0,20
- escolas (externos) e locais de longa permanência	peessoa	50	0,20
- bares	peessoa	6	0,10
- restaurantes e similares	peessoa	25	0,10
- cinema, teatros e locais de curta permanência.	lugar	2	0,02
- sanitários públicos*	bacia sanitária	480	4,0

* Apenas de acesso aberto ao público (estação rodoviária, ferroviária, logradouro público, estádio esportivo, etc).

FONTE: NBR 7229/93

TABELA 3.2 - TEMPO DE DETENÇÃO DOS DESPEJOS POR FAIXA DE CONTRIBUIÇÃO DIÁRIA, O VOLUME DIÁRIO

Contribuição diária (L)	Dias	Horas
Até 1.500	1,00	24
De 1.501 a 3.000	0,92	22
De 3.001 a 4.500	0,83	20
De 4.501 a 6.000	0,75	18
De 6.001 a 7.500	0,67	16
De 7.501 a 9.000	0,58	14
Mais de 9.000	0,50	12

FONTE: NBR 7229/93

O V_L é calculado pela formula (3). Em que o L_f é obtido na tabela 3.1, e K é obtido em função do intervalo entre remoções de lodo do TS e da temperatura, conforme Tabela 3.3.

$$V_L = N \times L_f \times K \quad (3)$$

TABELA 3.3 - TAXA DE ACUMULAÇÃO TOTAL DE LODO (K), EM DIAS, POR INTERVALO ENTRE LIMPEZAS E TEMPERATURA DO MÊS MAIS FRIO

Intervalo entre limpezas (anos)	Valores de K por faixa de temperatura ambiente (t), em °C		
	t ≤ 10	10 ≤ t ≤ 20	t > 20
1	94	65	57
2	134	105	97
3	174	145	137
4	214	185	177
5	254	225	217

FONTE: NBR 7229/93

O volume total de lodo (V_L) é composto por duas parcelas: o volume de digestão (V_{DIG}) e o volume de armazenamento do lodo digerido (V_{ARM}). O volume V_{DIG} pode ser obtido a partir da expressão:

$$V_{DIG} = N \times L_f \times R_{DIG} \times T_{DIG} \quad (4)$$

O R_{DIG} é o coeficiente de redução do volume de lodo por adensamento e digestão dos sólidos na zona localizada no fundo do tanque, e T_{DIG} o tempo de digestão dos lodos.

Segundo ANDRADE NETO al. (1999), o valor de R_{DIG} recomendado é de 0,5. Já o T_{DIG} depende da temperatura. Em regiões de clima quente, com médias de 25°C, recomenda-se utilizar o $T_{DIG} = 40$ dias.

O cálculo do V_{ARM} é obtido a partir da expressão:

$$V_{ARM} = N \times L_f \times R_{ARM} \times T_{ARM} \quad (5)$$

O valor de R_{ARM} recomendado é de 0,15 para climas quentes (OLIVEIRA, 1983 apud ÁVILA, 2005). Já o T_{ARM} depende do tempo previsto para a remoção periódica do lodo.

A versão revisada da norma NBR-7229, de 1993, não mais apresenta a composição do volume do lodo. A fórmula apresentada pela norma para o dimensionamento do tanque séptico acrescenta 1000 litros ao volume calculado pela soma das equações 1 e 2:

$$V = 1000 + N(C \times T + K \times L_f) \quad (6)$$

Com o volume útil (V) são definidas a relação de forma e a profundidade, sendo estabelecido o máximo e mínimo, conforme Tabela 3.4., com a profundidade é calculada a área horizontal (A) e posteriormente o comprimento e a largura.

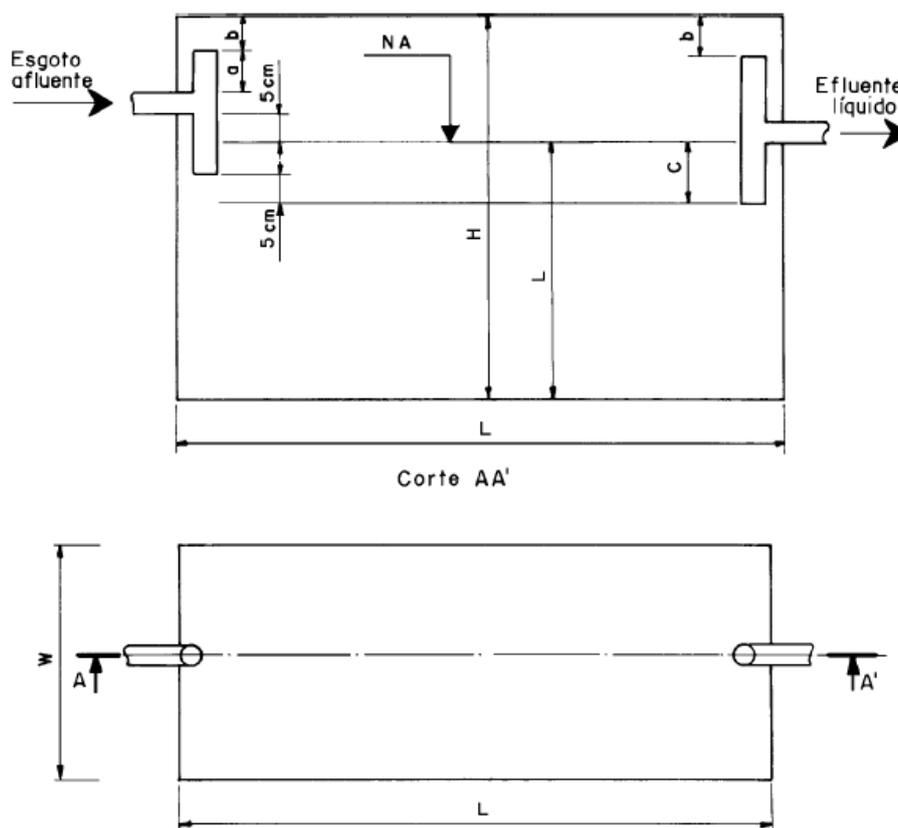
TABELA 3.4 - PROFUNDIDADE ÚTIL MÍNIMA E MÁXIMA, POR FAIXA DE VOLUME ÚTIL

Volume útil (m^3)	Profundidade útil mínima (m)	Profundidade útil máxima (m)
Até 6,0	1,20	2,20
De 6,0 a 10,0	1,50	2,50
Mais que 10,0	1,80	2,80

FONTE: NBR 7229/93

Para as medidas internas mínimas a norma estabelece que a relação comprimento / largura (C/L) a ser adotada nos projetos esteja na faixa de 2:1 à 4:1. A Figura 3.3, da NBR-7229/93, apresenta as relações para um TS de câmara única.

FIGURA 3.3 - DETALHES E DIMENSÕES DE UM TS DE CÂMARA ÚNICA



$$a \geq 5\text{cm} \quad b \geq 5\text{cm}$$

$$c = 1/3 h$$

h = profundidade útil

H = altura interna total

Relação L / W : entre 2:1 e 4:1

FONTE: NBR 7229/93

L = comprimento interno total

W = largura interna total ($\geq 80\text{ cm}$)

BUTLER (1995) afirmou que para o dimensionamento e operação do TS devem ser considerados aspectos importantes como odor, ventilação, tipo de efluente, tempo de lodo em função da localidade e outros que não têm sido utilizados.

A unidade TS tratando esgoto doméstico/sanitário possui eficiência moderada de remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos e fraca remoção de microrganismos patogênicos. Segundo JORDÃO E PESSÔA (1995), experiências indicam eficiência na faixa de 35 a 60% na remoção de DBO, e aproximadamente 60% na remoção de sólidos em suspensão. SPERLING (1996), no entanto, apresenta valores de eficiência de remoção de 30 a 40% para matéria orgânica, 60 a 70% na remoção de sólidos em suspensão e 30 a 40% de remoção de microrganismos patogênicos. METCALF e EDDY (1991) apresentam resultados de experiências com os TS que demonstram eficiência entre 33 e 63% na remoção de DBO e entre 53 e 85% na remoção de sólidos em suspensão.

Atualmente têm sido realizadas pesquisas com intuito de aperfeiçoar processos, adquirir dados, inovar e até mesmo extrapolar conscientemente as recomendações da norma de dimensionamento de TS. Nesse contexto, destacam-se as pesquisas do PROSAB, que foram realizadas na Universidade Federal do Rio Grande do Norte (UFRN). Um modelo de TS com câmaras em série com um pequeno filtro de pedras na saída da segunda câmara apresentou eficiência satisfatória com uma remoção média de DQO na ordem de 60% a 70%. Já a eficiência na remoção de sólidos suspensos tem sido em torno de 55% a 80% (CAMPOS et al., 1999).

Em estudos desenvolvidos na Universidade da Califórnia, DARBY e LEVERENZ (2004) operaram algumas unidades de tratamento de esgoto doméstico/sanitário a fim de avaliar a eficiência na remoção de coliformes, nitrogênio e fósforo. Foram selecionadas as unidades filtro anaeróbio com diversas camadas de recheio, dois biofiltros aerados submersos, sendo um com uma colônia de bactérias formadas a partir do tratamento de esgoto sanitário e outro com a inoculação de uma colônia experimental de bactérias, um tanque séptico tradicional e um filtro de areia.

Nesse mesmo trabalho o TS foi utilizado como unidade primária de tratamento recebendo o esgoto bruto e as demais unidades foram operadas em

paralelo como pós-tratamento do TS. Nos resultados preliminares desse estudo observou-se que a unidade TS apresentou baixos valores de remoção, sendo de cerca de 12,5 a 23,4% do nitrogênio, de 0 a 6,7% do fósforo, e 16,5 a 25,3 % de coliformes fecais termotolerantes. Das unidades de pós-tratamento foram avaliadas até o momento o FA e o filtro de areia. O FA tratando o efluente o TS apresentaram remoção de 35,2% de nitrogênio, aparentemente nenhuma eficiência de remoção de fósforo e 82% de remoção de coliformes. Já o filtro de areia promoveu remoção de 12,8% de nitrogênio, nenhuma de fósforo e 96,4% de vírus.

FLORA e ZAVERI (2002) investigaram os efeitos da estimulação elétrica no desempenho de dois tanques sépticos de escala de laboratório. Nesse estudo foram operados dois TS alimentados com esgoto sintético, em que cada unidade possuía um volume total de 27 litros, dividido em dois compartimentos com volumes de 18 e 9 litros. A alimentação dos reatores ocorreu através de uma bomba dosadora que era acionada a cada 12 horas, operando por períodos de 4 horas, gerando uma vazão não contínua de 4 litros por dia e um TDH de 6 dias, sendo que o volume útil de operação do TS foi de 24 litros.

Após um período inicial de adaptação do experimento, sem nenhuma corrente elétrica passando nos reatores e sendo atingido o estado de equilíbrio estacionário, aplicaram-se correntes que variaram entre 100 a 500 mA através de eletrodos instalados nos TS. Verificou-se que a eficiência da remoção de DQO dos tanques melhorou quando da aplicação da corrente elétrica. Isso pode ser caracterizado devido a um aumento nas taxas de reação de hidrólise, uma das fases limitantes no processo de digestão anaeróbia, o que resultou em níveis mais elevados de amônia e fósforo no TS, isso quando comparado com o afluente sintético. Quando aplicadas correntes até 300 mA, as reações de hidrólise foram significativas; no entanto, obtiveram-se como resultado níveis de fósforo similares aos níveis do afluente e níveis de amônia mais baixos. Verificou-se que, quando aplicadas correntes de baixa intensidade até 300 mA, houve um aumento nos níveis de nitrato no efluente do TS, indicando a estimulação da atividade de nitrificação. Os estudos confirmaram que a DQO pode ser removida através de eletro-estimulação, com a remoção proporcional à corrente passada. Assim sob as circunstâncias preliminares desse estudo, o benefício da introdução de correntes elétricas no TS é a remoção de DQO realçada.

IGNATIUS e JOWETT (2004) estudaram as melhores condições de operação das unidades TS e a influência do tipo de efluente sanitário de uma residência a ser tratado. Verificou-se que existem alguns fatores que podem tornar as unidades TS inoperantes. Dentre as causas que tornam essas unidades inoperantes, pouco operantes ou com baixa eficiência é a freqüente concentração de detergentes com alvejantes e/ou desinfetantes pesados em geral.

Para este experimento foi utilizado um TS em escala piloto com o volume de 100 litros, TDH de 4 dias, sendo alimentado com o efluente sanitário de uma residência com baixo valor de DBO e com misturas de detergente com descorante em concentrações e doses calibradas referentes ao tamanho do tanque e aos volumes de efluentes da lavanderia e/ou do toalete. O período de análise ocorreu durante aproximadamente dois meses; entre a 3^o e 4^o semana de operação a adição de produtos químicos foi acidentalmente interrompida sendo retomada logo após esse período, e nas 2 últimas semanas o sistema operou sem adição de produtos químicos. O procedimento experimental foi dividido em dois grupos, o grupo A sem a adição de produtos químicos e o grupo B com a adição de produtos químicos.

Como resultados do estudo constatou-se uma diferença significativa nas taxas de remoção de DBO, sendo o tanque do grupo A cerca de 75% a 91% superiores ao do grupo B. Considerando-se as taxas modestas de remoção de DBO de 35% dessas unidades, considerou-se o TS do grupo B como inoperante com valores abaixo de 15%, com praticamente sem ação da digestão anaeróbia. No fim do estudo experimental, depois que a dosagem dos produtos químicos foi cessada, o TS voltou a operar normalmente. Isso indica que a carga de produtos químicos domésticos pode provocar o cessamento da atividade de microrganismos anaeróbios, além de aumentar a viscosidade do efluente e reduzir a sedimentação dos sólidos suspensos presentes no efluente.

ÁVILA (2005) estudou a associação de um tanque séptico seguido por um filtro anaeróbio. O trabalho consistiu no monitoramento do sistema durante aproximadamente seis meses, utilizando a unidade TS como tratamento primário e o FA como pós-tratamento. Foram instaladas três unidades FA em paralelo tratando o efluente do TS, em cada uma das unidades foi utilizado um tipo de meio suporte: anéis de plástico, cubos de espuma e brita n.^o4. Os resultados das três unidades de pós-tratamento foram bons e não diferiram muito entre si. As eficiências do sistema

na remoção de DQO foram de 69%, 73% e 68%, e de 90%, 93% e 90% na remoção de SST para os filtros de anéis de plástico, brita nº. 4 e cubos de espuma respectivamente. O estudo apresentou a viabilidade técnica do uso de diferentes meios suportes para o FA e a necessidade de pós-tratamento da unidade TS.

Cabe destacar que a função do Tanque Séptico de minimizar os problemas relacionados ao esgotamento sanitário no atual cenário brasileiro é muito importante, cumprindo o seu papel inicial de tratamento primário. Existe a necessidade de tratamento adicional no efluente final, tanto para potencializar a remoção de matéria orgânica como realizar a remoção de outros poluentes como o nitrogênio amoniacal e patogênicos. Para uma melhor qualidade do efluente com menores impactos, é necessário que o tratamento complementar seja eficaz e promova a remoção de constituintes que não foram removidos satisfatoriamente no TS, buscando soluções que garantam a proteção ambiental e a segurança sanitária.

3.1.4 Processo Aeróbio

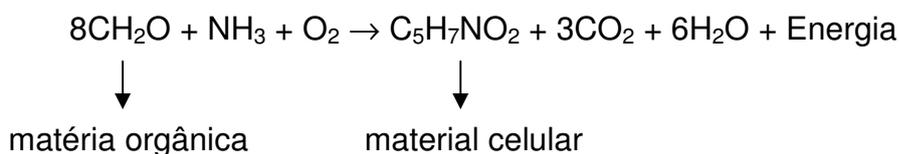
As primeiras aplicações de unidades aeróbias no tratamento de águas residuárias data do início do século XX. Essas unidades aeróbias foram utilizadas inicialmente a pequenas vazões, período em que ocorreram significativas contribuições ao processo de aprimoramento da tecnologia. Devido à comprovada eficiência da tecnologia no tratamento de águas residuárias, começou a ser aplicado ao tratamento em grandes escalas, como o tratamento do esgoto sanitário de grandes cidades.

O processo aeróbio de tratamento de águas residuárias consiste na degradação biológica de substâncias orgânicas complexas na presença de oxigênio livre. No processo biológico de degradação de águas residuárias, parte da matéria orgânica é oxidada a produtos finais para produzir energia para os processos vitais dos microrganismos envolvidos, tais como, locomoção e síntese de novas células; outra parte é convertida em novas células que, na ausência de matéria orgânica, passam a metabolizar suas reservas celulares (respiração endógena) para obter energia, transformando-se nos produtos finais CO_2 , H_2O entre outros.

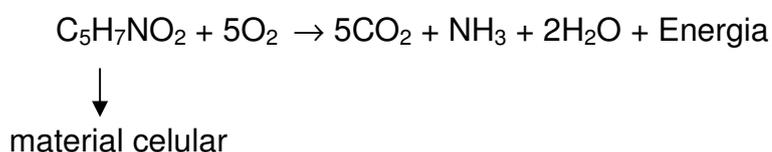
Num ambiente aeróbio são encontrados diversos gêneros de bactérias, além de algas, fungos, protozoários e outros microrganismos com participação direta e

indireta no processo de degradação da matéria orgânica. As reações aeróbias para a estabilização da matéria carbonácea nos efluentes sanitários, de uma maneira simplificada, comportam-se em uma seqüência com os seguintes mecanismos básicos: a síntese (anabolismo) e auto-oxidação ou respiração endógena (catabolismo).

No tratamento aeróbio a primeira etapa se caracteriza pelas atividades de síntese, em que a matéria orgânica presente na água residuária é utilizada pelos microrganismos para as suas atividades metabólicas de crescimento e obtenção de energia. Essa fase resulta no consumo de oxigênio e no aumento da população de microrganismos, podendo ser representada pela equação genérica (HANISCH, 1980 apud VON SPERLING, 1996):



Na segunda etapa a auto-oxidação, ou endogenia, a população de microrganismos se encontra em seu máximo, e a matéria orgânica presente na água residuária encontra-se na sua maior parte, removida. Devido a essa baixa disponibilidade de substrato no meio, a principal fonte de alimento passa a ser o próprio protoplasma celular, então ocorre um consumo de energia através da decomposição do próprio material celular, mecanismo que caracteriza a auto-oxidação ou de respiração endógena. A equação simplificada representativa desta fase é (VON SPERLING, 1996):



A equação simplificada é:



Nos processos aeróbios a matéria orgânica é oxidada a produtos finais CO_2 , H_2O , N_2 , NH_3 , P e energia para as bactérias heterotróficas presentes. Assim a matéria orgânica é transformada em energia pelos microorganismos para desenvolvimento de seus processos vitais tais como, locomoção, síntese de novas células, reprodução e reservas celulares. A matéria orgânica solúvel biodegradável é convertida em dióxido de carbono, água e a biomassa ativa através das bactérias heterotróficas (GRADY, 1999). Durante o processo aeróbio a matéria orgânica particulada é hidrolisada e convertida em matéria orgânica solúvel, liberando nitrogênio e fósforo na forma de N_2 , NH_3 e fosfato. A matéria orgânica solúvel é também utilizada pelas bactérias heterotróficas, o restante constitui-se em resíduo que fará parte do efluente final.

O oxigênio necessário para que ocorra o processo aeróbio pode ser fornecido por duas fontes: a física, através do ar atmosférico, ou bioquímica. A situação mais empregada nos processos aeróbios é o uso uma fonte física como o ar atmosférico. O oxigênio presente no ar atmosférico pode ser transferido ao processo através de um contato da superfície líquida com o ar, como ocorre com um filtro biológico percolador ou através de um equipamento que introduza ar no meio líquido, como ocorre em unidades de lodos ativados.

As unidades que apresentam maior fornecimento de oxigênio são as unidades que utilizam equipamentos como sopradores ou aeradores que injetam oxigênio no meio líquido, aumentando assim a superfície de contato do ar com o líquido. Esses equipamentos de aeração possuem capacidades limitadas, normalmente fornecendo menos oxigênio que o apresentado em catálogos e projetos, pois estes geralmente condicionam o fornecimento de oxigênio a condições específicas mais favoráveis, de temperatura e pressão, com resultado direto sobre a qualidade do tratamento do efluente e da eficiência da unidade aeróbia (SMITH, 1999).

A eficiência de conversão da matéria orgânica dos sistemas aeróbios é elevada, sendo amplamente utilizada e com sucesso em diversas ETEs no mundo inteiro, mesmo para baixas concentrações. O processo de oxidação de compostos por via aeróbia foi e tem sido amplamente estudado e utilizado e, portanto, é bastante conhecido, assim como se sabe dos pontos negativos como o alto custo associado ao consumo energético e a grande quantidade de lodo gerado quando comparado aos tratamentos anaeróbios.

3.1.5 Biofiltro Aerado Submerso

Os filtros biológicos vêm sendo utilizados há mais de 50 anos; trata-se de uma unidade que possui um leito de material altamente permeável, no qual se aderem os microrganismos e através dos quais o líquido percolado é tratado; são utilizados como material suporte diversos tipos de materiais inertes como: pedra, areia, cerâmica e plástico (AISSE, 1999). Somente no início de 1980 surgiram os primeiros filtros biológicos, com a concepção de remover a matéria orgânica e sólidos suspensos em esgoto doméstico /sanitário (CHERNICHARO et al., 2001). Os filtros utilizados no tratamento de esgoto sanitário podem ser classificados como anaeróbios ou aeróbios.

Os filtros anaeróbios podem ser utilizados como a principal unidade de tratamento, mas são mais aplicados ao pós-tratamento. Atualmente a maior aplicação dessa unidade é como “polimento” de efluentes de reatores anaeróbios, com o objetivo de promover uma remoção mais adequada da matéria orgânica e dos sólidos suspensos. Nessa unidade o fluxo é ascendente com a entrada afogada para que não ocorra o contato com o ar e a possível oxigenação do líquido. Já os filtros aeróbios mais comuns são os filtros biológicos percoladores que possui fluxo descendente, em que o líquido a ser tratado é distribuído sobre o topo por um distribuidor rotativo, com material de recheio altamente permeável como pedras ou plástico, sendo este último empregado mais recentemente, promovendo uma maior superfície de contato entre o ar atmosférico circulado e a superfície do recheio nas quais os microrganismos aeróbios aderidos realizam o tratamento aeróbio. Os filtros biológicos percoladores são classificados, em função das taxas de aplicação hidráulica e orgânica, como: filtros de baixa taxa (convencional), de taxa intermediária, de alta taxa e de taxa super alta.

O biofiltro aerado submerso é um tipo de filtro biológico, originado de ETEs compactas, caracterizado pela camada filtrante a ser mantida sob imersão total do fluxo hidráulico e a aeração ocorre em sua base. O BAS é um reator muito flexível que pode agrupar diversos estágios de tratamento, podendo o mesmo contemplar tratamento em níveis secundário e terciário num mesmo módulo (MOORE, 2001).

As principais vantagens do BAS são sua facilidade de operação, que não necessita de mão de obra qualificada, ser um sistema compacto, modular, com

rápida entrada em regime permanente, com alta concentração de biomassa e baixos tempos de detenção, resistente aos choques de cargas, resistente a baixas temperaturas, com baixa emissão de odores, com a separação de sólidos no mesmo reator, eliminando a exigência de clarificação secundária, com elevado grau de eficiência de tratamento, apresentando baixo consumo de energia, quando comparado com outros sistemas aeróbios como o lodos ativados, e menor produção de lodo, considerando grande parcela de sua biomassa, formadora do lodo (WOUWER et al. 2002), (CHERNICHARO et al., 2001), (GRADY, 1999), (GONÇALVES, 1997), (BELLI, 1999), (WESTERMAN, 2000).

Segundo estudos de AISSE (2002), os custos do processo de operação e manutenção de BAS quando operado como um sistema de pós-tratamento de um reator anaeróbio tipo UASB, alimentado com uma vazão de 70 l/s, pode ser cerca de 22% menor que o sistema de pós-tratamento utilizando um sistema de lodos ativados, para as condições específicas do estudo relatado. KLEIBER et al., (1993), apud GONÇALVES, (2001) estudou o balanço energético de ETEs utilizando o BAS, durante um período de 12 meses, identificando que o consumo de ar para o uso do BAS realizando tratamento a nível secundário, consome cerca de 83% de energia através das bombas de ar e 17% da energia é consumida para a realização de lavagens da unidade. Esse mesmo autor afirma que o BAS possui como vantagens: menor gasto energético de operação e manutenção e menor quantidade de disposição do lodo que outras unidades aeróbias, como os lodos ativados.

No passado, a utilização do BAS no tratamento de águas residuárias tinha por finalidade a oxidação da matéria orgânica carbonácea, mas rapidamente foi estendida para remoção do carbono combinado ao processo de nitrificação e subseqüentemente às aplicações conjuntas (WESTERMAN et al., 2000). Os novos biofiltros na Comunidade Européia têm sido projetados com sistemas de dupla-coluna, que têm sido recentemente propostos para conseguir a remoção de nitrogênio e/ou do fósforo (WOUWER et al. 2002). Para melhor conhecer os processos envolvidos no tratamento de efluentes nos BAS, têm sido realizados diversos estudos com modelos em escala piloto observando diversas condições de operação (VANDER GHEYNST et al. 1996).

Atualmente encontram-se diversas configurações para recheio dos filtros biológicos; esses recheios podem ser de material homogêneo ou com diferentes

materiais, sendo dispostos em duas ou mais camadas (OSÓRIO, 2001). A seleção de um meio apropriado ao BAS é um dos pontos críticos de projeto e operação, pois o recheio permite, em função das cargas hidráulicas aplicadas e da carga orgânica, alcançar níveis elevados no tratamento de efluentes sanitários (MOORE, 2001). Segundo MOORE et. al., (1999), uma remoção superior de substrato foi observada nos BAS que apresentavam como recheio um meio mineral, tal como a argila expandida e carvão ativado quando comparados àquelas que usam meios de areia ou plástico de mesmas dimensões.

Uma das principais características do BAS é a existência de um leito suporte fixo para a adesão de microrganismos, que pode ser estruturado ou granulado, permitindo elevados tempos de residência celular e baixo tempo de detenção hidráulica (HIRAKAWA et. al., 2002; AISSE, 2002). Devido à formação do biofilme no recheio fixo, as bactérias ficam mais tempo na unidade do que ocorreria numa unidade com biomassa dispersa; isso promove um TRC mais alto que o TDH.

No Brasil os BAS são normatizados pela NBR-13969 / 1997, com o título “Tanques Sépticos – Unidade de Tratamento Complementar e Disposição Final de Efluentes Líquidos – Projeto e Construção”. Contudo alguns parâmetros de projeto como a altura do leito filtrante, a área, as características do meio filtrante, o TDH, a taxa de aplicação superficial não são abordados na norma. Assim o dimensionamento e operação dessas unidades são realizados através de dados empíricos baseados em experiências anteriores, sendo que a própria configuração do BAS sugerida pela norma, com dois leitos filtrantes e uma câmara funcionando como um decantador secundário, vem sendo contestada por diversos trabalhos que relatam a possibilidade de obter um efluente clarificado, com baixa concentração de SS, com um BAS com uma única coluna, sem a necessidade de decantador secundário.

O principal parâmetro utilizado para o dimensionamento do volume dessa unidade é a carga orgânica volumétrica. Já para a sua operação, o parâmetro utilizado é a taxa de aplicação superficial, que vem a definir o TDH, e em conjunto, com a quantidade de oxigênio fornecido, pode promover o tratamento do esgoto sanitário em níveis secundários e terciários.

O esgoto afluente pode ser introduzido tanto na base do reator quanto no seu topo, com fluxos ascendente ou descendente, em que o mesmo atravessa o material

de recheio, o que caracteriza um reator trifásico por possuir: fase sólida, fase líquida e fase gasosa. O fluxo descendente em que ocorre a entrada do afluente na parte superior e saída na base, é caracterizado por ocorrer um choque do efluente com o recheio e com o ar, em virtude da configuração de entrada do afluente no filtro, isso traz uma característica específica na remoção de poluentes (WESTERMAN et al., 2000). O sentido do fluxo hidráulico tem influência na retenção de sólidos suspensos, a transferência de oxigênio - líquido, evolução de perda de carga, tipo de lavagem, gasto energético e a produção de odores. (CHERNICHARO et al., 2001;BELLI, 1999). O Quadro 3.1 apresenta uma comparação entre os sentidos dos fluxos hidráulicos.

QUADRO 3.1 - TABELA COMPARATIVA ENTRE O COMPORTAMENTO HIDRÁULICO DE FLUXO DESCENDENTE E ASCENDENTE

Fluxo Descendente (contra – corrente de ar)	
Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> • Maior eficiência na transferência de oxigênio. • Maior capacidade de retenção de SS que o de fluxo ascendente. • Mais adequado para promoção da nitrificação e desnitrificação. • Menor demanda de ar que a de fluxo ascendente. • Contato do aerador com o líquido tratado, sujeito a menos entupimento. • Experiências em escala real. 	<ul style="list-style-type: none"> • Favorece o aprisionamento de ar no seio do meio granular. • Maiores perdas de carga que o de fluxo ascendente. • Maior necessidade de retro-lavagens devido a maior retenção de SS, maior quantidade de biomassa. • Maiores problemas de odores que o de fluxo ascendente, já que o líquido a ser tratado entra em contato com a atmosfera.
Fluxo Ascendente (co – corrente)	
Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> • Menos retro-lavagens e operação mais simplificada que o de fluxo descendente. • Experiências e estudos em maior escala que o de fluxo descendente. 	<ul style="list-style-type: none"> • Pode haver má distribuição do afluente e ar, com possibilidade de curtos circuitos e queda do rendimento. • Menor remoção de sólidos e menor capacidade de filtração que o de fluxo descendente. • Maior demanda de ar. • Maior possibilidade de entupimento do aerador devido ao contato direto com o líquido a ser tratado. • Menor geração de odores.

FONTE: GRADY, 1999 e CHERNICHARO et al., 2001.

Os autores GRADY, (1999) e CHERNICHARO et al., (2001) discordam sobre qual dos dois comportamentos hidráulicos seria o mais eficiente com relação a capacidade de filtração. GRADY (1999) afirma que o BAS de fluxo ascendente possui maior capacidade de filtração, no entanto CHERNICHARO et al. (2001) afirmam que o BAS de fluxo descendente possui melhor capacidade de retenção de SS. WESTERMAN et al. (2000) e GÁLVEZ et al. (2003) afirmam que o BAS de fluxo descendente promove melhores condições de filtração e retenção de SS, assim,

conseqüentemente, acontece numa faixa menor de tempo a colmatação do leito filtrante da unidade.

Na operação do BAS pode ocorrer o desprendimento de placas do biofilme do leito filtrante, formado por bactérias e algas, ou mesmo a colmatação do meio filtrante pelo crescimento do biofilme, assim existe a necessidade de realizar retro-lavagens para poder retirar a biomassa em excesso do reator e evitar problemas de caminhos preferenciais do fluxo e do ar. As placas de biofilme são constituídas de matéria orgânica e apresentam boa decantabilidade. Assim pode ser interessante a recirculação de uma parte de seu efluente para o tanque ou reator permitindo um tratamento com uma menor geração de sólidos e carga poluidora. Essa elevada capacidade de remover os compostos solúveis e reter as partículas em suspensão do efluente anaeróbico no mesmo reator constitui uma boa opção ao pós-tratamento de reatores anaeróbios (GONÇALVES, 1997a).

Apesar do regime hidráulico ter grande influência na qualidade e tipo de tratamento, devemos destacar também como aspectos fundamentais à eficiência da unidade a carga aplicada e sua geometria alinhada ao tipo de recheio utilizado (MENNINGMANN, 1999).

O material suporte deve servir para fixação dos microrganismos e para filtração dos sólidos. A escolha do tamanho do material de recheio influencia diretamente na qualidade do processo de tratamento, pois o uso de material com menor área superficial poderá ser prejudicial à filtração e fornecerá uma menor área para fixação das bactérias, já um material com maior superfície de contato, propicia o desenvolvimento de mais biofilme, ocasionando aumento da perda de carga, necessitando de mais retro-lavagens (MOORE, 2001; CHERNICHARO et al., 2001). A utilização de meio granular, como pedra brita, plástico, argila expandida e carvão ativado, em função da sua granulometria, influenciam a eficiência do tratamento, ditada através da taxa de carregamento máxima (MOORE, 2001). A unidade BAS quando possui recheio estruturado necessita de decantador secundário para a clarificação do seu efluente, com remoção dos sólidos suspensos, já que o recheio estruturado não promove uma adequada filtração dos sólidos e ocorre com maior freqüência o desprendimento de placas de biofilme do recheio e, conseqüentemente, a perda da qualidade do efluente final (MENNINGMANN, 1999). Estudos como o de AISSE, (2001), que operaram o BAS como pós-tratamento de um reator UASB,

utilizando o recheio estruturado do tipo colméia no BAS e seguido por decantador secundário, não apresentaram elevada remoção de sólidos com valores de 75,9% de remoção de SS. AISSE, em 2002, utilizando as mesmas unidades com o BAS como pós-tratamento de UASB, demonstrou em seu estudo que não houve a necessidade de retro-lavagem no BAS. Isso ocorre devido às características do recheio utilizado que propicia uma menor capacidade de filtração e retenção dos sólidos.

O trabalho de OSÓRIO (2001), que operou um BAS de fluxo descendente tratando efluente típico de um abatedouro, apresenta a influência que o recheio pode exercer na operação de um reator BAS. A unidade BAS estudada possuía um leito filtrante de 1,3 m de altura composto por dois materiais de recheio dispostos em alturas distintas. As camadas de material suporte foram uma camada de material cerâmico, compondo a camada superior com 0,7 m no topo do reator e uma camada inferior de material plástico com 0,6 m. O objetivo era a camada superior trabalhar como um filtro retendo a maior parcela de sólidos e a camada inferior com menor formação de biomassa facilitando na operação de retro-lavagem. O efluente a ser tratado possuía as concentrações médias de 507mg/l de DQO, de 255 mg/l de DBO e 116 mg/l de SS. A máxima carga orgânica aplicada foi de 4,87 kgDBO/m³/d e 3,0 SS//m³/d, com um consumo de ar de 1,0 kgO₂/ kgDBO removida e que apresentou um efluente com concentrações inferiores de 20 mg/l de DBO e de 25 mg/l de SS. Os resultados conclusivos desse estudo foram que a unidade BAS com uma camada com dois tipos distintos de material filtrante, cerâmico e plástico, opera sob melhores condições, com redução nos custos relativos ao gasto energético com as retro-lavagens, que ocorreram com menor frequência com o fluxo descendente que com o fluxo ascendente.

GONÇALVES et al. (1997b) trabalharam com uma configuração de ETE, para áreas densamente urbanizadas, com a associação dos reatores UASB e BAS em que foram avaliados os benefícios de operar um sistema combinado utilizando o BAS. Nesta configuração, a unidade UASB é a responsável pela gestão do lodo, promovendo o adensamento e a digestão anaeróbia do lodo da lavagem do biofiltro, produzindo um lodo altamente concentrado e mineralizado. Os desempenhos apresentados pelo UASB, reduzindo os teores de SS a menos de 20% dos teores originalmente presentes no esgoto bruto, permitiram o controle efetivo do

desenvolvimento do biofilme no BAS, resultando em taxas de reação otimizadas e operações de lavagem minimizadas. A frequência de lavagem do BAS foi de 1 lavagem / 3 dias de operação, correspondendo a uma taxa de aumento de perda de carga de 1,5 cm/dia. Nesse estudo ocorre a concentração do lodo na unidade UASB como a única fonte de emissão de lodo, simplificando a operação da ETE. O lodo do UASB apresenta elevadas concentrações de sólidos, de modo que o volume estabilizado seja menor, facilitando a sua manipulação até o seu destino final (CHERNICHARO, 1997). Tal associação apresentou-se bastante eficiente na remoção de SST, DBO e DQO e para a manipulação do lodo da unidade BAS. Assim, o lodo produzido pelo BAS pode ser digerido adequadamente no UASB, reduzindo o volume produzido de resíduo e a necessidade de disposição.

SILVA et al., (2005) estudaram os benefícios de um sistema misto anaeróbio /aeróbio formado por um reator UASB e BAS, ETE UFES, no tratamento de esgoto sanitário. No entanto o objetivo principal foi avaliar a qualidade do lodo misto, formado pela combinação dos lodos anaeróbio e aeróbio das unidades UASB e BAS, em diferentes alturas do reator UASB, principalmente nas regiões do leito e da manta de lodo, através de Testes de Respirimetria Anaeróbia, do tipo Testes de Atividade Metanogênica Específica (AME), além dos testes de monitoramento mais amplamente empregados como DQO e SSV. O estudo foi realizado em diferentes alturas do UASB e possibilitou conhecer em que altura se encontra a biomassa mais ativa no processo da digestão anaeróbia e qual lodo poderá ser descartado do sistema, otimizando a operação e manutenção do sistema de tratamento de esgoto.

Para esse estudo a operação ocorreu com a coleta de biomassa em três alturas do UASB a 0,25; 0,75 e 1,25 m do fundo do reator. O teste foi realizado em um respirômetro automatizado anaeróbio, composto de oito reatores em batelada, cada um com volume útil de 550 ml. O substrato utilizado foi o acetato de sódio. Avaliaram-se diferentes concentrações de substrato (S_o) e de biomassa (X_o). O reator UASB, quando submetido a um $TDH_{\text{médio}}$ de 7 horas, apresentou eficiência de remoção de 62 % (SST) e 53% (DQO). A eficiência do sistema UASB e BAS foi de 82 a 87% (SST) e 76 a 83% (DQO). A melhor relação S_o/X_o para os lodos em estudo foi de 0,2 ($S_o=2,0$ gDQO/L e $X_o=10,0$ gSV/L) e a AME máxima foi de 0,1198 gDQO/gSV.d para a biomassa coletada a 0,75 m do fundo do reator UASB, a qual

apresenta um potencial de produção de 392,64 mlCH₄/gDQO. Os resultados obtidos indicaram que há estratificação ao longo do reator, em termos de sólidos voláteis e de AME e que mesmo recebendo lodo aeróbio de descarte dos BAS continuamente, o reator UASB apresentou eficiência e estabilidade no tratamento de esgoto, com uma biomassa mista (lodo anaeróbio e lodo aeróbio) adaptada e ativa dentro do reator UASB.

Em virtude da flexibilidade das unidades BAS diversas tecnologias comerciais foram desenvolvidas principalmente por empresas na Europa e América do Norte, para tratar efluentes sanitários e industriais de diversos tipos. As atuais aplicações do BAS demonstram a robustez dessa tecnologia e da facilidade de operação sob circunstâncias típicas (STENSEL et al. 1988 apud WESTERMAN et al. 2000).

Como experiência brasileira podemos destacar diversos trabalhos relacionados ao âmbito do PROSAB, com destaque para GONÇALVES, sendo que diversos trabalhos foram operados com o BAS como pós-tratamento de reator anaeróbio. Na seqüência serão apresentados alguns trabalhos que utilizaram a unidade de tratamento BAS com diferentes finalidades.

GONÇALVES (1999) operou um conjunto de cinco biofiltros aerados submersos, usando um procedimento operacional desenvolvido por GONÇALVES et al. (1994) para que o BAS pudesse permitir a defosfatação biológica (Bio-P) do esgoto sanitário. Os biofiltros em questão dispunham de um leito filtrante flutuante, sendo concebidos para a nitrificação - desnitrificação (ND) de esgotos domésticos. Períodos de contato anaeróbio foram introduzidos ordenadamente durante o funcionamento dos biofiltros sob alimentação contínua, assegurando uma alternância cíclica das condições anaeróbia / aeróbia (A/O) sobre a biomassa fixa. Isso permitiu a seleção de elevadas concentrações de bactérias defosfatantes (Bio-P) no biofilme, comprovada tanto pela eficiência na remoção de fósforo (P) da fase líquida (60 - 70%) quanto pelos teores de P no lodo de lavagem dos biofiltros (~ 3,4 %, P-total / SS). Uma intensa atividade das bactérias autotróficas nitrificadoras e uma melhoria no rendimento de desnitrificação indicaram o efeito benéfico do procedimento operacional proposto sobre o desempenho do processo.

CHANDRAVATHANAM (1999) realizou um trabalho com BAS em escala de bancada de fluxo ascendente usando como meio suporte cubos de espuma de poliuretano. O objetivo do trabalho foi investigar o processo de nitrificação em esgoto

sanitário pré-tratado, para isso utilizou uma solução de esgoto sintético com a presença de nitrogênio amoniacal e 50 mg/l de DQO. Foram estudados diversos tempos de detenção hidráulica no reator variando de 24, 12, 8 e 6 horas. Observou-se que a eficiência na remoção da amônia foi da ordem de 98 a 100%, e realizou-se a totalidade do processo de nitrificação com as concentrações de nitrogênio amoniacal no efluente final menor que 4,7 mg/l e com $0,1 \pm 0,2$ mg/l nitrato respectivamente. Mesmo com elevadas relações DQO/NH₄, próximo a 15, foi observado a remoção de 100% de NH₄. Também foi estudada, junto ao processo de nitrificação, a remoção de sólidos suspensos para os tempos de detenção de 24, 12 e 6 horas, em que se verificou uma eficiência de remoção de 95 a 98%, com uma concentração de sólidos suspensos de 5,9 a 15,9 mg/l.

PASSAMANI et. al. (1999) trabalharam com um sistema de tratamento de esgoto sanitário composto por uma unidade UASB (46 litros) seguido por BAS (6,3 litros), com o objetivo de avaliar a remoção de patógenos e coliformes fecais nessas unidades e no sistema. Mostrou-se que o sistema foi muito eficiente na remoção de SS e matéria orgânica do esgoto sanitário, mesmo operando com o UASB sob tempo de detenção hidráulica da ordem de 6 horas e BAS com θ menor que 50 minutos. O efluente final do processo apresentou as seguintes características médias: SS = 14 mg/l; DBO = 15 mg O₂/l e DQO = 58 mg O₂/l. Com relação as eficiências médias de remoção coliformes fecais ficaram em torno de 84,3% no UASB, 93,0% no BAS e 98,9% para a remoção global. Conforme o esperado, os resultados mostram que o sistema não é eficiente na remoção de coliformes fecais, por se tratar de dois reatores com baixíssimo tempo de detenção hidráulica. As concentrações encontradas no efluente final do conjunto situam-se bem acima do valor estabelecido pela Organização Mundial de Saúde (OMS) para o reaproveitamento do efluente em irrigações irrestritas. O efluente final continha em média 10^6 NMP/100ml, indicando a necessidade de desinfecção em casos de reutilização do efluente. Em relação à análise parasitológica, o esgoto bruto apresentou uma contagem média de 24 ovos/l e o efluente do UASB 3 ovos/litro, com uma eficiência de remoção da ordem de 87,5% e no efluente do BAS não foram detectados ovos de helmintos, confirmando a elevada eficiência desse tratamento na remoção dos mesmos. No lodo do BAS, a contagem média foi de 25 ovos/l.

GONÇALVES et al. (2000) conduziram um trabalho associando UASB e BAS, utilizando meios filtrantes variados, trabalhando com bolhas de poliestireno, brita, areia e cinazita, operando com cargas hidráulicas de 12,3 m³/m².h (secundário) e 2,4 m³/m².h (terciário). A eficiência de remoção de SST foi de 80% a 90% e o efluente final apresentou concentração média de 30 e 17 mg/L, respectivamente para o BAS secundário e terciário. Quanto à DQO a associação foi capaz de produzir um efluente com menos de 90 mg/L.

AISSE e SOBRINHO (2001) trabalharam com unidade piloto de UASB seguido por BAS com decantador secundário em que aplicaram no BAS taxas hidráulicas de 20 m³/m².dia, 30 m³/m².dia e 40 m³/m².dia. Referente à taxa hidráulica de 30 m³/m².dia, o efluente do decantador secundário apresentou valores de 71 ± 18 mg/L, 17 ± 16 mg/L e 26 ± 11 mg/L, respectivamente para a DQO, DBO e SST. Estes valores representam eficiências de remoção do sistema de 81%, 88% e 83% respectivamente para os citados parâmetros. Na aplicação da taxa hidráulica de 40 m³/m².dia verificou-se perda na qualidade do efluente, sugerindo que essa taxa seja considerada limite nas respectivas condições do experimento.

HIRAKAWA et al. (2002) operaram em escala piloto um sistema UASB+BAS no tratamento de esgoto sanitário, em que puderam concluir que o BAS possui condições do ponto de vista técnico e operacional de realizar o tratamento complementar de efluente de um reator UASB. A eficiência do BAS na remoção de matéria orgânica expressa em DQO variou de 21% a 94%, com valor médio de 63%. A concentração de DQO com valor médio de 39 mg/L, com DBO na faixa de 6 a 17 mg/L. Para taxas de aplicação de até 4,0 kgDQO/m³.dia, o BAS mostrou-se capaz de promover nitrificação com eficiência suficiente para manter, na maior parte das análises, concentrações de nitrogênio amoniacal inferior a 5,0 mg/L no efluente final.

GÁLVEZ et. al. (2003) trabalharam com um reator híbrido, consistindo de uma unidade que possui etapa aeróbia e anaeróbia num mesmo conjunto, em escala de laboratório que utiliza os conceitos da tecnologia de biofilme no tratamento de esgoto sanitário, para a remoção da matéria orgânica e do nitrogênio pelo processo biológico de nitrificação e desnitrificação. O reator híbrido possui duas etapas, uma primeira etapa que funciona como um BAS com fluxo descendente objetivando a remoção da matéria orgânica e promoção do processo de nitrificação, seguida da segunda etapa que é um biofiltro anóxico de fluxo ascendente com objetivo de

desnitrificação. A unidade tem o formato de um U, e possui um fluxo contínuo. O material utilizado como recheio dos filtros biológicos foram restos de construção, principalmente material cerâmico e argiloso. Para promover o processo de desnitrificação na etapa final foi adicionada uma fonte de carbono, no caso o metanol. Foram aplicadas as taxas hidráulicas diferentes $0,35 - 1,59 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ com uma vazão de ar de $7,78 - 43,5 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ durante o período de um ano. O taxa hidráulica mais elevada que promoveu a remoção do nitrogênio foi de $0.71 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$, referente a um tempo de detenção de 1,6 horas. No que concerne à eficiência de remoção da matéria orgânica, o reator aeróbico aceitou uma carga orgânica volumétrica máxima de DQO $16,0 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ com uma eficiência da remoção 75% da DQO. Para todos os testes realizados, sólidos suspensos (SS) apresentaram concentrações menores que 35 mg/l .

LIMA (2005) operou um sistema contínuo, na EESC-USP São Carlos – SP, que tratava do efluente de um reator anaeróbico compartimentado com vazão de 450 l/h , formado por uma coluna piloto para a introdução de ozônio, com passagem por uma caixa de passagem de onde foi bombeado para dois biofiltros aerados submersos: um preenchido com carvão ativado granular e outro com espuma de poliuretano. O trabalho foi desenvolvido com a finalidade de avaliar a viabilidade técnica da utilização do processo de ozonização quando utilizado em sistema combinado composto por reator anaeróbico compartimentado seguido por biofiltro aerado submerso.

O mesmo autor descreve a necessidade de submeter o efluente de processos anaeróbios a pós-tratamento para remoção de carga orgânica remanescente e redução de toxicidade. Entretanto, alguns compostos, dependendo do processo de tratamento, poderão não ser removidos. Por esse motivo propõe-se oxidação dos efluentes de processos anaeróbios e posterior tratamento em reator aeróbico de leito fixo. Com o ozônio há a decomposição das moléculas orgânicas mais complexas, tornando-as subprodutos disponíveis para utilização pela comunidade de bactérias que se desenvolverá no leito desses reatores. Isso pode ser verificado com elevada estabilização do efluente final apresentando DQO da ordem de $14,3 \text{ mg/l}$ e SST de $6,8 \text{ mg/l}$ para o recheio de carvão ativado. Verificou-se que o meio suporte de carvão ativado granular demonstrou ser o mais eficiente, e teve estabilização mais rápida que o de espuma de poliuretano com DQO de $35,9 \text{ mg/l}$. Efeitos da nitrificação

também foram observados em ambos os reatores, o afluente possuía 35 mg/l de nitrogênio amoniacal o efluente do BAS com carvão ativado apresentou efluente com 4,0 mg/l e o de poliuretano com 10mg/l.

Observou-se que os estudos realizados na unidade BAS têm sofrido tantas mudanças quanto ao seu enfoque e a sua aplicabilidade, que se transformou de uma unidade de tratamento de esgoto sanitário em uma unidade de pós-tratamento de nível secundário e posteriormente terciário, e mesmo uma alternativa para o tratamento de efluentes industriais.

3.1.5.1 Biofilme

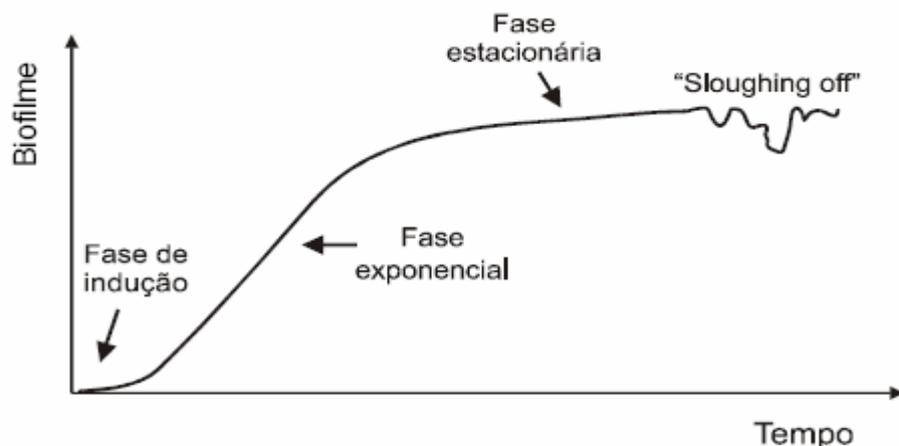
Um dos grandes segredos para a aplicabilidade do BAS como unidade de tratamento para tantos diferentes tipos de efluente está relacionada à tecnologia do biofilme. Para compreender melhor essa tecnologia serão abordados alguns aspectos do biofilme ou, como é conhecido, os “filmes microbianos“, ou “depósitos biológicos“, ou como “película microbiana“. Trata-se de uma superfície de aspecto gelatinoso, aderida a um meio fixo, quase sempre imersa em meio líquido, constituída essencialmente por microrganismos. Um biofilme não é necessariamente uniforme quer no tempo e mesmo na sua distribuição no espaço, podendo englobar partículas sólidas (argilas, areias, produtos de corrosão e partículas orgânicas) provenientes do meio aquoso onde está imerso (CHARACKLIS, 1990). É uma estrutura complexa tanto no aspecto microbiológico quanto no aspecto físico.

É enorme a diversidade de espécies microbianas que podem estar presentes nos biofilmes, quer nos habitats naturais, quer nos meios criados pelo homem. Podemos encontrar microalgas, fungos, protozoários, bactérias e vírus em biofilmes (CHARACKLIS, 1990).

O meio suporte fixo necessário ao desenvolvimento do biofilme geralmente é constituído por material inerte e impermeável (MOORE, 2001). Para que ocorra a formação do biofilme é necessário, além de um meio suporte fixo com características inertes, o alimento para o crescimento e desenvolvimento bacteriano, como a matéria orgânica, nutrientes, possivelmente oxigênio ou outros compostos que serão adsorvidos pelas bactérias na superfície e formarão o biofilme.

A acumulação de biofilme é um processo natural, que ocorre segundo um padrão sigmoidal (Figura 3.4), sendo o resultado de um balanço entre vários processos físicos, químicos e biológicos que ocorrem simultaneamente. (ZART et al., 1997).

FIGURA 3.4 - CRESCIMENTO DO BIOFILME E SUA ACUMULAÇÃO AO LONGO DO TEMPO



FONTE: GRADY (1999)

As etapas presentes no desenvolvimento do biofilme são:

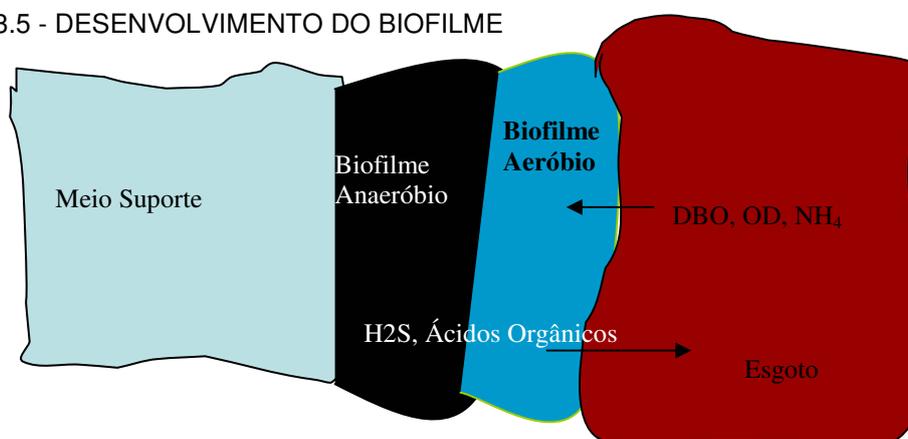
- Adsorção de substâncias orgânicas dissolvidas a uma superfície sólida em contato com um meio aquoso, constituindo-se um “filme condicionador”;
- Transporte de microrganismos e outras partículas do meio aquoso para a superfície sólida condicionada;
- Adesão firme dos microrganismos à superfície;
- Transporte de nutrientes da fase líquida para a interface líquido-biofilme, bem como no interior do filme microbiano;
- Produção de biofilme devido ao consumo dos nutrientes, conseqüente crescimento e reprodução dos microrganismos aderidos e síntese de polímeros extracelulares;
- Transporte de subprodutos do biofilme para o exterior;

Nos sistemas de tratamento de águas residuárias que utilizam unidade em que haja a formação de biofilme é comum encontrarmos uma mistura de populações de bactérias, estas podendo ser tanto aeróbias quanto anaeróbias. No biofilme ocorre naturalmente uma disputa por espaço, oxigênio e substrato, podendo ser o

carbono orgânico ou o nitrogênio em diversos grupos de microorganismos, assim resultando uma distribuição espacial específica dos microorganismos no biofilme (POLANCO, 2000).

Com a formação do biofilme a camada próxima à superfície consome a maior parte da matéria orgânica biodegradável, pois se encontra substrato e oxigênio em maiores quantidades. Através de mecanismos de difusão ocorre o transporte de substâncias para as bactérias localizadas no interior do biofilme, em concentrações menores. Portanto, é possível encontrar no biofilme uma camada externa com oxigênio, e outra interna desprovida de oxigênio (SPERLING, 1996) conforme Figura 3.5.

FIGURA 3.5 - DESENVOLVIMENTO DO BIOFILME



FONTE: SPERLING (1996)

Uma das principais vantagens do biofilme é que as bactérias estão continuamente sendo alimentadas por uma nova carga de substrato, ocorrendo o desenvolvimento deste preferencialmente na fase exponencial, com uma maior velocidade cinética de desenvolvimento bacteriano e a de mecanismos de biomassa dispersa (GRADY, 1999). Dentre as vantagens que o biofilme proporciona aos sistemas de tratamento (SPERLING, 1996, GRADY, 1999, CHARACKLIS, 1990, WIK, 1998), pode-se citar:

- Tempos de detenção hidráulico menor que o de geração celular;
- Biomassa ativa superior aos de sistemas dispersos;
- Taxa de remoção de substrato superior aos de sistemas dispersos;

- Coexistência entre microorganismos aeróbios e anaeróbios é maior que nos sistemas de crescimento disperso, porque a espessura do biofilme é usualmente superior ao diâmetro do floco biológico;
 - Melhor qualidade de clarificação do efluente;
 - Os microorganismos são continuamente reutilizados. Nos sistemas de crescimento dispersos isso só é possível com recirculação da biomassa;
 - aumento da concentração de nutrientes nas interfaces líquido-biofilme uma vez que matriz polimérica favorece a adsorção de moléculas de nutrientes;
 - proteção contra fatores ambientais agressivos, como por exemplo: flutuações de pH, concentração de sais, desidratação, forças de tensão de corte, substâncias químicas agressivas, agentes bactericidas, antibióticos, predadores e metais pesados;
 - possibilidade de troca de material genético devido ao longo tempo de retenção dos microrganismos;
 - facilidade de desenvolvimento de microconsórcios que permitem o estabelecimento de relações de simbiose (líquenes) bem como a utilização de substratos de difícil degradação (celulose);
 - capacidade para estabelecer e colonizar nichos ecológicos.

É importante conhecer os fatores que afetam o desenvolvimento do biofilme, os quais são (GRADY, 1999):

- pH;
- temperatura;
- força iônica do meio;
- a velocidade de escoamento do líquido;
- a qualidade e a concentração de nutrientes do meio líquido circundante;
- características dos microrganismos;
- material de construção e rugosidade da superfície sólida;
- presença de material particulado;
- presença de micronutrientes (magnésio, potássio, cálcio, sódio, etc.);
- presença de agentes antimicrobianos.

Pode-se destacar que a velocidade de transferência do oxigênio para as células é o fator limitante, que determina a velocidade de conversão biológica, isso

ocorre devida à baixa solubilidade do oxigênio na água. A disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da solubilidade e da transferência de massa, bem como da velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado. Em reatores com biofilme, utilizados no pós-tratamento de efluentes anaeróbios, os mecanismos de transporte envolvem oxigênio e nitrogênio amoniacal (O_2 e $N-NH_4^+$), além de intermediário ($N-NO_2^-$) e produto final ($N-NO_3^-$). As principais etapas envolvidas são as seguintes:

- transferência do oxigênio da fase gasosa para o meio líquido;
- transferência do oxigênio, do nitrogênio amoniacal e do nitrato da fase líquida para o suporte de gel;
- transferência dentro do suporte do oxigênio, do nitrogênio amoniacal e do nitrito e;
- transferência do produto intermediário ($N-NO_2^-$) e produto final ($N-NO_3^-$) para o meio líquido.

Para obter melhores condições de projeto e operação do BAS é importante compreender a dinâmica do biofilme e os fatores que influenciam no seu desenvolvimento, pois será possível maximizar as eficiências.

3.2 Tecnologia combinada de sistemas anaeróbio/aeróbio de tratamento de esgoto sanitário.

O emprego de tecnologia combinada de sistemas anaeróbio/aeróbio no tratamento de efluente sanitário pode apresentar grandes vantagens, como, elevada remoção de matéria orgânica, de sólidos suspensos, sólidos totais, a redução dos macro-nutrientes e possivelmente a desinfecção, atendendo às condições mais restritivas de lançamento.

No Quadro 3.2 são apresentadas diversas tecnologias de pós-tratamento de sistemas anaeróbios, sendo a maioria resultados de pesquisas em escala piloto e real em operação no Brasil

QUADRO 3.2 - ALTERNATIVAS DE PÓSTRATAMENTO DE REATORES ANAERÓBIOS

Modalidade de pós-tratamento	Alternativa
Pós-tratamento no solo	Infiltração rápida Infiltração subsuperficial Irrigação Escoamento superficial Filtros de areia Valas de filtração Terras úmidas (alagadas ou wetlands)
Pós-tratamento em lagoas	Lagoa de polimento
Pós-tratamento em reatores com biofilme	Filtros biológicos percoladores Filtros biológicos submersos Biofiltro aerado submerso Filtros anaeróbios Biodiscos Reatores de leito fluidificado ou expandido
Pós-tratamento em reatores de lodos ativados	Sistema de lodos ativados convencional Sistema de reatores seqüenciais em batelada
Pós-tratamento em sistemas de flotação	Flotação por ar dissolvido
Pós-tratamento em sistemas de desinfecção	Cloração Radiação ultravioleta Ozonização

FONTA: CHERNICHARO et. al. (2001).

Para a remoção de nutrientes, o sistema anaeróbio - aeróbio pode ser extremamente eficiente, com destaque para o nitrogênio que pode ser removido por via biológica com maior eficiência que o fósforo. Para que isso ocorra é necessário otimizar a operação do sistema observando as condições do efluente, condições locais, ambientais, econômicas e operacionais.

Um sistema anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário caracteriza-se pela eliminação de grande parcela da matéria orgânica. A etapa anaeróbia pode remover até 80% da matéria orgânica biodegradável (CHERNICHARO, 1997), assim uma parcela significativa na remoção de matéria orgânica caberia ao reator anaeróbio, ficando a carga remanescente para a etapa aeróbia, que necessitará de uma quantidade menor oxigênio devido à menor quantidade de substrato. A redução da necessidade de aeração traz economia no consumo de energia elétrica, e economia no processo. Adicionalmente à vantagem do gasto energético a etapa anaeróbia propicia o tratamento e a disposição de uma menor quantidade de lodo. Conseqüentemente, há necessidade de área menor para acondicionamento e destino final do lodo excedente (CAMPOS, 1999).

Diversos estudos têm sido realizados com sistemas combinados anaeróbio/aeróbio no tratamento de águas residuárias, utilizando para isso as mais diversas configurações. A literatura reporta várias pesquisas, algumas mais recentes, utilizando esses sistemas e suas vantagens competitivas.

SASAKI (1996) estudou e desenvolveu um sistema de lodos ativados com aeração intermitente. Neste processo foram empregados dois reatores conectados em série com 76 e 74 litros, operando sob condições aeróbia, anóxica e anaeróbia. Como substrato foi utilizado um esgoto sintético e, para controle e aferição dos períodos aeróbios, anóxicos e anaeróbios, foram utilizadas sondas de OD e POR (Potencial de Oxi-Redução). Observou-se nesse estudo o processo de nitrificação e desnitrificação do efluente sintético. A operação ocorreu durante um ano, período em que se encontrou elevada remoção de DBO, em torno de 98%, e remoção de nitrogênio total de 92%, e de 85% para fósforo total com tempo de detenção hidráulico de 20 horas no reator.

GONÇALVES et al. (1997a) realizou estudo em escala semi-piloto com um reator UASB seguido por um BAS, objetivando o tratamento de esgoto sanitário a nível secundário. Os reatores UASB com volume de 46 litros e o BAS com volume de 6,3 litros operaram junto a ETE de Cambuí - Vitória, Espírito Santo (BR). O aparato experimental foi operado durante 322 dias; nesse período foram realizados diversos testes com as cargas hidráulicas de entrada no sistema. No reator UASB, foram testadas as seguintes cargas hidráulicas: $0,4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ($\theta = 16 \text{ h}$); $0,6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ($\theta = 10 \text{ h}$); $0,8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ($\theta = 8 \text{ h}$); $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ($\theta = 6 \text{ h}$) e $1,45 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ($\theta = 4 \text{ h}$). O sistema é contínuo, assim os tempos de detenção hidráulica no BAS foram muito inferiores aos apresentados pelo UASB. O reator UASB quando operado com um tempo de detenção hidráulica (θ) de 6 horas correspondeu a um θ menor que 50 minutos no recheio do BAS.

Para esse mesmo estudo as eficiências globais de remoção de SS, DBO e DQO foram de 95%, 95% e 88% respectivamente. O reator UASB removeu 80% dos SS que entravam no sistema, isso permitiu que fosse realizado um controle mais efetivo no desenvolvimento do biofilme do BAS, já que baixas concentrações de SS entravam na unidade. O efluente final do sistema apresentou como características médias: SS = 10 mg/l, DBO = 9 mg/l e DQO = 38 mg/l, o que caracteriza um estágio avançado de mineralização. Esses resultados demonstram que a associação do

UASB e BAS, reatores de alta taxa, resulta em ETEs compactas, eficientes e com baixo consumo energético, podendo ser uma solução interessante para o tratamento de esgoto sanitário em regiões metropolitanas brasileiras.

DIEZ e DE POZO (2003) operaram uma combinação de reatores com a tecnologia de biofilme, usando recheio estruturado, tratando o efluente de uma granja visando à remoção de matéria orgânica. O sistema de tratamento é formado de um reator anaeróbio seguido por um reator aeróbio, ligado em série e com a recirculação parcial do efluente. Observou-se que na unidade anaeróbia ocorreu o processo de remoção de matéria orgânica e o processo de desnitrificação, já no reator aeróbio ocorreu a oxidação da matéria orgânica remanescente com o processo de nitrificação. O sistema foi alimentado com uma COV média de 0,39 kg DQO/m³.dia e apresentou uma eficiência de remoção de 92% da matéria orgânica. A maior parcela de matéria orgânica foi removida em primeira etapa no reator anaeróbio; como ocorre a recirculação de uma parcela do efluente, foi observada a desnitrificação; verificou-se sensível melhora na remoção da matéria orgânica na unidade quando se aumentou a relação da recirculação de 1 para 6. Quando se aumentaram as taxas de recirculação e com isso a queda da relação C/NO₂, verificou-se que a unidade anaeróbia preteriu o processo de desnitrificação ao processo de metanogênese característico de reatores anaeróbios, através de medições de CH₄. A taxa de NTK aplicada foi de aproximadamente 0,064 kgNTK/m³ dia e o reator aeróbio obteve uma eficiência da remoção de 95%, quando aplicada a carga de 0,14 kgNTK/m³ dia, essa eficiência diminuiu para 84%.

TARTAKOVSKY et al. (2005) estudaram a degradação do tricloroetileno (TCE) em um reator granular anaeróbio-aeróbio com um único estágio, utilizando a tecnologia de biofilme. O trabalho foi realizado em duas etapas, a etapa inicial utilizou modelagem matemática para determinação do processo de degradação do TCE, podendo ser anaeróbio, aeróbio ou mesmo em conjunto sendo anaeróbio – aeróbio. As simulações demonstraram que TCE apresentava melhor degradação com a combinação do processo anaeróbio – aeróbio do que com o sistema operando em um único estágio. A coexistência das bactérias aeróbia metanotróficas e anaeróbia metanogênicas no reator e no próprio biofilme permitiram uma combinação de formas para redução e oxidação, dessa forma degradando o TCE e, como resultado, a sua mineralização. Após a modelagem, foi realizada a segunda

etapa com a operação do modelo segundo as condições inicialmente estabelecidas durante a modelagem. Como resultado conclusivo obteve-se a validação da modelagem, e a confirmação da degradação de TCE devido à coexistência de populações metanogênicas e metanotróficas no mesmo reator.

DIEZ e DE POZO (2005) operaram um reator híbrido de leito fixo, com a etapa anaeróbia e aeróbia na mesma unidade, em escala piloto, por um período de 166 dias. O reator possuía um recheio estruturado de tubos de PVC, com uma altura de 3 metros, operando com o efluente típico de matadouro, com a vazão variando de 20 a 80 l/d que resultou num tempo de detenção de 0,94 a 3,8 dias. A temperatura de 25°C na operação do reator foi controlada durante todo experimento assim como as vazões de recirculação aplicadas na etapa anaeróbia, a fim de promover a remoção da matéria orgânica e do nitrogênio. O volume de recirculação aplicado na etapa aeróbia para a anaeróbia e posteriormente para aeróbia foi incrementado de 4:1 a 3:2 e finalmente a 2:3.

Nos resultados desse estudo verificou-se uma eficiência média de remoção de matéria orgânica de 93% para uma taxa de COV média de 0,77 kgDBO/m³d. Para a remoção de nitrogênio foi observada eficiência de 67% para uma taxa de carregamento de nitrogênio de 0,084 kgN/m³d.

Os autores observaram que devido à recirculação do líquido dentro do reator após ter sido tratado na etapa aeróbia, associada ao efeito da subida do ar realizada num tempo bem menor que a velocidade de difusão do oxigênio no meio, o líquido de recirculação continha uma concentração próxima de 3mg/l de OD que foi posteriormente misturado na zona anaeróbia, de modo que a maioria de matéria orgânica fosse removida por processo oxidativo. Cerca de 96% da matéria orgânica foi removida, através de processo aeróbio, enquanto que somente 2,5% ocorreu por processo anóxico e 1,2% ocorreu devido à metanogênese; isso quando aplicada uma taxa de recirculação do volume anaeróbio para o aeróbio de 3:2 e que diminuiu a 0,6% quando a relação do volume diminuiu a 2:3.

O processo de nitrificação conseguiu uma eficiência de 91% para cargas de nitrogênio de 0,15 kgN/m³d quando a relação anaeróbia - aeróbia do volume era 2:3 e foi limitada pela concentração de oxigênio dissolvida abaixo de 3 mg/l. A desnitrificação implicou somente a 12-34% da remoção total do nitrogênio e foi limitado pela concentração de oxigênio dissolvida na zona anaeróbia acima de 0.5

mg/l causado pelo regime de mistura do líquido. A maioria do nitrogênio removida foi empregada na síntese das bactérias heterotróficas e pouco pelo processo de desnitrificação.

3.3 Remoção de Matéria orgânica

A remoção da matéria orgânica é o principal objetivo no tratamento de águas residuárias dos processos biológicos aeróbios, anaeróbios e anóxicos já abordados. No processo de tratamento de águas residuárias, parte da matéria orgânica é oxidada a produtos finais para produzir energia para os processos vitais dos microrganismos, tais como, locomoção e síntese de novas células; outra parte é convertida em novas células, que na ausência de matéria orgânica, passam a metabolizar suas reservas celulares (respiração endógena) para obter energia. Uma das formas de quantificar a matéria orgânica em águas residuárias é através das análises de DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio), DQO (Demanda Química de Oxigênio) e mais recentemente através do COT (Carbono Orgânico Total).

O tratamento dos esgotos sanitários podem ocorrer em nível preliminar, primário, secundário e terciário. O tratamento preliminar tem por objetivo a remoção dos sólidos grosseiros, já o tratamento primário visa a remoção de sólidos sedimentáveis e, conseqüentemente, parte da matéria orgânica. No tratamento secundário o principal objetivo é a remoção de matéria orgânica sendo eventualmente removida alguma parcela de nutrientes. No tratamento terciário, o foco é a remoção de patógenos, de nutrientes e poluentes específicos, como compostos não biodegradáveis ou tóxicos. Mas em todos níveis de tratamento a remoção de matéria orgânica é fundamental para a qualidade do efluente.

3.4 Remoção de Nutrientes

O nitrogênio (N) e o fósforo (P) são os principais macro-nutrientes encontrados no esgoto sanitário. Em países desenvolvidos os estudos de sistemas que promovam a remoção de nutrientes vêm sendo realizados de forma sistemática nos meios científicos internacionais; a remoção de nutrientes tem sido um tópico de grande discussão e tem alcançado avanços significativos no que concerne à

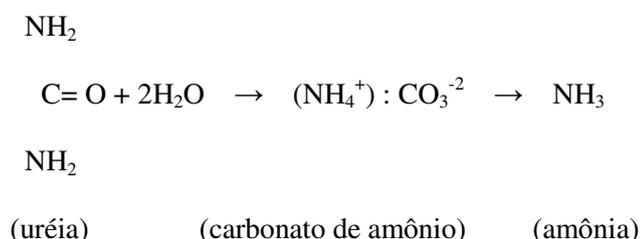
compreensão do fenômeno e de sua modelagem matemática (VON SPERLING, 1996). Os nutrientes, quando lançados nos corpos hídricos, causam a diminuição dos níveis de oxigênio e o aumento de biomassa de algas e plantas aquáticas, pelo processo de eutrofização (CHERNICHARO et al., 2001).

Em diversas localidades do Brasil o sistema de tratamento do esgoto sanitário utilizado é o anaeróbio, que não promove a remoção de nutrientes. Torna-se de grande importância, portanto, o pós-tratamento dos efluentes dos reatores anaeróbios, como uma forma de adequar o efluente tratado aos requisitos da legislação ambiental e propiciar a proteção dos corpos d'água receptores dos lançamentos dos esgotos (CHERNICHARO et al., 2001).

3.4.1 Remoção de Nitrogênio

A quantidade de nitrogênio nos corpos hídricos é crescente e se deve ao crescimento da exploração de suas fontes. No esgoto sanitário, o nitrogênio é encontrado em elevada quantidade na forma amoniacal e orgânica. Essas são as principais formas de nitrogênio que chegam às estações de tratamento de águas residuárias, provenientes de residências, atividades agrícolas e industriais. No Brasil o tratamento do esgoto sanitário, geralmente em nível secundário, muitas vezes por processos anaeróbios, não remove a carga de nitrogênio.

As principais fontes de nitrogênio orgânico lançado na natureza são o esgoto doméstico, os dejetos de animais e os efluentes altamente protéicos de certos processos industriais. Na forma de esgoto, tanto doméstico quanto industrial, o nitrogênio orgânico é rapidamente transformado em uréia que é hidrolisada pela enzima uréase para liberar amônia (GRAY, 1992), conforme a reação a seguir.

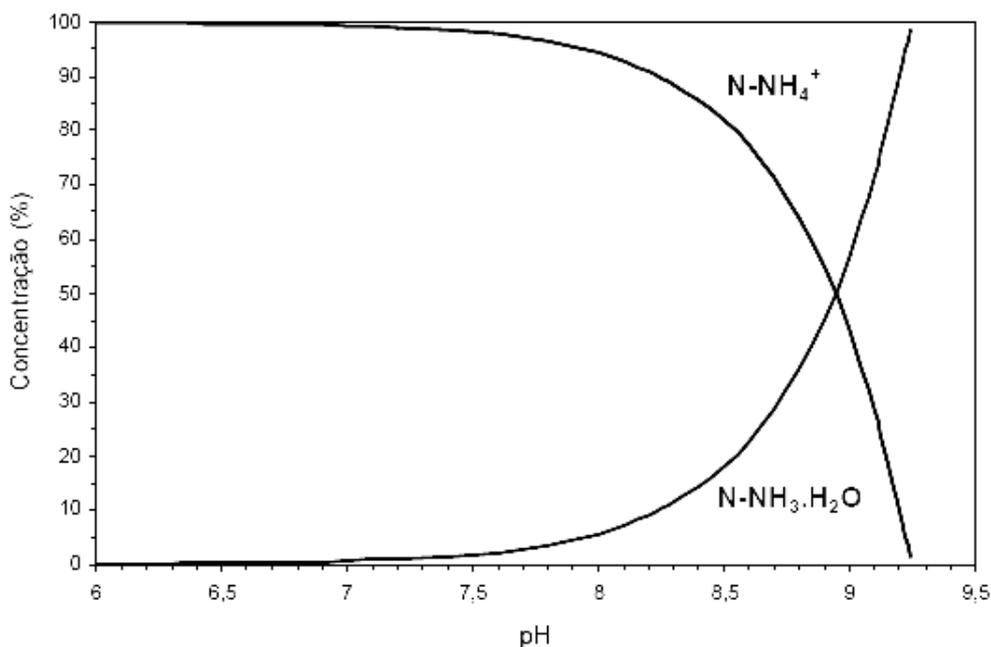


A concentração de nitrogênio presente no esgoto doméstico excede o requerimento microbiano para oxidar a quantidade de carbono presente, então somente parte do nitrogênio é removida por atividade heterotrófica convencional, sendo incorporado na biomassa microbiana. O nitrogênio residual estimula a

atividade autotrófica e, ao ser descartado nos cursos d'água, ocasionará a eutrofização devido à atividade fotoautotrófica. A utilização do nitrogênio por microrganismos fotoautotróficos produz uma grande quantidade de biomassa na forma de algas (GRAY, 1992).

Segundo KIELING (2004), elevadas concentrações do íon amônio podem ter implicações ecológicas, como influenciar fortemente a dinâmica do oxigênio dissolvido no meio, uma vez que, para oxidar 1,0mg de amônio, são necessários cerca de 4,3mg de oxigênio. Em pH básico o íon amônio se transforma em amônia conforme apresentado na Figura 3.6, que, dependendo de sua concentração, pode ser tóxica para os microrganismos.

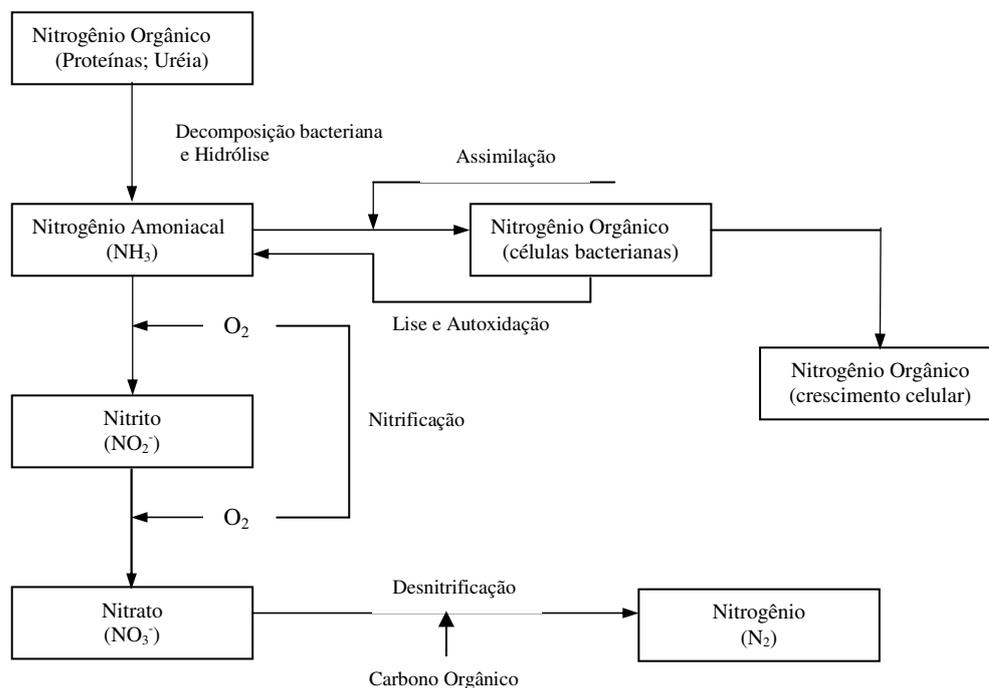
FIGURA 3.6 - CURVA DE EQUILÍBRIO ENTRE ÍON AMÔNIO E AMÔNIA EM FUNÇÃO DO pH



FONTE: KIELING, 2004

A Figura 3.7 apresenta as diversas transformações que podem ocorrer com o nitrogênio durante o processo de tratamento de esgoto sanitário.

FIGURA 3.7 - CICLO DO NITROGÊNIO NO ESGOTO SANITÁRIO



FONTE: METCALF e EDDY, 1991.

Nos esgotos sanitários a matéria nitrogenada inorgânica afluyente é comumente representada pelo N-amoniacal (nitrogênio amoniacal), nas formas livre (NH_3) e ionizada (NH_4^+), com predominância de uma forma em função do pH. No entanto também é encontrado o nitrogênio na forma orgânica em quantidades significativas e menos na forma oxidada de nitrito e nitrato.

No sistema de coleta e interceptação de esgoto sanitário é comum que ocorram os processos de hidrólise e amonificação, em que o nitrogênio orgânico é transformado em nitrogênio amoniacal. A concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no esgoto sanitário é da ordem de 40 a 60 mg N/l, sendo comum o valor de 35 mg N- NH_3 /l, valor extremamente diluído quando comparado com outros efluentes ricos em nitrogênio, tais como efluentes de indústria frigorífica que têm concentração média de 170 mg N- NH_4^+ /l. No esgoto doméstico a concentração de nitrogênio total é 60% representado pelo nitrogênio amoniacal e 40% pelo nitrogênio orgânico (DAVIS, 1998; KIELY, 1996; GRAY, 1992; JORDÃO E PESSÔA, 1995).

Em sistemas combinados é interessante a disposição da primeira etapa anaeróbia, que promova o processo de amonificação em que o nitrogênio orgânico é

convertido em nitrogênio amoniacal, e a segunda etapa aeróbia, que promova a nitrificação através da oxidação da amônia, de maneira a resultar em baixas concentrações de nitrogênio amoniacal total no efluente.

Frente aos riscos ambientais, os efluentes industriais ou municipais necessitam atender a rigorosos padrões de concentração de nitrogênio para serem descartados, ao final do tratamento. A Resolução N° 357 do CONAMA (Conselho Nacional de Meio Ambiente) estipula como máximo valor permissível de lançamento de efluentes num rio seja de 20,0mg N-amoniacal/l. Sendo que esse lançamento não deve alterar a qualidade do rio que deve permanecer, como o caso de classe 1 e 2 de água doce, no valor de 3,7mg N-amoniacal/l para pH menor que 7,5. Para o nitrito o valor estabelecido é de 1,0mg NO₂/l e para o nitrato de 10mg NO₃/l para qualquer classe de água doce. Já para o nitrogênio orgânico não são mencionados os valores de lançamento.

A Portaria 1469 do Ministério da Saúde (2000), que define os padrões de potabilidade da água, sugere níveis de nitrato abaixo de 10mg NO₃/l para a água potável, já que o NO₃ se reduz facilmente a NO₂ no trato digestivo humano, tornando-se nocivo para a saúde devido ao seu efeito cancerígeno.

Para que ocorra a remoção do nitrogênio do meio líquido por via biológica, deve-se promover a nitrificação dos compostos nitrogenados amonificados, através de processo aeróbio e, posteriormente, a desnitrificação, que ocorre em ambiente livre de oxigênio dissolvido (anóxico), resultando em produto gasoso N₂ que é liberado da fase líquida. Cabe destacar que a fase de desnitrificação é rápida, quando comparada à nitrificação em reator aeróbio, com remoção combinada de matéria orgânica e, por esse motivo, exige reator menor para desenvolvimento do processo, do que o reator responsável pela nitrificação.

As pesquisas de remoção de nitrogênio em esgoto sanitário estão voltadas para melhorar a eficiência e reduzir custos, otimizando as estratégias de tratamento disponíveis ou buscando implementar novos processos e, possivelmente, novos microrganismos capazes de converter nitrogênio amoniacal em nitrogênio gasoso (POLLICE, 2001).

3.4.1.1 Amonificação

Para que ocorra o processo de nitrificação no esgoto sanitário, por via biológica, é necessário que o N-orgânico seja transformado em N-amoniaco ($\text{NH}_4^+ - \text{NH}_3$); este processo se chama amonificação, devido à liberação da amônia da matéria orgânica. Nas substâncias protéicas, açúcares, aminados, fosfatídeos, etc., ou através da endogenia de microrganismos, envolvendo reações enzimáticas, ocorre a transformação do N-orgânico em N-amoniaco.

Este processo de transformação do N-orgânico em N-amoniaco ocorre muitas vezes nas próprias redes coletoras de esgoto, ou em sistemas com tratamento primário, ou em reatores anaeróbios, em que a grande maioria dos compostos nitrogenados presentes no esgoto é convertida a NH_3 e NH_4^+ .

O processo de amonificação depende da parcela de N-orgânico presente no esgoto sanitário. Segundo METCALF e EDDY (1991), a amonificação é praticamente a etapa limitante do processo de nitrificação. Nesse tipo de água residuária, o esgoto sanitário, a uréia e a proteína são as principais fontes de N-orgânico; na uréia a transformação de N-org para N-amon é facilmente efetuada pela presença da enzima uréase.

Existem outras fontes de N-orgânico como a creatina e ácidos aminados, os quais são difíceis de serem amonificados, porém não estão presentes em grande quantidade no esgoto sanitário (CAMPOS, 1989).

O N-amoniaco produzido poderá ser metabolizado por microrganismos heterótrofos, oxidado por autótrofos, ou ainda, fazer parte de compostos intermediários.

Outra forma de produção de amônia é através da decomposição de matéria orgânica por meio de ação extracelular em animais e plantas mortos, pela respiração endógena de bactérias vivas, e através da lise de células (METCALF e EDDY, 1991).

Os efluentes provenientes de sistemas de tratamento anaeróbio, geralmente mantêm pH inferior mais próximo de 7,0, assim grande parcela do nitrogênio amonificado é encontrado na forma de N-NH_4^+ .

Em sistemas biológicos anaeróbios, ocorre a transformação da forma de nitrogênio orgânico para forma de nitrogênio amoniacal, com uma parcela de assimilação dos compostos amonificados para síntese celular. Essa assimilação também ocorre na atividade aeróbia. A atividade de digestão anaeróbia de esgoto sanitário demanda uma relação de DBO:N:P de 500:5:1, enquanto na digestão aeróbia a relação DBO:N:P é satisfeita com 100:5:1. (METCALF e EDDY, 1991).

3.4.1.2 Nitrificação

A forma que o nitrogênio se encontra no efluente pode ser utilizada para avaliar o grau de purificação do tratamento no sistema biológico. Durante o processo de nitrificação ocorre a oxidação das formas nitrogenadas dos despejos, que é a transformação da amônia em nitrito e este em nitrato. Esse processo de transformação ocorre por via biológica com a presença de O₂, em que os microorganismos envolvidos são bactérias autótrofas quimiossintetizantes.

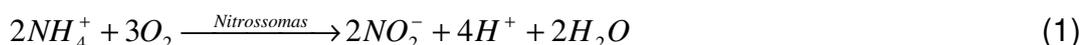
No entanto, GRADY (1999) e MENDONÇA (2002) relatam que, apesar das bactérias nitrificantes autótrofas serem predominantes no processo de nitrificação, pode também ocorrer a ação de bactérias nitrificantes heterótrofas, como, por exemplo, *Arthrobacter* e *Thiosphaera pantotropha*. Estes microrganismos utilizam o carbono orgânico e oxidam a amônia a nitrato. Entretanto existe dificuldade em estimar qual seria a participação dessas bactérias e a quantidade de nitrato produzida, já que as taxas de nitrificação de organismos autotróficos são, aproximadamente, dez vezes maiores aos heterotróficos. A nitrificação autotrófica é predominante no processo de nitrificação quando comparado à nitrificação heterotrófica, sendo essa última relegada no processo de nitrificação biológica.

Essas bactérias podem ser encontradas nos sistemas aeróbios de tratamento de esgoto sanitário ou nos corpos hídricos. Para que o processo de oxidação do nitrogênio ocorra nos sistemas de tratamento de esgoto sanitário é necessário que grande parte da matéria orgânica esteja estabilizada. Assim, em sistemas aeróbios com uma única etapa, é necessária a aeração prolongada, ou seja, um longo tempo de detenção sobre condições aeróbias, com presença de OD acima de 1,2 mg/l, para o desenvolvimento das bactérias autótrofas quimiossintetizantes (GRADY, 1999). Destaca-se que as bactérias autótrofas são muito mais sensíveis a variações

de cargas no processo, a sua disponibilidade é em menor número que as heterótrofas (METCALF e EDDY, 1991).

As bactérias nitrificantes autótrofas, em sua maioria possuem baixa velocidade de crescimento e baixo rendimento celular, ou seja, baixo metabolismo quando comparado às bactérias heterotróficas (ABREU, 1994).

O processo de nitrificação ocorre em duas etapas, na primeira o nitrogênio amoniacal é convertido para nitrito através das bactérias *Nitrossomas*, a reação que ocorre nessa etapa do processo é:



A segunda etapa é a transformação de nitrito para nitrato, nessa reação também com presença de oxigênio ocorre a atuação principal de bactérias *Nitrobacter*, a reação é:



As bactérias *Nitrossomas* e *Nitrobacter* utilizam a energia resultante dessa reação, já que se trata de uma reação exotérmica, para obter a energia necessária para sua manutenção e crescimento. A representação abaixo expressa o conjunto dos processos envolvidos na nitrificação:



Outra diferenciação que ocorre no processo de nitrificação está relacionado à diferença de velocidade no crescimento entre as bactérias dos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. Segundo MENDONÇA (2002), as *Nitrobacter* têm crescimento mais lento que as *Nitrosomonas*. Os seus tempos de metabolismos e geração são de 8 horas para as bactérias do gênero *Nitrosomonas*, e de 10 horas para as bactérias do gênero *Nitrobacter*. Isso pode vir a ser um importante critério de projeto para o dimensionamento de unidade de tratamento de efluente sanitário com objetivo de remoção de nitrogênio.

POLLICE (2001) reportou sobre a nitrificação parcial a nitrito como sendo tecnicamente viável e economicamente favorável, especialmente para o tratamento de efluentes com altas concentrações de amônio e baixa relação C/N. A nitrificação

pode ser obtida pela regulação apropriada do pH, temperatura e tempo de retenção do lodo do sistema. Associados a estes métodos já conhecidos, o sistema de aeração intermitente, pode ter um importante papel na inibição de nitrito oxidante. POLICE (2001), operando dois reatores, com aeração contínua e intermitente, obteve no tratamento do esgoto sanitário a nitrificação parcial a nitrito, regularmente obtido através da limitação de oxigênio no reator. O autor, dessa forma, propõe sistemas de aeração como um parâmetro alternativo ao TRH (Tempo de Residência Hidráulica) para o controle da oxidação de amônio a nitrito.

Para que ocorra o processo de nitrificação é necessária a presença de oxigênio no meio líquido para que ocorram as reações. Nesse processo ocorre a liberação do ion H^+ , consumindo a alcalinidade do meio e reduzindo o pH do efluente; isso deve ser controlado, pois as bactérias nitrificantes são sensíveis a variações de pH e outros fatores. Os principais fatores que influenciam a nitrificação, em sistemas de tratamento de esgoto sanitário são:

A Relação C/N (carbono/nitrogênio): A fração de organismos nitrificantes decresce à medida que a relação C/N cresce, sendo as faixas de 4/1 um dos limitadores do processo de nitrificação. Isso ocorre devido a uma inibição das bactérias nitrificantes pela carga orgânica no substrato em que acontece uma competição entre nitrificantes – autótrofas e heterótrofas por oxigênio dissolvido e espaço no reator. Como as taxas de crescimento das bactérias heterótrofas são superiores, acabam por inibir a autótrofas nitrificantes. (POLANCO, 2000, RYOKO, 2001 e METCALF e EDDY, 1991).

Oxigênio Dissolvido: A concentração de oxigênio dissolvido tem um efeito significativo na velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes e influencia a nitrificação nos sistemas de tratamento biológico de águas residuárias. A faixa de concentração de oxigênio dissolvido necessária para a nitrificação em sistemas de biomassa em suspensão é de 0,5-2,5 mg/l (METCALF e EDDY, 1991).

Nos reatores de biomassa fixa, onde a transferência de massa e resistência de difusão são características inerentes do reator de nitrificação, o nível de oxigênio dissolvido dever ser relativamente maior. Para promoção da eficiente nitrificação, deve ser observada uma concentração mínima do OD na faixa de 4000-5000 mg/m³, que é recomendada para assegurar um nitrificação em sistema de crescimento aderido (FANG, 1993 e CHARMOT, 1997). Estudos sugerem que a

concentração de oxigênio dissolvido no líquido dever ser mantida em 70 % da concentração de saturação (SANTIAGO, 1997).

pH e Alcalinidade: Muitos estudos já foram realizados procurando-se determinar a influência do pH e do grau de aclimatação sobre a taxa de nitrificação, verificando-se uma ampla faixa de pH ótimo, que varia entre 7,4 e 8,6. (SANTIAGO, 1997).

Nos estudos de VILLAVERDE et al. (1997), o melhor crescimento das bactérias nitrificantes foi conseguido em um valor de pH 8.0, que coincide com o pH ótimo para a máxima atividade das bactérias nitrificantes.

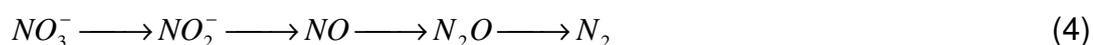
Uma substancial quantidade de alcalinidade é consumida durante o processo de nitrificação (7,14 g CaCO₃/g NH₄⁺-N oxidado). Em um reator biológico, o pH é ditado pela alcalinidade e concentração de CO₂ presente no sistema operando na faixa de pH de 5 a 8.

Segundo VILLAVERDE et al. (1997), nas variações abruptas de pH nos reatores aeróbios, cuja finalidade é a promoção do processo de nitrificação, observa-se que a nitrificação é retomada após curto espaço de tempo, indicando que o pH tem efeito inibitório e não tóxico.

Temperatura: A temperatura para o processo de nitrificação ocorre na faixa de aproximadamente 4-45°C, sendo a temperatura ótima de 35°C - 42°C (EPA, 1993). SONGMING (2000) descreve que a temperatura está relacionada com a taxa de crescimento bacteriano, tendo efeito inibitório para o desenvolvimento das bactérias autótrofas e conseqüentemente para a nitrificação.

3.4.1.3 Desnitrificação

O processo de desnitrificação ocorre quando um efluente com a presença de nitratos e/ou nitritos encontra-se em condições anóxicas sobre a ação de bactérias heterotróficas, com uma fonte de carbono utilizando o nitrato como aceptor de elétrons, em substituição ao oxigênio. A desnitrificação é a redução do nitrato e/ou nitrito para o nitrogênio gasoso, e é representado pela reação:



Ou

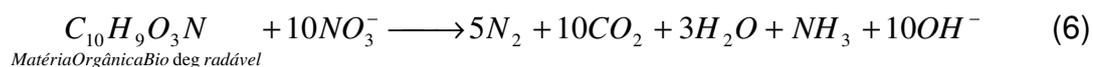


Desnitrificação é um processo biológico aplicado para remover NO_3 ou NO_2 de efluentes pela redução a N_2 . Muitas variedades de bactérias heterotróficas são hábeis em desnitrificar efluentes em condições anóxicas como as *Pseudomonas*, *Paracoccus*, *Alcaligenes*, *Thiobacillus*, *Bacillus*.

Pode ocorrer também o processo de remoção do nitrito do efluente através do fenômeno chamado de “nitritação”, que seria levar o nitrito diretamente para N_2 , sem a produção intermediária de nitrato (SASSIM, 2001). A “nitritação” requer 40% menos quantidade de fonte de carbono comparada com a desnitrificação convencional. Assim, o sistema freqüentemente opera com uma baixa relação DQO/N, o que seria economicamente vantajoso para sistemas com altas cargas de nitrogênio, com a relação DQO/ NO_3^- em torno de 6,7 (CHOI, 1999 apud SASSIM, 2001). No entanto diversos estudos estão sendo realizados, pois pouco se conhece a respeito desse fenômeno.

Podemos dizer que em processos biológicos de remoção de nitrogênio a doação de elétrons é tipicamente vinda de uma das três fontes. Pode vir do afluente que adentra a ETE, da produção durante o decaimento endógeno e de fontes exógenas tais como metanol ou acetato (METCALF e EDDY, 1991). Na primeira reação temos:

Água residuária

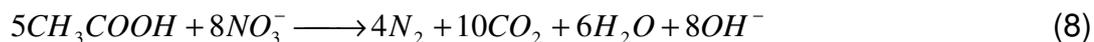


A adição de metanol ou acetato oriundo de fontes externas pode ser uma alternativa para que ocorra o processo de desnitrificação quando o efluente possui baixa carga orgânica. Esses compostos, quando adicionados num sistema de tratamento de efluentes, no efluente com elevadas concentrações de nitrito e nitrato, podem promover processo de desnitrificação em uma etapa anóxica. No entanto essa alternativa é aplicada somente quando existem condições muito restritivas quanto à presença de nitrogênio no efluente final. Quando adicionado o acetado ou o metanol ocorre as seguintes reações:

Metanol



Acetato



No processo de desnitrificação com acetato nota-se que é criado um equivalente de alcalinidade (OH⁻) para cada equivalente de NO₃ reduzido. Em peso molecular equivale a 3,57g de alcalinidade (CaCO₃) produzida por 1 g de nitrato reduzido. Na nitrificação 7,14 g de alcalinidade (CaCO₃) é consumida por 1 g de NH₄⁺ oxidada. Assim sendo, na desnitrificação, aproximadamente 1,5 partes da parcela consumida com a nitrificação podem ser recuperadas. (METCALF e EDDY, 1991 e GRADY, 1999).

3.4.2 Remoção de Fósforo

O fósforo é um nutriente presente nos esgoto sanitário e a sua presença é importante para estabilização da matéria orgânica, sendo consumido pelo metabolismo dos microrganismos nos processos de tratamento biológico. As suas fontes mais comuns no esgoto sanitário são provenientes de produtos domésticos de limpeza, detergentes sintéticos e efluentes industriais (METCALF e EDDY, 1991). Nas áreas agrícolas a presença de fósforo nos rios é grande devido aos processos de erosão que acaba carreando fertilizantes, pesticidas entre outros. A presença de fósforo nem sempre pode ser associada a um despejo de esgoto sanitário sem tratamento no rio, no Quadro 3.3 a seguir são apresentadas as formas do fósforo e suas possíveis fontes.

QUADRO 3.3 – FORMAS DO FÓSFORO NAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Forma	Tipo	Dados
Ortofosfatos	PO_4^{-3} (H_3PO_4 , H_2PO_4^- , HPO_4^{2-} , PO_4^{-3}).	É a forma predominante que apresenta o fósforo nas águas, sendo provenientes principalmente do solo, detergentes, fertilizantes, despejos industriais e através da degradação da matéria orgânica. Nessa forma o fósforo encontra-se disponível e pode ser utilizado diretamente pelo metabolismo biológico.
Polifosfato	$\text{P}_2\text{O}_7^{-4}$ (pirofosfato), $\text{P}_3\text{O}_{10}^{-5}$ (hipopolifosfato).	É uma forma mais complexa do fósforo em que apresenta dois ou mais átomos de fósforo, oxigênio e em algumas situações o hidrogênio. Uma forma mais complexa que através de hidrólise se transformam em ortofosfatos com uma reação bastante lenta.
Metafosfato	$\text{P}_3\text{O}_9^{-3}$, $\text{H P}_3\text{O}_9^{-2}$.	Forma um pouco mais complexa do fósforo que o polifosfato, com três átomos de fósforo e nove de oxigênio, podendo apresentar um átomo de hidrogênio.
Fósforo orgânico	Pó	É convertido à ortofosfato no tratamento de esgotos e nos corpos de água receptores. Não apresentam muita importância em esgotos domésticos, mas sim em águas residuárias industriais e lodos oriundos do tratamento de esgotos. Proveniente de compostos orgânicos dissolvidos, como excreções humanas e restos de alimentos.

FONTE: METCALF E EDDY (1991) E GASPAR (2003)

Os polifosfato e o fósforo orgânico são as formas que se apresentam em maiores quantidades no esgoto sanitário afluente. A remoção do fósforo pode ocorrer por adsorção através do metabolismo biológico, ocorrendo em pequenas quantidades, ou por processos físico-químicos, como precipitação ou incorporação aos sólidos suspensos mais eficientes, porém com elevado custo de operação.

A quantidade de fósforo utilizada durante o processo biológico, pelas bactérias anaeróbias ou aeróbias, de degradação da matéria orgânica, é pequena se comparada às concentrações na afluente do esgoto sanitário e no seu efluente, cerca de 10 a 5mg P-total/l (ARRANTES et al., 2001; JORDÃO E PESSÔA, 1995).

A importância do fósforo associa-se principalmente aos seguintes aspectos: o fósforo é um nutriente essencial para o crescimento dos microorganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica, é um nutriente essencial para o crescimento de algas, podendo por isso, em certas condições, conduzir a fenômenos de eutrofização de lagos e represas (VON SPERLING, 1998).

O CONAMA 357/05 estipula que a concentração de fósforo total em corpos hídricos de classe 2 seja de 0,30mg P/l. Após tratamento do esgoto sanitário, nas

atuais estações de tratamento de esgoto, as concentrações de fósforo total, ficam na ordem de 4,5 a 3,0mg P/l.

Elevadas concentrações de fósforo, juntamente com o nitrogênio proveniente de esgoto sanitário nas águas naturais, podem ocasionar processos de eutrofização em represas. Como resultado desses processos, ocorrem alterações na transparência, gosto, odor e potabilidade das águas. Dessa forma, torna-se importante conhecer melhor o sistema biológico de tratamento de esgotos, e buscar alternativas para otimizar a remoção de fósforo.

4. METODOLOGIA

Neste capítulo é descrita a metodologia utilizada para o desenvolvimento das unidades de Tanque Séptico e Biofiltro Aerado Submerso, utilizadas no tratamento do esgoto sintético.

Serão abordados os materiais e os métodos utilizados e a descrição dos procedimentos laboratoriais realizados durante a fase experimental.

4.1 Descrição do Sistema

Nesse trabalho foi projetado e operado um sistema combinado anaeróbio/aeróbio, em escala de bancada (semi-piloto), com as unidades Tanque Séptico e Biofiltro Aerado Submerso tratando esgoto sintético que simulou esgoto doméstico/sanitário.

A unidade TS foi projetada conforme parâmetros de projeto da NBR – 7229/93, já a unidade BAS foi projetada segundo dados empíricos obtidos da literatura. Para ambas unidades os critérios de projetos adotados são apresentados no anexo A.

O aparato experimental foi instalado na Universidade Federal do Paraná, no *Campus Centro Politécnico*, em área anexa ao Departamento de Hidráulica e Saneamento. O modelo foi instalado em um abrigo em área externa, que o protegia contra a chuva e vento, mas sujeito às variações do ambiente como temperatura, umidade e luminosidade. As análises do monitoramento do esgoto sintético bruto e tratado em cada uma das unidades foram realizadas no laboratório de Engenharia Ambiental.

Após a concepção do modelo e sua construção procedeu-se a instalação das unidades e equipamentos conforme Figura 4.1 e Figura 4.2.

FIGURA 4.1.- FOTO DO SISTEMA TS+BAS

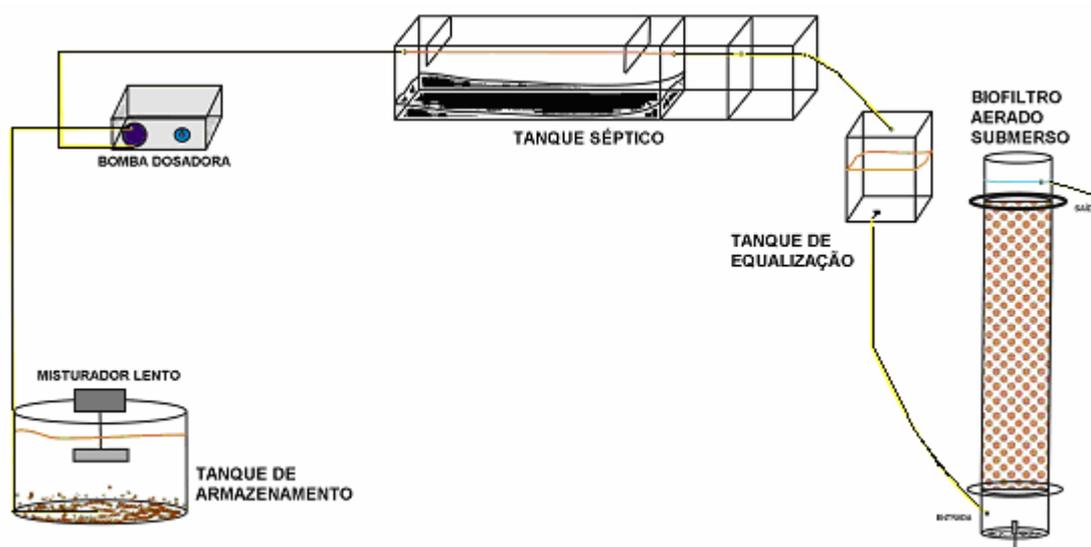


FIGURA 4.2 - FOTO DO SISTEMA INSTALADO.



A vazão de entrada do sistema foi regida por uma bomba dosadora que bombeava esgoto sintético, que foi armazenado num tanque de armazenamento, para o TS. A unidade TS foi instalada sobre uma bancada à altura de 1,88 m do piso, o que propiciou que a unidade BAS fosse operada por gravidade. Um dos objetivos durante a construção do sistema foi que as unidades TS e BAS pudessem ser operadas de forma independente, assim instalou-se um tanque de equalização entre as unidades TS e BAS que proporcionava um controle de vazão e a pressão manométrica necessária para operação do BAS. Na Figura 4.3 é apresentado esquematicamente o sistema com as unidades e o seu fluxo.

FIGURA 4.3 - SISTEMA TS+BAS.



4.2 Montagem do sistema anaeróbio/aeróbio

Neste trabalho uma das etapas realizadas foi o dimensionamento e a construção das unidades TS e BAS, que serão apresentadas a seguir.

4.2.1 Unidade Anaeróbia - Tanque Séptico

O Tanque Séptico foi projetado segundo os parâmetros da ABNT – NBR 7229/93, do tipo câmara única, com objetivo de proporcionar um tratamento primário do esgoto sintético.

Apesar do TS ter sido projetado segundo a NBR 7229/93 foram introduzidas algumas modificações de forma que pudessem ser extrapolados alguns critérios da norma e introduzidas algumas inovações.

Segundo a NBR 7229/93 para o dimensionamento de TS, de câmara única, a relação de forma é limitada na relação de C/L de 2:1 a 4:1. Na unidade projetada, o TS em escala reduzida, foi instalado um sistema de comportas que permite variar a relação de forma C/L de 4:1 a 6:1, conforme a Figura 4.4. A mudança no tamanho dos anteparos foi outra modificação, sendo que o modelo possui anteparos dimensionalmente maiores do que prevê a norma. Foram instalados ganchos no tampo superior da unidade TS que servirão, num trabalho futuro, como suporte para a introdução de um recheio com característica específicas, o que pode vir a ser uma alternativa.

No cálculo do volume, da unidade TS câmara única, a NBR 7229/93 considera que o TDH deve variar inversamente proporcional à vazão de contribuição diária. A variação dos TDH, da unidade TS, com valores superiores à norma será um dos aspectos avaliados abordado com maior profundidade adiante.

FIGURA 4.4 - FIGURA DO TS E SUAS COMPORTAS



No projeto da unidade TS em escala de bancada, foram avaliadas e consideradas as principais características do TS como: decantação, sedimentação, flotação e o processo biológico de digestão anaeróbia. Uma das características da unidade TS é que o fluxo do líquido dentro da unidade ocorre com superfície livre, com base nessa observação e preservando as características hidráulicas no modelo,

procurou-se a obtenção de parâmetros através de uma análise adimensional utilizando o número de Froude (Fr).

O número de Fr é um parâmetro adimensional aplicado no dimensionamento de modelos reduzidos considerando escoamento com a superfície livre. Para que ocorra o processo de sedimentação na unidade TS é necessário que ocorra um escoamento lento com superfície livre, caracterizado por um escoamento fluvial. O escoamento fluvial ou escoamento subcrítico é observado quando o número de Fr é inferior a 1, que tem como características: a baixa velocidade, a altura da lamina de água superior à altura crítica (h_c) e com a formação de linhas de fluxo paralelas entre si.

Verificou-se que uma análise adimensional utilizando o número de Fr não seria possível, pois o TDH do modelo era consideravelmente inferior ao do protótipo, inviabilizando o processo de digestão anaeróbia no modelo. Assim o parâmetro adotado para dimensionamento do TS foi o TDH, contudo não houve alterações quanto às características hidráulicas. No anexo A são apresentados os cálculos de dimensionamento da unidade TS em escala reduzida.

O TS foi construído em estrutura de acrílico transparente com 120 cm de comprimento, 20 cm de largura e 17 cm de altura. No interior do TS foram instaladas duas comportas, uma a 80 cm e outra a 100 cm da entrada, para que pudesse ser trabalhada a relação de forma. As Figuras 4.5 e 4.6 apresentam as dimensões e a posição das comportas no TS. O volume resultante foi de 27 litros para a relação de forma C/L de 4:1, 31 litros para a relação C/L de 5:1 e 41 litros para a relação C/L de 6:1. Os anteparos foram instalados a 5 cm da entrada e a 5 cm da saída da primeira relação.

Como a unidade TS, construída em acrílico, foi instalada no abrigo foi necessário revestir a unidade com papel alumínio, para impedir a penetração da luz, evitando-se, portanto a proliferação de algas e proporcionando uma simulação das condições mais próximas da sua real condição de operação.

FIGURA 4.5 - FOTO DA UNIDADE TS OPERANDO



FIGURA 4.6 - PROJETO DA UNIDADE TS (dimensões em cm)



4.2.2 Unidade Aeróbia – Biofiltro Aerado Submerso

A unidade aeróbia BAS foi projetada para operar como pós-tratamento do efluente da unidade TS, com o objetivo de promover a remoção da matéria orgânica residual e a nitrificação. O projeto dessa unidade foi baseado nas experiências de AISSE (2002), GONÇALVES (1997, 2001 e 2005), GRADY (1999), MENNINGMANN (1999) que projetaram BAS com parâmetros e configurações diferentes que os

indicados na NBR – 13696. Os parâmetros utilizados para o cálculo do reator foram a COV, a altura do reator e a quantidade de oxigênio fornecida. Cada um dos autores mencionados adotou COV distintas e assim obtiveram reatores com diferentes capacidades, volumes e alturas de recheios. Contudo as configurações dos reatores foram as mesmas, operaram com fluxo ascendente, com somente uma única coluna de material suporte, diferentemente da NBR-13696. Os parâmetros utilizados no dimensionamento da unidade BAS estão descritos no anexo A.

Durante o dimensionamento da unidade BAS, em escala de bancada, verificou-se que todos os autores recomendavam que a altura do filtro fosse superior a dois metros, o que proporcionaria uma área de aproximadamente 4 cm^2 . Em contato pessoal com GONÇALVES (2005), foi recomendado a necessidade do reator possuir uma altura mínima de 1,85 m de leito filtrante. No entanto, por fatores técnicos e econômicos, com a operação da unidade por gravidade e a falta de espaço para locação dos equipamentos, não seria possível operar um BAS com essa altura de recheio. Assim adotou-se a altura de 1,25 m de leito filtrante e a partir daí realizou-se o dimensionamento da unidade. Como o BAS foi projetado com uma altura menor que a recomendada pela literatura, foram adotados valores menores de COV e taxas de aplicação superficial para a operação da unidade. Um dos desafios foi observar se a transferência de oxigênio para o líquido seria suficiente para que ocorresse remoção da matéria orgânica e a nitrificação na mesma unidade, pois com a menor altura do leito filtrante, o tempo de contato gás (O_2) - líquido seria menor.

Outro critério de projeto considerado fundamental no dimensionamento do BAS, em escala de bancada, é a seleção do material de recheio e a relação do diâmetro do reator (DR) com o diâmetro da partícula do recheio (DP). Segundo MOORE (2001), os efeitos da parede são limitados quando o diâmetro do filtro é maior que 50 vezes o tamanho médio da partícula utilizada como recheio. Contudo, MENNINGMANN (1999) relata que, quando a relação DR/DP é próxima a 10, os efeitos hidrodinâmico podem ser desprezíveis. Como material de recheio do BAS foi selecionada a argila expandida, e procurou-se obedecer a relação DR/DP ≈ 10 , não sendo considerados os possíveis efeitos hidrodinâmicos.

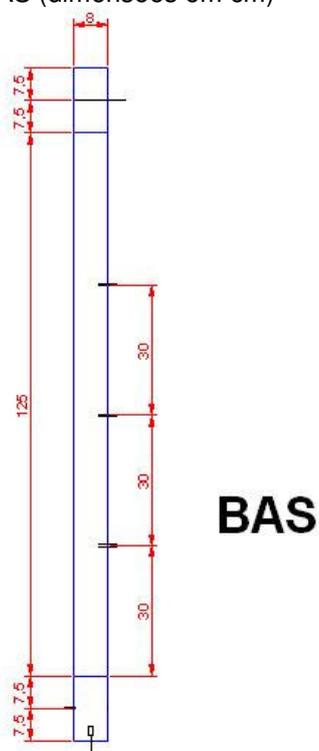
A unidade BAS foi construída em estrutura de acrílico transparente, com volume total 7,8 litros, possuindo uma seção circular de 8 cm de diâmetro, altura total de 1,475 m, altura do leito filtrante de 1,25 m, com entrada do afluente no reator

situada a 7,5 cm acima da base e a 7,5 cm abaixo do leito filtrante. O ar foi fornecido por compressor externo com sua entrada ocorrendo através de um difusor de ar localizado a 3,5 cm da base do reator, conforme Figura 4.7 e 4.8.

FIGURA 4.7 - FOTO DA UNIDADE BAS



FIGURA 4.8 - PROJETO DA UNIDADE BAS (dimensões em cm)



4.2.2.1 Recheio do BAS

Como recheio do BAS foi utilizada argila expandida, material muito utilizado em jardinagem que possui como características: leveza, resistência, inércia química, estabilidade dimensional, porosidade, incombustibilidade, além de excelentes propriedades de isolamento térmico e acústico, a Figura 4.9 ilustra a argila utilizada.

Este material foi escolhido em detrimento de outros devido ao preço relativamente baixo, facilidade de aquisição em grandes quantidades em todo o país e elevada área superficial.

As suas características são apresentadas na Tabela 4.1.

TABELA 4.1 - PROPRIEDADES FÍSICAS E QUÍMICAS DA ARGILA EXPANDIDA

Propriedades	Valores
Resistência à compressão (Mpa)	2,7
Densidade aparente	600 Kg/m ³
Massa volumétrica aparente seca (kg/m ³)	370
Classes granulométricas reais (mm)	9,5 – 12,5
Condutibilidade térmica (W/m °C)	0,11
Absorção de água por imersão (% Vol./24horas)	5.5
Compactibilidade (%)	< 8
Resistência ao fogo	Incombustível classe M0
Variações ponderais em ambientes seco e húmido	Material não higroscópico
pH	9 a 10
Ângulo de atrito interno	9 a 10

FIGURA 4.9 - ARGILA EXPANDIDA UTILIZADA NO RECHEIO DA UNIDADE BAS



Para manter a proporcionalidade DR/DP próxima a 10, a argila expandida utilizada foi quebrada e separada manualmente, tendo sido selecionadas aquelas partículas que apresentavam maior porosidade aparente, com o tamanho entre 2 e 10 mm de diâmetro.

Com o objetivo de livrar o material de recheio de poeira, areia, pedriscos e possivelmente outros resíduos, as partículas de argila quebradas foram colocadas de molho em um balde com água de torneira, pelo período de 2 dias. Após este período foram selecionados os pedaços de argila expandida que ficaram flutuantes na água, e verificou-se a sedimentação de um material que formou um lodo no fundo do balde.

O recheio foi colocado no BAS vazio, ocupando um volume de 2,1 litros e ocupação de 33,15% do volume útil.

4.2.2.2 Aerador

Para promover a aeração do BAS, utilizou-se um compressor de ar externo, utilizado para a oxigenação de aquários conforme ilustrado na Figura 4.10. Como difusor de ar foi utilizada uma pedra porosa de aquário. As especificações do compressor, segundo informações do fabricante, são apresentadas na Tabela 4.2.

TABELA 4.2 - DADOS DO COMPRESSOR DE AR

Propriedades	Dados
Modelo	Elite 802
Vazão de ar	2500 cc/min
Pressão	4 psi
Especificação elétrica	115V AC 60Hz 4w
Peso	280 gramas
Dimensão	120mmx85mmx65mm
Conexão de ar	5mm
Nível de ruído	Alto 45 dB

FIGURA 4.10 - COMPRESSOR DE AR



O compressor de ar operou sob a pressão de uma coluna de água de 1,45 m, o que proporcionou perda de cerca de 60% da potência do aerador, segundo informações do fabricante. Assim a quantidade de ar injetado no reator que seria de 2500 cc/min ficou na ordem de 1000 cc/min. Considerando que aproximadamente 21% é a parcela de oxigênio contida no ar atmosférico, pode-se afirmar que o reator recebeu uma vazão de 250mg O₂/min ou 0,9 kg O₂/dia.

4.2.3 Tanque de Equalização (TE)

O Tanque de Equalização (TE) foi construído com o objetivo de proporcionar a independência da operação da unidade BAS; assim o TS poderia operar com diferentes vazões sem afetar a unidade BAS, desde que respeitada uma vazão mínima de operação. Contudo, durante a operação do sistema, verificou-se que o TE era necessário para operar o BAS por gravidade, já que, por serem muito finas as mangueiras que conectavam as unidades, cerca de 5 mm, não forneciam uma pressão manométrica suficiente para elevar a coluna de efluente do BAS até o seu topo.

O TE consistia de uma caixa de isopor, com 4,5 cm de espessura de parede, armazenando um volume máximo de 7 litros. Um orifício na parte superior do TE permitia a entrada do efluente proveniente do TS, sendo a saída pelo fundo da unidade, de modo que esta operasse apenas como uma caixa de passagem para o esgoto. Uma válvula agulha instalada na saída do TE possibilitava o controle da

vazão afluyente à unidade BAS. O volume máximo armazenado era limitado por um extravasor localizado a 20 cm do fundo conforme Figura 4.11.

FIGURA 4.11 - FOTO DO TANQUE DE EQUALIZAÇÃO



4.3 Esgoto sintético simulando água residuária

O sistema TS+BAS operou tratando esgoto sintético simulando o esgoto doméstico/sanitário, a composição básica do despejo sintético utilizado foi a mesma formulação desenvolvida por TORRES (1992). Contudo essa formulação de esgoto sintético possui concentrações de sólidos, nitrogênio e fósforo inferiores às concentrações características do esgoto doméstico/sanitário. Assim, baseado em experiência de outros autores, foram acrescentados reagentes e alteradas algumas concentrações com objetivo de obter um esgoto sintético com características mais próximas do esgoto doméstico.

Neste trabalho foi desenvolvida uma formulação do esgoto sintético, utilizando a fórmula básica de TORRES (1992), com as contribuições de PARSEKIAN (2003), que propôs para formulação básica a adição do reagente KH_2PO_4 obtendo assim maiores concentrações de fósforo, de OECD (Guideline 302A & 303A, 1993) e Nopens et al. (2001), que contribuiriam para aumento das concentrações de

nitrogênio com a adição do reagente NH_4Cl , e para a adição do bicarbonato em maiores concentrações, devido ao fato do esgoto sintético não ser armazenado em local refrigerado. Este trabalho contribuiu com a adição da farinha de trigo à fórmula básica, o que proporcionou uma maior concentração de sólidos no despejo sintético. Assim obteve a formulação apresentada na Tabela 4.3.

TABELA 4.3 - COMPOSIÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO

Constituintes	1 L
COMPOSTO ORGÂNICO	
Extrato de carne (g)	0,2
Amido (g)	0,01
Farinha de trigo (g)	0,2
Sacarose (g)	0,0175
NH_4Cl (g)	0,006375
Óleo (mL)	0,051
Detergente (gotas)	2
Celulose (g)	0,03
SAIS MINERAIS	
NaCl (g)	0,25
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (g)	0,007
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (g)	0,0045
KH_2PO_4 (g)	0,0264
SOLUÇÃO TAMPÃO	
Bicarbonato de Sódio (g)	0,2

Para o preparo do esgoto sintético aplicou-se uma metodologia com períodos de adição e mistura dos reagentes previamente definidos de forma que fosse evitado o desperdício e obtido um despejo homogêneo. Para evitar alterações nas características do esgoto sintético em função de mudanças de marcas, foram adquiridos todos os reagentes em quantidades suficientes para a produção do esgoto sintético durante todo o período. Exceção feita à celulose, para a qual foram utilizadas diferentes marcas e obtido diferentes pontos de trituração.

O esgoto sintético produzido era armazenado por um período de 3 dias, num tanque de armazenamento (TA) com capacidade de 160 litros, mantido sob condições naturais, sendo que após esse período o esgoto sintético não utilizado era descartado e substituído. Durante o período em que o efluente ficava armazenado verificou-se uma variação de suas concentrações, contudo admitiu-se que essa variação era normal, sendo similar às variações que ocorrem num esgoto doméstico durante um mesmo período.

No topo do TA foi instalado um misturador lento que operou intermitentemente e promoveu a constante mistura do despejo sintético, reduzindo a sedimentação dos sólidos no tanque, conforme Figura 4.12.

FIGURA 4.12 - FOTOS DO TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ESGOTO SINTÉTICO OPERANDO COM MISTURADOR LENTO



As características e os valores médios do esgoto sintético obtido durante o trabalho são apresentadas na Tabela 4.4.

TABELA 4.4 - CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO SINTÉTICO BRUTO DURANTE A OPERAÇÃO DO EXPERIMENTO

Parâmetros	Valores Médios (n = 35)	Desvio Padrão
pH	6,9	0,4
Temperatura (°C)	19,7	3,5
Acidez (mg/l)	8,7	4,2
Alcalinidade Total (mg/l)	20,5	7,6
Turbidez (NTU)	68,5	47,7
DBO (mg/l)	245,9	125,0
COT (mg/l)	247,5	78,7
DQO (mg/l)	497,5	190,9
Sólidos Suspensos Totais (mg/l)	205	121
Sólidos Suspensos Fixos (mg/l)	35	46
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/l)	169	113
Sólidos Totais (mg/l)	1.117	296
Sólidos Totais Fixos (mg/l)	525	82
Sólidos Totais Voláteis (mg/l)	592	286
Sólidos Dissolvidos Totais (mg/l)	908	237
Sólidos Dissolvidos Fixos (mg/l)	481	78
Sólidos Dissolvidos Voláteis (mg/l)	427	258
Nitrogênio Amoniacal (mgN-NH ₃ /l)	11,1	3,6
Nitrogênio Orgânico (mgN-Org/l)	21,3	11,6
Nitrogênio Kjeldahl (mgN-NTK/l)	32,4	11,4
Nitrito (mgN-NO ₂ /l)	0,1	0,1
Nitrato (mgN-NO ₃ /l)	0,1	0,1
Fósforo Total (mgP/l)	4,5	2,1

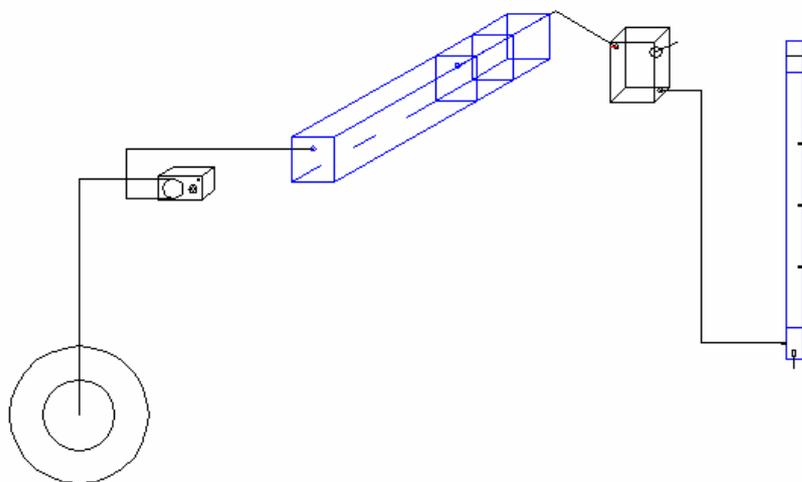
4.4 Pré - Operação

O período de pré-operação ocorreu durante um período de 3 semanas, em que foram instaladas as unidades TS e BAS, conforme Figuras 4.13 e 4.14, que foram operadas com água limpa a fim de verificar possíveis vazamentos e/ou falhas nos equipamentos e tubulações.

FIGURA 4.13 - ABRIGO, LOCAL DE INSTALAÇÃO DO SISTEMA



FIGURA 4.14 - ESQUEMA DA MONTAGEM EXPERIMENTAL - TA, TS, TE E BAS



Os testes de pré-operação foram iniciados em 25/07/2005, enchendo os reatores (TS/BAS), os TA e TE com água limpa, permanecendo assim por 2 dias, para aferição de vazamentos, o que foi observado na unidade TS na borda esquerda da 1° comporta, sendo esta substituída. Na data de 01/08/2005, realizou-se um 2° teste de estanqueidade, em que não foi observado nenhum vazamento. Na data de 03/08/2005, o sistema foi colocado em operação com o funcionamento da bomba dosadora, do misturador lento e do compressor de ar, não sendo verificada nenhuma falha no funcionamento destes equipamentos. Em 05/08/2005, adicionou-se o recheio de argila expandida ao BAS. E na data de 10/08/2005, considerou-se concluído o teste de pré-operação.

As Figuras 4.15 a 4.18 apresentam as unidades em testes de pré-operação.

FIGURA 4.15 - TS EM PRÉ-OPERAÇÃO



FIGURA 4.16 - BAS EM PRÉ-OPERAÇÃO



FIGURA 4.17 - TA E TE EM PRÉ-OPERAÇÃO.



FIGURA 4.18 - BOMBA DOSADORA, AERADOR E PÁ DO MISTURADOR LENTO



4.5 Partida das Unidades

A partida é caracterizada pelo tempo necessário para que se obtenha um efluente com características constantes e uma massa de lodo que não venha a sofrer grandes alterações em qualidade e nem de quantidade no tempo (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Segundo VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), para acelerar a etapa de partida, geralmente longa, é aconselhável realizar uma inoculação do reator, no entanto, não existe uma norma exata para a estimativa do volume necessário para a inoculação, sendo considerado aceitável a inoculação de 10-30% do volume do reator com um lodo adaptado ao efluente a ser tratado. Esse mesmo autor relata que não é aconselhável que, nos primeiros dias de operação dessa etapa, as cargas aplicadas sejam inferiores a 50% da capacidade da unidade.

O procedimento de partida adotado no experimento ocorreu com a inoculação de lodo anaeróbico e aeróbico de estações de tratamento de esgoto sanitário nas respectivas unidades TS e BAS. Como o sistema operou tratando esgoto sintético, a inoculação com a adaptação das bactérias ao novo substrato foi etapa decisiva para

adequada operação do sistema. Durante a partida ocorreu um carregamento gradativo do novo despejo nas unidades até serem obtidas as respectivas eficiências, determinadas em projeto, sendo de 30% de remoção de DQO para o TS e 80% de remoção de DQO para o BAS. O período de partida ocorreu durante duas semanas, em que foram monitorados os parâmetros: pH, temperatura, alcalinidade total, acidez volátil, conjunto de sólidos suspensos e DQO.

4.5.1 Partida do TS

Para a partida da unidade TS utilizou-se lodo anaeróbio granulado adaptado ao esgoto sanitário, da ETE Atuba Sul (Curitiba/PR). O reator TS com volume útil de 27 litros foi inoculado com 9 litros de lodo granulado anaeróbio e preenchido com 18 litros com o esgoto sintético com concentração de 480 mg DQO/l.

Após a inoculação, o TS operou durante o primeiro dia com vazão intermitente, sem a entrada de esgoto nas primeiras 12 horas, com alimentação por um período de 4 horas e reinício a partir do segundo dia. No segundo dia, o TS foi alimentado continuamente, tendo sido operado com um TDH igual do dobro do estipulado em projeto, isto é TDH de 24 horas.

À medida que os valores das análises de DQO, acidez, alcalinidade, SST se estabilizaram e se mantiveram constantes por duas análises consecutivas, com a eficiência de cerca de 70% do valor estipulado no dimensionamento, a vazão foi sendo alterada até atingir a vazão de operação de 38,0 ml/min, correspondente ao TDH de 12 horas. Quando o TS obteve eficiência de remoção de 30% de DQO, com os parâmetros pH, alcalinidade e acidez constantes para o TDH de 12 horas, considerou-se que a partida já ocorrera.

4.5.2 Partida do BAS

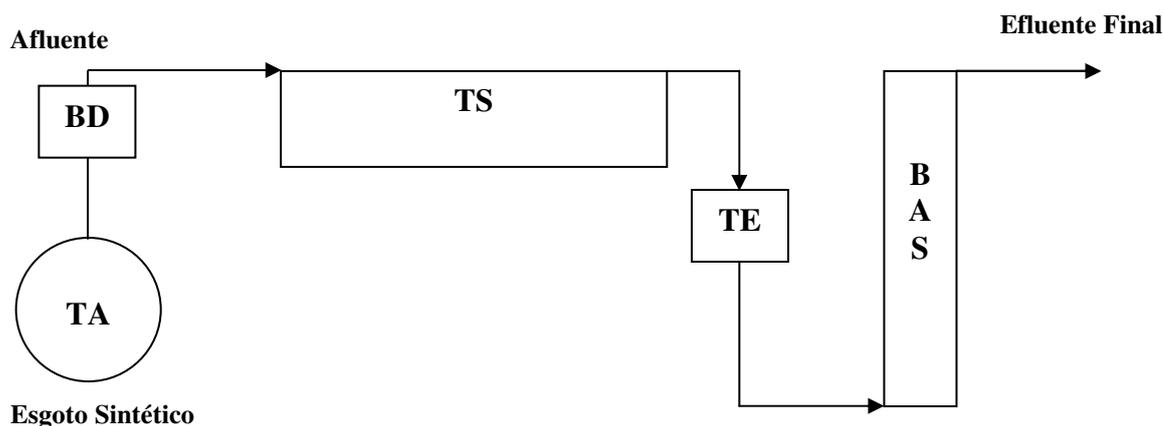
O BAS, com volume útil de 4,2 litros, foi inoculado com 2,10 litros (aproximadamente 50% do volume útil) com lodo proveniente de uma estação de tratamento de esgoto sanitário que opera uma unidade de lodos ativados, ETE Belém (Curitiba/PR). O volume restante do reator 5,7 litros foi completado com esgoto sintético.

Realizada a inoculação, o reator foi operado por 2 dias de forma intermitente, com a entrada de 2,1 litros de esgoto sintético a cada 24 horas. Após este período de adaptação, procedeu-se à alimentação contínua do BAS, com o efluente do TS, operando com uma variação decrescente do TDH, tendo sido iniciado com TDH de 8 horas, o dobro do previsto em projeto. Conforme as análises de DQO, que foi apresentando valores menores, foi-se alterando o TDH até operar com o TDH de 4 horas, o que corresponde uma vazão de 18 ml/min no BAS. O período da partida do BAS, assim como da unidade TS, ocorreu durante duas semanas.

4.6 Operação do Sistema de Tratamento

Uma descrição esquemática do modelo em escala de bancada utilizada no desenvolvimento do trabalho é apresentado na Figura 4.19.

FIGURA 4.19 - REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO SISTEMA



O TA, com capacidade para até 200 litros, operou com um volume de 160 litros de esgoto sintético, que era preparado a cada três dias. Caso esse volume, do TA, não fosse utilizado pelo sistema durante esse período, o seu excedente era descartado, sendo adicionada uma nova solução de esgoto sintético. A cada duas semanas, a unidade era lavada com água limpa para evitar o acúmulo de sedimentos no fundo do tanque e a formação de biofilme em suas paredes. O TA foi instalado no piso do abrigo, sendo o ponto de menor cota do sistema.

A bomba dosadora (BD), utilizada marca Milan, modelo BP – 600, com vazão máxima de 80 ml/min e vazão mínima de 15 ml/min para uma mangueira de silicone com 5mm de diâmetro interno, instalada a 1,35 m acima do piso, operou

interruptamente fornecendo a vazão de entrada do TS. A BD era desligada somente para a troca de mangueira, que ocorria a cada duas semanas, e para troca do esgoto sintético no TA. Durante a operação BD, foram realizadas semanalmente aferições da vazão, pois devido ao desgaste da mangueira poderiam ocorrer variações. O esgoto sintético bombeado pela BD era lançado a uma altura de 1,88m do piso, altura em que se localizava a entrada do TS.

O TS foi instalado sob uma bancada a 1,71 m acima do piso, operando com um volume de 27 litros, com a relação de C/L de 4/1, e alimentado com esgoto sintético bruto. Durante a operação do TS, foram aplicadas variações nas vazões afluentes à unidade, o que proporcionou a variação do TDH. Neste trabalho a unidade TS operou com cinco TDH, com 12, 15, 18, 21 e 24 horas. Em cada TDH foram realizados 5 conjuntos de análises, com exceção dos dois primeiros TDH, de 12 e 15 horas, em que foi necessário realizar um maior número de análises com o objetivo de aprimorar os procedimentos analíticos e a acurácia dos resultados.

O efluente do TS era reservado no TE que se localiza 1,50m do piso, proporcionando uma pressão manométrica suficiente para a operação do BAS. Na saída do TE, localizada no fundo, havia uma válvula agulha que serviu para regular a vazão de alimentação do BAS. As aferições da vazão foram realizadas semanalmente.

A unidade BAS como pós-tratamento do efluente do TS foi operada em 2 estágios. No primeiro estágio foi aplicada uma taxa de aplicação superficial (TAS) de $5,01 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-dia}$, o que proporcionou um TDH de 4 horas. Simultaneamente a esse estágio, que ocorreu durante 96 dias, houve variação dos TDH da unidade TS, tendo sido realizados 21 conjuntos de análises. No segundo estágio o BAS operou com uma TAS de $10,02 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-dia}$, e TDH de 2 horas, sendo que o sistema com as unidades TS e BAS operou em conjunto com a vazão de 30 ml/min, foram realizados 6 conjuntos de análises.

Durante a operação do BAS foi necessária a realização de duas retro-lavagens. Os critérios adotados para que fosse realizada a retro-lavagem foram a perda da eficiência da remoção da matéria orgânica, obtida através das análises de COT e DQO, a inspeção visual de caminhos preferenciais de ar na unidade e o aparecimento de áreas de coloração escura do biofilme, o que caracteriza o processo anaeróbio. O procedimento adotado na realização da retro-lavagem

consistia em secar o reator e aplicar uma alta vazão, com pressão em fluxo ascendente e, posteriormente, descendente de água limpa para eliminar o excesso de biomassa.

As unidades trabalharam com fluxo contínuo e a operação ocorreu durante um período de 6 meses. As temperaturas durante o experimento foram com a mínima de 3°C, média de 17,5°C e máxima de 32°C.

4.7 Monitoramento do Sistema de Tratamento

Para o monitoramento das unidades TS e BAS, que foram operadas em conjunto, foram realizadas as análises dos parâmetros apresentados na Tabela 4.5.

TABELA 4.5 – PARÂMETROS ANALISADOS NO MONITORAMENTO

Parâmetro	Método	Freqüência
pH	Potenciométrico	3x semana
Temperatura (°C)	Termômetro em sonda	diário
Acidez volátil	Titulométrico	3x semana
Alcalinidade Total	Titulométrico	3x semana
Turbidez	Nefelométrico	3x semana
DBO	Winkler	1 x 15 dias
COT	TC – IC	2x semana
DQO	Refluxo Aberto	2x semana
Sólidos Suspensos Totais	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Suspensos Fixos	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Suspensos Voláteis	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Totais	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Totais Fixos	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Totais Voláteis	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Dissolvidos Totais	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Dissolvidos Fixos	Gravimétrico	2x semana
Sólidos Dissolvidos Voláteis	Gravimétrico	2x semana
Nitrogênio Amoniacal (mgN- NH ₃ /l)	Macro Kjeldahl	2x semana
Nitrogênio Orgânico (mgN-Org/l)	Macro Kjeldahl	2x semana
Nitrogênio Kjeldahl (mgN-NTK/l)	Macro Kjeldahl	2x semana
Nitrito (mgN-NO ₂ /l)	Espectrofotométrico - UV visível (530nm)	2x semana
Nitrato (mgN-NO ₃ /l)	Espectrofotométrico - UV visível (410 nm)	2x semana
Fósforo Total (mgP/l)	Espectrofotométrico - UV visível (690 nm)	2x semana

As análises seguiram os métodos analíticos recomendados pelo “Standard Methods For The Examination of Water and Wastewater”, 18th ed (1995).

A freqüência das análises foi definida em função da capacidade de análise do laboratório de Engenharia Ambiental.

Com objetivo de aferir as análises realizadas, foram enviadas periodicamente amostras para um laboratório externo, o CEPPA – Centro de Pesquisa e Processamento de Alimentos.

4.7.1 Pontos de Amostragem

A coleta das amostras ocorreu nos pontos conforme ilustrado na Figura 4.20:

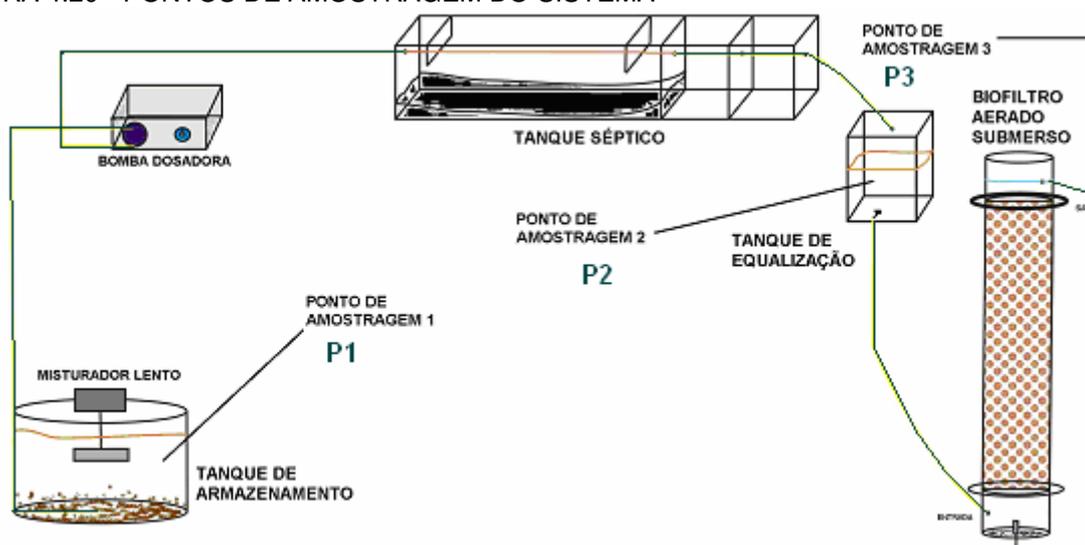
P₁: entrada do sistema, ou seja, coleta no TA de esgoto sintético;

P₂: saída do TS, ponto de coleta no TE;

P₃: saída do BAS.

Ocorram esporadicamente análises de COT nas alturas de 30, 60 e 90 cm do da unidade BAS.

FIGURA 4.20 - PONTOS DE AMOSTRAGEM DO SISTEMA



Após 23 dias de operação, observaram-se sensíveis variações nas características do esgoto sintético com sedimentação de reagentes no fundo do TA. Isso provavelmente ocorreu devido ao longo período de armazenamento e à falta de uma adequada homogeneização, apesar do misturador lento ter sido operado regularmente. Assim decidiu-se modificar o método de coleta da amostra no ponto P₁. A amostra que era coletada num ponto qualquer do TA, passou a ocorrer em duas etapas. A primeira, com a coleta de 1 litro através da mangueira, que foi fixada no centro e no fundo do TA; e a segunda etapa, com a coleta de mais 1 litro do

esgoto sintético, através de frasco, coletado do meio do TA. Este procedimento ocorreu até o final do experimento.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos na operação do sistema Tanque Séptico seguido pelo Biofiltro Aerado Submerso, no tratamento de efluente sintético simulando esgoto doméstico / sanitário.

5.1 Resultados da Partida do Sistema

A partida do sistema ocorreu durante um período de duas semanas, durante o qual foram realizadas a coleta e a inoculação do licor de lodo anaeróbio e aeróbio, coletado nas unidades UASB e Lodos Ativados, para as unidades TS e BAS. Esse procedimento ocorreu com objetivo de favorecer a adaptação e a proliferação de uma biomassa ativa de microrganismos no sistema, tanto na unidade anaeróbia como na aeróbia, que pudesse propiciar o adequado tratamento do efluente sintético. Para esse período de estudo foi planejado e operado o sistema com uma variação decrescente nos valores de TDH, propiciando a adaptação dos microrganismos ao novo substrato, até que fossem obtidas as eficiências de operação para os seus respectivos TDH.

Sistemas combinados na etapa de partida requerem uma atenção maior por exigir ao mesmo tempo o controle das condições em cada reator e a avaliação do sistema como um todo.

Os parâmetros analisados nessa etapa foram: pH, temperatura, alcalinidade parcial, acidez, conjunto de sólidos suspensos (totais, fixos e voláteis) e DQO. Segue os resultados desses parâmetros de monitoramento durante a etapa de partida.

5.1.1 Partida do Tanque Séptico

A partida do TS foi realizada durante um período de duas semanas. A unidade iniciou operando com o tempo de TDH de 24 horas, o que correspondia a uma vazão de 19 ml/min. Adotou-se então como critério que, quando a eficiência de remoção de DQO no efluente do TS apresentasse um valor de pelo menos 30%, e fosse observado nos outros parâmetros analisados uma estabilidade nos seus

valores em duas análises consecutivas, a vazão teria um incremento que corresponderia a uma redução do TDH do TS em cerca de aproximadamente 6 horas até atingir o TDH de operação de 12 horas.

JORDÃO E PESSÔA (1995) e ÁVILA (2005) afirmam que a unidade TS, tratando efluente sanitário, possui uma eficiência média de remoção de DBO em torno de 50%, sendo essa a eficiência desejada, no TDH de 12 horas, para que pudesse ser considerada concluída a etapa de partida do TS. No entanto, durante a etapa de partida, não foram realizadas análises de DBO, assim estabeleceu-se uma relação DQO/DBO no esgoto sintético e no efluente do TS a fim de avaliar qual era a remoção de DBO.

Na etapa de caracterização do esgoto sintético foram realizadas análises de DQO e DBO, em que foi obtida uma relação média DQO/DBO de 2,32. Essa relação DQO/DBO de 2,32 é bem superior à relação 1,5 encontrada por JORDÃO E PESSÔA (1995) para o esgoto sanitário. Então, em virtude das características do esgoto sintético, foi considerada somente a eficiência de remoção de DQO como parâmetro a ser avaliado quanto à estabilidade da unidade TS, sendo que, quando obtida a eficiência de 30%, pudesse ser considerado que a unidade teria atingido a estabilidade.

Após duas semanas de monitoramento com alterações nos TDH obtiveram-se resultados conforme Tabela 5.1, sendo considerada a partida da unidade TS.

TABELA 5.1 - PARÂMETROS ANALISADOS

Tempo (dias)	DQO (mg/l)		Eficiência (%)		TDH
	Esgoto Sint.	TS	TS		
1	680,53	590,80	13,19%		24 horas
4	567,11	378,07	33,33%		
6	153,85	115,38	25,00%		18 horas
8	456,37	77,22	88,24%		
10	461,54	307,69	33,33%		12 horas
14	405,86	260,63	35,80%		

Verificou-se no oitavo dia que a eficiência de remoção de DQO foi de 88%, valor esse muito superior ao encontrado na média das outras análises. Assim pode-se afirmar que provavelmente tenha ocorrido erro na análise dessa amostra.

Os Gráficos 5.1 a 5.4 apresentam alguns dos parâmetros monitorados durante a fase de partida e suas variações em função dos TDH.

GRÁFICO 5.1 - MONITORAMENTO DA DQO DURANTE A MUDANÇA DO TDH

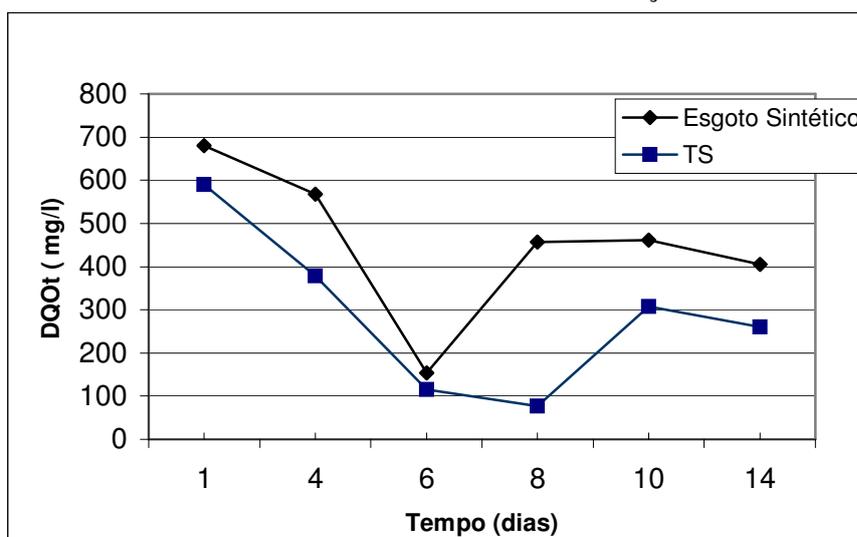
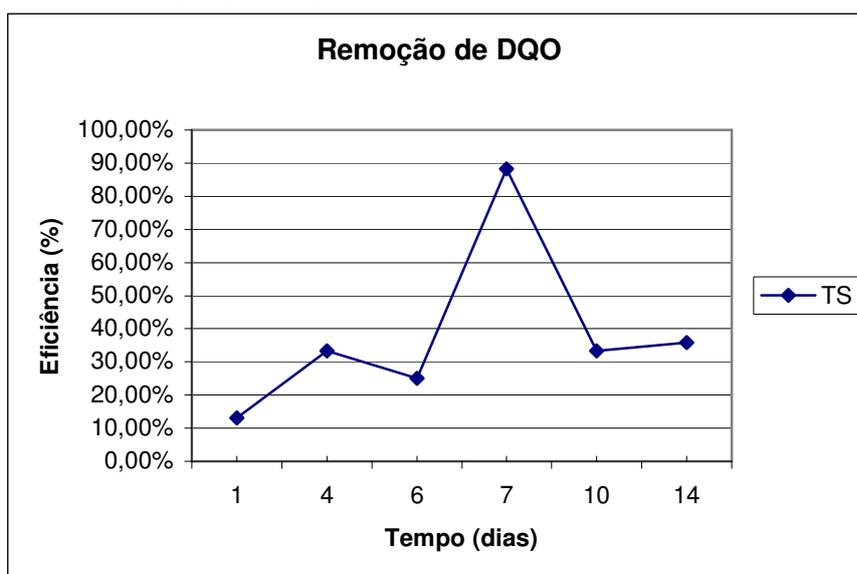
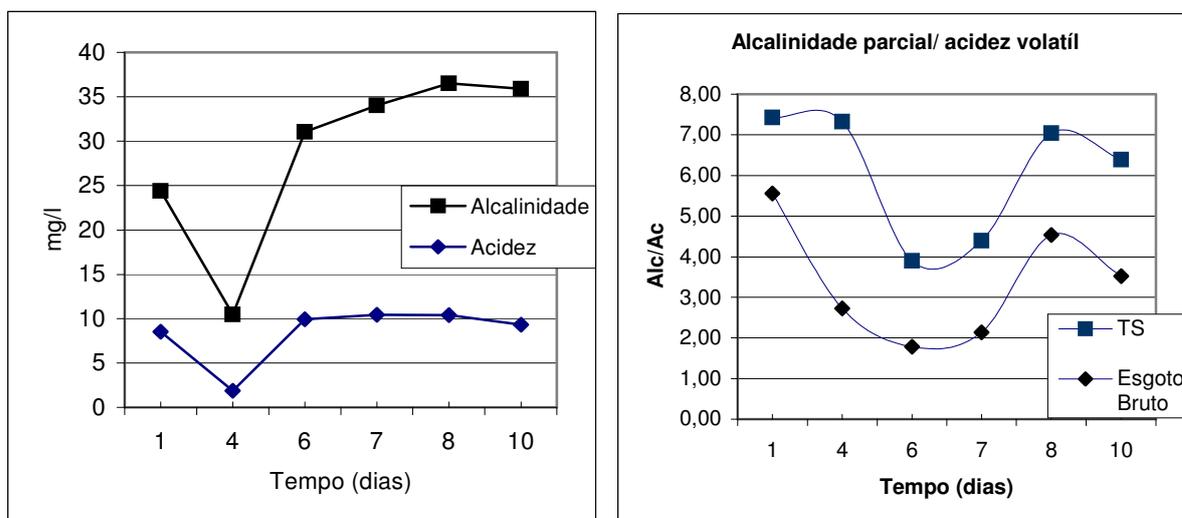


GRÁFICO 5.2 - EFICIÊNCIAS DO TS DURANTE A PARTIDA



Durante a partida o pH na unidade TS variou entre 6,75 e 7,5, com valor médio de 7,0. Este resultado encontra-se na faixa de pH considerada ótima para digestão anaeróbia, situada entre 6,8 e 7,5.

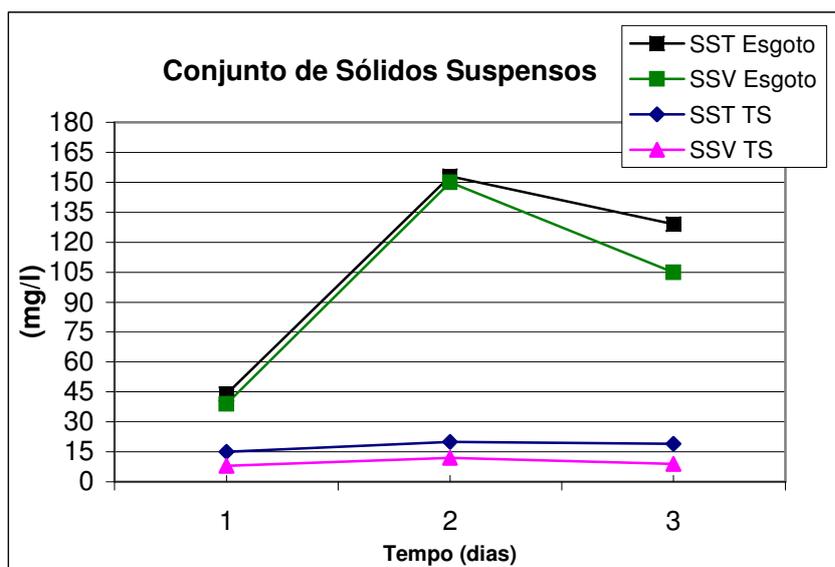
GRÁFICO 5.3a - ALCALINIDADE PARCIAL DURANTE A PARTIDA DO TS
 GRÁFICO 5.3b - ACIDEZ VOLÁTIL DURANTE A PARTIDA DO TS



Verificou-se que os valores obtidos de alcalinidade total e acidez volátil, durante a partida, apresentaram-se constantes, e não se observaram grandes variações do pH do líquido. Observou-se que pode ocorrer a atividade anaeróbia dos microrganismos, pois o efluente do TS apresentou-se mais acidificado que o do esgoto sintético. No entanto não há como se verificar como está ocorrendo o processo de digestão anaeróbia, já que não houve a possibilidade de realizar monitoramento da produção de gás metano, e outros parâmetros.

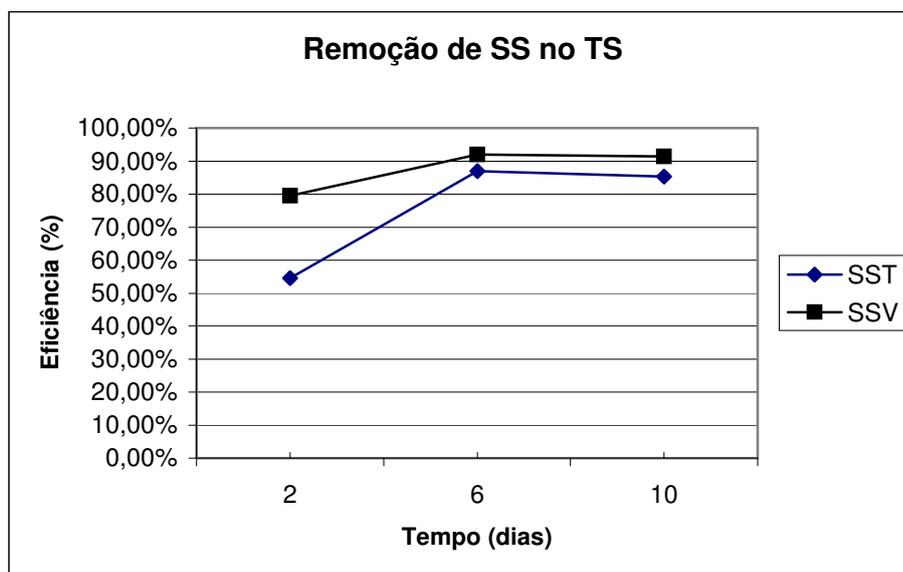
Através da acidificação do efluente do TS, e consumo da alcalinidade do líquido, pode-se prever que a digestão anaeróbia esteja ocorrendo numa fase intermediária como a acidogênese ou acetogênese.

GRÁFICO 5.4 - CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS DO TS DURANTE A PARTIDA.



O conjunto de sólidos suspensos não foi analisado com a mesma frequência que os outros parâmetros, sendo analisados uma vez a cada mudança de TDH. No entanto obteve-se pelo menos um valor de SS a cada mudança de TDH. Na análise realizada no 10º dia, verificou-se que a quantidade de SSF foi ligeiramente superior à data da análise anterior. Como os valores de SSV foram praticamente os mesmos, a unidade TS pode ter atingido a sua estabilização. Pode-se verificar através do Gráfico 5.5 que o valor obtido de remoção de SST e SSV, durante a fase de partida foi satisfatório com uma remoção média de 76% e 87%.

GRÁFICO 5.5 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS NA PARTIDA DO TS



Os resultados apresentados na partida são próximos aos valores obtidos por VON SPERLING (1996), com remoção de SS de 60% a 70%. Através dos parâmetros analisados: pH, temperatura, alcalinidade total, acidez volátil, conjunto de sólidos suspensos e DQO pode-se admitir a adaptação das bactérias anaeróbias ao substrato sintético como o início da atividade anaeróbia, assim a etapa da partida foi considerada concluída.

5.1.2 Partida do Biofiltro Aerado Submerso

Como estratégia para a adaptação e o crescimento da biomassa no interior do BAS, durante a etapa de partida, submeteu-se a unidade a baixas cargas orgânicas, inferiores a 0,7 kg DQO/m³dia, e elevados tempos de detenção hidráulica, com o TDH inicial de 8 horas, aplicando o mesmo procedimento adotado na unidade TS. No entanto, na unidade BAS preocupou-se em garantir, da melhor maneira possível, a adaptação dos microrganismos ao substrato e acelerar a formação da biomassa ativa, formação do biofilme, responsável pelo tratamento do esgoto.

O BAS, como unidade de pós-tratamento ao TS, necessitou de maior atenção, pois trabalha com a biomassa fixa, então qualquer mudança no efluente do TS poderia provocar a perda da biomassa formada ao longo do tempo de partida. GONÇALVES (1997b) e DOMINGUES (2005) relatam sobre os cuidados necessário na partida do BAS, e a rápida entrada dessa unidade em regime permanente.

A partida do BAS foi realizada com a antecedência de um dia em relação à unidade TS; assim somente após o segundo dia de operação do BAS, é que havia efluente da unidade TS para alimentar o BAS. Ressalta-se que a vazão do sistema assim como a vazão de afluente à unidade BAS é regulada pela vazão de alimentação do TS.

Após dois dias de adaptação dos microrganismos ao substrato, em que o BAS operou de forma intermitente, passou-se à segunda etapa em que o reator passou a ser alimentado com uma vazão de 13 ml/min com o efluente do TS, o que correspondeu a um TDH de 8 horas. Essa vazão e esse TDH foram adotados em função da vazão efluente do TS, pois nesse mesmo período estava sendo realizada a partida no TS. O TS estava operando com um TDH de 24 horas, assim o sistema

TS+BAS, recebia uma vazão afluyente de esgoto sintético de 19 ml/min. A Tabela 5.2 apresenta os valores dos parâmetros monitorados no TDH de 8 horas.

TABELA 5.2 - RESULTADOS DO TDH DE 8 HORAS NA UNIDADE BAS

TEMPO	DQO			Eficiência BAS	Eficiência do Sistema	SST		SSV		TDH
	Esgoto	TS	BAS			TS	BAS	TS	BAS	
1	680,5	590,8	567,1	4,01%	16,67%					8 horas
4	567,1	378,1	226,8	40,00%	60,00%	15	13	8	9	

Os critérios utilizados para efetuar a mudança do TDH foram os mesmos aplicados ao TS. Pode-se verificar conforme os dados da Tabela 5.3 que o BAS em pouco tempo obteve ótimas eficiências de remoção de DQO, com uma rápida adaptação do inoculo ao novo substrato.

Observou-se através da análise de SSV no BAS que ocorreu uma rápida proliferação dos microrganismos, pois esse parâmetro apresentou as mesmas concentrações na entrada e na saída do BAS. No entanto não se pode afirmar o pleno desenvolvimento do biofilme.

Na terceira etapa, no final do quarto dia, da partida o BAS operou com uma vazão de 19 ml/min e TDH de 4 horas. Na Tabela 5.3 observa-se que no sétimo dia de operação que a eficiência de remoção de DQO no BAS foi superior a 50%, sendo mantida nas outras análises. Os cuidados na operação da partida do TS ocorreram também em função dos cuidados em não expor a unidade BAS a choques de cargas orgânicas, o que poderia levar à falência da biomassa aeróbia.

TABELA 5.3 - RESULTADOS DA PARTIDA DO BAS E SISTEMA

Tempo (dias)	DQO (mg/l)			Eficiência			SST			SSV			TDH BAS
	P1	P2	P3	P2	P3	P4	P1	P2	P3	P1	P2	P3	
1	680,5	590,8	567,1	13,2%	4,0%	16,7%							8
4	567,1	378,1	226,8	33,3%	40,0%	60,0%	44	15	13	39	8	9	horas
6	153,8	115,4	76,9	25,0%	33,3%	50,0%	153	20	8	150	12	2	
7	656,3	77,2	38,6	88,2%	50,0%	94,1%							4
10	461,5	307,7	153,8	33,3%	50,0%	66,7%	129	19	19	105	9	8	horas
14	405,8	260,6	37,59	35,8%	85,6%	90,7%							

P1 - Esgoto sintético bruto;

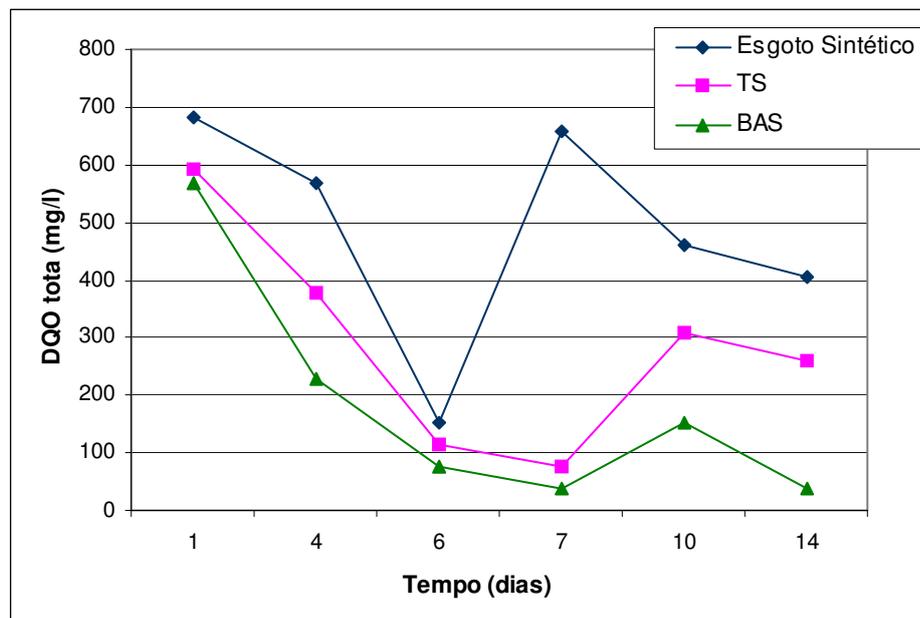
P2 - Tanque Séptico;

P3 - Biofiltro Aerado Submerso;

P4 - Sistema TS +BAS.

Os Gráficos 5.6 a 5.9 apresentam os valores do monitoramento durante a partida do BAS.

GRÁFICO 5.6 - MONITORAMENTO DA DQO DURANTE A PARTIDA



Observou-se que no 6º dia houve uma queda acentuada da concentração do parâmetro DQO no esgoto sintético. Isso ocorreu em virtude de no 5º não ter havido a reposição de uma nova carga de esgoto sintético no TE, que estava utilizando um esgoto que havia sido preparado no 2º dia de operação. Na análise do 7º, com a nova carga de esgoto sintético verificou-se que o valor de DQO apresentou concentração de 653 mg/l próximo ao valor do 1º dia de operação.

GRÁFICO 5.7 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DQO DURANTE A PARTIDA NO TS E BAS

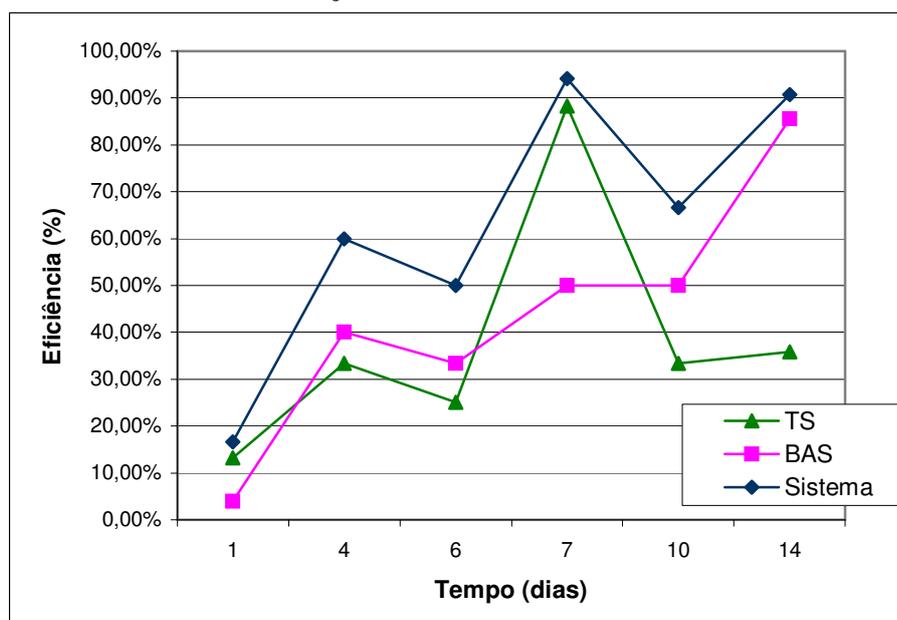


GRÁFICO 5.8 - MONITORAMENTO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS

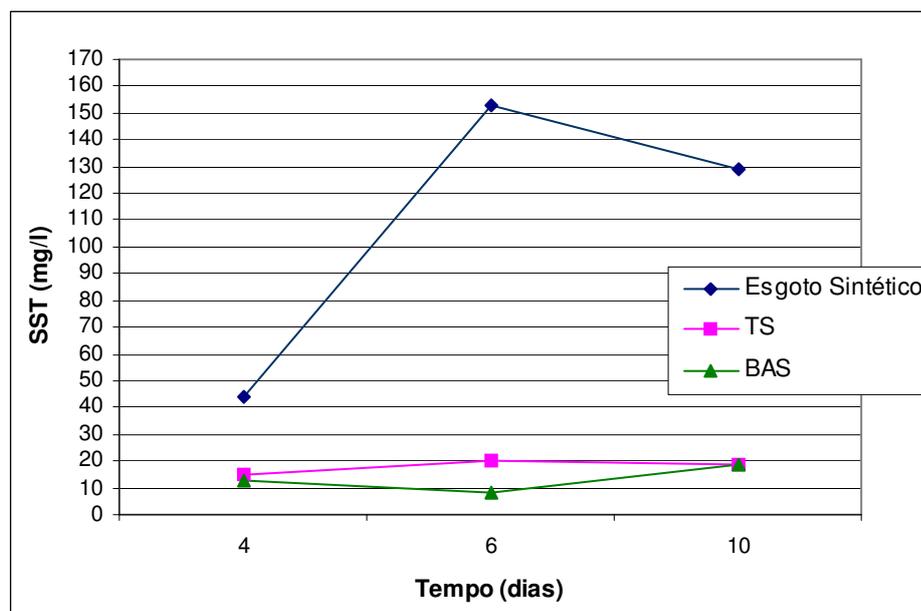
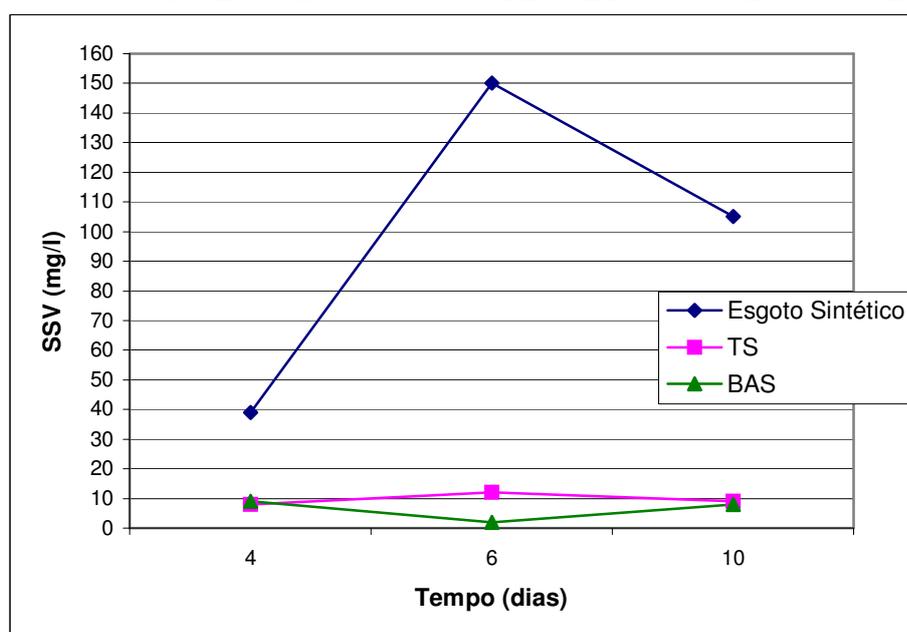


GRÁFICO 5.9 - MONITORAMENTO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS



Durante todo o período de partida, a unidade BAS também foi monitorada e teve variação entre 7,0 a 7,5 com pH médio de 7,4. No 14º dia da partida do sistema, observou-se que o BAS apresentou uma eficiência de 85% de remoção de DQO, concluído-se que a unidade havia atingido o estado estacionário. Não se pode afirmar que ocorreu a formação do biofilme por completo em todo o recheio da unidade, pois trata-se de um processo lento que necessitaria de mais tempo de

operação. Mas verificou-se que houve adaptação das bactérias ao novo substrato e que a formação completa do biofilme ocorreria conforme a operação do BAS.

O sistema (TS + BAS) como um todo apresentou, ao final do período de partida, uma eficiência de 90% de remoção de DQO e remoção de 85% de SST.

A partida do sistema de tratamento é uma etapa longa e complexa para poder fazer uma afirmativa sobre a entrada em regime estacionário, no entanto devido ao tempo disponível para a realização do experimento, considerou-se que esses índices de eficiência do sistema seriam suficientes para concluir que o sistema de bancada entrou em regime estacionário.

5.2 Unidade Tanque Séptico

Com os resultados da partida indicando o pleno funcionamento do sistema, teve início a operação da unidade TS, operando com as condições estabelecidas na NBR-7220/93, com o TDH de 12 horas. Após a realização de um conjunto de 8 análises sobre o funcionamento da unidade operando com o TDH de 12 horas, iniciou-se o estudo variando os TDH da unidade, com o objetivo de verificar qual o impacto dessa variação em relação ao possível aumento nas eficiências de remoção de MO e de SS.

5.2.1 Operação do reator TS com um TDH 12 horas

Durante esta etapa do estudo, foram realizados 8 conjuntos de análises de todos os parâmetros citados na metodologia, com o período de análise de 25 dias entre as datas de 29/08/2005 e 22/09/2005. Os principais resultados das análises realizadas nessa unidade durante essa etapa são apresentados nos Gráficos 5.10 a 5.13.

GRÁFICO 5.10 - MONITORAMENTO DA DQO PARA O TDH DE 12 HORAS

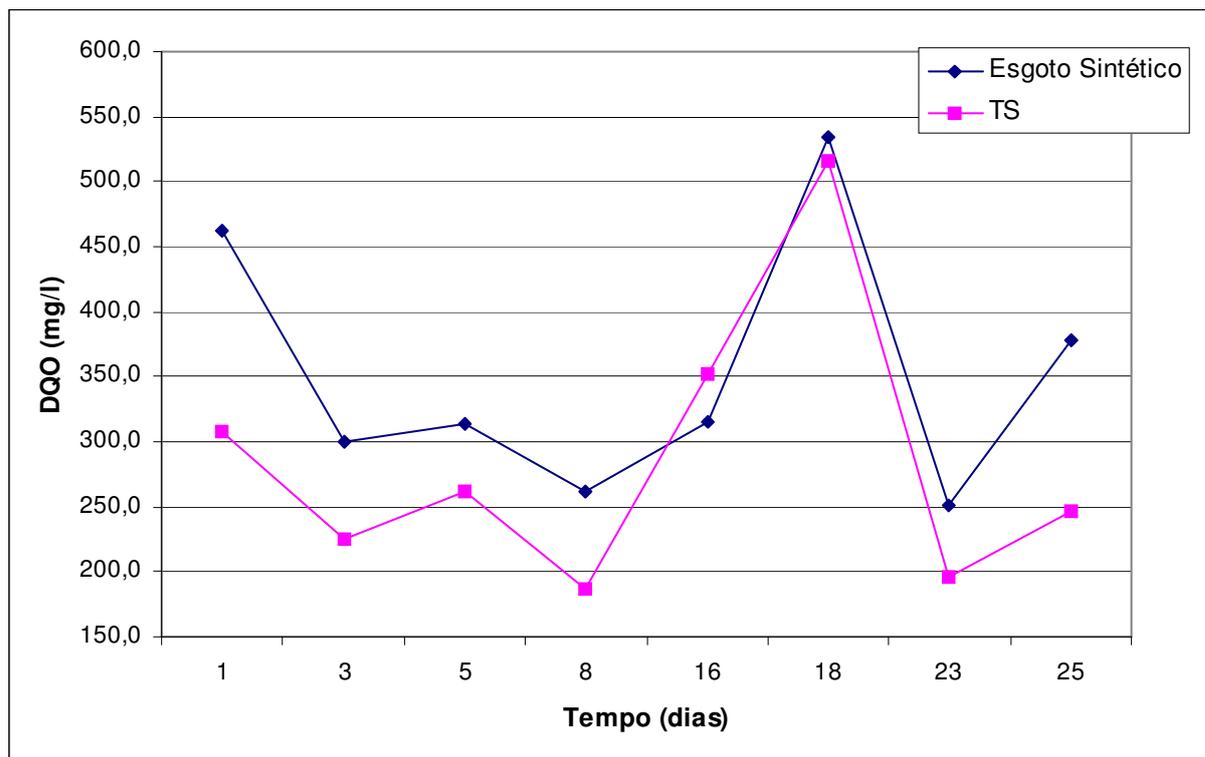


GRÁFICO 5.11 - MONITORAMENTO DO COT PARA O TDH DE 12 HORAS

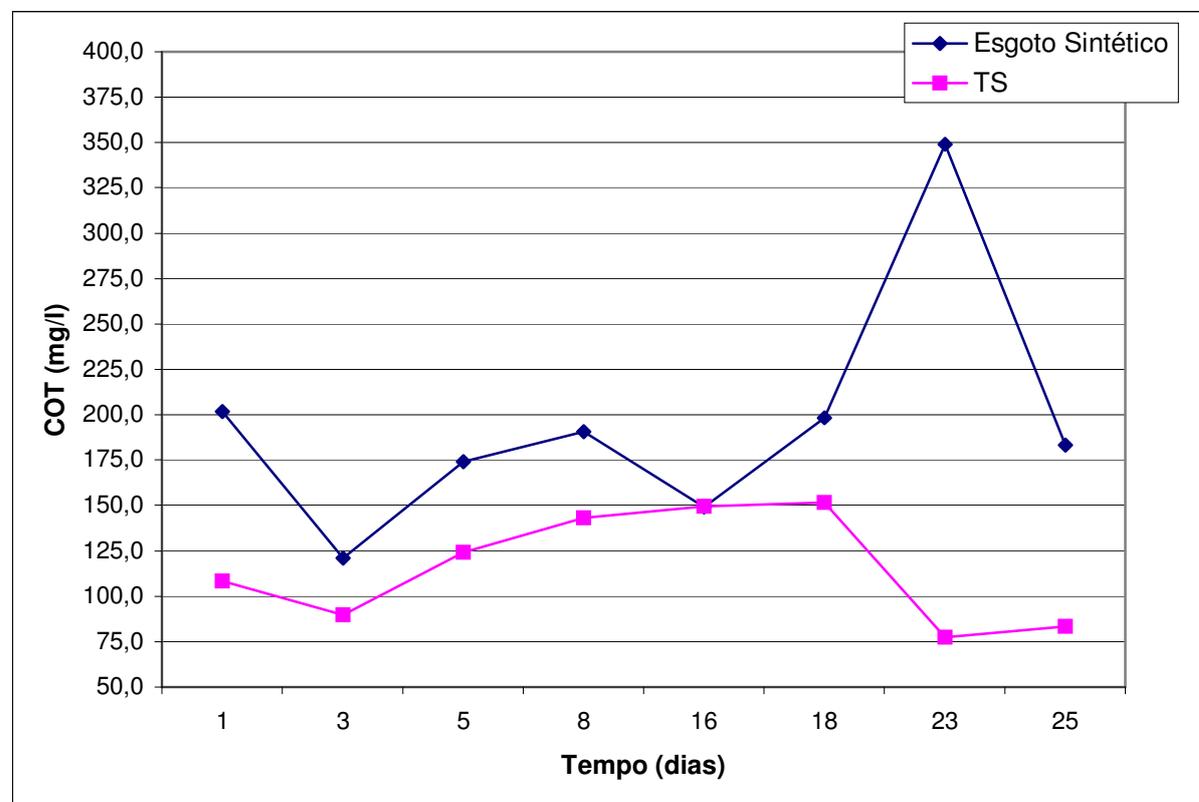


GRÁFICO 5.12 - MONITORAMENTO DA DBO PARA O TDH DE 12 HORAS

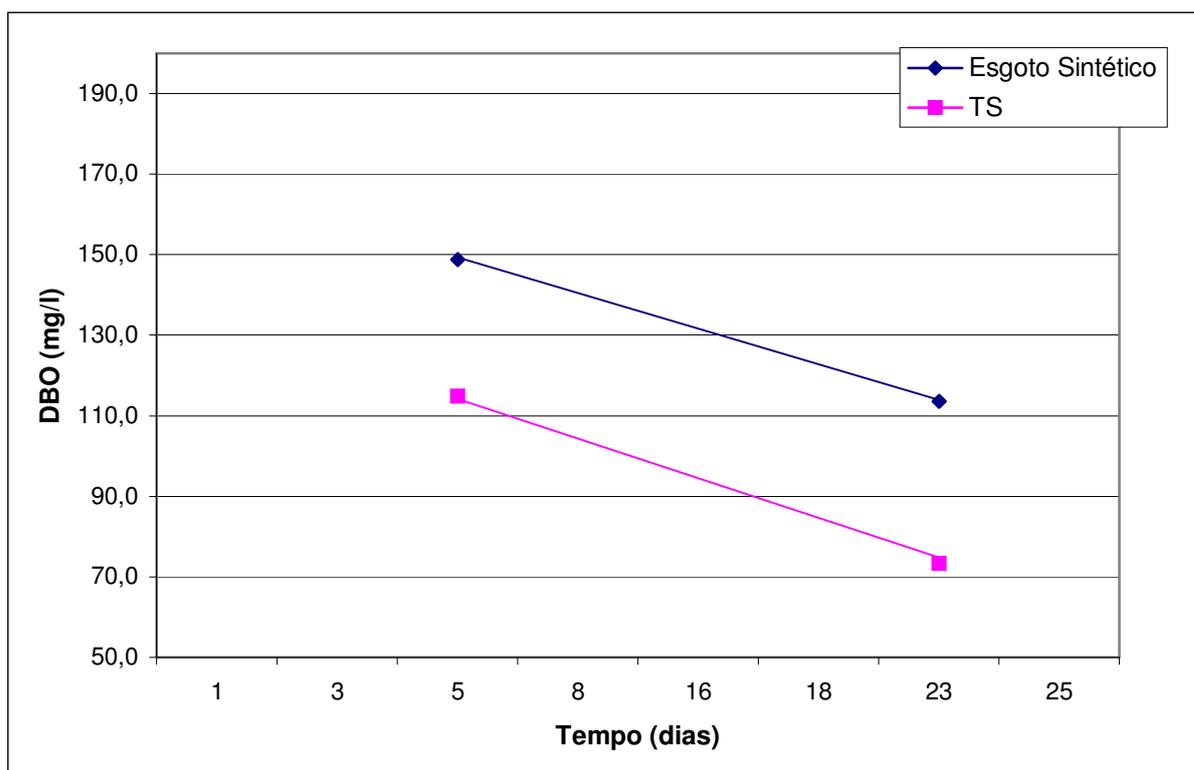
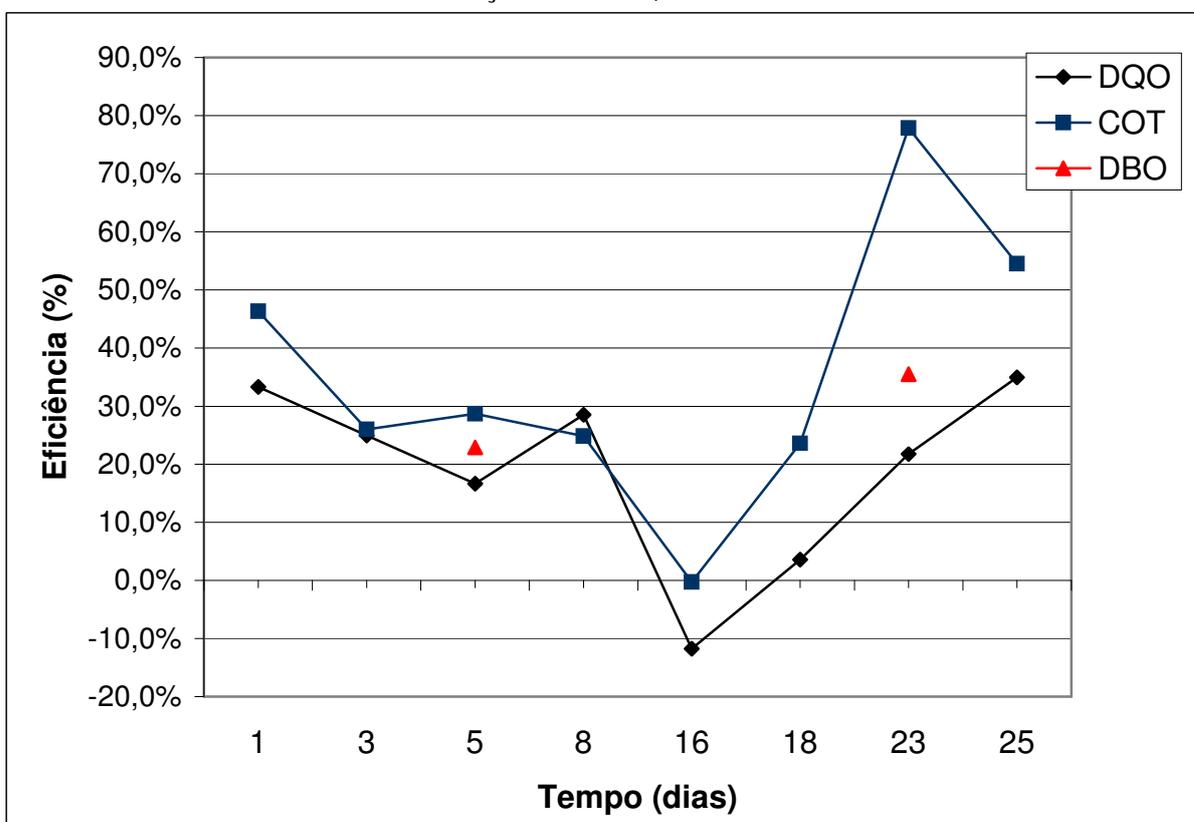


GRÁFICO 5.13 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DO COT, DQO E DBO PARA O TDH DE 12 HORAS



Os resultados obtidos nos parâmetros COT, DQO e DBO indicam a remoção de MO realizada pela unidade TS. A Tabela 5.4 apresenta os valores médios obtidos durante o TDH de 12 horas e suas respectivas eficiências de remoção.

TABELA 5.4 - RESULTADO DOS PARÂMETROS ANALISADOS PARA O TDH DE 12 HORAS

Parâmetros	Média do Esgoto Sintético	Média do Efluente do TS	Eficiência Média (%)
pH	6,59	6,62	-
Temp. (°C)	17,79	17,26	-
Acidez	6,89	7,48	-
Alcalinidade	16,36	19,94	-
Turbidez	35,05	17,54	50%
DBO	131,3	94,03	23%
TOC	195,9	115,85	35%
DQO	351,9	286,33	29%
SST	186	69	59%
SSF	20	9	57%
SSV	166	60	62%
STT	1079	794	24%
SDT	893	725	21%
N-Amon	9,1	14,51	-
N-Org	14,0	7,16	-
NTK	23,1	21,67	-
NO ₂	0,2	0,08	-
NO ₃	0,1	0,13	-
N – Total	23,4	21,88	11%
P-Total	3,4	3,22	12%

Valores obtidos de um conjunto amostral com n = 8.

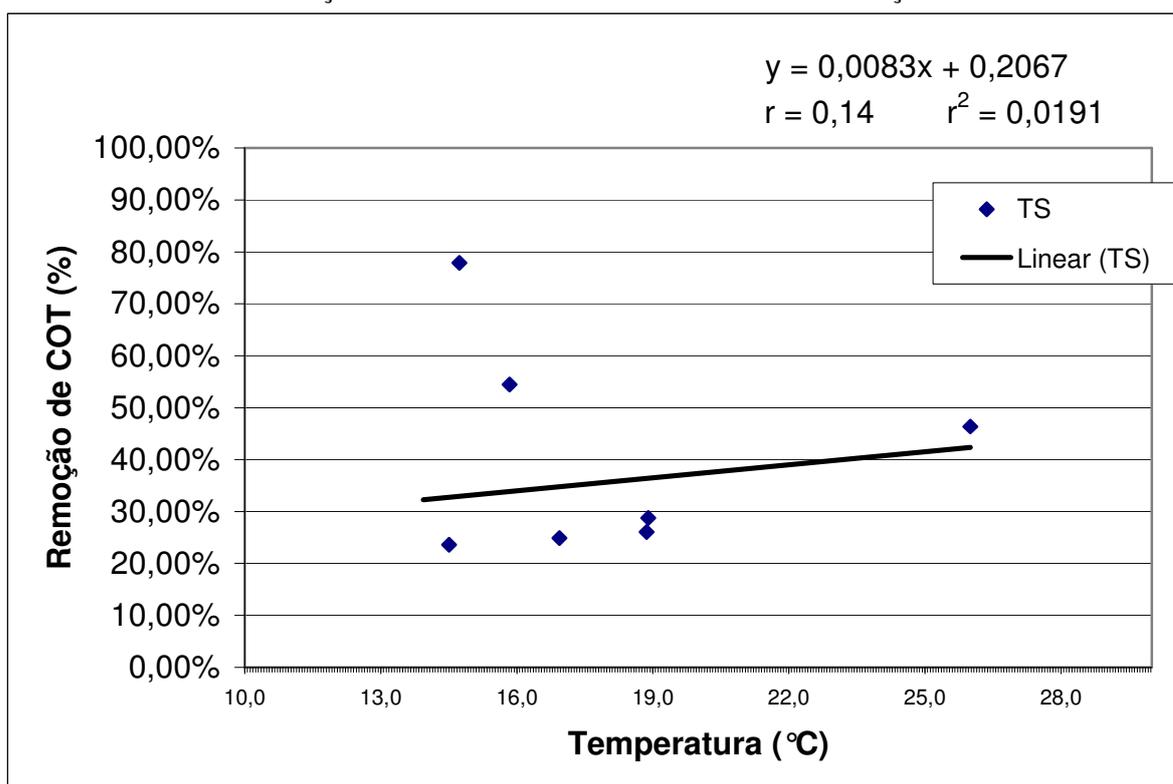
Os resultados do dia 16, data 13/09/2005, apresentaram valores negativos de eficiência na análise de DQO, COT e SS, assim os valores obtidos para essa data não foram considerados para o cálculo do valor médio da Tabela 5.4. Esses valores negativos observados podem ser decorrentes de problemas de execução das análises laboratoriais, dos procedimentos de coleta, do entupimento do dispositivo de saída do TS, entre outros.

Observou-se que durante a operação ocorreram variações nas concentrações do esgoto sintético afluente, o que dificultou a avaliação da eficiência. Entretanto a variação da eficiência pode também ter sido influenciada por outros fatores como as baixas temperaturas. Na Figura 5.11, monitoramento de COT, no 18º dia, 15/09/2005, verificou-se baixa eficiência da unidade TS que pode estar relacionada à baixa temperatura do líquido, já que não houve grandes diferenças entre a média e as concentrações de entrada e saída de COT. Durante a operação do TS, para o

TDH de 12 horas, a temperatura média foi de 17,5°C, e a temperatura ambiente média foi de 8°C. A baixa temperatura durante a operação do TS pode ter inibido a atividade metabólica dos microorganismos anaeróbios, acarretando a perda da eficiência de remoção.

Contudo observou-se que não houve uma correlação significativa entre a temperatura e a remoção de COT, conforme Gráfico 5.14.

GRÁFICO 5.14 - CORRELAÇÃO ENTRE TEMPERATURA NO TS E REMOÇÃO DE COT



Com a temperatura mais baixa ocorre o aumento da densidade específica da água e conseqüentemente do esgoto sintético, o que poderia influenciar na eficiência de sedimentação dos sólidos suspensos na unidade TS. No entanto não foi realizado um monitoramento do gradiente de temperatura dentro do TS para que se pudessem obter resultados conclusivos da influência da temperatura na remoção de SS. Nos Gráficos 5.15 a 5.17 são apresentados os resultados do monitoramento da temperatura e de SS.

GRÁFICO 5.15 - MONITORAMENTO DOS SÓLIDOS SUSPENSOS E TEMPERATURA NO TS (TDH 12 HORAS)

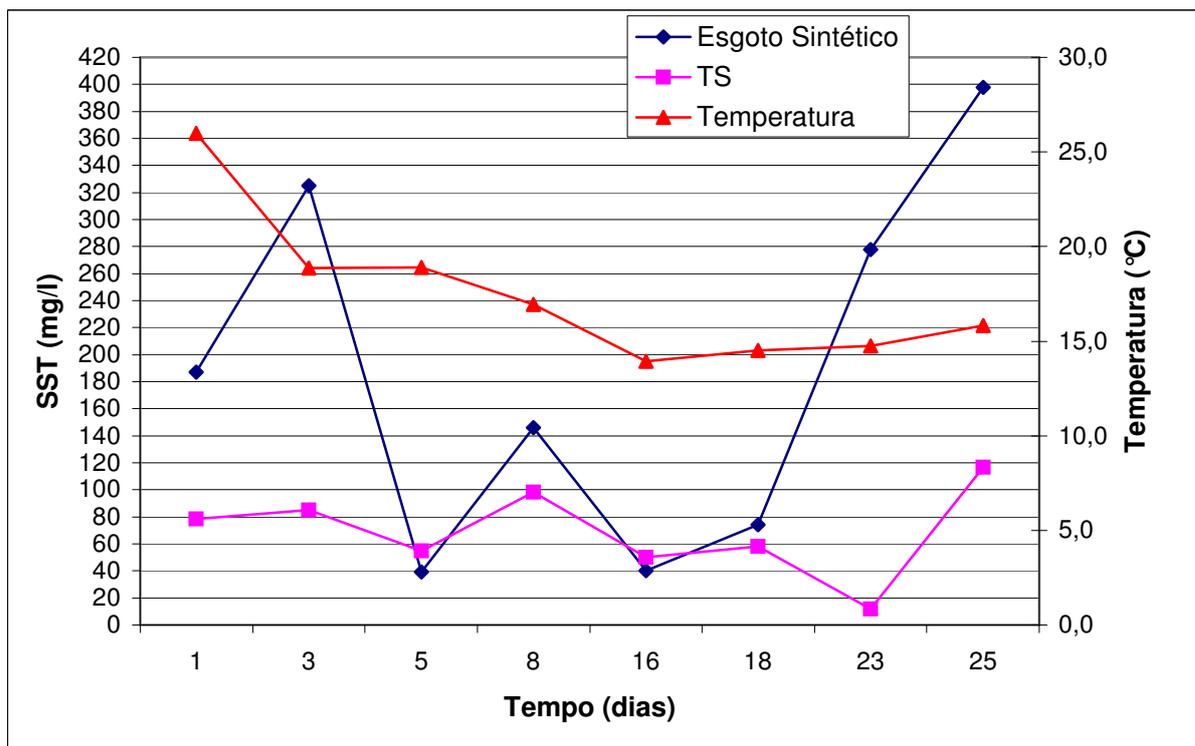


GRÁFICO 5.16 - MONITORAMENTO DOS SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS E TEMPERATURA (TDH 12 HORAS)

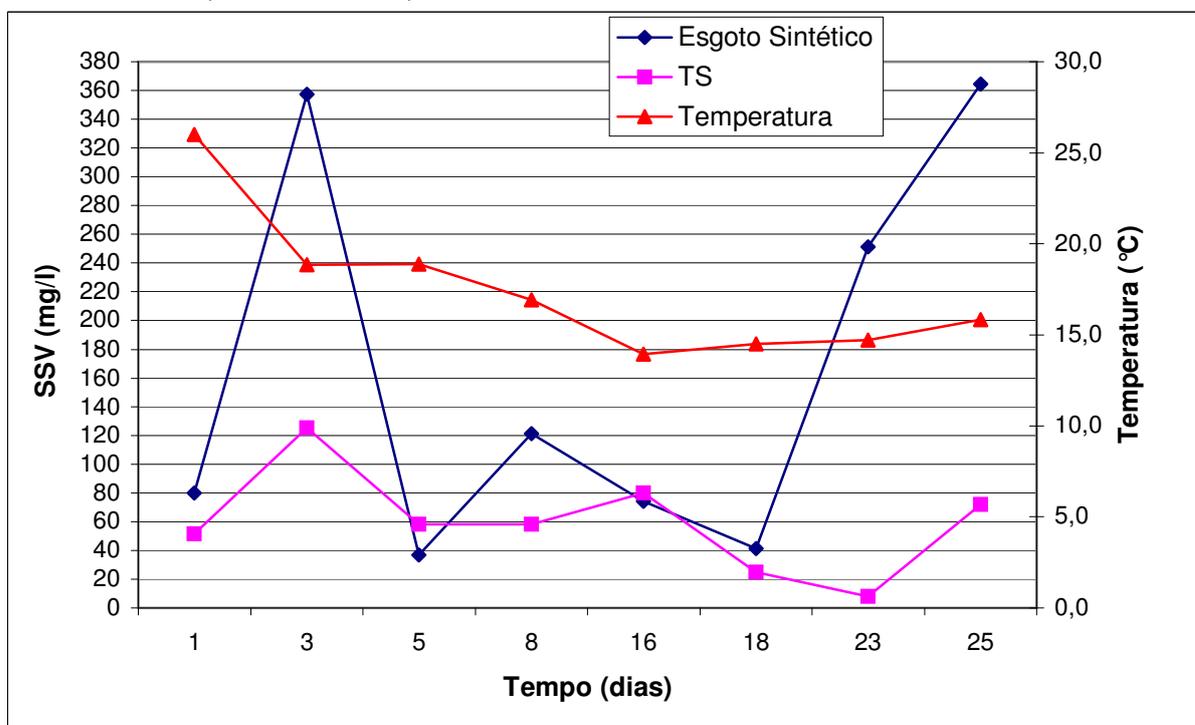
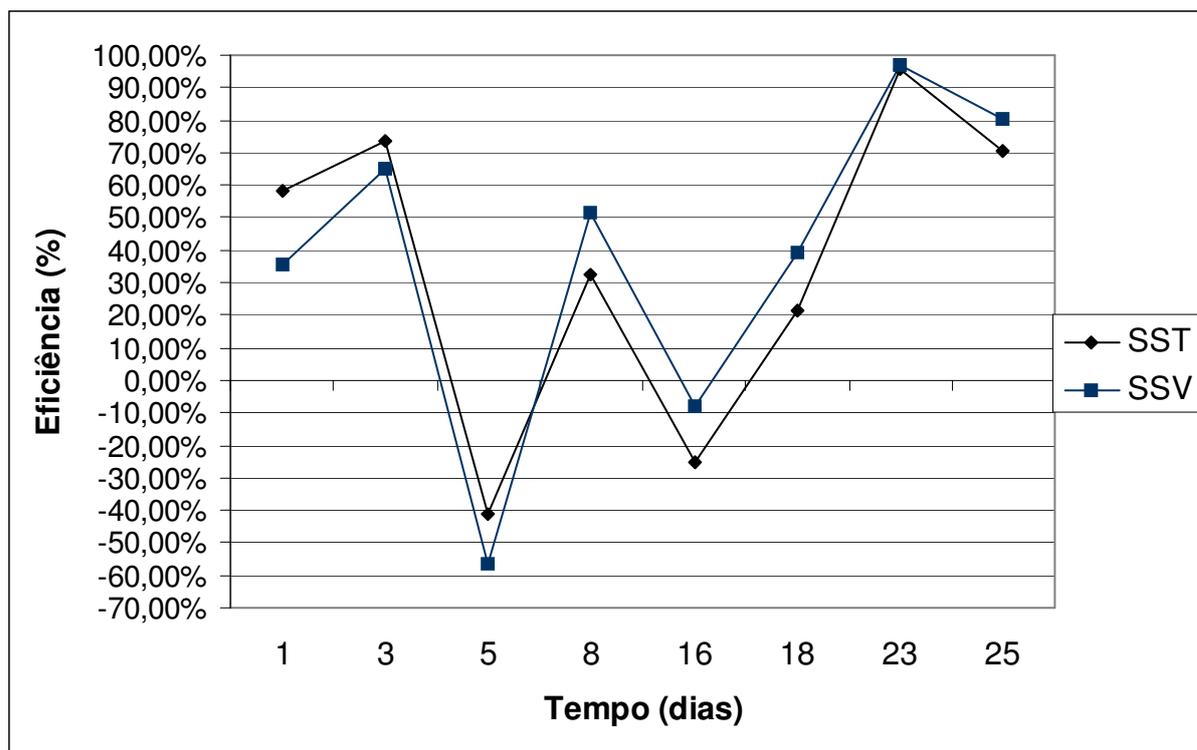


GRÁFICO 5.17 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS SUSPENSOS NO TS PARA TDH 12 HORAS

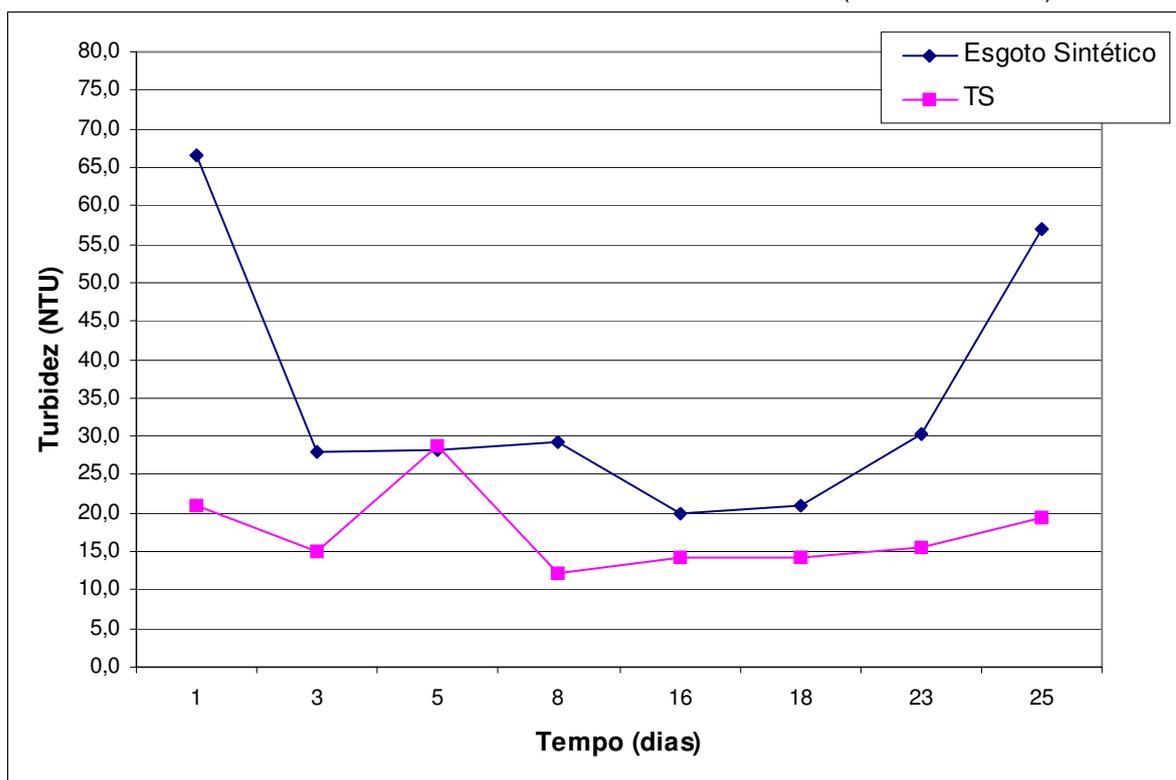


Dos resultados obtidos de SS pode-se verificar que os dados do 5º dia, (02/09/2005), e do 16º dia, 13/09/2005, podem conter erros de procedimento analítico devido ao seu valor negativo de eficiência. Sendo assim descartados para cálculo da eficiência média de remoção de SST e SSV. No 18º dia, 15/09/2005, verificaram-se baixos valores de eficiência de remoção de SS, o que também foi observado nas análises de DQO e COT. Assim a baixa eficiência pode não estar relacionada a erros laboratoriais e/ou de coleta das amostras, mas possivelmente a uma inibição do processo de digestão anaeróbio.

As variações nas concentrações de SS, de DQO e COT do esgoto sintético observadas entre o 18º e o 25º dia de operação foram significativas, podendo ter ocorrido em função do tempo de armazenamento, das baixas temperaturas e da falta de uma adequada homogeneização do esgoto sintético armazenado e preparado. Assim a partir desta observação alterou-se o modo de preparo do esgoto sintético, conforme descrito na metodologia.

A turbidez dos efluentes de tanques sépticos é caracterizada por altos valores, entretanto no trabalho experimental com esgoto sintético apresentaram-se valores modestos quando comparados aos encontrados no esgoto sanitário. A eficiência média de remoção de turbidez no TS foi de 50%. No Gráfico 5.18 é apresentado o seu monitoramento desse parâmetro.

GRÁFICO 5.18 - MONITORAMENTO DA TURBIDEZ NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS)



A turbidez é a consequência da presença de sólidos suspensos, a concentração média no esgoto sintético foi de 35,5 NTU e a eficiência de remoção de 50%. A fim de verificar a relação entre turbidez e SST realizou-se uma correlação entre esses parâmetros, sendo estabelecida uma regressão linear conforme os Gráficos 5.19 e 5.20.

GRÁFICO 5.19 - CORRELAÇÃO ENTRE TURBIDEZ E A CONCENTRAÇÃO DE SS NO TS
(TDH 12 HORAS)

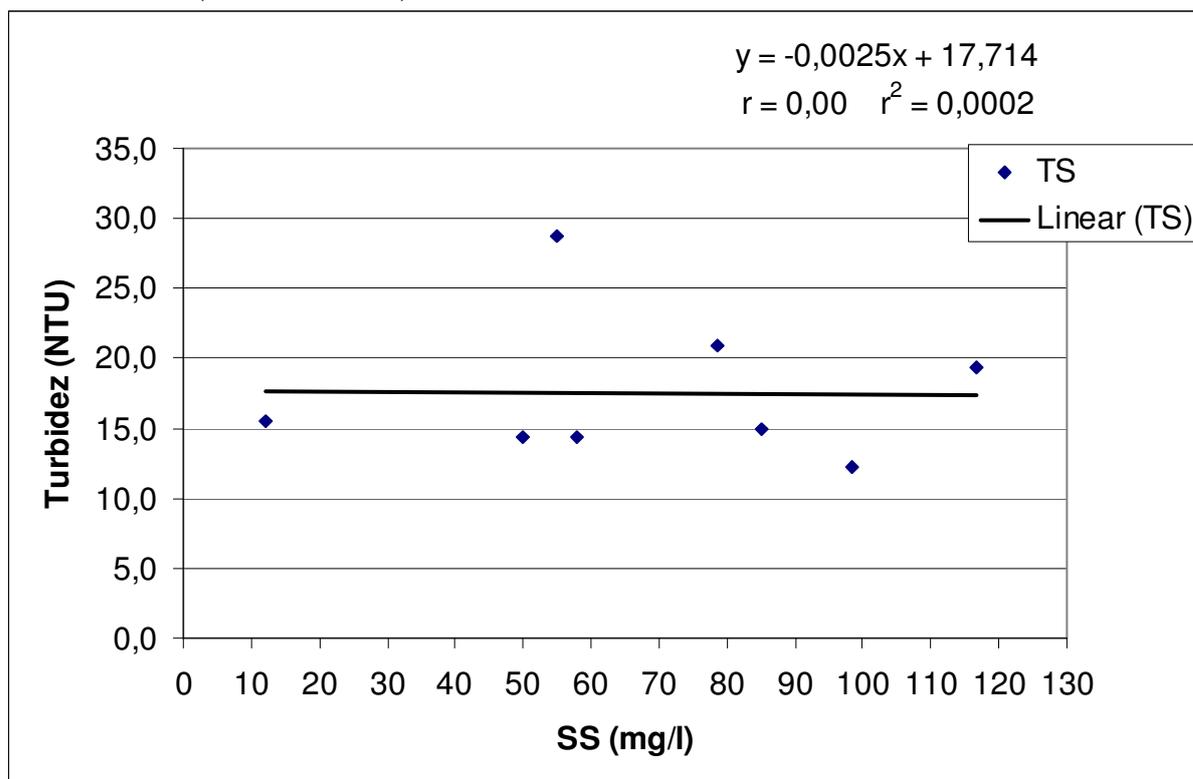
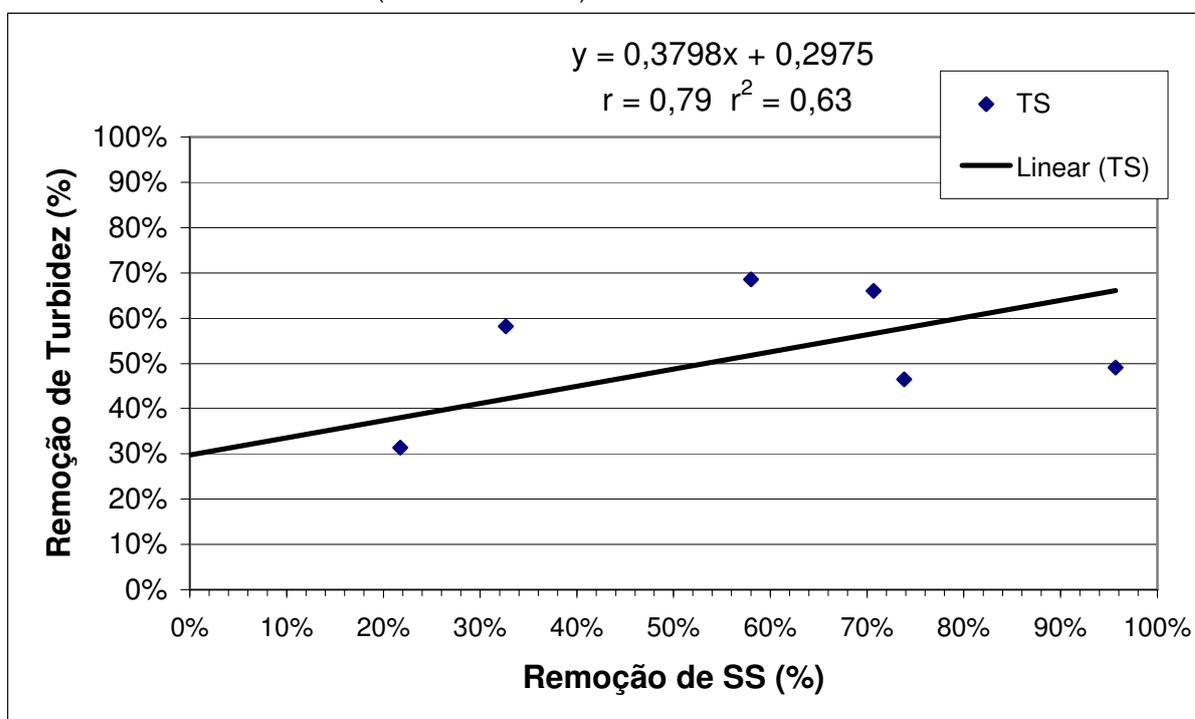


GRÁFICO 5.20 - CORRELAÇÃO ENTRE REMOÇÃO DE SST E REMOÇÃO DE TURBIDEZ NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS)



Não se verificou correlação entre turbidez e SS no efluente do TS, no entanto observou-se uma correlação forte entre a remoção de SS e turbidez na unidade TS.

Segundo ANDRADE NETO et al. (1999), a digestão anaeróbia ocorre em toda a unidade e não somente no fundo do TS, operando muito além de simples decanto-digestores. No experimento verificou-se que a remoção média de SDT (21%) foi menor que a metade da remoção de SS (59%). Realizando uma correlação linear entre a remoção de SS e a remoção de COT, Gráfico 5.21, verificou-se que essa não se apresentou tão forte como a correlação entre a remoção de ST e a remoção de COT, Gráfico 5.22.

GRÁFICO 5.21- CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE COT NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS)

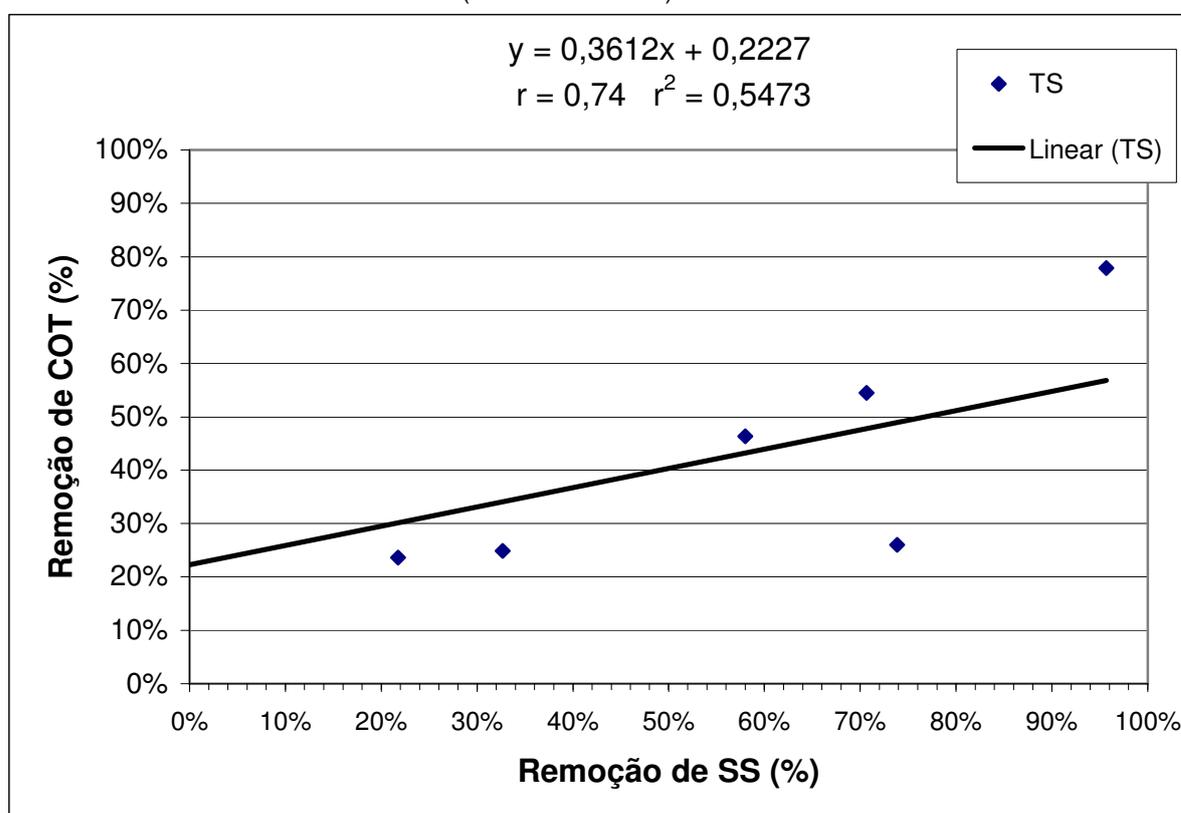
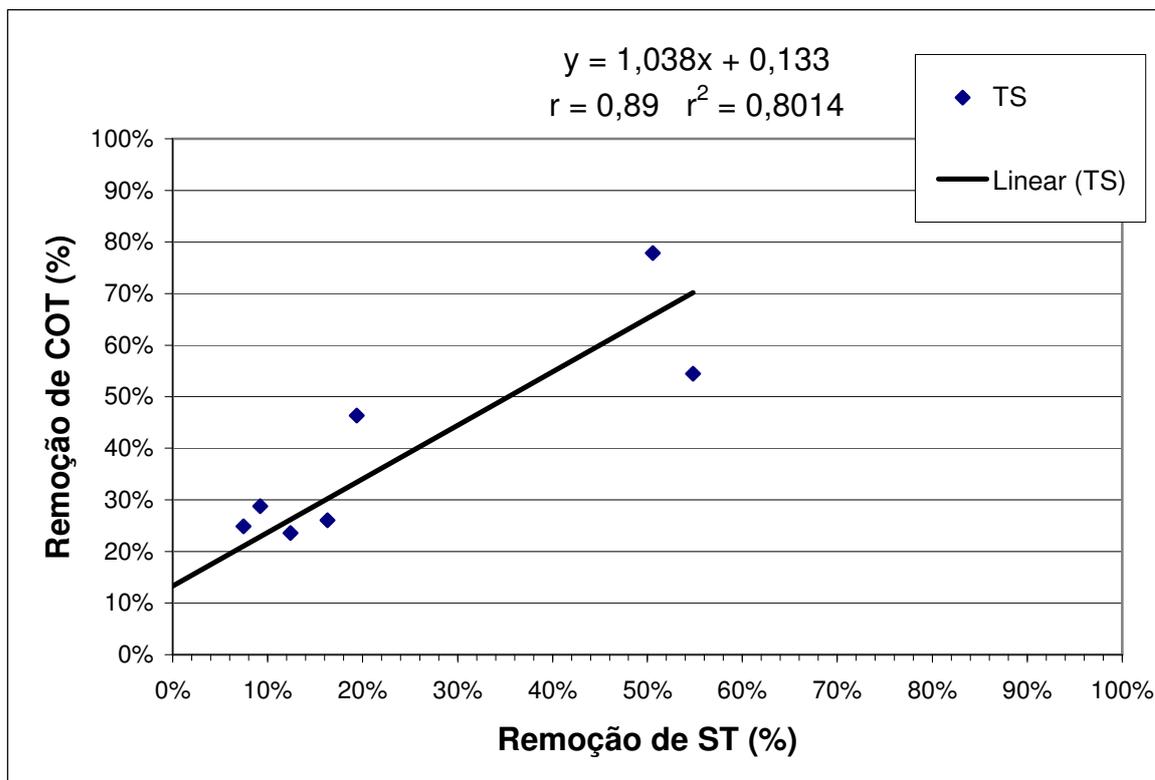


GRÁFICO 5.22 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE COT NA UNIDADE TS (TDH 12 HORAS)



5.2.2 Desempenho do TS ao longo da variação dos TDH.

O monitoramento do desempenho da unidade TS será apresentado a seguir, como a variação dos TDH realizados na unidade.

A hipótese a ser verificada é quanto varia a eficiência da unidade TS em função de alteração no TDH. Os principais parâmetros monitorados foram: DQO, COT, DBO, SS, SSV, ST, SDT.

Nos Gráficos 5.23 a 5.25 são apresentados os monitoramentos dos parâmetros DQO, COT e DBO.

GRÁFICO 5.23 - MONITORAMENTO DE DQO NA UNIDADE TS

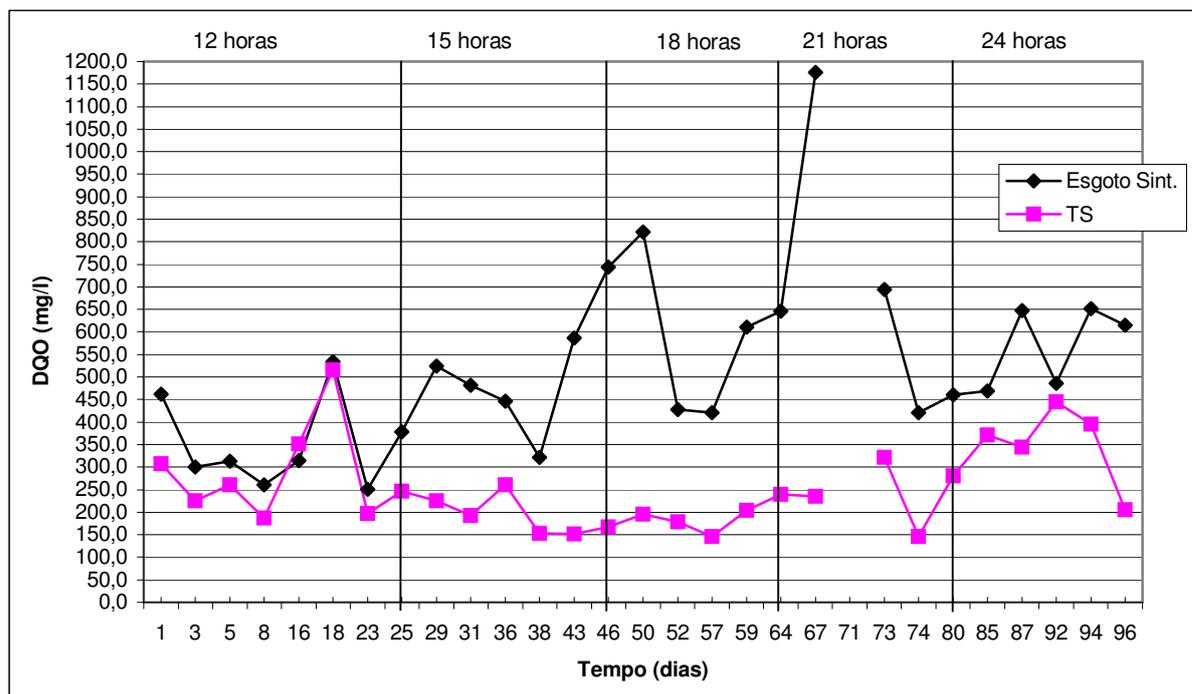


GRÁFICO 5.24 - MONITORAMENTO DE COT NA UNIDADE TS

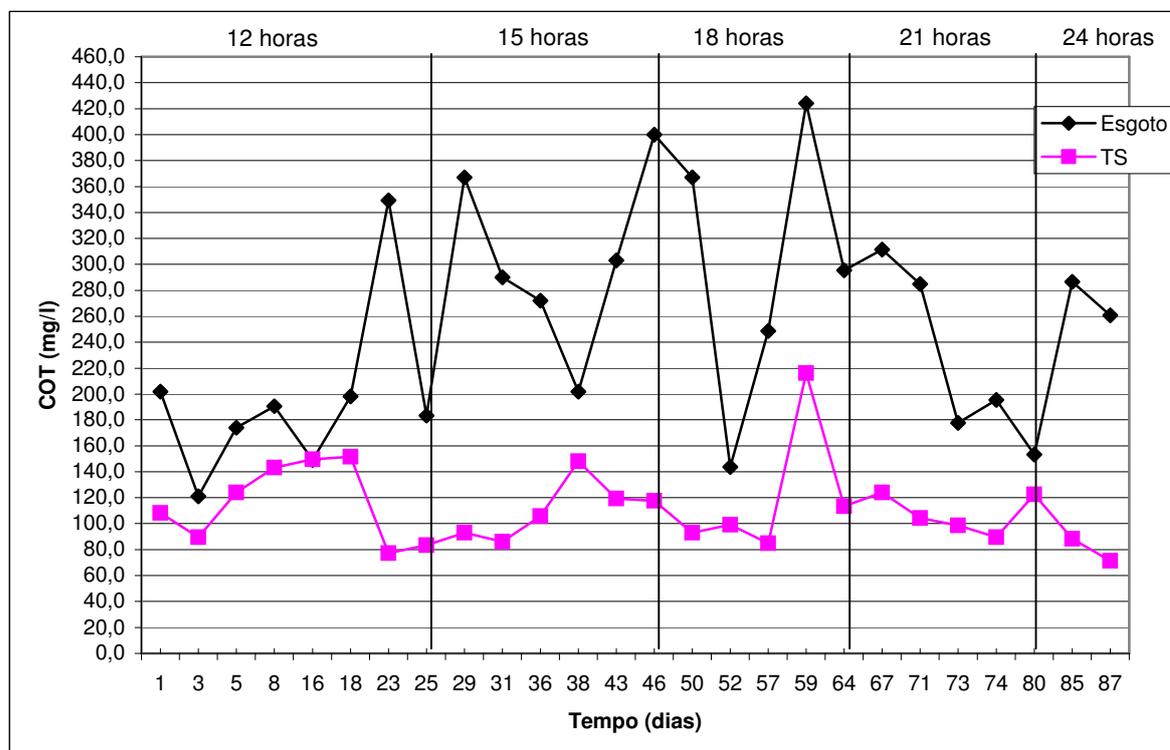
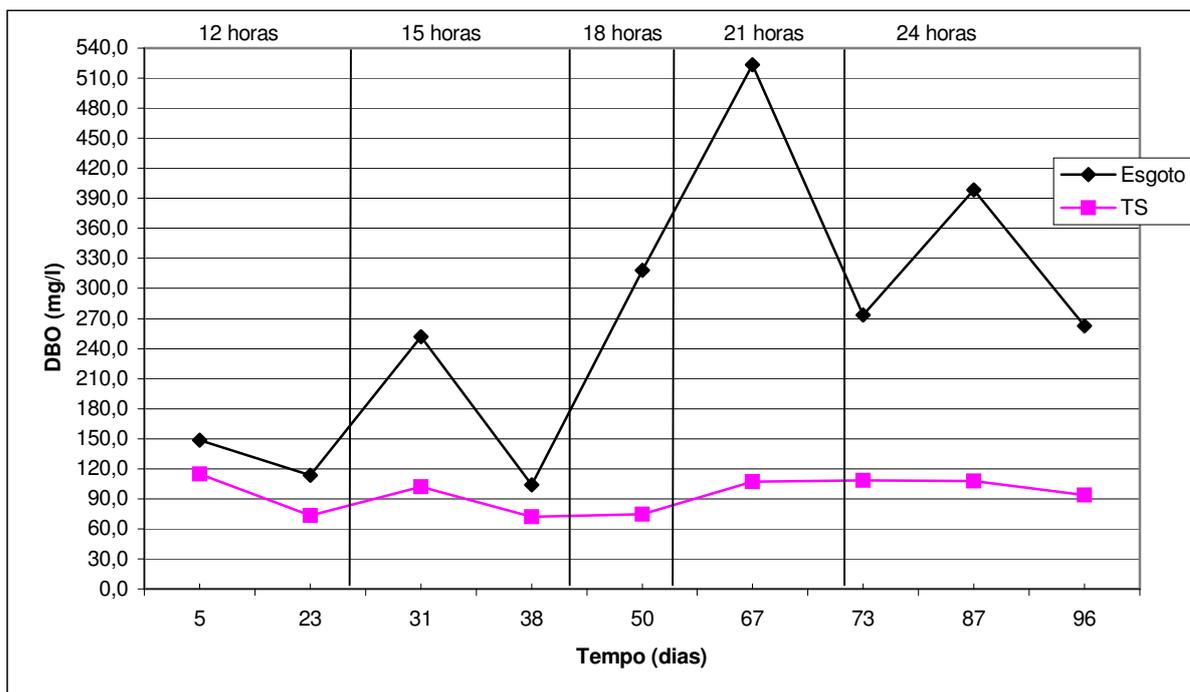


GRÁFICO 5.25 - MONITORAMENTO DE DBO NA UNIDADE TS



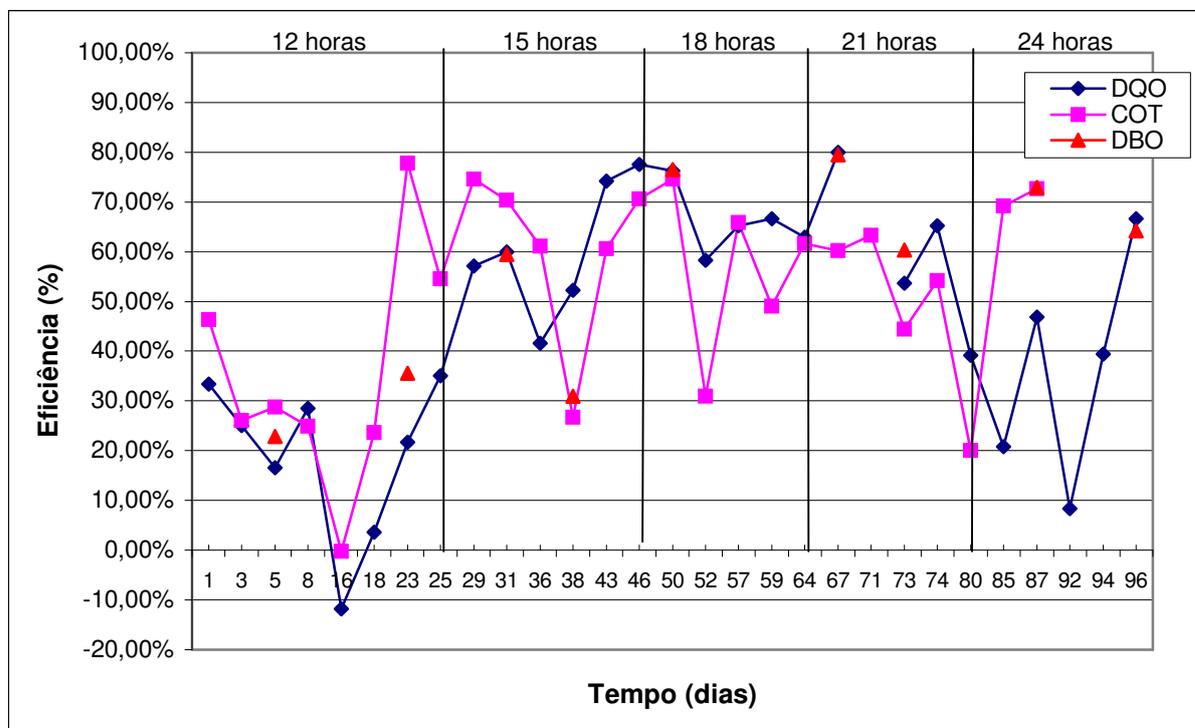
As análises de DQO e COT foram realizadas com uma frequência maior que as análises de DBO. Verificou-se que a concentração desses parâmetros no esgoto sintético apresentou uma grande variação; no entanto apesar dessa variação do esgoto sintético a concentração desses parâmetros na saída do TS foi mais ou menos estável apesar do aumento do TDH.

A correlação DBO/DQO obtida para o esgoto sintético bruto foi de 0,43, valor este dentro do intervalo de 0,4 a 0,5 encontrado na literatura para o esgoto sanitário. Para o efluente do TS, a correlação variou de 0,34 a 0,53, sendo que o valor médio foi de 0,43, mesmo valor do esgoto sintético afluente. Então pode-se admitir que na média o TS removeu a mesma parcela de matéria orgânica que de inorgânica. Estabeleceu-se uma relação COT/DQO para o esgoto sintético que variou de 0,26 a 0,70, sendo na média na ordem de 0,50. Já para o TS essa mesma correlação variou de 0,21 a 0,79, com os valores mais baixos no TDH de 24 horas, sendo na média na ordem de 0,46.

Esperava-se que na saída do TS fossem encontrados valores mais baixos das relações DBO/DQO e COT/DQO do que para o esgoto afluente, pois a unidade TS operando com maiores TDH favorece a digestão anaeróbia da fase líquida, o que proporciona uma maior remoção de matéria orgânica, obtendo maior remoção que

uma decanto-digestor. No Gráfico 5.26 é apresentada a eficiência da unidade durante todo o monitoramento para os diferentes TDH.

GRÁFICO 5.26 - EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DQO, COT E DBO NO TS



Observou-se que apesar da grande variação da eficiência houve um aumento da eficiência acompanhada pelo aumento do TDH. No entanto, quando calculada a média, observou-se que para os TDH de 21 e 24 horas ocorreu uma queda da eficiência dos parâmetros DQO e DBO; à exceção do COT que apresentou uma queda no TDH de 21 horas e um aumento no TDH de 24 horas, sendo observada a máxima eficiência para os TDH. Contudo as análises de COT para o TDH de 24 horas não são conclusivas, pois foram realizadas somente duas análises de COT no TDH de 24 horas, ao invés das 5 análises realizadas nos outros TDH.

Nota-se que as variáveis analisadas DQO, COT e DBO não apresentaram uma relação consistente, com uma proporcionalidade entre o aumento do TDH com o aumento da eficiência. Notou-se que para os TDH de 12, 15 e 21 horas os parâmetros referentes à remoção de matéria orgânica apresentaram um comportamento próximo.

Várias causas podem ter influência na queda de rendimento da unidade TS no TDH de 21 e 24 horas: podem ter sido erros nas análises laboratoriais, problemas

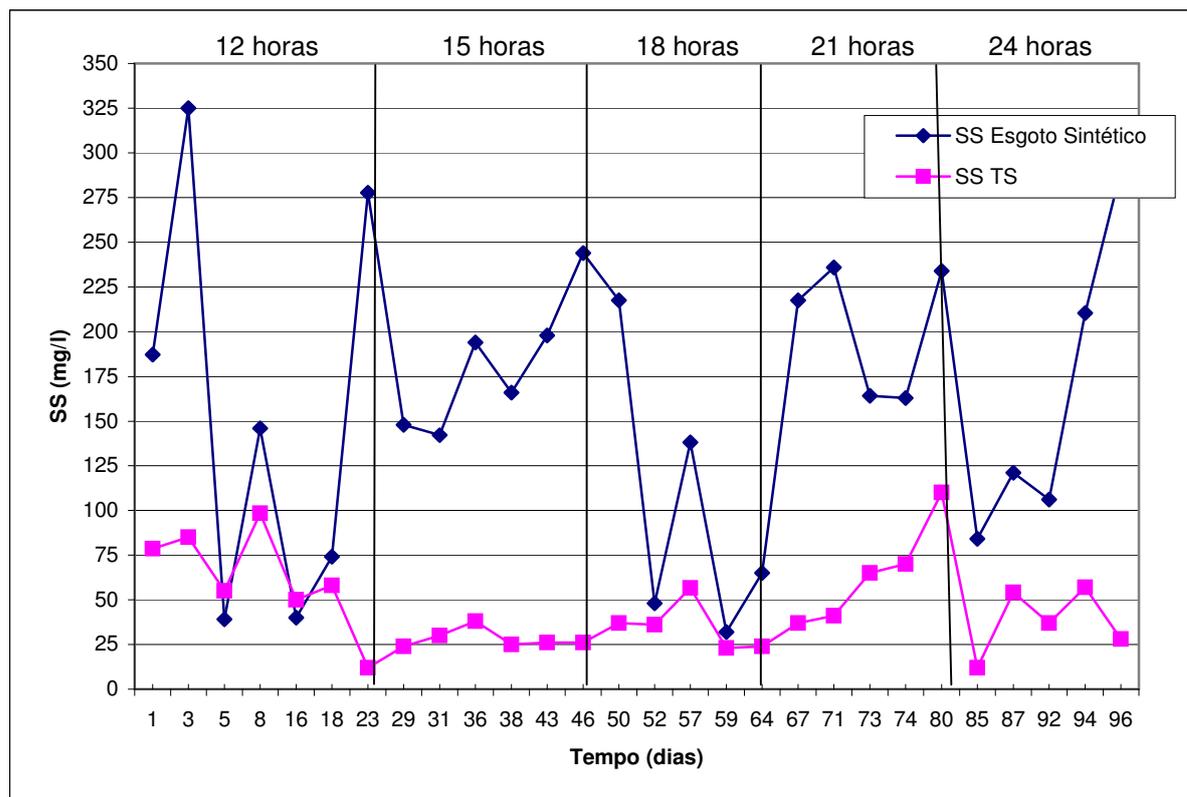
da calibração dos equipamentos, ou pode também ter ocorrido uma saturação da colônia de bactérias na unidade, ou período de transição com a falência do processo anaeróbio. Efeitos das variáveis independentes, como temperatura e umidade, não foram fundamentais para essa alteração, já que a variação da temperatura média entre os TDH foi menor que 6°C. Para obter resultados conclusivos da queda da eficiência para os TDH de 21 e 24 horas é necessária a realização de um maior conjunto de análises.

Durante a realização da operação do BAS, no 2º estágio, a unidade TS operou com o TDH de 15 horas. Na segunda operação do TS com o TDH de 15, obteve-se uma menor variação das características do esgoto sintético afluente ao TS, o que proporcionou um conjunto de resultados mais homogêneos e mais consistentes. Para essa operação obtiveram-se os valores médios de remoção dos parâmetros DQO, COT e DBO de 36%, 42% e 45%. Observa-se que as eficiências médias de DQO e COT, obtidas durante o segundo estágio, foram inferiores às do primeiro estágio que foram de 60% e 61%. Já a eficiência média de remoção de DBO foi a mesma de 45%. Devido à consistência dos dados em todos os parâmetros substituíram-se os resultados do primeiro TDH de 15 horas pelo segundo.

A eficiência média de remoção de DQO foi superior a 30% nos TDH de 15, 18, 21 e 24 horas, valor esse obtido por FLORA (2002) operando um TS tratando esgoto sintético. A eficiência média obtida para o TDH de 12 horas foi de 23%, eficiência inferior a obtida por ÁVILA (2005), que obteve eficiência média de 50% de remoção de DQO para TS operando segundo a norma NBR 7229/93.

A análise do conjunto de sólidos no TS, os valores obtidos dos monitoramentos desses são apresentados nos Gráficos 5.27 a 5.30 referentes à remoção de sólidos no TS para os diferentes TDH.

GRÁFICO 5.27 - MONITORAMENTO DE SST NA UNIDADE TS



No Gráfico 5.27 são apresentados os resultados do monitoramento dos SS. Assim como para os parâmetros DQO, COT e DBO, os resultados do monitoramento do TDH de 15 horas no primeiro estágio foi substituído pelo segundo estágio, pois através de uma análise estatística verificou-se que a amplitude e o desvio padrão tanto do esgoto sintético quanto do efluente do TS foram inferiores no segundo estágio quando comparado ao primeiro. A amplitude e o desvio padrão do esgoto sintético foram 63% menores no segundo estágio e para o efluente do TS esses valores foram de 80% e 83%.

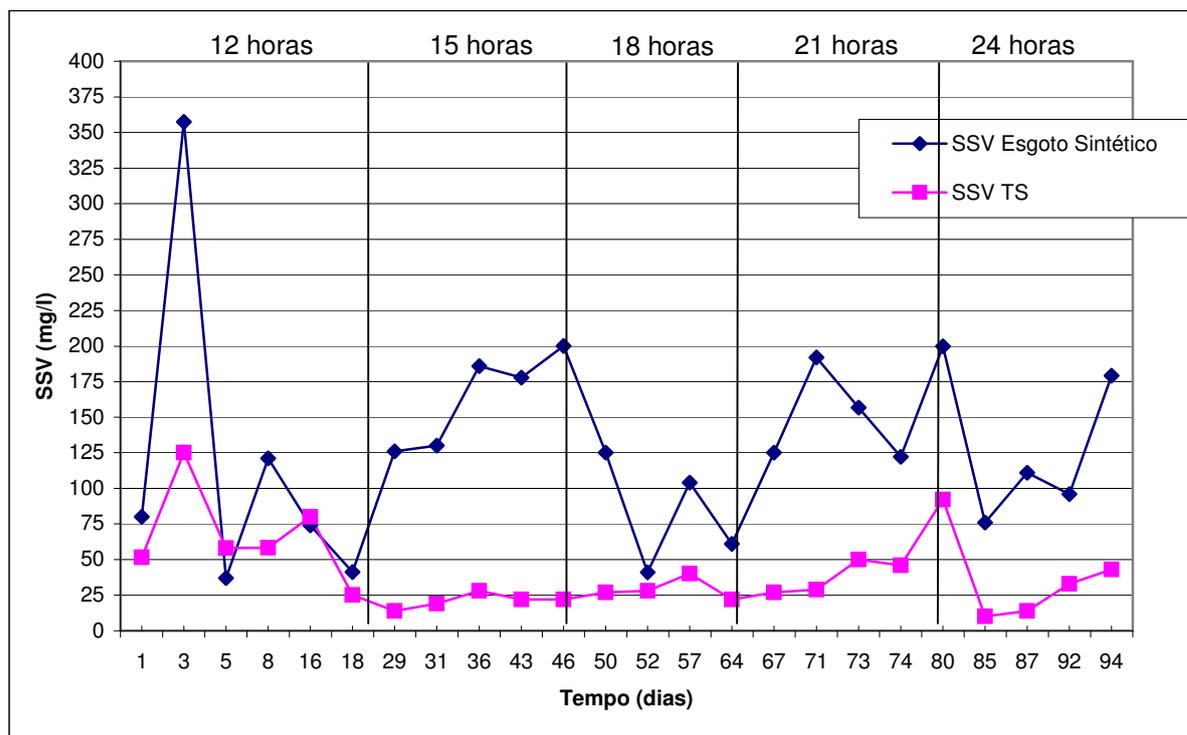
Observou-se uma grande variação para o SS no sistema, isso ocorreu provavelmente devido a variações do tipo e do tamanho da celulose adicionada ao esgoto sintético e a problemas de uma adequada homogeneização do esgoto sintético armazenado. Entretanto, apesar das variações que ocorreram no esgoto sintético bruto, o efluente da unidade TS manteve-se relativamente estável entre na faixa de 12 e 110 mg/l de SS, com a amplitude 98 mg/l. O valor médio de SS no TS foi de 46 mg/l, com o desvio padrão de 25 mg/l, e a moda e mediana na de 37 mg/l de SS.

Os valores obtidos encontram-se próximos dos encontrados no esgoto sanitário, sendo comum essa variação das concentrações de SS. No estudo de ÁVILA (2005), que analisou três TS tratando esgoto sanitário, obtiveram-se, nos seus efluentes, concentrações médias de SS de 66, 49 e 57 mg/l, e desvios padrões de 31, 23 e 24 mg/l.

As variações que ocorreram nas concentrações de SS não provocaram grandes alterações na qualidade e na concentração do efluente do TS, assim possivelmente o TS, construído para operar com uma relação de forma comprimento/largura de 4/1, esteja sendo operado com folga.

Analisando a eficiência, foi observada a máxima eficiência de remoção de SS do TS, que ocorreu para o TDH de 15 horas, apesar das elevadas concentrações de SS no esgoto sintético. Observa-se que, no TDH de 18 horas, a concentração média de SS no esgoto sintético foi superior ao TDH de 15 horas, contudo a sua eficiência foi inferior nesse TDH.

GRÁFICO 5.28 - MONITORAMENTO DE SSV NA UNIDADE TS



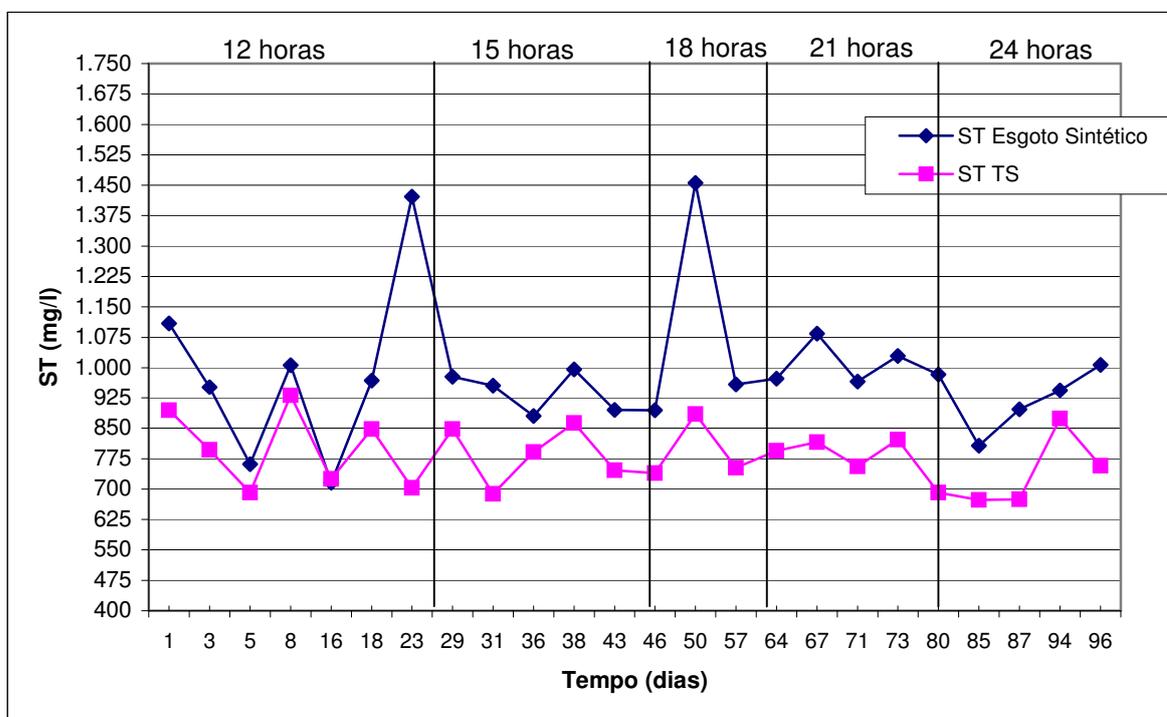
No Gráfico 5.28 observou-se que, assim como os SS, os SSV no esgoto sintético variaram bastante, contudo no efluente do TS as concentrações foram constantes com uma variação bem menor. Nos SSV assim como para os S, os

resultados do monitoramento do TDH de 15 horas no primeiro estágio foram substituídos pelo segundo estágio que apresentaram menores variações. O TDH que apresentou a máxima eficiência foi o TDH de 15 horas. A concentração máxima no efluente do TS foi de 125 mg/l, e ocorreu no 3° dia de análise, no entanto esse valor é superior ao observado na mesma data para SS. Assim, pode-se concluir que deve ter ocorrido um erro no procedimento analítico laboratorial ou mesmo o despreendimento de espuma, sendo esse valor desconsiderado. Portanto o valor máximo observado foi de 92 mg/l, no 80° dia de operação, e o mínimo de 10 mg/l, observado no 85° dia de operação, com a amplitude de 82 mg/l. O valor médio de SSV no efluente do TS foi de 36 mg/l, com o desvio padrão de 21 mg/l, moda de 14 mg/l e mediana na de 37 mg/l de SSV.

Uma das características da unidade TS é o processo de sedimentação, que no tratamento do esgoto sanitário promove a remoção dos sólidos suspensos, sendo esses tanto fixos quanto voláteis. Assim, pode-se concluir que a máxima remoção de SSF ocorreu no TDH de 15 horas.

O Gráfico 5.29 apresenta os resultados do monitoramento de ST para a variação dos TDH no TS.

GRÁFICO 5.29 - MONITORAMENTO DE ST NA UNIDADE TS

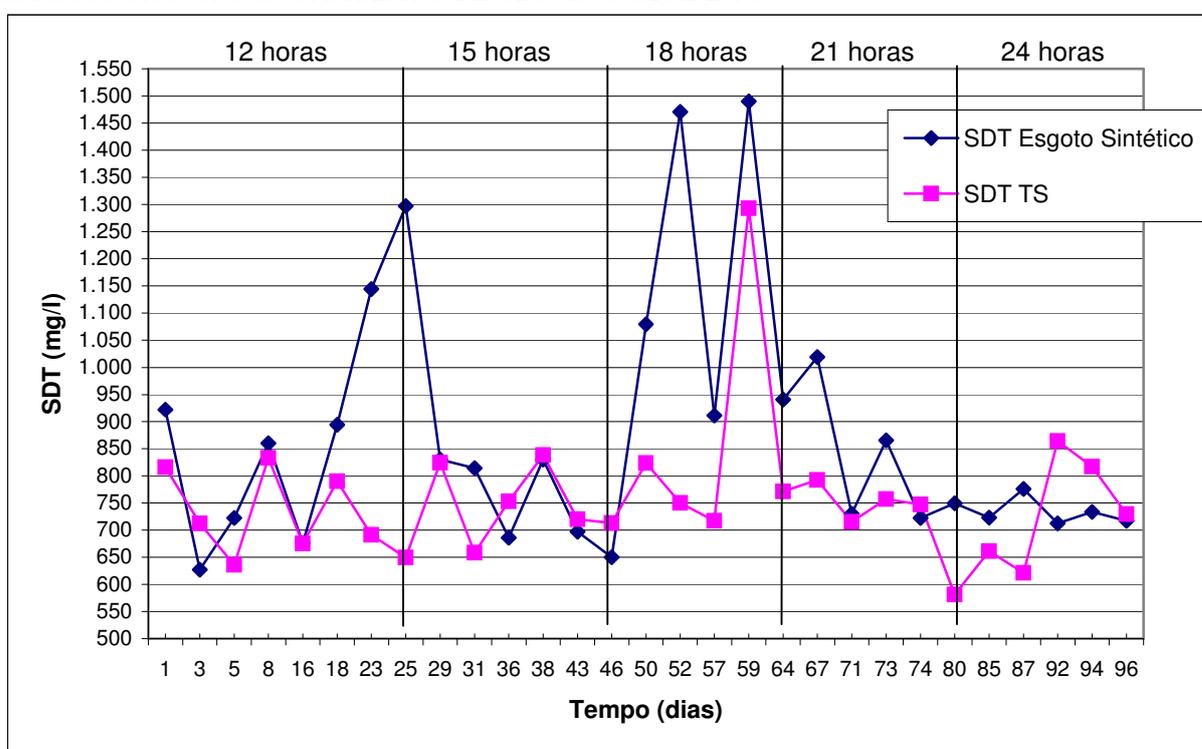


Observa-se no Gráfico 5.29, que ocorreram grandes oscilações na quantidade de ST no esgoto sintético e conseqüentemente no efluente da unidade TS. A variações nas concentrações do efluente do TS também foram influenciadas pelo desprendimento de espuma. O parâmetro ST assim como os parâmetros SS e SSV apresentaram menores variações no segundo estágio que no primeiro, tendo sido substituído o TDH de 15 horas do primeiro estágio pelo do segundo.

A concentração máxima de ST no efluente do TS foi de 931 mg/l, mínimo de 673 mg/l, amplitude de 258 mg/l. O valor médio de ST no efluente do TS foi de 784 mg/l, desvio padrão de 78 mg/l, moda de 691 mg/l e mediana na de 791 mg/l de ST.

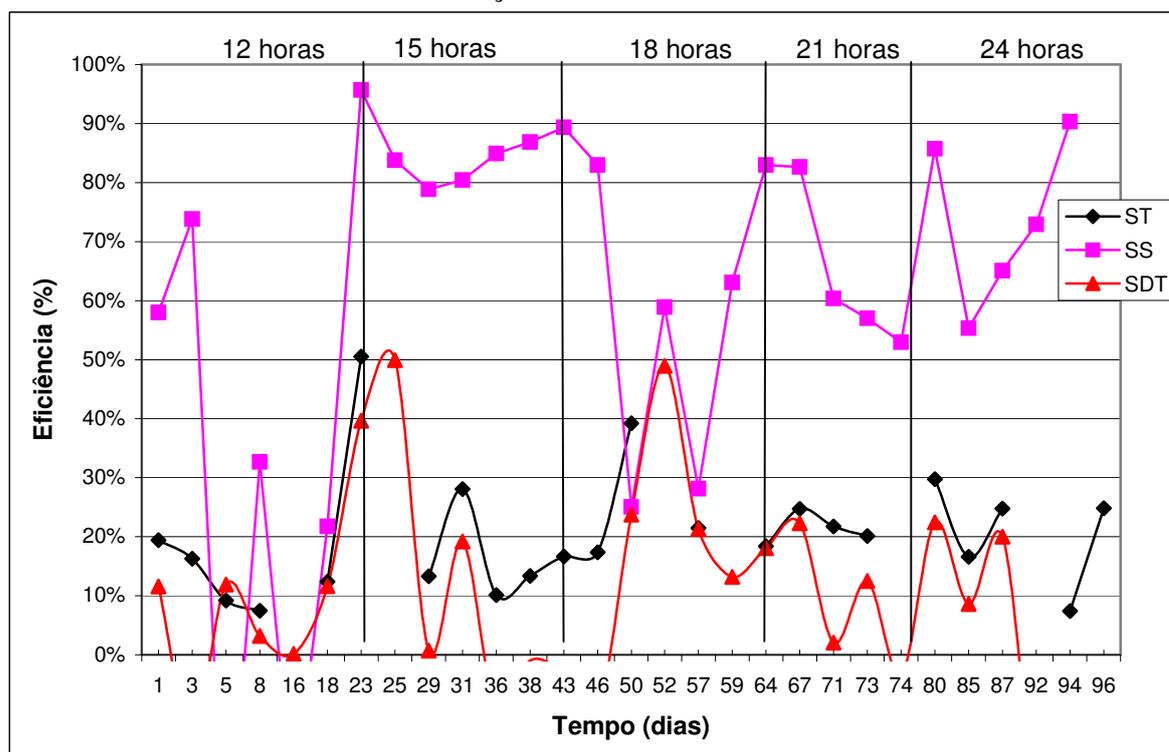
O Gráfico 5.30 apresenta o monitoramento de SDT na unidade TS.

GRÁFICO 5.30 - MONITORAMENTO DE SDT NA UNIDADE TS



A unidade TS apresentou baixa remoção de SDT e, em muitas análises, a concentração de SDT no efluente do TS apresentou-se superior à do seu efluente. O Gráfico 5.31 que apresenta a eficiência de remoção do conjunto de sólidos na unidade TS.

GRÁFICO 5.31 - EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO DO CONJUNTO DE SÓLIDOS NA UNIDADE TS



Observa-se que não houve um TDH que apresentasse a máxima eficiência para o conjunto de sólidos. No TDH de 15 horas obteve-se a máxima eficiência para a remoção de SS e SSV, já o TDH 18 horas apresentou a máxima eficiência para a remoção de ST e SDT.

A Tabela 5.5 apresenta as concentrações médias dos parâmetros analisados.

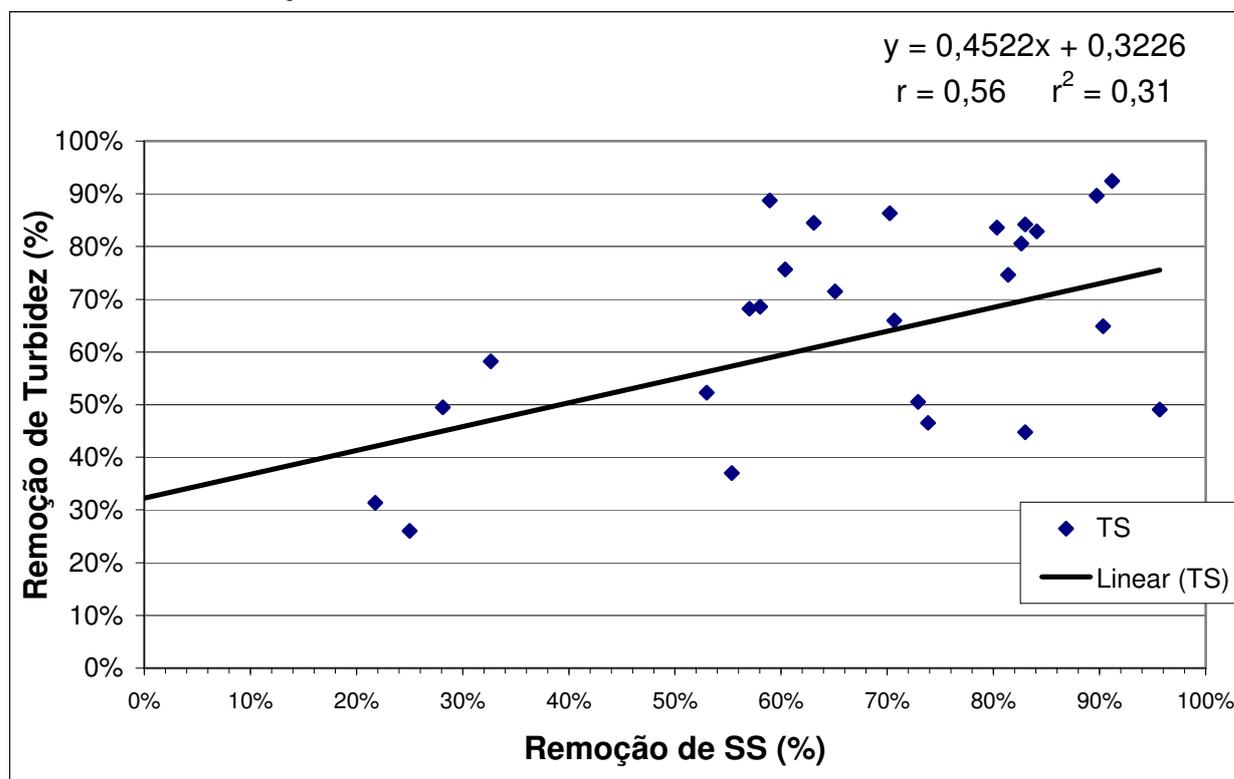
TABELA 5.5 - VALORES MÉDIOS DOS PARÂMETROS ANALISADOS PARA CADA TDH

Parâmetros	Média do Esgoto Sintético	Média do Efluente do TS 12horas	Média do Efluente do TS 15horas	Média do Efluente do TS 18horas	Média do Efluente do TS 21horas	Média do Efluente do TS 24horas	Média Geral	Eficiência média de remoção (%)
Temp. (°C)	19	17	17	19	21	22	19	
PH	6,95	6,62	6,99	7,34	7,3	7,4	7,1	
Alcalinidade	21,1	19,94	17	26,66	22,77	27,86	22,8	
Acidez	8,8	7,5	11,2	9,4	10,6	8,7	9,5	
Turbidez	73,8	17,5	16,77	22,83	19,77	19,11	19,2	74,0%
DQO	541,3	286,3	191,65	192,72	245,79	388,96	255,3	51,0%
COT	259,1	115,85	111,66	121,33	107,82	79,75	110,1	52,5%
DBO	256,4	94	86,9	74,6	107,9	101	95	55,8%
SST	205	69	62	35	65	38	56	67,1%
SSV	166	60	43	26	49	22	40	70,2%
STT	1161	794	885	900	775	776	805,9	28,1%
SDT	956	725	823	865	710	738	745,9	24,0%
N-amon	12,2	14,51	17,44	19,03	18,1	18,85	17,5	38,1%
N-org	21,7	7,16	12,27	15,09	9,2	11,17	11	49,3%
NTK	33,9	21,67	29,71	34,12	30	30,02	29,1	14,2%
NO ₂	0,1	0,1	0	0	0	0	0	
NO ₃	0,1	0,1	0	0	0	0	0	
N-Total	34	21,88	29,85	34,2	30	30,11	29,2	14,1%
P-Total	4,7	3,22	3,5	4,54	4,5	4,11	3,97	15,5%

Verificou-se que o efluente do TS apresentou-se mais clarificado que o esgoto sintético, sendo que parâmetro turbidez teve remoção média de 74%. No entanto quando se trata de esgoto sanitário, os valores de turbidez são muito elevados, sendo necessária a clarificação do efluente do TS com a aplicação de um pós-tratamento. ÁVILA (2005), operando TS no tratamento do esgoto sanitário, obteve uma turbidez de 137 NTU no efluente do TS, enquanto neste trabalho o efluente do TS apresentou uma turbidez de 19,2 NTU.

Observa-se no Gráfico 5.32 que a correlação entre remoção de SS e a remoção de turbidez quando aplicado diferentes TDH apresentou uma correlação mais fraca que a obtida quando analisado somente o TDH de 12 horas.

GRÁFICO 5.32 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE TURBIDEZ NA UNIDADE TS



O pH médio do TS foi de 7,1 e houve pequenas variações. O valor do pH na média apresentou-se dentro da faixa considerada ótima para a digestão anaeróbia que é de 6,8 a 7,5.

Analisando os Gráficos 5.21 e 5.22 observou-se uma forte correlação entre a remoção de COT e a remoção de SS e ST no TS. E verificou-se que a correlação de remoção de COT e ST apresentou-se mais forte que remoção de COT e SS, isso para o TDH de 12 horas. Os Gráficos 5.33 e 5.34 apresentam essas mesmas correlações só que para todos os TDH.

Observa-se que nos Gráficos 5.21, 5.22, 5.33 e 5.34 que o coeficiente de Pearson foi maior para as análises do TDH de 12 horas que a obtida pela variação do TDH. Os coeficientes de Pearson obtidos nos Gráficos 5.33 e 5.34 indicaram uma correlação média entre os parâmetros. Essa correlação mais fraca pode ser explicada pelo fato do aumento da remoção de COT não ter sido acompanhado pelo aumento de remoção de SS e ST.

GRÁFICO 5.33 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE TS

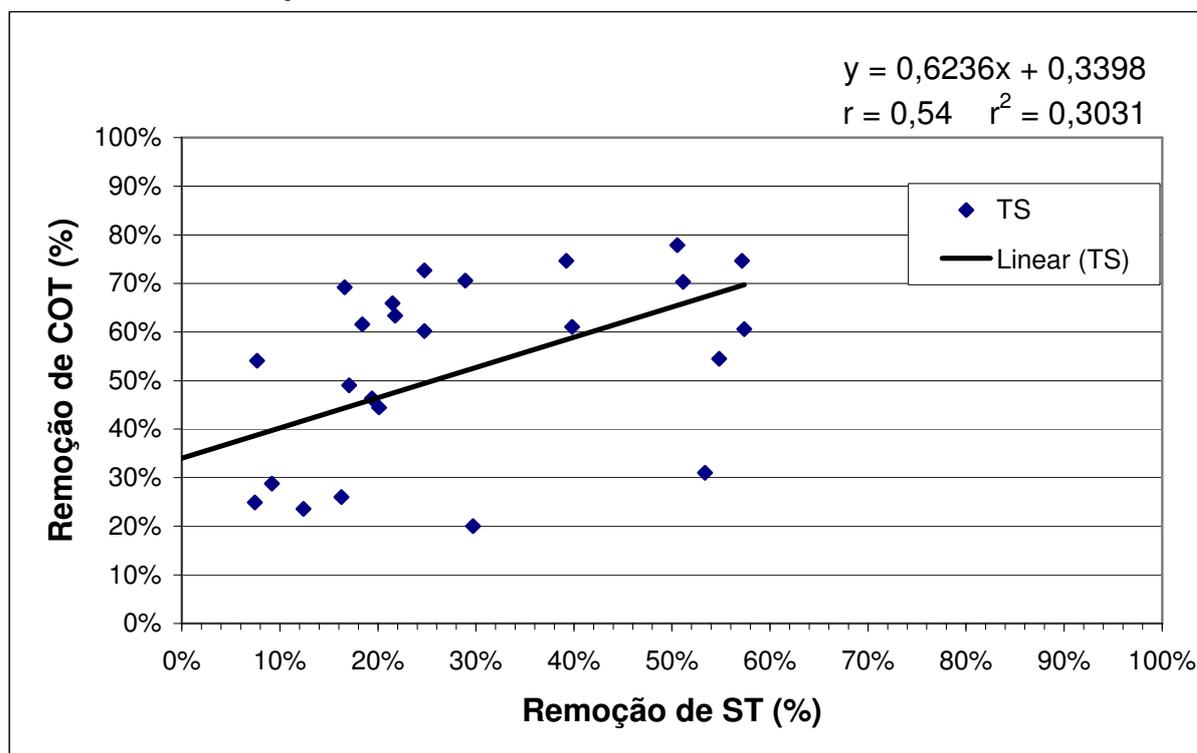
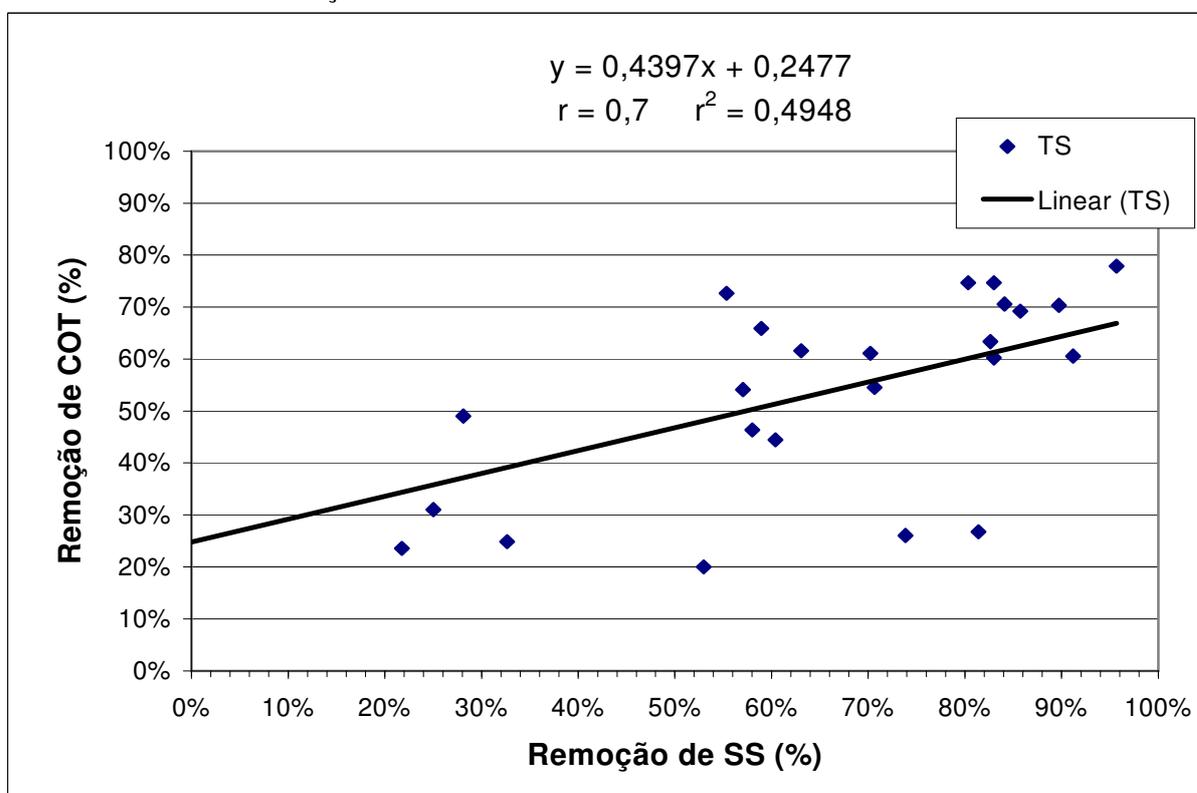


GRÁFICO 5.34 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE TS



Para obter resultados conclusivos da unidade TS para remoção de sólidos, seria importante trabalhar com esgoto sanitário real, pois dessa forma estar-se-ia trabalhando com sólidos característicos e com valores típicos do esgoto sanitário, já que os sólidos do esgoto sintético não têm as mesmas características que os do esgoto doméstico/sanitário como: dimensão, densidade, forma, etc, características que são muito difíceis de serem simuladas num esgoto sintético.

A Tabela 5.6 apresenta os resultado da eficiência da unidade TS para cada TDH e compara com os valores obtido por outros autores.

TABELA 5.6 - TABELA COMPARATIVA DOS RESULTADOS DO MONITORAMENTO NO TS

Autores \ Parâmetros	DQO	COT	DBO	SS	SSV	STT	SDT
Eficiência média do TS (TDH = 12 horas)	23%	40%	29%	56%	42%	19%	21%
Eficiência média do TS (TDH = 15 horas)	36%	42%	45%	84%	87%	16%	19%
Eficiência média do TS (TDH = 18 horas)	66%	56%	77%	52%	59%	26%	25%
Eficiência média do TS (TDH = 21horas)	60%	48%	70%	67%	70%	24%	15%
Eficiência média do TS (TDH = 24 horas)	36%	71%	69%	74%	79%	18%	14%
JORDÃO E PESSÔA (1995)	-	-	35 – 61%	35 - 60%	-	-	-
SPERLING (1996)	-	-	30 – 40%	60 - 70%	-	-	-
Metcalf e Eddy (1991)	-	-	33 – 63%	53 - 85%	-	-	-
FLORA (2002)	32%	-	59%	-	-	-	-
ÁVILA (2005)	46 - 51%	-	48 – 58%	67 - 75%	64 - 68%	-	-
ABNT (NBR-7229/93)	-	-	30 – 65%	-	-	-	-

Não se observou um TDH no TS que fosse ótimo para os parâmetros DQO, COT, DBO, SS, ST e SDT. Para o TDH de 18 horas, obtiveram-se as maiores eficiências de remoção de DQO e DBO, e possivelmente também para o COT já que no TDH de 24 horas, TDH como eficiência de remoção de 71 de COT, foram realizadas somente duas análises. O TDH de 18 horas também foi o tempo que apresentou as maiores eficiências de remoção de ST e SDT, enquanto para os parâmetros SS e SSV o TDH que apresentou a maior foi o de 15 horas.

Observou-se que na unidade TS ocorreu o processo de amonificação, já que as concentrações de nitrogênio orgânico no efluente do TS foram menores que observada no esgoto sintético e a concentrações de nitrogênio amoniacal no

efluente TS maiores que a encontrada no esgoto sintético. Assim pode-se afirmar que a parcela líquida do efluente sofreu um processo de digestão anaeróbia, já que a amonificação é típico do processo de hidrólise, fase inicial do processo de digestão anaeróbia.

A unidade TS, como se esperava, não foi eficiente na remoção de nutrientes, com remoção média de 15,5% de NTK e de 14% de P-total. Resultados similares foram obtidos por DARBY e LEVERENZ (2004), que obteve remoção de 12,5 a 23,4% de nitrogênio e de 0 a 6,7% de fósforo no TS. Estes resultados vêm a confirmar a necessidade da realização de um pós-tratamento do efluente do TS, conforme estabelece a NBR 13969/97, para que ocorra uma adequada remoção de matéria orgânica residual e remoção de nutrientes e patógenos, assim promovendo maior proteção ambiental aos corpos hídricos.

5.3 Unidade Biofiltro Aerado Submerso

A seguir são apresentados os resultados obtidos com a unidade BAS operando como pós-tratamento do TS.

5.3.1 1° Estágio

A unidade BAS no primeiro estágio foi operada com TDH de 4 horas, tendo sido alimentada com uma vazão constante de 16 ml/min. A TAS aplicada foi de 5,01 m³/m²-dia, valor abaixo dos valores observados nos trabalhos de AISSE (2002), GONÇALVES et al. (2000) e GÁLVEZ et al. (2003) que operaram o BAS com TAS superiores a 15 m³/m²-dia. Entretanto nesses trabalhos as unidades BAS possuíam alturas do leito filtrante superiores a 1,25 m, e conseqüentemente um maior volume do leito filtrante, o que proporcionou um maior contato entre o líquido e as colônias de microrganismos aderidos ao leito fixo que a obtida neste trabalho.

O primeiro estágio do BAS ocorreu durante um período de 85 dias, em que a unidade TS operou com diferentes TDH, o que proporcionou variações no esgoto afluente ao BAS.

5.3.1.1 Remoção de Matéria Orgânica

Os parâmetros monitorados para a avaliar a remoção de matéria orgânica foram DQO, COT e DBO. As variações dos TDH do TS proporcionaram oscilações das cargas orgânicas aplicadas ao BAS. A COV média do primeiro estágio foi de 1,05 kg DQO/ m³.dia, e as COV média dos TDH do TS foram de 1,15, 0,77, 0,77, 0,98, 1,56 kg DQO/ m³.dia.

A Tabela 5.7 e no Gráfico 5.35 são apresentados os resultados do monitoramento da DQO.

TABELA 5.7 – RESULTADOS DO MONITORAMENTO DA DQO NO SISTEMA TS+BAS

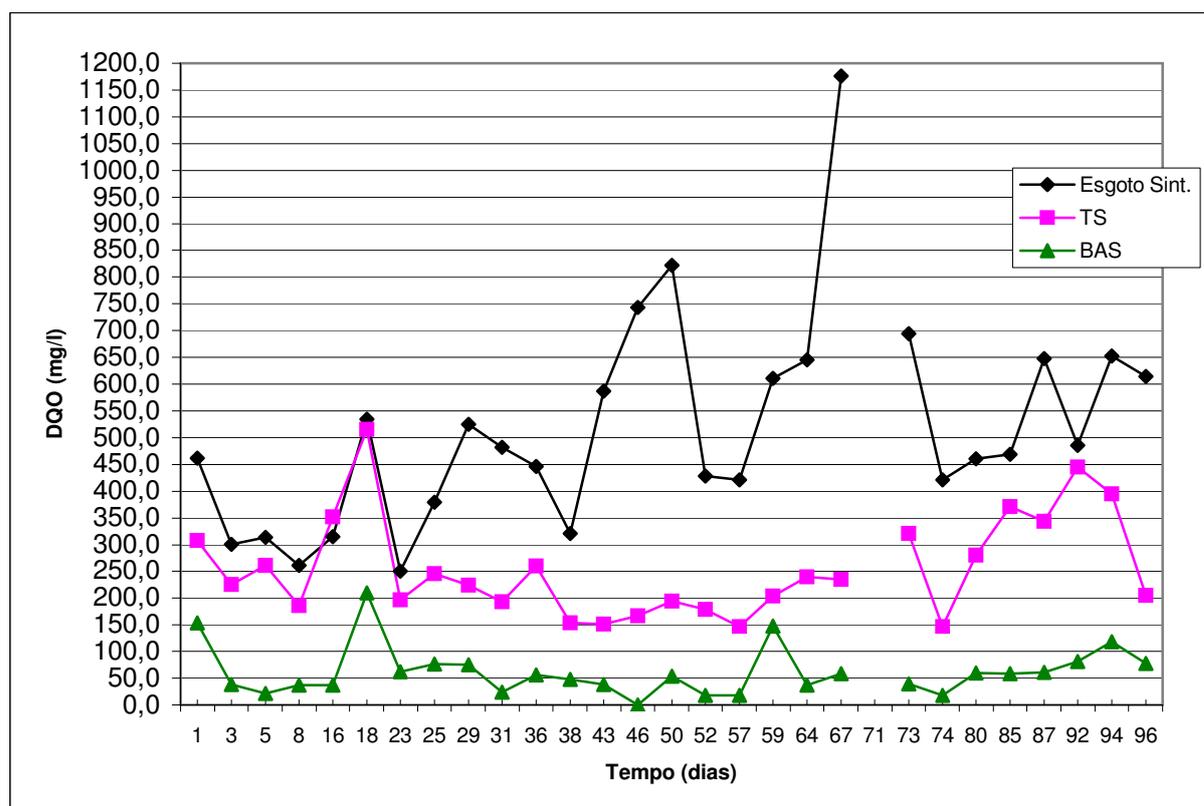
Tempo (dias)	DQO (mg/l)						
	Esg. Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS (%)	Efic. Sistema (%)	
29/ago	1	461,5	307,7	33,3%	153,8	50,0%	66,7%
31/ago	3	300,8	225,6	25,0%	37,6	83,3%	87,5%
2/set	5	313,2	261,1	16,6%	20,9	92,0%	93,3%
5/set	8	261,2	186,6	28,6%	37,3	80,0%	85,7%
13/set	16	314,8	351,9	-11,8%	37	89,5%	88,2%
15/set	18	534,4	515,3	3,6%	209,9	59,3%	60,7%
20/set	23	250,8	196,3	21,7%	61,8	68,5%	75,4%
22/set	25	378,8	246,2	35,0%	75,8	69,2%	80,0%
26/set	29	524,3	224,7	57,1%	74,9	66,7%	85,7%
28/set	31	481,9	192,8	60,0%	24,1	87,5%	95,0%
3/out	36	446,1	260,2	41,7%	55,8	78,6%	87,5%
5/out	38	321,3	153,4	52,2%	48,2	68,6%	85,0%
10/out	43	587,1	151,5	74,2%	37,9	75,0%	93,5%
13/out	46	743,5	167,3	77,5%	0	100,0%	100,0%
17/out	50	821,3	195	76,3%	53,9	72,3%	93,4%
19/out	52	428,6	178,6	58,3%	17,9	90,0%	95,8%
24/out	57	421,2	146,5	65,2%	18,3	87,5%	95,7%
26/out	59	611,1	203,7	66,7%	148,1	27,3%	75,8%
31/out	64	645,8	239,9	62,9%	36,9	84,6%	94,3%
3/nov	67	1176	235,2	80,0%	58,8	75,0%	95,0%
7/nov	71	-	-	-	-	-	-
9/nov	73	693,8	321,4	53,7%	39,2	87,8%	94,4%
10/nov	74	421,2	146,5	65,2%	18,3	87,5%	95,7%
16/nov	80	460	280	39,1%	60	78,6%	87,0%
21/nov	85	468,8	371,1	20,8%	58,6	84,2%	87,5%
23/nov	87	647,8	344,1	46,9%	60,7	82,4%	90,6%
28/nov	92	485,8	445,3	8,3%	81	81,8%	83,3%
30/nov	94	652,2	395,3	39,4%	118,6	70,0%	81,8%
2/dez	96	614,4	204,8	66,7%	77,8	62,0%	87,3%
Média		516,7	241,6	49,0%	46,4	79,1%	89,8%

NOTA:

(-) Parâmetro não analisado na data indicada.

Os valores em vermelho foram desconsiderados para o cálculo da média.

GRÁFICO 5.35 - MONITORAMENTO DE DQO NO SISTEMA TS+BAS



Os resultados do monitoramento de DQO permitem concluir que as variações das concentrações de DQO no efluente do TS nem sempre foram refletidas no efluente do BAS, sendo que este apresentou-se constante ao longo de todo o primeiro estágio. O mesmo refletiu-se pelas oscilações de DQO do esgoto sintético que não alterou a qualidade do efluente final do sistema TS+BAS, o efluente do BAS. Observou-se que as oscilações de DQO do efluente do BAS ocorrem com maior frequência em função de condições operacionais, como queda de energia, retro-lavagem do BAS que em função das oscilações das concentrações DQO no esgoto sintético ou no efluente do TS.

Na data de 13/09/2005, foi realizada a primeira retro-lavagem no reator BAS, após 16 dias de operação. No 18º dia, em 15/09/2005, observou-se que a concentração de DQO no efluente do BAS foi de 210 mg /l, valor muito acima da DQO média que foi de 46,4 mg/l. Essa elevada concentração de DQO no efluente pode ter sido em consequência da perda de biomassa do reator, estando frágil, num momento em que ocorreu o aumento das concentração de DQO afluente à unidade, ou pela própria eliminação de biomassa devido à recente retro-lavagem. No entanto

não se pode concluir apenas que a retro-lavagem proporcionou a queda da qualidade de DQO no efluente do BAS, já que no 38º dia de operação, data da análise após a realização da segunda retro-lavagem, que ocorreu no 36º dia, não se observou a mesma alteração da concentração de DQO no efluente final do BAS.

Os valores de pico obtidos para as análises de DQO ocorreram no 1º, 18º, 59º, 92º e 94º dias de operação. No 46º dia, o efluente do BAS apresentou a menor concentração de DQO no efluente. Esses valores de máximos e mínimos ocorreram em função de problemas operacionais e/ou de erros nos procedimentos laboratoriais, sendo assim desconsiderados para o cálculo da concentração média de DQO no efluente do BAS que foi de 46,4 mg/l. Quando desconsiderados os valores máximos e mínimos, verificou-se um desvio padrão 57% menor.

As análises de COT ocorreram nas mesmas datas, e com a mesma frequência, que as análises de DQO. Observou-se que as concentrações de COT no efluente do BAS foram inferiores às observadas nas análises de DQO. Os critérios utilizados para cálculo dos valores médios da eficiência foram os mesmos aplicados para o parâmetro DQO.

Na Tabela 5.8 e no Gráfico 5.36 são apresentados os dados de monitoramento do COT.

TABELA 5.8 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE COT NO SISTEMA TS+BAS

Tempo (dias)	COT total (mg/l)						
	Esg Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema (%)	
29/ago	1	201,9	108,3	46,40%	9	91,7%	95,6%
31/ago	3	121,1	89,6	26,00%	7,5	91,7%	93,8%
2/set	5	174	124	28,70%	13,5	89,1%	92,2%
5/set	8	190,6	143,2	24,90%	18,4	87,2%	90,4%
13/set	16	149,1	149,5	-0,30%	30,8	79,4%	79,3%
15/set	18	198,3	151,5	23,60%	19,5	87,1%	90,2%
20/set	23	349,2	77,3	77,90%	13,5	82,5%	96,1%
22/set	25	183,3	83,4	54,50%	15,4	81,6%	91,6%
26/set	29	367	93	74,60%	11	88,2%	97,0%
28/set	31	290	86	70,30%	8,2	90,5%	97,2%
3/out	36	272	105,8	61,10%	32,7	69,1%	88,0%
5/out	38	202	148	26,70%	4,4	97,1%	97,8%
10/out	43	303	119,4	60,60%	10,8	91,0%	96,4%
13/out	46	400	117,7	70,60%	10,9	90,7%	97,3%
17/out	50	367	93	74,60%	11	88,2%	97,0%
19/out	52	143,6	99,1	31,00%	12,6	87,3%	91,3%
24/out	57	248,8	84,8	65,90%	7,6	91,1%	97,0%
26/out	59	424,2	216,2	49,00%	38,6	82,1%	90,9%
31/out	64	295,5	113,5	61,60%	10,9	90,4%	96,3%
3/nov	67	311,5	123,9	60,20%	11,5	90,7%	96,3%

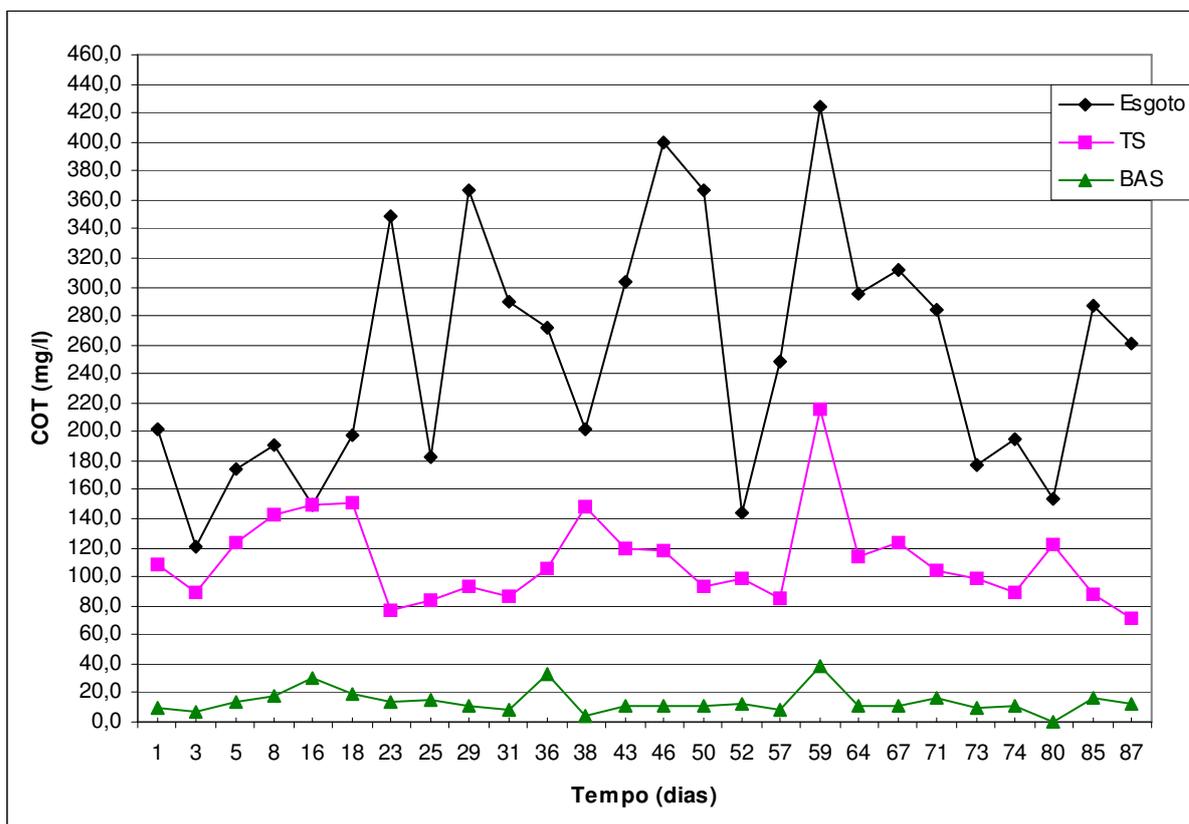
Tempo (dias)	COT total (mg/l)						
	Esg Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema (%)	
7/nov	71	284,8	104,4	63,30%	16,3	88,5%	94,3%
9/nov	73	177,5	98,6	44,50%	9,6	90,3%	94,6%
10/nov	74	195,5	89,7	54,10%	11	87,8%	94,4%
16/nov	80	153,2	122,5	20,00%	13,1	89,3%	91,4%
21/nov	85	286,7	88,2	69,20%	16,9	80,8%	94,1%
23/nov	87	260,8	71,3	72,70%	12,7	82,2%	95,1%
Média		251,9	110,1	52,50%	11,9	88,3%	94,7%

NOTA:

Os valores em vermelho foram desconsiderados para o cálculo da média

Observou-se que a remoção de COT na unidade BAS foi superior à remoção de DQO, o que indica que o BAS possui maior capacidade de remoção dos compostos orgânicos.

GRÁFICO 5.36 - MONITORAMENTO DE COT NO SISTEMA TS+BAS



A concentração de COT no efluente do BAS foi muito constante durante todo o monitoramento, com exceção do 16º, 36º e 59º dias de operação em que se observaram oscilações significativas COT no efluente do BAS.

O BAS apresentou na análise do 16º dia uma concentração de COT de 31 mg/l, concentração superior à concentração média de COT até então observada que foi de 12,1 mg/l. Nessa mesma data foi observado, através de inspeção visual no reator, o aparecimento de caminhos preferenciais de fluxo e das bolhas de ar. Assim, baseado nessas observações e nas experiências de outros autores como GONÇALVES (1997), adotou-se como um dos critérios para que fosse realizada a retro-lavagem do BAS, a queda da qualidade do efluente do BAS com relação ao parâmetro COT. A escolha do parâmetro COT se deve por ser uma análise mais precisa e realizada com uma maior frequência que as análises de DQO e DBO.

Então, no 16º dia de operação, foi realizada a 1ª retro-lavagem no reator BAS. Observou-se durante a retro-lavagem que na parte superior do reator não houve a formação de biomassa em excesso, nem de caminhos preferenciais. Contudo na base do reator, no primeiro terço da altura do leito filtrante, verificou-se significativo excesso de biomassa com caminhos preferenciais do fluxo e das bolhas de ar e com áreas escuras, aparentemente não aeradas.

No 25º dia de operação, apesar de não ser observada uma elevada concentração de COT, constatou-se que havia sido formada uma grande quantidade de algas próxima ao topo do reator e nas mangueiras de coleta, isso possivelmente em função do desprendimento de biofilme. Assim para evitar qualquer alteração foi realizada periodicamente a troca das mangueiras de coleta.

No 35º dia de operação, durante o período da tarde, ocorreu uma queda da energia elétrica, o que interrompeu o fornecimento de ar para a unidade BAS durante algumas horas. Como resultado foi observada uma elevada concentração de COT do efluente do BAS na análise do 36º dia. No 59º dia de operação, verificou-se a necessidade de realizar a segunda retro-lavagem do reator em que foram observadas as mesmas características do 16º dia.

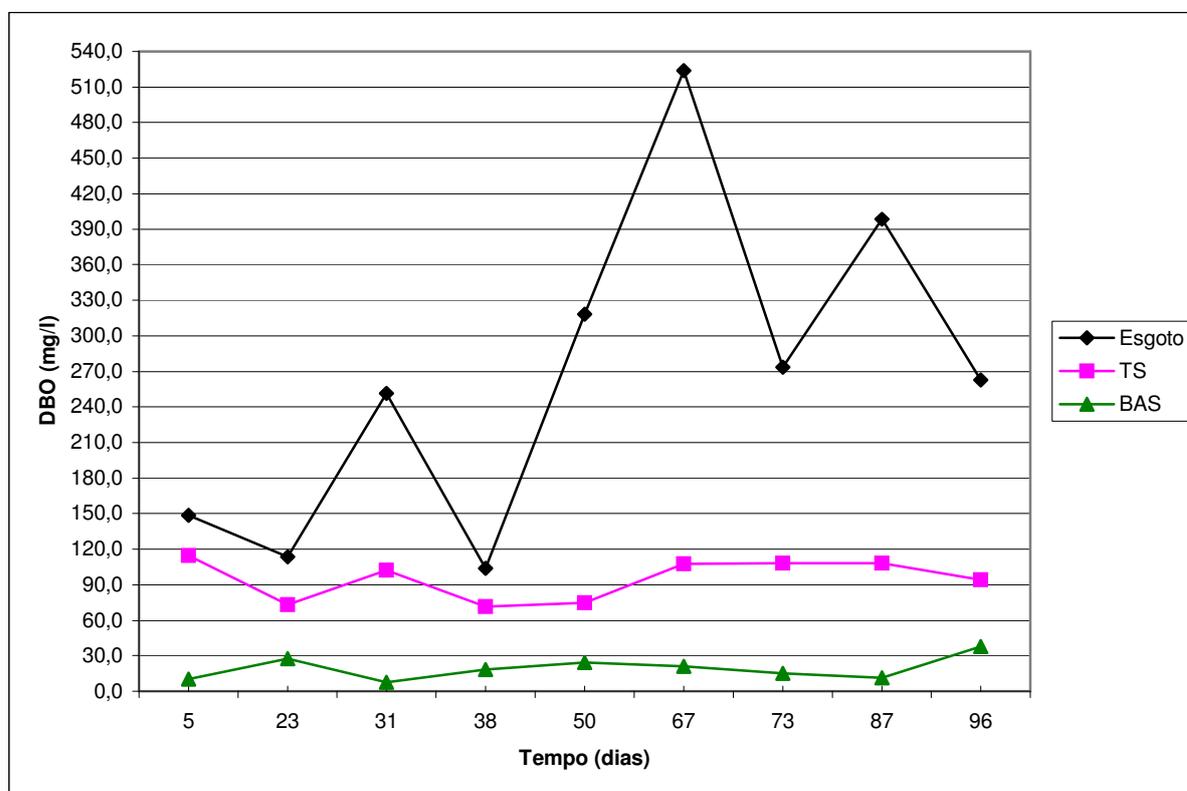
Não se observou relação entre as oscilações das concentrações de COT e DQO no efluente do BAS, e nem nas remoções de DQO e COT. Apesar de que, nas datas das análises realizadas após a retro-lavagem do BAS, foi observado um aumento na concentração desse dois parâmetros.

Os resultados do monitoramento de DBO para o sistema estão na Tabela 5.9 e no Gráfico 5.37.

TABELA 5.9 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DA DBO NO SISTEMA TS+BAS

Tempo (dias)	DBO total (mg/l)						
	Esg. Sint.	TS	Efic. TS(%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema (%)	
2/set	5	148,9	114,8	22,9%	10,2	91,1%	93,2%
20/set	23	113,7	73,3	35,5%	27,5	62,5%	75,8%
28/set	31	251,7	102,1	59,4%	7,5	92,7%	97,0%
5/out	38	103,9	71,8	30,9%	18,4	74,3%	82,3%
17/out	50	318,2	74,7	76,5%	24,4	67,4%	92,3%
3/nov	67	523,6	107,4	79,5%	20,8	80,7%	96,0%
9/nov	73	273,3	108,5	60,3%	15,1	86,1%	94,5%
23/nov	87	398,5	108	72,9%	11,2	89,6%	97,2%
2/dez	96	262,6	94	64,2%	37,6	60,0%	85,7%
Média		266,0	94,9	55,8%	19,2	78,3%	90,4%

GRÁFICO 5.37 - MONITORAMENTO DE DBO NO SISTEMA TS+BAS



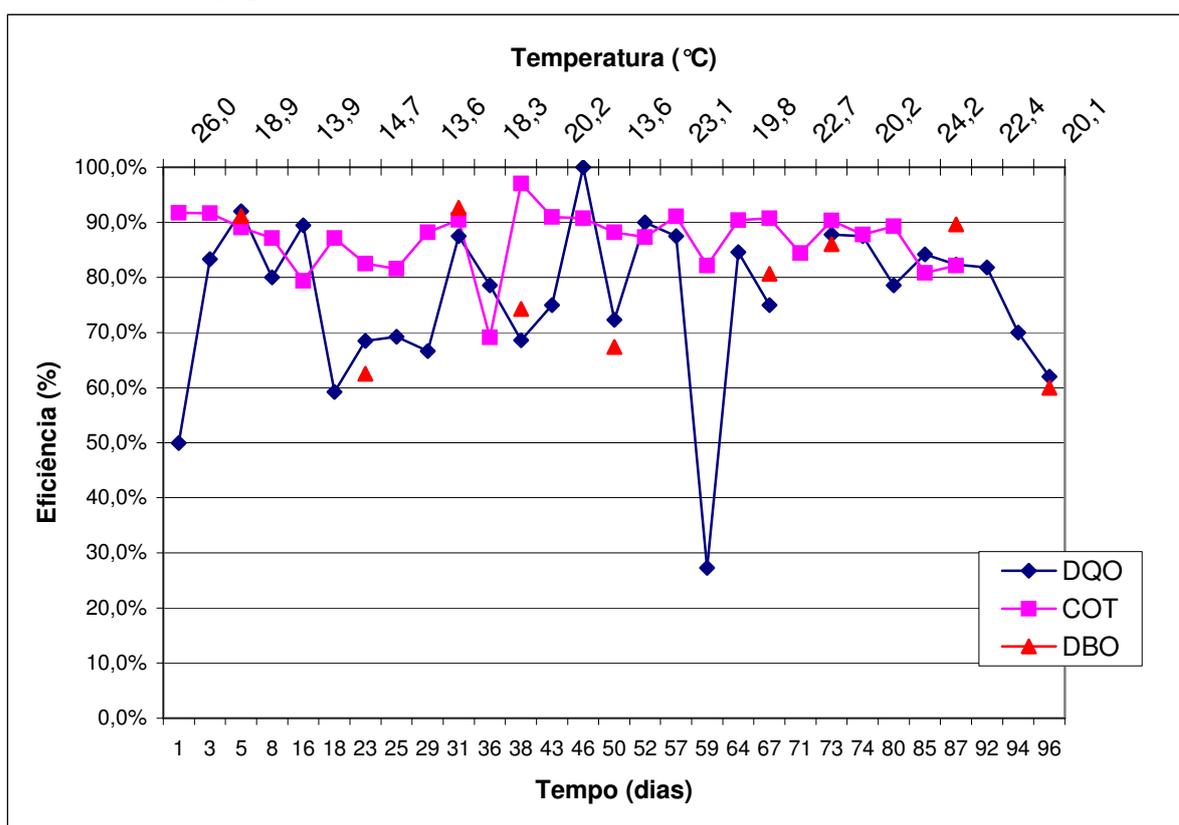
As análises de DBO foram realizadas com maior intervalo de tempo, em virtude de ser uma análise mais demorada, assim obteve-se um menor conjunto de dados. Conforme os valores obtidos para as análises de DQO e COT, a concentração DBO foi constante no efluente BAS, com uma concentração média de DBO de 19,2 mg/l, e desvio padrão de 9,2 mg/l.

O esgoto sintético apresentou grandes variações, as mesmas oscilações observadas nos parâmetros DQO e COT.

Conclui-se que, durante o monitoramento de DQO, COT e DBO, as elevadas variações das concentrações desses parâmetros no esgoto sintético devem ter ocorrido em função de problemas de amostragem e análise e/ou devido às variações que o esgoto sintético sofreu enquanto armazenado. Provavelmente devido ao grande volume de esgoto sintético armazenado, 160 litros, e devido ao longo período de armazenamento, três dias, pode ter ocorrido uma estratificação das concentrações no esgoto armazenado. Observou-se que, mesmo com o misturador lento, ocorreu a sedimentação de parcela dos sólidos suspensos. O resultado dessa não homogeneização do esgoto sintético provocou uma oscilação dos parâmetros monitorados no esgoto sintético.

O Gráfico 5.38 apresenta os resultados do monitoramento das eficiências de DQO, COT e DBO no sistema e as temperaturas do esgoto sintético.

GRÁFICO 5.38 - MONITORAMENTO DAS EFICIÊNCIAS DE DQO, COT E DBO NO SISTEMA TS+BAS



Durante os primeiros 50 dias de operação observaram-se as temperaturas mais baixas no esgoto sintético, com a temperatura média de 16,8°C. Apesar da temperatura ser um importante fator para a atividade microbiológica, não foi

verificada uma correlação desse parâmetro com as eficiências de remoção de DQO, COT ou de DBO.

Um resumo dos resultados obtidos no monitoramento dos parâmetros DQO, COT e DBO são apresentados na Tabela 5.10.

TABELA 5.10 – RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE DQO, COT E DBO

	Esgoto Sintético	TS	BAS	Sistema
Concentração média de DQO (mg/l)	516,7	241,5	46,4	-
Desvio Padrão (mg/l)	197,2	80,4	19,2	-
Média das Eficiências (%)	-	49,00%	79,6%	89,8%
Desvio Padrão (%)	-	20,7%	8,7%	5,6%
Concentração média de COT (mg/l)	251,9	110,1	11,9	-
Desvio Padrão (mg/l)	84,9	30,9	3,6	-
Médias das Eficiências (%)	-	52,5%	88,3%	94,7%
Desvio Padrão (%)	-	19,0%	3,6%	2,4%
Concentração média de DBO (mg/l)	266,0	95,0	19,2	-
Desvio Padrão (mg/l)	137,0	17,2	9,6	-
Médias das Eficiências (%)	-	55,8%	78,3%	90,4%
Desvio Padrão (%)	-	20,9%	12,7%	7,5%

Analisando os valores apresentados na Tabela 5.10, pode-se afirmar que as eficiências médias de DQO, COT e DBO no efluente do BAS quanto no sistema TS+BAS foram muito próximas.

Oscilações das concentrações de DQO, COT e DBO no esgoto sintético e no efluente do TS não alteram a qualidade do efluente do BAS. Conclui-se que a unidade BAS foi operada com folga com relação a esses parâmetros. As análises de nitrogênio a serem apresentadas serão outro indicativo da condição sob a qual a unidade estava sendo operada.

O conjunto TS+BAS apresentou uma elevada eficiência de remoção de matéria orgânica, com a unidade BAS responsável pelo polimento do efluente do TS proporcionando um efluente final com a matéria orgânica parcialmente mineralizada.

Os trabalhos AISSE e SOBRINHO, (2001), GONÇALVES et al. (1997) e HIRAKAWA et al. (2002) com sistemas UASB+BAS, tratando esgoto sanitário, apresentaram eficiências de remoção de DQO de 81%, 96% e 86%, e um efluente final com concentrações de DQO de 71 mg/l, 38 mg/l e 39 mg/l. Neste trabalho o sistema TS+BAS, tratando esgoto sintético simulando esgoto doméstico/sanitário, obteve eficiência de remoção de DQO de 88% e um efluente com uma concentração

final de 46 mg/l. Verifica-se que o sistema TS+BAS pode apresentar condições de remoção de DQO semelhante ao sistema UASB+BAS.

Esses mesmos autores obtiveram da unidade UASB, reator de alta taxa, um efluente com concentrações médias de DQO de 151 mg/l, 112 mg/l e 68 mg/l, enquanto no efluente do TS a concentração média de DQO foi de 241 mg/l. O efluente final de ambos os sistemas UASB+BAS e TS+BAS apresentarem concentrações de DQO muito próximas, assim destaca-se a maior remoção de DQO no BAS sistema TS+BAS. Apesar das características específicas de cada reator BAS, a maior remoção de DQO do BAS do sistema TS+BAS deve-se principalmente ao procedimento operacional adotado, com baixas TAS.

5.3.1.1.1 Remoção de COT em diferentes alturas do BAS

O sistema TS+BAS foi projetado com a unidade TS realizando o tratamento primário e o BAS operando em níveis secundário e terciário, no tratamento do esgoto sintético. O sistema TS+BAS cumpriu o objetivo na remoção da MO. A unidade BAS destacou-se com bons índices de eficiência de remoção de MO, com eficiência de remoção de 88% do COT. Para melhor conhecer e compreender o comportamento do BAS, foi realizado no BAS análises de COT nas alturas de 0,3, 0,6 e 0,9 metros, além da saída e da entrada.

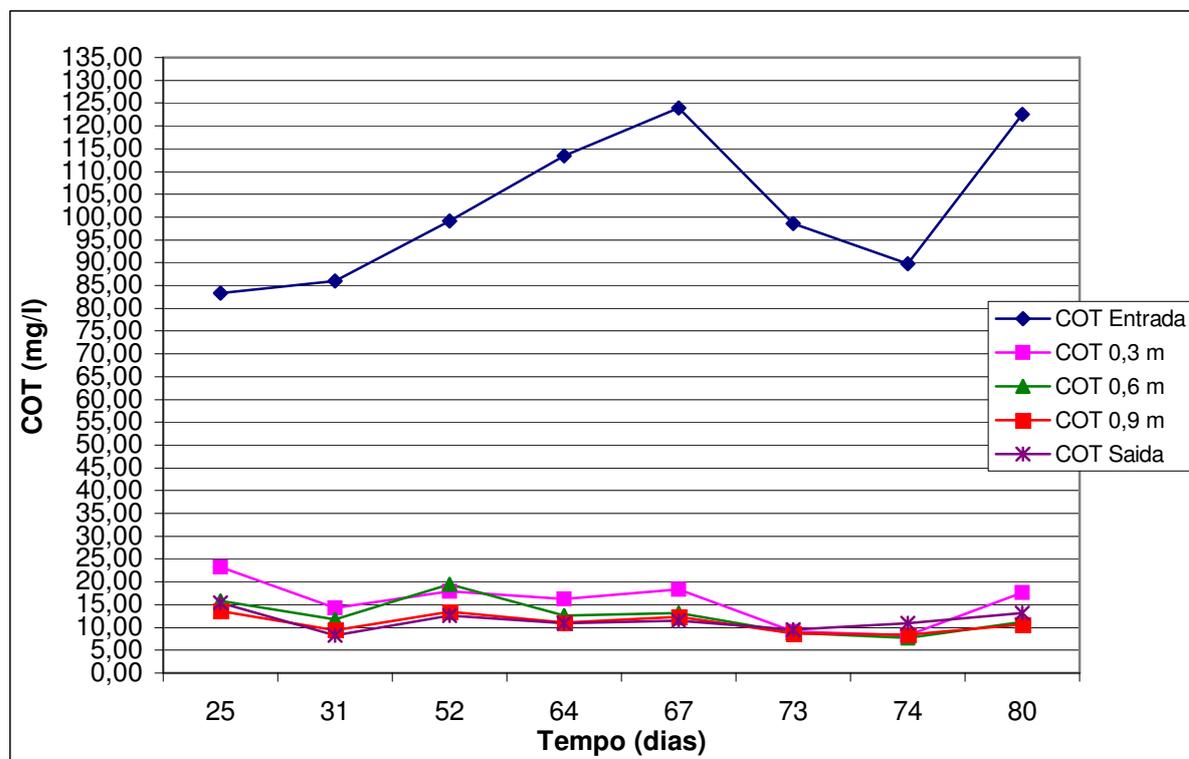
As análises de COT nas alturas do reator permitiram definir as áreas em que ocorrem as maiores remoções de COT e as áreas em que o processo de remoção de MO foi relegado. A Tabela 5.11 apresenta os valores do monitoramento de COT na unidade BAS.

TABELA 5.11 - ANÁLISE DE COT NAS ALTURAS DA UNIDADE BAS

DIA	COT (mg/l)				
	Afluente	0,3 m	0,6 m	0,9 m	Efluente
25	83,38	23,2	15,88	13,58	15,37
31	86,04	14,24	11,75	9,43	8,212
52	99,10	17,9	19,4	13,42	12,56
64	113,5	16,2	12,6	11,1	10,9
67	123,90	18,3	13,1	12,3	11,5
73	98,60	9,163	8,795	8,67	9,55
74	89,70	8,258	7,704	8,416	10,95
80	122,50	17,63	11,16	10,61	13,13

O Gráfico 5.39 apresenta os valores de COT nas respectivas alturas do BAS e na sua entrada e saída.

GRÁFICO 5.39 - MONITORAMENTO DE COT NAS ALTURAS DA UNIDADE BAS



Segundo POLANCO (2000) e RYOKO (2001), unidades BAS, tratando esgoto sanitário, podem, além de promover remoção de MO, realizar o processo de nitrificação na mesma unidade. Contudo, para que o processo de nitrificação seja assegurado, é necessário que o reator opere com relação Carbono / Nitrogênio de, no máximo, quatro para um. Segundo esses autores quando o BAS opera com uma relação C/N superior a 4/1 ocorre a queda da eficiência do processo de nitrificação.

Esses mesmo autores observaram que quando o BAS é operado com a relação C/N superior a 4/1, é observado no BAS o aparecimento de duas áreas distintas, uma com elevada taxa de remoção de MO, e outra com elevada taxa de remoção de amônia. E ainda que, quando atendida a relação C/N, ocorria uma acomodação dos microrganismos heterotróficos e autotróficos em áreas distintas, com os microrganismos heterotróficos próximos à entrada quando a relação C/N é próxima 4/1 e os microrganismos autotróficos próximos à saída em que a relação C/N é bem inferior a 4/1.

Na altura de 0,3 m do BAS verificou-se uma grande remoção de COT, enquanto nas alturas de 0,6 e 0,9 m praticamente não ocorreu a remoção de COT. Observou-se que cerca de 85% de remoção de COT do BAS ocorreu na altura de 0,3 m. Apesar de não terem sido realizadas análises de microscopia ótica dos microrganismos, pode-se prever que no primeiro um terço da altura do BAS ocorreu uma maior concentração de microrganismos heterotróficos, já que estes são responsáveis pela remoção da MO.

Essa mesma observação foi feita por POLANCO (2000), que operou um reator BAS de fluxo ascendente, e verificou remoção de maiores quantidades de MO no primeiro um terço da altura do reator. Esse autor afirma que isso ocorre devido aos microrganismos heterótrofos possuírem uma maior velocidade de crescimento, ocupando rapidamente o espaço no biofilme e consumindo o OD, relegando assim os microrganismos autótrofos nitrificantes a zonas onde o crescimento de bactérias heterotróficas é severamente limitado, geralmente devido à menor concentração de MO.

Observa-se na Figura 5.1, que na base do leito filtrante do BAS, no primeiro um terço da altura, houve o desenvolvimento de uma maior quantidade de biomassa, quando comparada às alturas intermediárias e superiores. Através de inspeção visual verificou-se que esse acúmulo de biomassa no início do leito filtrante, proporcionava caminhos preferenciais para a passagem das bolhas de ar, e locais de embolia, em que se observaram bolhas de ar presas na biomassa. Já próximo à saída observou-se a formação de algas.

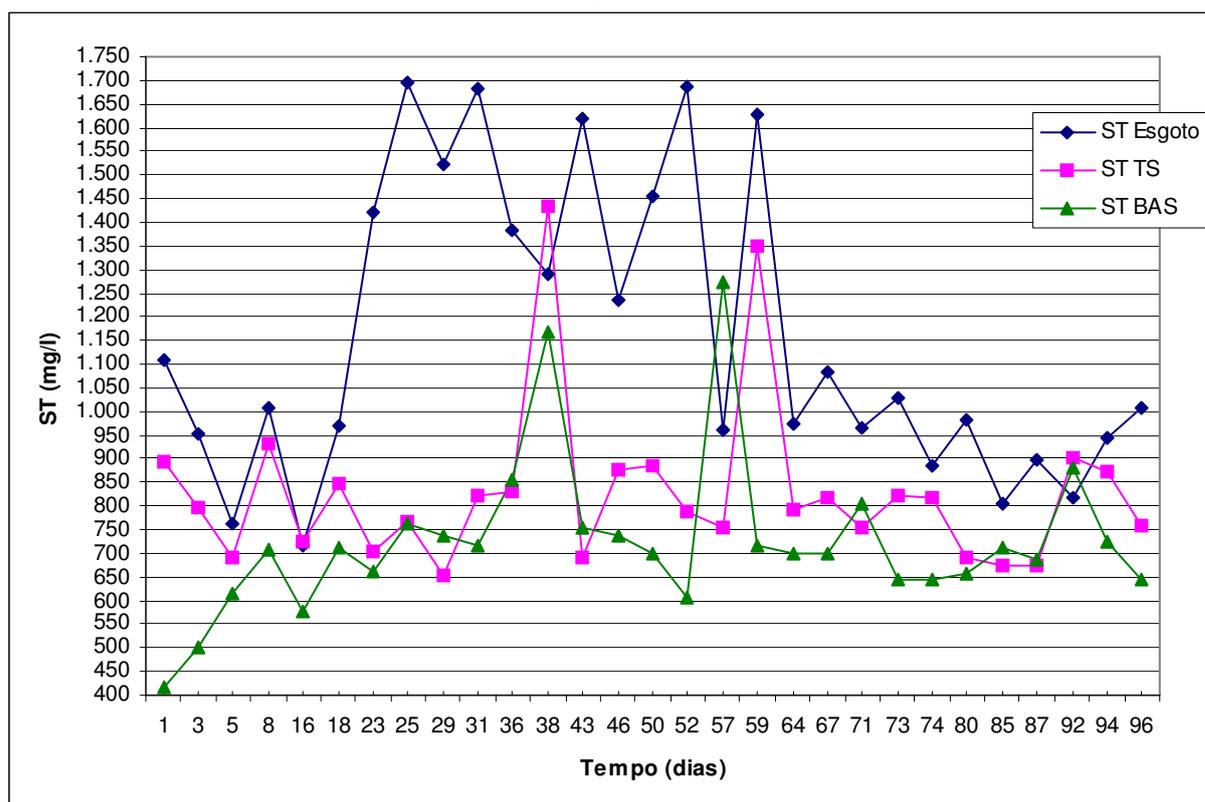
FIGURA 5.1 - FOTOS DO BAS DURANTE A OPERAÇÃO



5.3.1.2 Remoção de Sólidos

O BAS apresentou-se eficiente na remoção de sólidos do efluente do TS, constatando-se a capacidade do BAS em realizar a remoção dos sólidos através do processo de filtração. Nos Gráficos 5.40 a 5.43 são apresentados os dados de monitoramento dos sólidos suspensos, totais e dissolvidos.

GRÁFICO 5.40 - MONITORAMENTO DE ST NO SISTEMA TS+BAS



Durante as análises de ST observou-se uma grande variação dos ST no esgoto sintético, no efluente do TS e no efluente do BAS. Contudo não se verificou relação entre a oscilação de ST no efluente do TS e no efluente do BAS. Tanto o BAS como o TS apresentaram diversas eficiências negativas, cerca de 38% dos dados.

No 25º dia de operação, observaram-se algas no topo e na saída da unidade BAS e na mangueira de coleta das amostras. Esse fato pode ter resultado na variação de ST no efluente do BAS.

A unidade BAS não foi precedida por decantador secundário, configuração utilizada por AISSE (2002), assim é provável que alguma das eficiências negativas

tenham ocorrido em função do desprendimento de lodo. Entretanto não se verificou relação das eficiências negativas de ST com a variação de outros parâmetros como DQO, COT e DBO, o que possivelmente ocorreria com o desprendimento de lodo. Conclui-se que possivelmente ocorreram erros durante o procedimento analítico, sendo que esses dados foram desconsiderados para o cálculo da média.

Na Tabela 5.12 são apresentados os valores do monitoramento de ST no BAS e no sistema.

TABELA 5.12 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE ST NO SISTEMA TS+BAS

Tempo (dias)	ST (mg/l)						
	Esg. Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS (%)	Efic. Sistema (%)	
29/ago	1	1.109	894	19,4%	418	53,2%	62,3%
31/ago	3	952	797	16,3%	503	36,9%	47,2%
2/set	5	761	691	9,2%	617	10,7%	18,9%
5/set	8	1.006	931	7,5%	707	24,1%	29,7%
13/set	16	716	725	-1,3%	577	20,4%	19,4%
15/set	18	968	848	12,4%	714	15,8%	26,2%
20/set	23	1.422	703	50,6%	662	5,8%	53,4%
22/set	25	1.695	766	54,8%	762	0,5%	55,0%
26/set	29	1.524	653	57,2%	736	-12,7%	51,7%
28/set	31	1.681	821	51,2%	717	12,7%	57,3%
3/out	36	1.382	832	39,8%	854	-2,6%	38,2%
5/out	38	1.290	1.435	-11,2%	1.166	18,7%	9,6%
10/out	43	1.621	691	57,4%	753	-9,0%	53,5%
13/out	46	1.235	878	28,9%	737	16,1%	40,3%
17/out	50	1.455	885	39,2%	700	20,9%	51,9%
19/out	52	1.688	787	53,4%	606	23,0%	64,1%
24/out	57	959	753	21,5%	1.273	-69,1%	-32,7%
26/out	59	1.628	1.350	17,1%	715	47,0%	56,1%
31/out	64	973	794	18,4%	698	12,1%	28,3%
3/nov	67	1.084	816	24,7%	700	14,2%	35,4%
7/nov	71	966	756	21,7%	804	-6,3%	16,8%
9/nov	73	1.029	822	20,1%	644	21,7%	37,4%
10/nov	74	885	817	7,7%	644	21,2%	27,2%
16/nov	80	983	691	29,7%	657	4,9%	33,2%
21/nov	85	807	673	16,6%	713	-5,9%	11,6%
23/nov	87	897	675	24,7%	688	-1,9%	23,3%
28/nov	92	818	901	-10,1%	883	2,0%	-7,9%
30/nov	94	944	874	7,4%	724	17,2%	23,3%
2/dez	96	1.007	757	24,8%	644	14,9%	36,0%
Média		1154,7	806,0	28,1%	655,9	19,7%	40,5%

NOTA:

Os valores em vermelho foram desconsiderados para o cálculo da média.

Os resultados do monitoramento de SDT apresentaram grandes oscilações, assim como as verificadas para os ST. Os resultados do monitoramento são apresentados no Gráfico 5.41 e na Tabela 5.13.

GRÁFICO 5.41 - MONITORAMENTO DE SDT NO SISTEMA TS+BAS

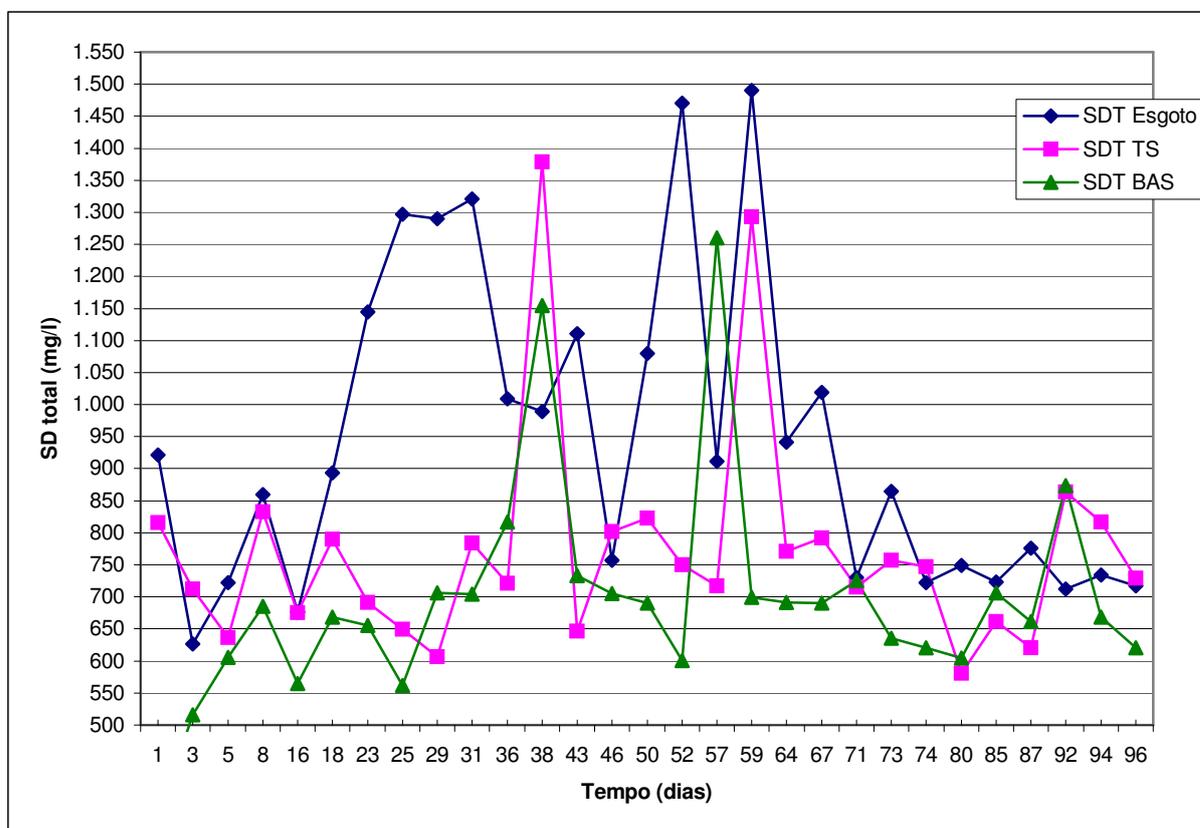


TABELA 5.13 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE SDT NO SISTEMA TS+BAS

Tempo (dias)	SDT (mg/l)						
	Esg. Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS (%)	Efic. Sistema (%)	
29/ago	1	922	815	11,5%	357	56,3%	61,3%
31/ago	3	627	712	-13,6%	516	27,6%	17,8%
2/set	5	722	636	11,9%	606	4,7%	16,1%
5/set	8	860	833	3,2%	685	17,7%	20,3%
13/set	16	676	675	0,1%	565	16,3%	16,4%
15/set	18	894	790	11,6%	668	15,4%	25,3%
20/set	23	1.144	691	39,6%	655	5,2%	42,8%
22/set	25	1.297	649	49,9%	562	13,4%	56,7%
26/set	29	1.290	607	52,9%	706	-16,3%	45,3%
28/set	31	1.321	784	40,7%	704	10,2%	46,7%
3/out	36	1.009	721	28,5%	817	-13,3%	19,1%
5/out	38	989	1.379	-39,4%	1.155	16,2%	-16,8%
10/out	43	1.111	646	41,9%	733	-13,5%	34,0%
13/out	46	757	802	-5,9%	705	12,1%	6,9%
17/out	50	1.079	823	23,7%	690	16,2%	36,1%
19/out	52	1.470	750	49,0%	601	19,9%	59,1%
24/out	57	911	717	21,3%	1.260	-75,7%	-38,3%

Tempo (dias)		SDT (mg/l)					
		Esg. Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS (%)	Sistema. Efic. (%)
26/out	59	1.490	1.293	13,2%	699	46,0%	53,1%
31/out	64	941	771	18,1%	691	10,4%	26,6%
3/nov	67	1.019	792	22,3%	690	12,9%	32,3%
7/nov	71	730	715	2,1%	725	-1,4%	0,7%
9/nov	73	865	757	12,5%	635	16,1%	26,6%
10/nov	74	722	747	-3,5%	621	16,9%	14,0%
16/nov	80	749	581	22,4%	605	-4,1%	19,2%
21/nov	85	723	661	8,6%	706	-6,8%	2,4%
23/nov	87	776	621	20,0%	661	-6,4%	14,8%
28/nov	92	712	864	-21,3%	874	-1,2%	-22,8%
30/nov	94	734	817	-11,4%	668	18,2%	8,9%
2/dez	96	717	729	-1,7%	621	14,8%	13,4%
Média		939,9	745,4	24,0%	634,0	18,8%	38,7%

NOTA:

Os valores em vermelho foram desconsiderados para o cálculo da média.

Nos Gráficos 5.42 e 5.43 e nas Tabelas 5.14 e 5.15 são apresentados os dados de monitoramento de SS e SSV no sistema TS+BAS e suas eficiências.

GRÁFICO 5.42 - MONITORAMENTO DE SS NO SISTEMA TS+BAS

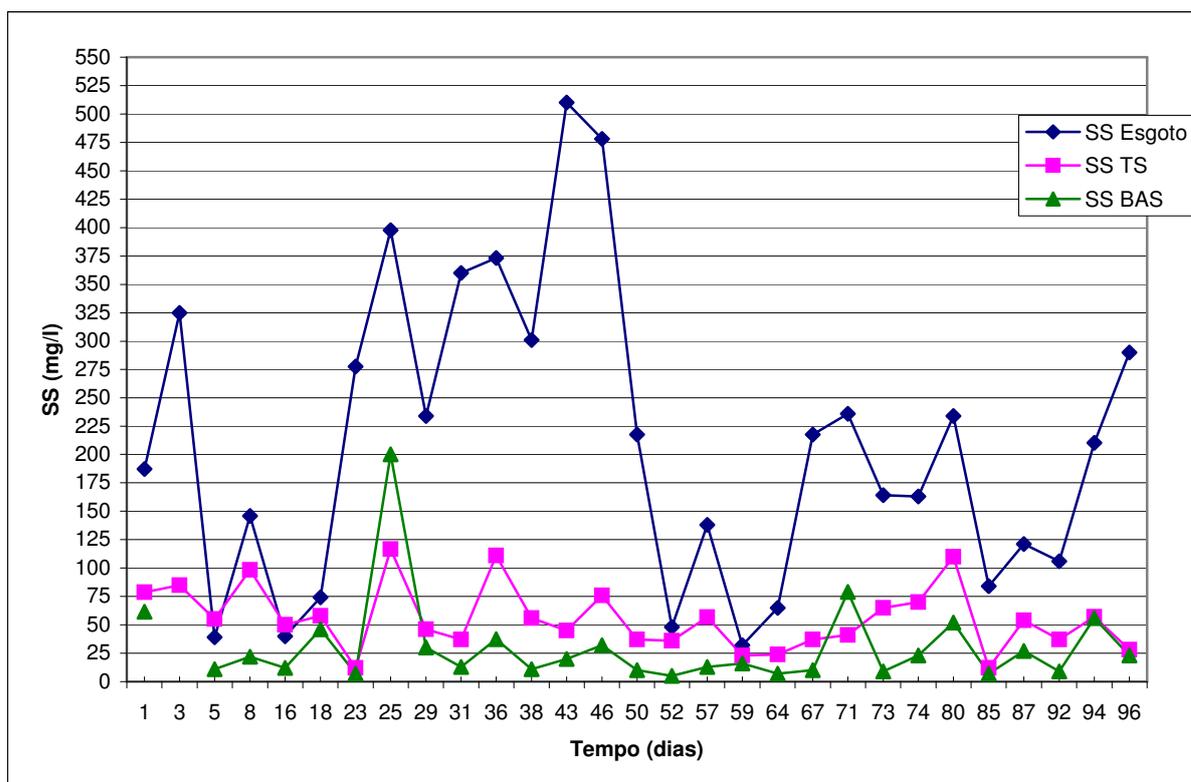


GRÁFICO 5.43 - MONITORAMENTO DE SSV NO SISTEMA TS+BAS

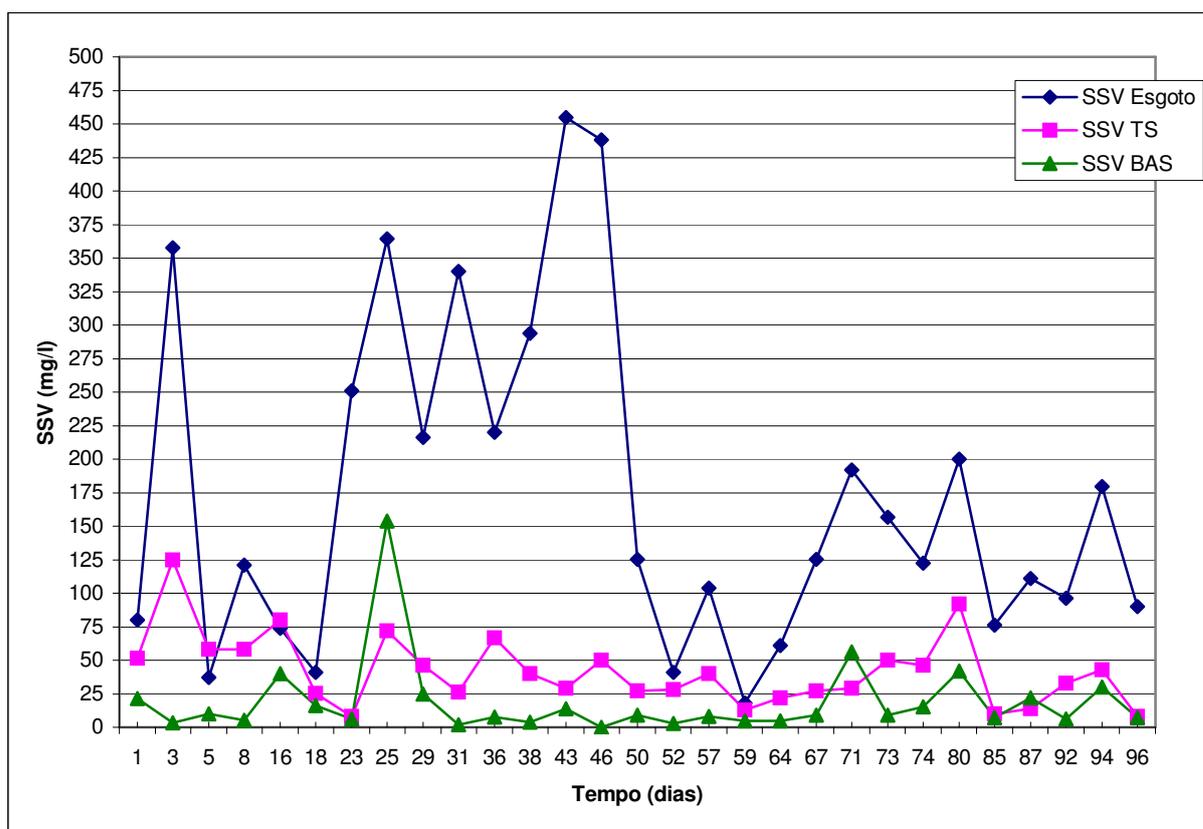


TABELA 5.14 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS SUSPENSOS NO SISTEMA TS+BAS

Tempo (dias)	SS (mg/l)						
	Esg Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS (%)	Efic. Sistema (%)	
29/ago	1	187	79	58,0%	61	21,8%	67,2%
31/ago	3	325	85	73,8%	0	100,0%	100,0%
2/set	5	39	55	-41,0%	11	80,0%	71,8%
5/set	8	146	98	32,6%	22	77,6%	84,9%
13/set	16	40	50	-25,0%	12	76,0%	70,0%
15/set	18	74	58	21,7%	46	20,7%	37,9%
20/set	23	278	12	95,7%	7	41,7%	97,5%
22/set	25	398	117	70,7%	200	-71,4%	49,7%
26/set	29	234	46	80,3%	30	34,8%	87,2%
28/set	31	360	37	89,7%	13	64,9%	96,4%
3/out	36	373	111	70,2%	38	66,2%	90,0%
5/out	38	301	56	81,4%	11	80,4%	96,3%
10/out	43	510	45	91,2%	20	55,6%	96,1%
13/out	46	478	76	84,1%	32	57,9%	93,3%
17/out	50	218	37	83,0%	10	73,0%	95,4%
19/out	52	48	36	25,0%	5	86,1%	89,6%
24/out	57	138	57	58,9%	13	77,1%	90,6%
26/out	59	32	23	28,1%	16	30,4%	50,0%
31/out	64	65	24	63,1%	7	70,8%	89,2%
3/nov	67	218	37	83,0%	10	73,0%	95,4%
7/nov	71	236	41	82,6%	79	-92,7%	66,5%
9/nov	73	164	65	60,4%	9	86,2%	94,5%

Tempo (dias)		SS (mg/l)					
		Esg Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS (%)	Efic. Sistema(%)
10/nov	74	163	70	57,0%	23	67,1%	85,9%
16/nov	80	234	110	53,0%	52	52,7%	77,8%
21/nov	85	84	12	85,7%	7	41,7%	91,7%
23/nov	87	121	54	55,4%	27	50,0%	77,7%
28/nov	92	106	37	65,1%	9	75,7%	91,5%
30/nov	94	210	57	72,9%	56	1,8%	73,4%
2/dez	96	290	28	90,3%	23	17,9%	92,1%
Média		209,3	55,9	67,1%	21,3	57,5%	85,6%

NOTA:

Os valores em vermelho foram desconsiderados para o cálculo da média.

TABELA 5.15 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE SSV NO SISTEMA TS+BAS

Tempo (dias)		SSV					
		Esg Sint.	TS	Efic. TS (%)	BAS	Efic. BAS (%)	Efic. Sistema(%)
29/ago	1	80	52	35,5%	21	58,4%	73,2%
31/ago	3	357	125	65,0%	4	97,2%	99,0%
2/set	5	37	58	-56,8%	10	82,8%	73,0%
5/set	8	121	58	51,8%	5	91,4%	95,9%
13/set	16	74	80	-8,1%	40	50,0%	45,9%
15/set	18	41	25	39,3%	16	36,0%	61,1%
20/set	23	251	8	96,8%	6	25,0%	97,6%
22/set	25	364	72	80,2%	154	-113,7%	57,7%
26/set	29	216	46	78,7%	25	45,7%	88,4%
28/set	31	340	26	92,4%	2	92,3%	99,4%
3/out	36	220	67	69,7%	7	88,8%	96,6%
5/out	38	294	40	86,4%	4	90,0%	98,6%
10/out	43	455	29	93,6%	14	51,7%	96,9%
13/out	46	438	50	88,6%	2	98,0%	98,0%
17/out	50	125	27	78,4%	9	66,7%	92,8%
19/out	52	41	28	31,7%	3	89,3%	92,7%
24/out	57	104	40	61,5%	8	80,0%	92,3%
26/out	59	18	13	27,8%	5	61,5%	72,2%
31/out	64	61	22	63,9%	5	77,3%	91,8%
3/nov	67	125	27	78,4%	9	66,7%	92,8%
7/nov	71	192	29	84,9%	56	-93,1%	70,8%
9/nov	73	157	50	68,1%	9	82,0%	94,3%
10/nov	74	122	46	62,4%	15	67,4%	87,7%
16/nov	80	200	92	54,0%	42	54,3%	79,0%
21/nov	85	76	10	86,8%	7	30,0%	90,8%
23/nov	87	111	14	87,4%	22	-57,1%	80,2%
28/nov	92	96	33	65,6%	6	81,8%	93,8%
30/nov	94	179	43	76,0%	30	30,2%	83,3%
2/dez	96	90	8	91,1%	7	12,5%	92,2%
Média		171,9	40	70,20%	10,8	65,70%	90,10%

NOTA:

Os valores em vermelho foram desconsiderados para o cálculo da média.

Foi observado que os SS encontrados no BAS eram basicamente de SSV, devido à proximidade entre os valores obtidos nas análises de SST e de SSV. Na maioria das análises, os valores de SSF eram baixos e, em algumas análises, até mesmo não detectáveis.

As oscilações observadas para os SS e SSV foram bem inferiores às oscilações dos ST e SDT e podem-se observar com maior clareza as curvas das concentrações de SS e SSV no esgoto sintético, no efluente do TS e no efluente do BAS que poucas vezes se cruzam. Os valores médios de SS e SSV no efluente do BAS foram de 21,3 mg/l e 10,8 mg/l. As eficiências de remoção de SST e SSV foram de 58% e 66%, superiores aos de ST e SDT. Contudo, essas eficiências de remoção de SS e SSV estão abaixo dos encontrados por outros autores que operaram BAS com baixas TAS. GÁLVEZ et. al (2003), operando um BAS com baixa TAS, obtiveram um efluente com concentração média de SS inferior a 35 mg/l e eficiências superiores a 80%. CHANDRAVATHANAM (1999) obteve eficiência de remoção de SS de 95 a 98% com o efluente final com concentração de SS entre 5,9 a 15,9 mg/l. Já PASSAMANI (1999), operando um o sistema UASB+BAS, tratando esgoto sanitário, obteve concentrações médias de SS de 14 mg/l.

AISSE e SOBRINHO (2001), operando um sistema UASB+BAS, tratando esgoto sanitário, com o BAS sendo operado com TAS de 30 m³/m².dia, taxa considerada alta quando comparada com outros experimentos em que o BAS é operado em média com TAS de 20 m³/m².dia, obteve remoção de 83% de SS e um efluente com concentração média de 26 mg/l. Entretanto, nesse experimento, o efluente final analisado era coletado num decantador secundário após o BAS, havendo assim uma clarificação do efluente final.

O BAS possui como característica a remoção dos sólidos através da filtração, com a retenção dos sólidos pela camada filtrante; essa camada filtrante é composta em parte pelo biofilme, formado por bactérias que são responsáveis em promover a remoção da MO do esgoto a ser tratado. Assim poder-se-iam esperar fortes correlações entre a remoção de sólidos e remoção de MO. No entanto, neste trabalho as correlações foram fracas e não foi observada uma relação entre a eficiência de remoção dos parâmetros COT, DQO, DBO e ST e SS no BAS. Nos Gráficos 5.44 a 5.49 são apresentadas as correlações entre os parâmetros de

eficiência de remoção de ST e SSV com a eficiência de remoção de COT, DQO e DBO.

GRÁFICO 5.44 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE BAS

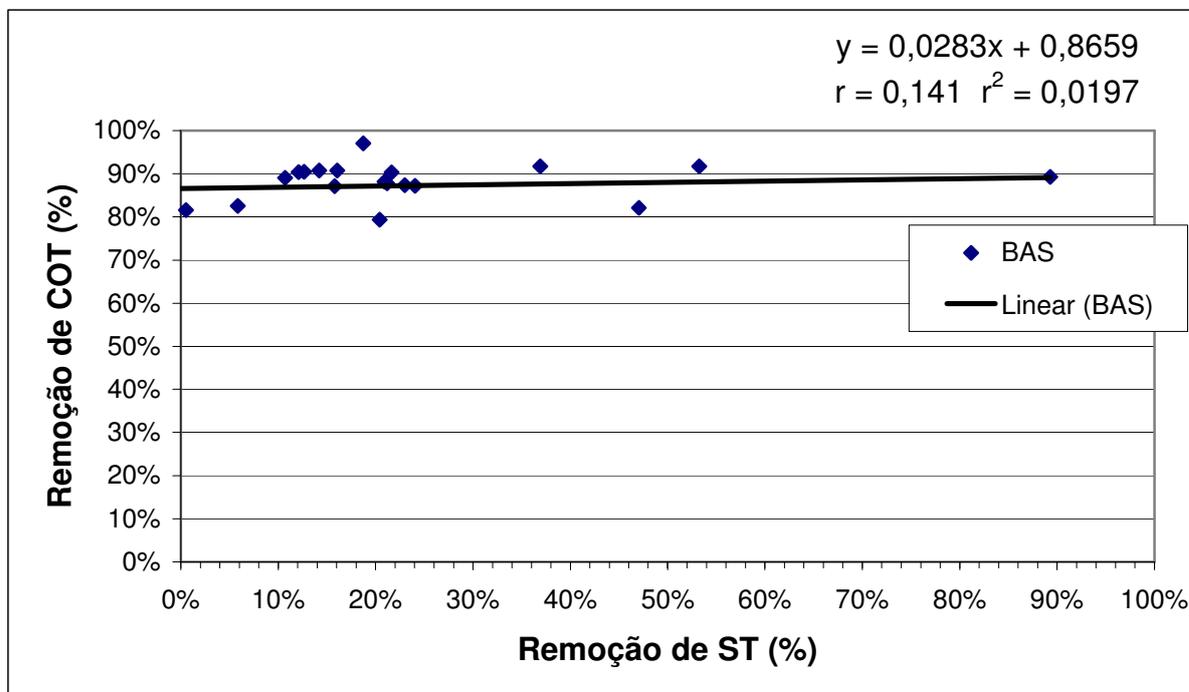


GRÁFICO 5.45 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE BAS

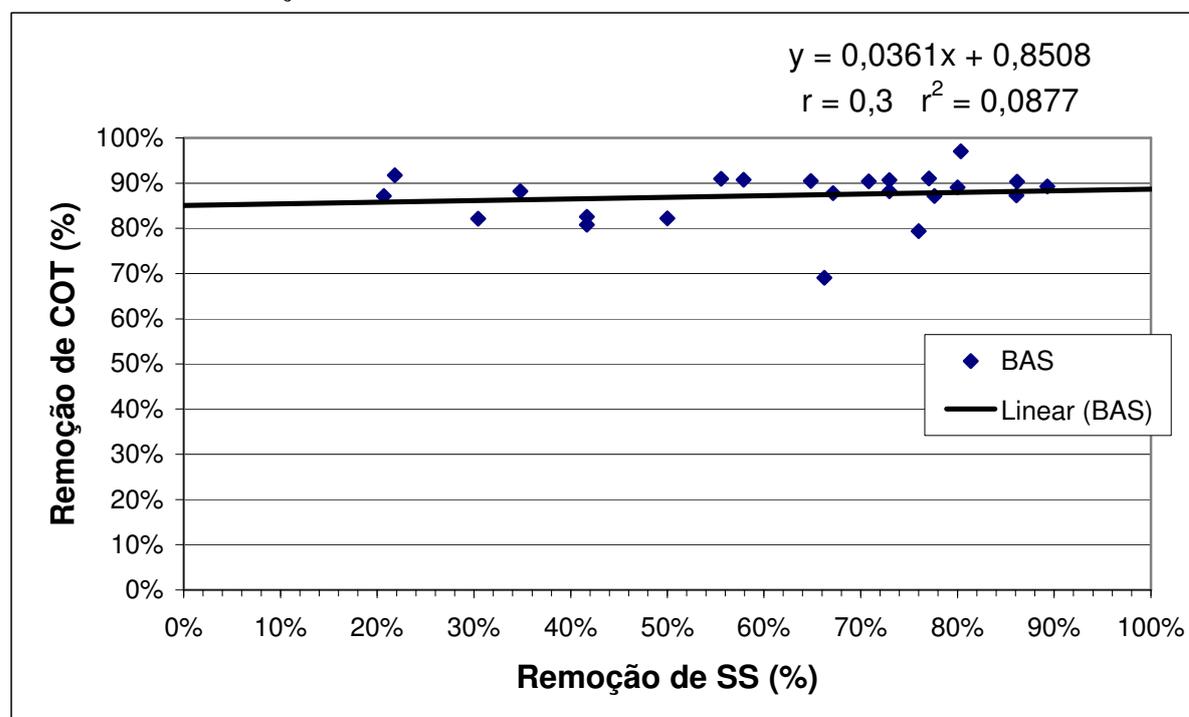


GRÁFICO 5.46 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO NA UNIDADE BAS

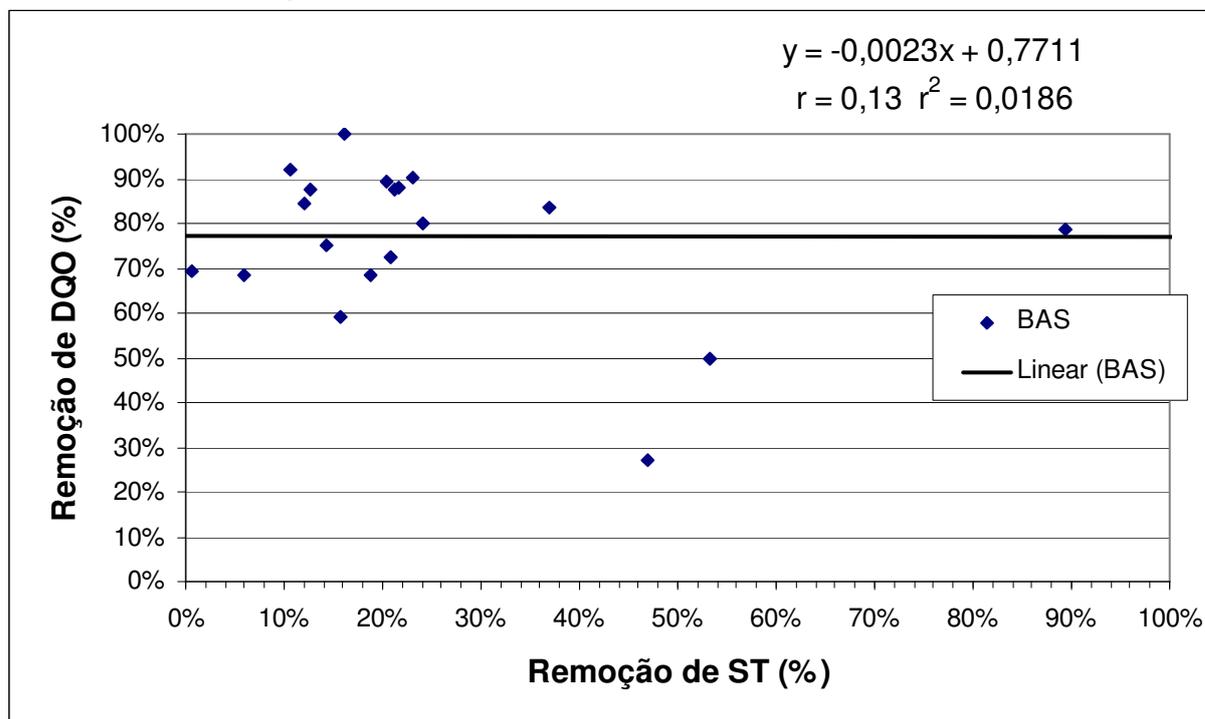


GRÁFICO 5.47 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO NA UNIDADE BAS

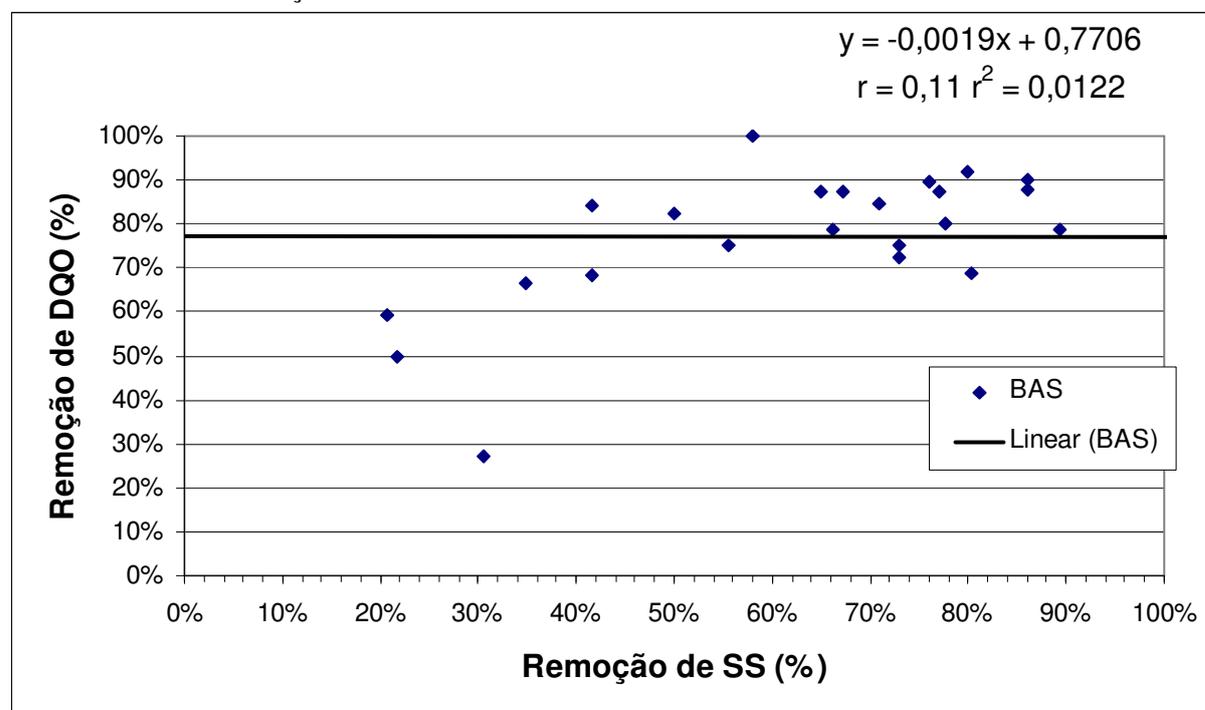


GRÁFICO 5.48 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ST E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DBO NA UNIDADE BAS

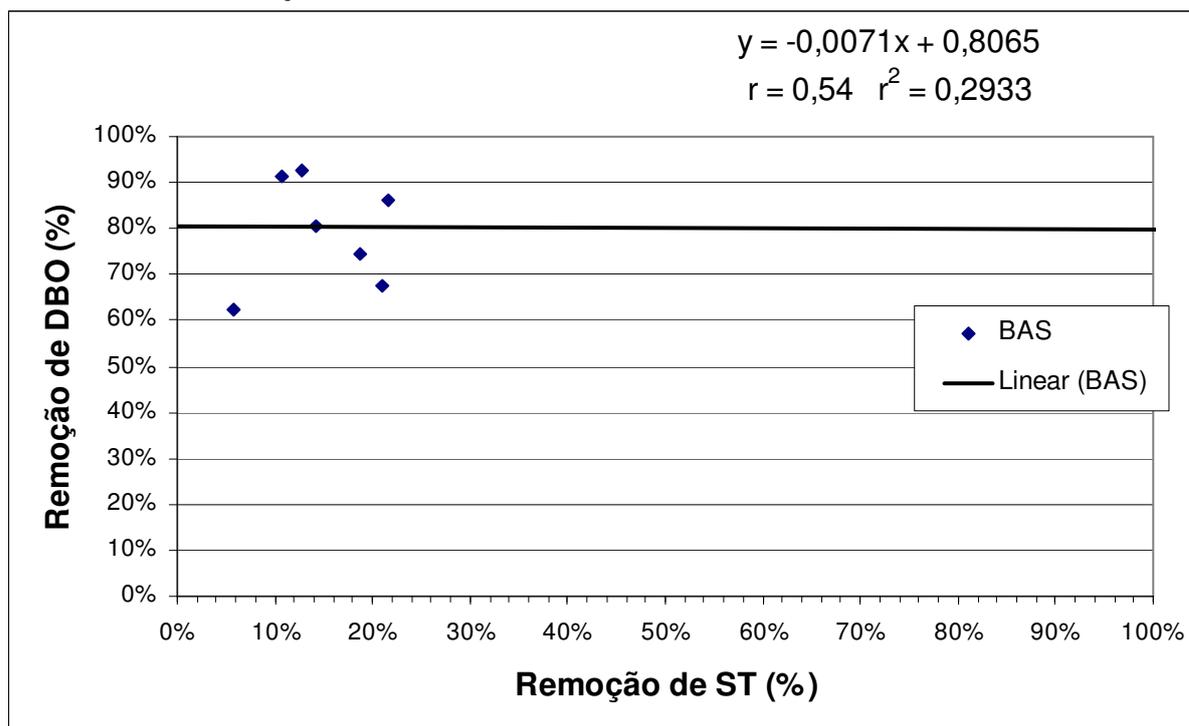
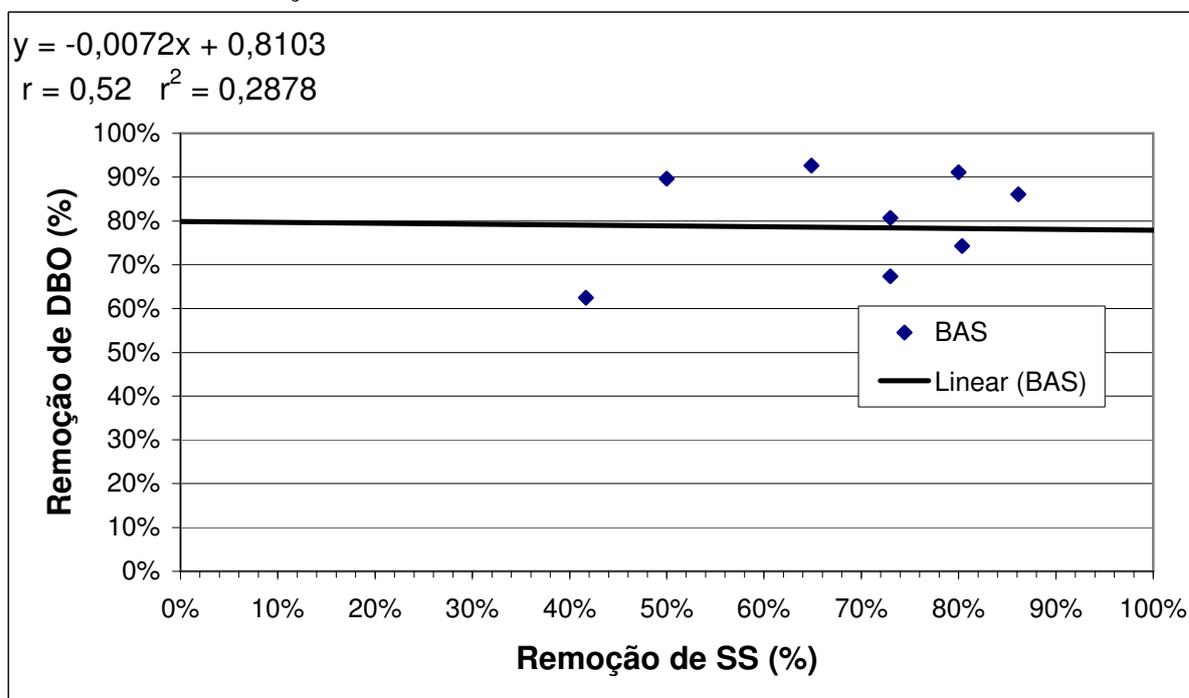


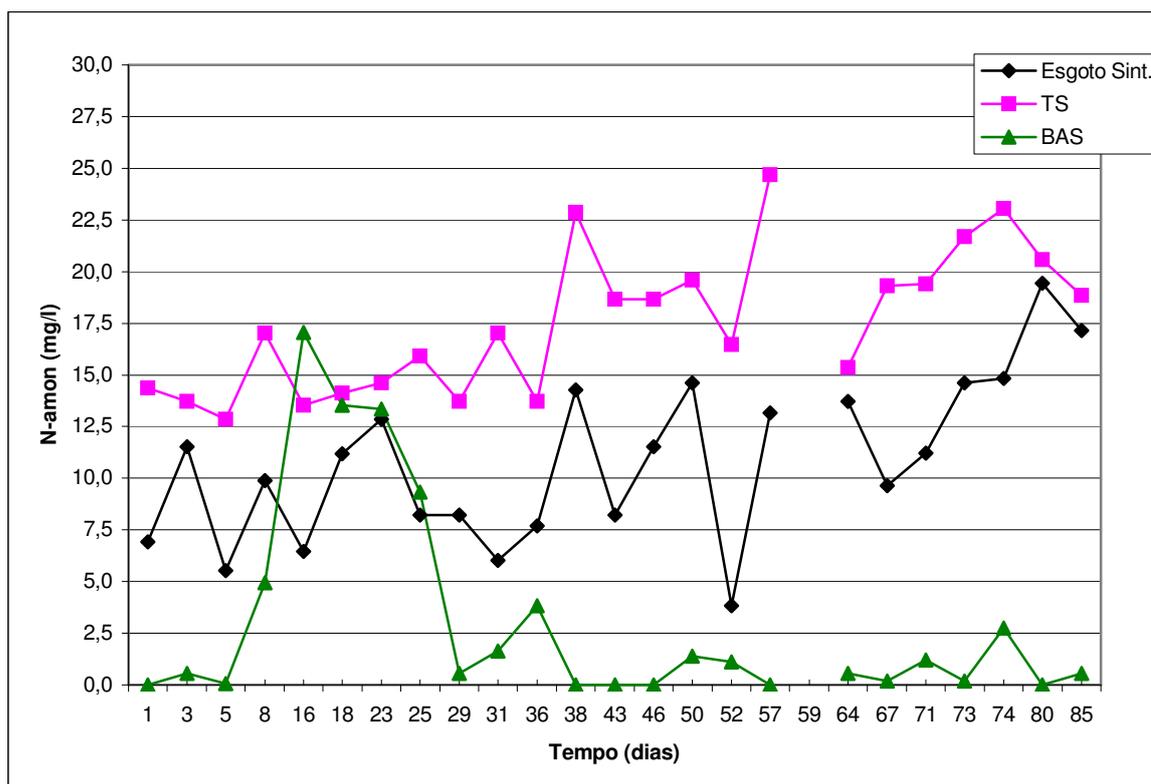
GRÁFICO 5.49 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SS E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DBO NA UNIDADE BAS



5.3.1.3 Remoção de Nitrogênio Amoniacal e Nitrogênio Orgânico

A unidade BAS teve como objetivo específico promover além da remoção de matéria orgânica a remoção de nutriente, e em específico o nitrogênio. O Gráfico 5.50 apresenta o monitoramento do sistema do parâmetro nitrogênio amoniacal no esgoto sintético e nas unidades TS e BAS.

GRÁFICO 5.50 - MONITORAMENTO DE N-AMON NO SISTEMA TS+BAS



Conforme abordado no item 5.2.2, na unidade TS ocorre o processo de amonificação. Assim a curva das concentrações de nitrogênio amoniacal no TS é superior à curva de N-amon no esgoto sintético.

Já nos primeiros dias de operação, o BAS apresentou uma estabilidade quanto à nitrificação, com um efluente com baixas concentrações de N-amon. Entre o 8° e o 25° dia, observou-se uma instabilidade do reator em manter o processo de nitrificação. As hipóteses para essa instabilidade do processo de nitrificação nesse período podem ter sido a baixa disponibilidade de O_2 , pois foi observada uma queda no rendimento do aerador e o crescimento do biofilme com o aparecimento de caminhos preferenciais, o que pode ter proporcionado maiores concentrações de

carbono em zonas antes destinadas à nitrificação. Observa-se na Tabela 5.16 que no 16º dia de operação, verificou-se perda na qualidade do efluente do BAS, e elevadas concentrações de COT, sendo realizada a primeira retro-lavagem do reator. Nessa data, a eficiência de remoção de N-amon foi negativa, e obtido o máximo valor de N-amon no efluente do BAS que foi de 17,1 mg /l, podendo ter ocorrido o desprendimento de lodo do reator.

Devido a essa primeira retro-lavagem do reator, pode ter ocorrido a remoção da biomassa nitrificante com a perda da eficiência de nitrificação do BAS, que se estabilizou no 25º dia de operação.

Na Tabela 5.16 são apresentados os valores de N-amon nas unidades e a eficiência de remoção da unidade BAS.

TABELA 5.16 - RESULTADOS DAS ANÁLISES DE N-AMON PARA O SISTEMA TS+BAS

Tempo (dias)	N-amon (mg/l)					
	Esg. Sintético	TS	Aumento (%)	BAS	Efic. de remoção (%)	
29/ago	1	6,9	14,4	51,9%	0,0	100,0%
31/ago	3	11,5	13,7	16,0%	0,5	96,0%
2/set	5	5,5	12,9	56,9%	0,1	99,6%
5/set	8	9,9	17,0	41,9%	4,9	71,0%
13/set	16	6,5	13,5	52,2%	17,1	-26,1%
15/set	18	11,2	14,1	20,8%	13,5	4,2%
20/set	23	12,9	14,6	12,1%	13,4	8,6%
22/set	25	8,2	15,9	48,3%	9,3	41,4%
26/set	29	8,2	13,7	40,0%	0,5	96,0%
28/set	31	6,0	17,0	64,5%	1,6	90,3%
3/out	36	7,7	13,7	44,0%	3,8	72,0%
5/out	38	14,3	22,9	37,5%	0,0	100,0%
10/out	43	8,2	18,7	55,9%	0,0	100,0%
13/out	46	11,5	18,7	38,2%	0,0	100,0%
17/out	50	14,6	19,6	25,3%	1,4	93,0%
19/out	52	3,8	16,5	76,7%	1,1	93,3%
24/out	57	13,2	24,7	46,7%	0,0	100,0%
26/out	59	-	-	-	-	-
31/out	64	13,7	15,4	10,7%	0,5	96,4%
3/nov	67	9,7	19,3	50,0%	0,2	99,0%
7/nov	71	11,2	19,4	42,3%	1,2	93,8%
9/nov	73	14,6	21,7	32,6%	0,2	99,1%
10/nov	74	14,8	23,0	35,7%	2,7	88,1%
16/nov	80	19,4	20,6	5,6%	0,0	100,0%
21/nov	85	17,1	18,8	9,1%	0,6	97,0%
Média		10,9	17,5	38,1%	3,0	84,3%

NOTA:

O valor em vermelho foi desconsiderado para o cálculo da média.

Nos Gráfico 5.51 e 5.52 observa-se a relação entre a eficiência de remoção de COT e a eficiência de remoção de N-amon. Apesar do fator de correlação linear de Pearson entre as eficiências de remoção de COT e N-amon ter sido moderado, pode-se esperar que as curvas de eficiência de ambos os parâmetros apresentem as mesmas oscilações, salvo algum problema operacional ou quando ocorrer desprendimento de lodo.

Nas análises do 16° e do 36° dia, observou-se uma queda na eficiência de remoção de COT assim como da eficiência de remoção de N-amon, datas em que ocorre a realização da retro-lavagens do reator e queda da energia. Pode-se verificar que tanto para a remoção de MO quanto para a nitrificação o fator imitante é o fornecimento de oxigênio, fato observado no 36° dia de operação.

GRÁFICO 5.51 - MONITORAMENTO DAS EFICIÊNCIAS DE N-AMON E COT NA UNIDADE BAS

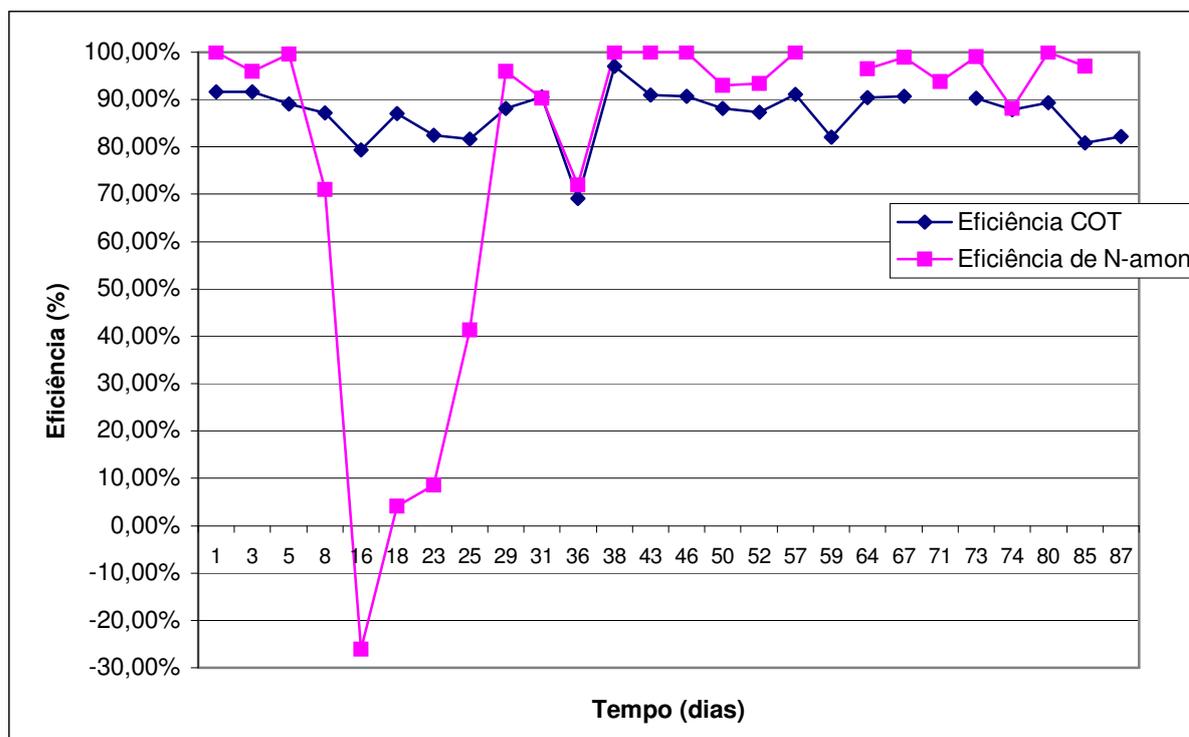
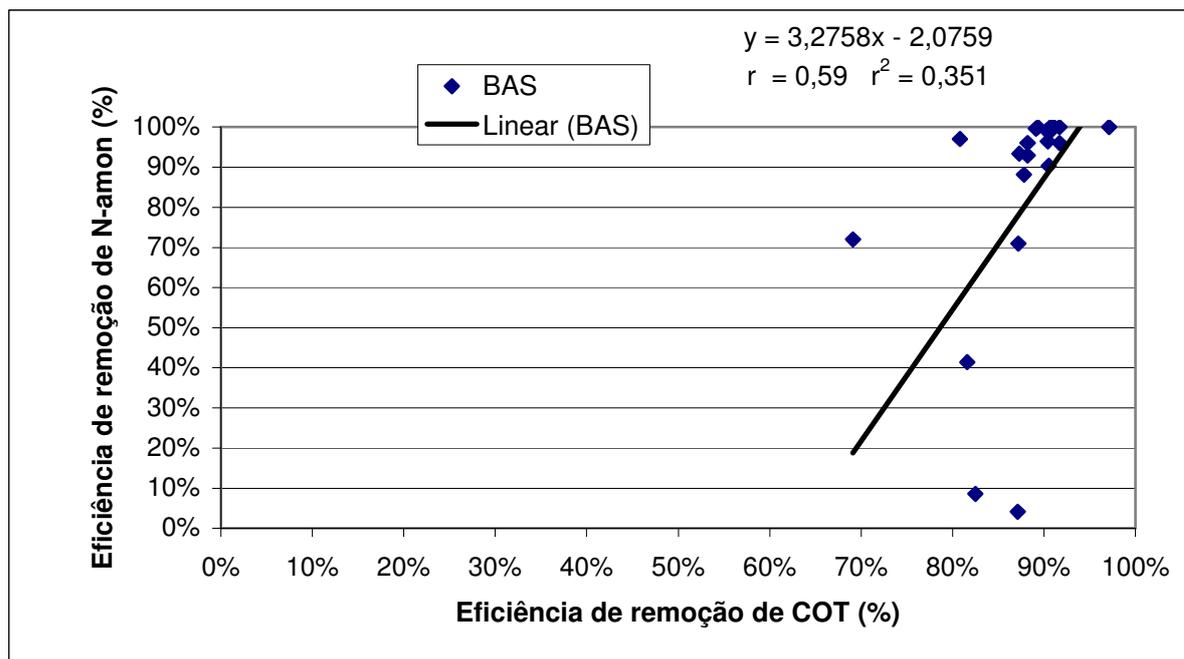
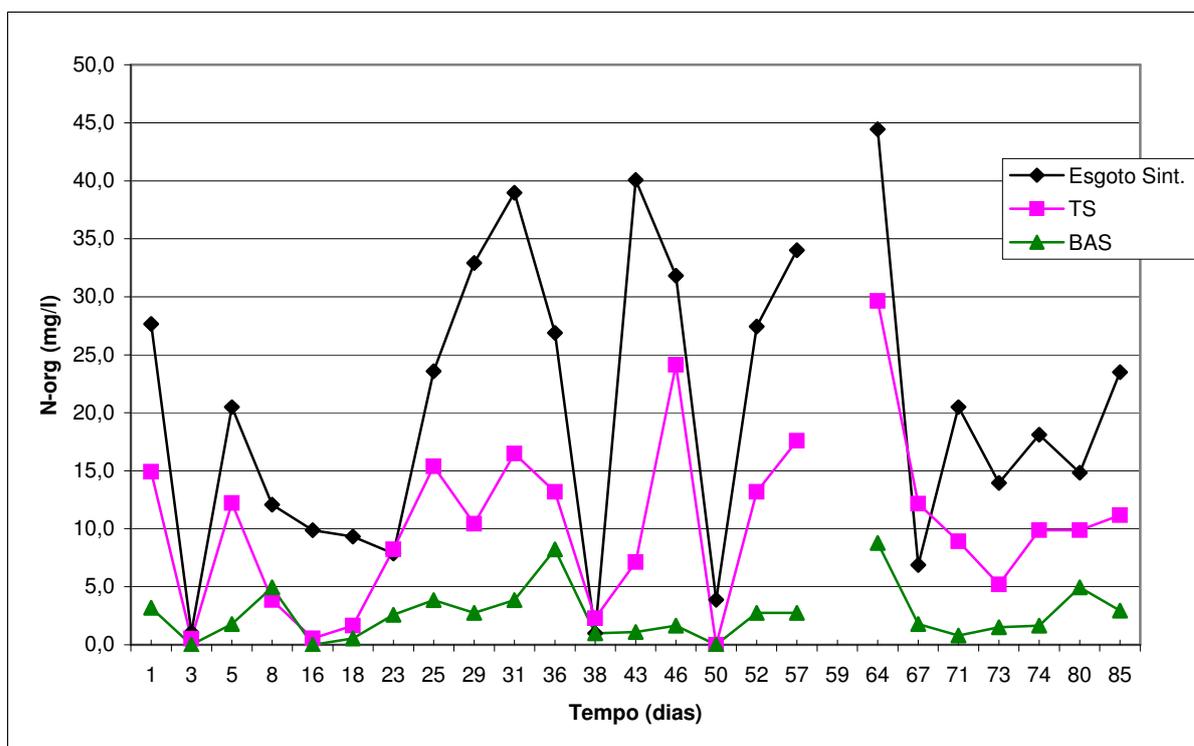


GRÁFICO 5.52 - CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COT NA UNIDADE BAS



A concentração média de N-amon no efluente BAS foi de 3,0 mg/l, valor inferior ao estabelecido pelo CONAMA 357/05 para o lançamento de efluentes que é de 20 mg/l. O Gráfico 5.52 apresenta o monitoramento de N-org no sistema.

GRÁFICO 5.53 - MONITORAMENTO DE N-ORG NO SISTEMA TS+BAS



As maiores concentrações de N-org são observadas no esgoto sintético bruto; isso é esperado, pois conforme já mencionado é na unidade TS que ocorre o processo de amonificação e a transformação do N-org para N-amon. No entanto pode-se verificar que nem todo o N-org é transformado em N-amon na unidade TS, assim na unidade BAS também ocorre a transformação de N-org em N-amon. O efluente BAS apresentou concentração média de N-org de 2,6 mg/l, enquanto no efluente do TS a concentração média de N-org foi de 10,4 mg/l e no esgoto sintético de 20,5 mg/l. Para o sistema TS+BAS a eficiência média de remoção de N-org foi de 84% o mesmo valor observado para a remoção de N-amon.

5.3.1.3.1 Relação Carbono/ Nitrogênio Amoniacal no afluente do BAS

Para que ocorra um eficiente processo de nitrificação na unidade BAS é necessário que seja respeitada a relação Carbono / Nitrogênio igual ou inferior a 4/1, pois caso contrário verifica-se que o BAS perde a sua capacidade de nitrificação, ocorrendo uma competição por espaço e OD no biofilme, com a inibição das bactérias autótrofas nitrificantes (Polanco 2000).

Analisando o parâmetro COT nas alturas de 0,3, 0,6 e 0,9 m do BAS observam-se duas áreas distintas, uma área próxima à base do reator, no primeiro um terço da altura (0,3 m), com elevada remoção do COT, e visualmente uma maior concentração de biomassa, e outra área, na altura intermediária (0,6 m) e superior (0,9 m), com baixa remoção de COT e visualmente apresentando uma menor formação de biofilme. Pode-se prever através das análises de COT que nas alturas superiores a 0,3 m deve ocorrer o desenvolvimento de uma biomassa formada por bactérias autótrofas nitrificantes, pois possivelmente nessas áreas a relação C/N apresenta-se com valor inferior a quatro para um.

Na Tabela 5.17 são apresentados os valores das relações C / N para os parâmetros DQO, COT, DBO e N-amon na entrada da unidade BAS.

TABELA 5.17 - ANÁLISE C/N PARA O EFLUENTE DO TS.

Tempo (dias)	C / N		
	DQO/ N-amon	COT / N-amon	DBO / N-amon
29/ago	1	21,4	7,5
31/ago	3	16,4	6,5
2/set	5	20,3	9,6
5/set	8	11,0	8,4
13/set	16	26,0	11,1
15/set	18	36,5	10,7
20/set	23	13,4	5,3
22/set	25	15,5	5,2
26/set	29	16,4	6,8
28/set	31	11,3	5,1
3/out	36	19,0	7,7
5/out	38	6,7	6,5
10/out	43	8,1	6,4
13/out	46	9,0	6,3
17/out	50	10,0	4,8
19/out	52	10,8	6,0
24/out	57	5,9	3,4
26/out	59		
31/out	64	15,6	7,4
3/nov	67	12,2	6,4
7/nov	71		5,4
9/nov	73	14,8	4,5
10/nov	74	6,4	3,9
16/nov	80	13,6	6,0
21/nov	85	19,7	4,7
Média		14,8	6,5
			5,4

A relação C/N no afluente do BAS apresentou-se, na maioria das vezes, superior à relação quatro para um, sendo que a média para relação COT / N-amon foi de 6,5. Apesar da elevada relação C/N, o BAS promoveu o processo de nitrificação com remoção média de 84% do nitrogênio amoniacal.

Com TDH suficientemente elevado é possível que ocorra a redução dessa relação C/N dentro do próprio BAS e obtenham-se áreas que sejam favoráveis ao processo de nitrificação.

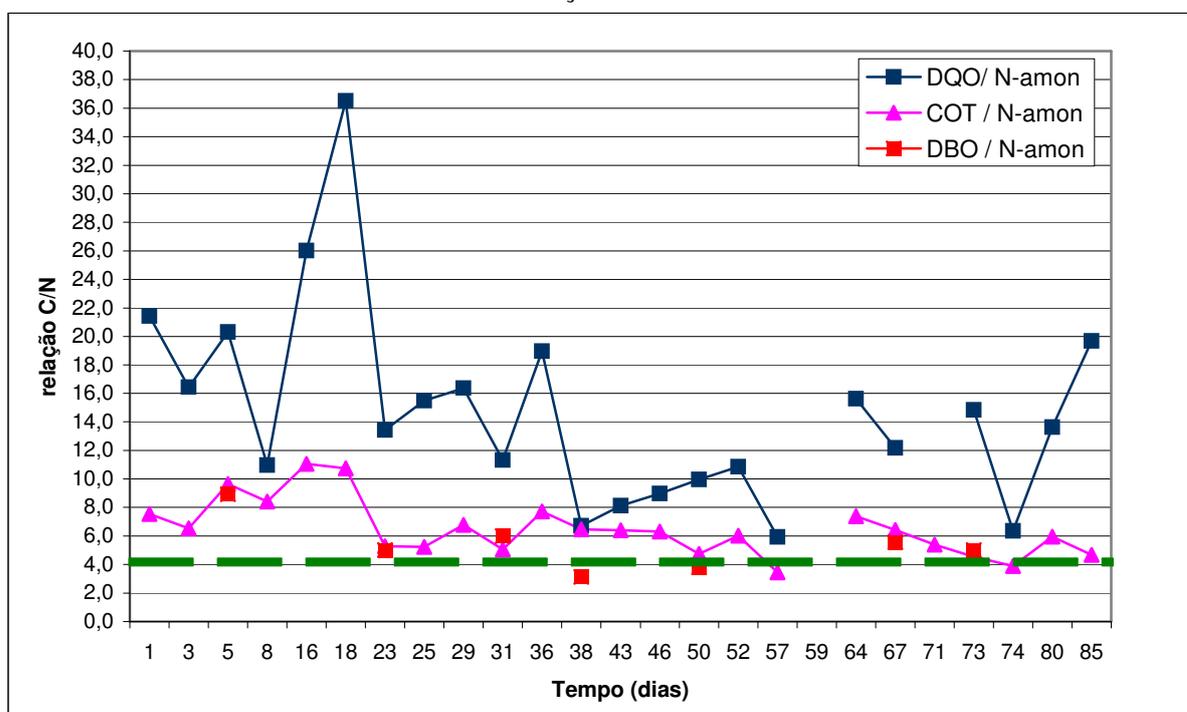
GARBOSSA (2003) operou um Reator Misto Radial de Leito Fixo (RMRLF) no tratamento de esgoto sanitário, com uma relação DQO/N-amon de 14/1, e obteve como resultados a remoção de matéria orgânica e a nitrificação de cerca 100% do efluente. CHANDRAVATHANAM (1999) operou um BAS, tratando esgoto sintético, e obteve também a nitrificação 100% do efluente para uma relação de DQO/NH₄ de 15/1. Em ambos os experimentos as relações C/N eram bem superiores a 4/1, contudo houve a remoção de aproximadamente 100% do nitrogênio amoniacal na

unidade. A remoção da matéria orgânica e a nitrificação do efluente ocorreram, segundo os próprios autores, devido aos elevados TDH, que foram de 18 horas para o RMRLF e de 8 horas para o BAS.

Assim como nos trabalhos de GARBOSSA (2003) e CHANDRAVATHANAM (1999), o BAS operou com uma elevada relação DQO/N-amon, de 15/1. Já o TDH de 4 horas foi bem inferior ao dos outros autores. Conclui-se que mesmo com elevadas relações C/N no esgoto afluente, reatores de leito fixo com TDH suficientemente elevados podem promover satisfatoriamente o processo de nitrificação.

No Gráfico 5.54 são apresentados os dados de monitoramento da relação C/N.

GRÁFICO 5.54 - MONITORAMENTO DA RELAÇÃO C/N NO AFLUENTE DA UNIDADE BAS



5.3.1.3.2 Análise do Oxigênio Dissolvido

Ao todo foram realizadas somente duas análises de oxigênio dissolvido no efluente na saída do BAS. O OD residual médio do efluente do BAS foi de 1,5 mgO₂/l, para o TDH de 4 horas, valor superior ao 1,2 mgO₂/l sugerido por GRADY (1999), para que ocorra com segurança o processo de nitrificação em reatores de leito fixo.

5.3.1.3.3 Análise do pH e Alcalinidade

Os valores de pH e alcalinidade são apresentados nos Gráficos 5.55 e 5.56.

GRÁFICO 5.55 - MONITORAMENTO DO pH NO SISTEMA TS+BAS

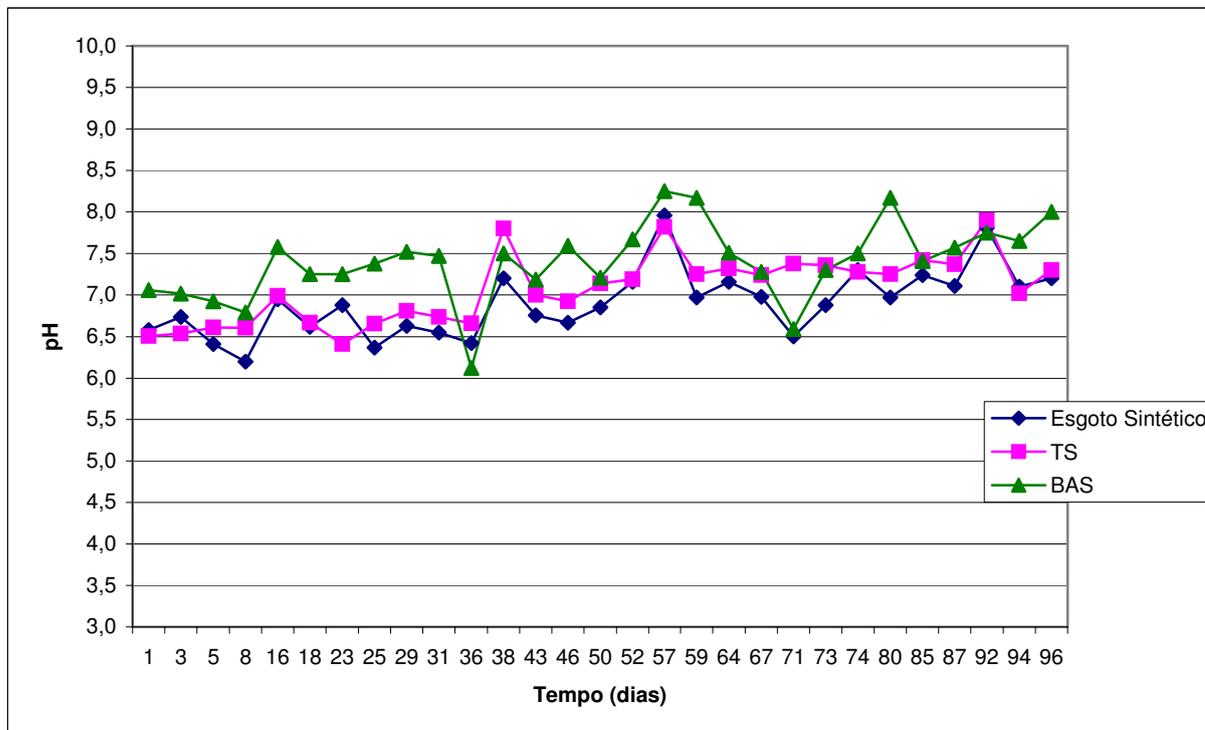
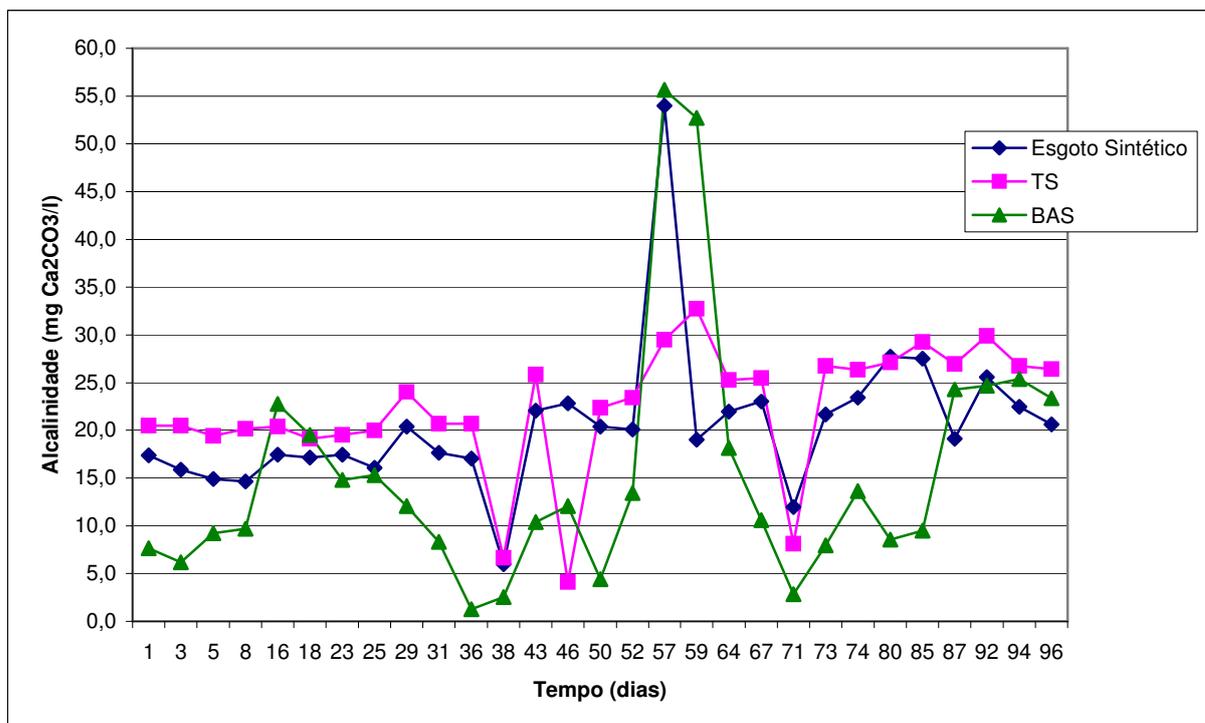


GRÁFICO 5.56 - MONITORAMENTO DA ALCALINIDADE NO SISTEMA TS+BAS



O pH do esgoto sintético foi de $6,9 \pm 7$, do TS foi de $7,1 \pm 7$ e do BAS foi de $7,4 \pm 10$. Para alcalinidade durante a operação ocorreram grandes oscilações, principalmente para o BAS, os valores médios foram de 20,5, 22,3 e 15,4 mg CaCO_3/l para o esgoto sintético, o TS e o BAS.

Observa-se no Gráfico 5.56 que ocorre um consumo da alcalinidade no BAS, sendo que os valores da sua curva de monitoramento são em grande parte inferiores aos observados nas curvas do esgoto sintético e do TS. No BAS ocorre o processo de nitrificação, assim há o consumo da alcalinidade do meio líquido. Quando consumida toda a alcalinidade do meio líquido, tem início a queda do pH e conseqüentemente a inibição do processo de nitrificação. Essa queda do pH pode ser observada nas análises do 36° e do 71° dia em que ocorre a queda da alcalinidade acompanhada pela queda do pH. Assim a queda da eficiência de remoção de N-amon do 36° dia pode ter sido reflexo também da queda da alcalinidade e, conseqüentemente, queda do pH no BAS.

Entretanto não se observou nos Gráficos 5.57 a 5.59 uma correlação forte entre a remoção de N-amon e o pH e a alcalinidade consumida.

GRÁFICO 5.57 - CORRELAÇÃO ENTRE O pH E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NA UNIDADE BAS

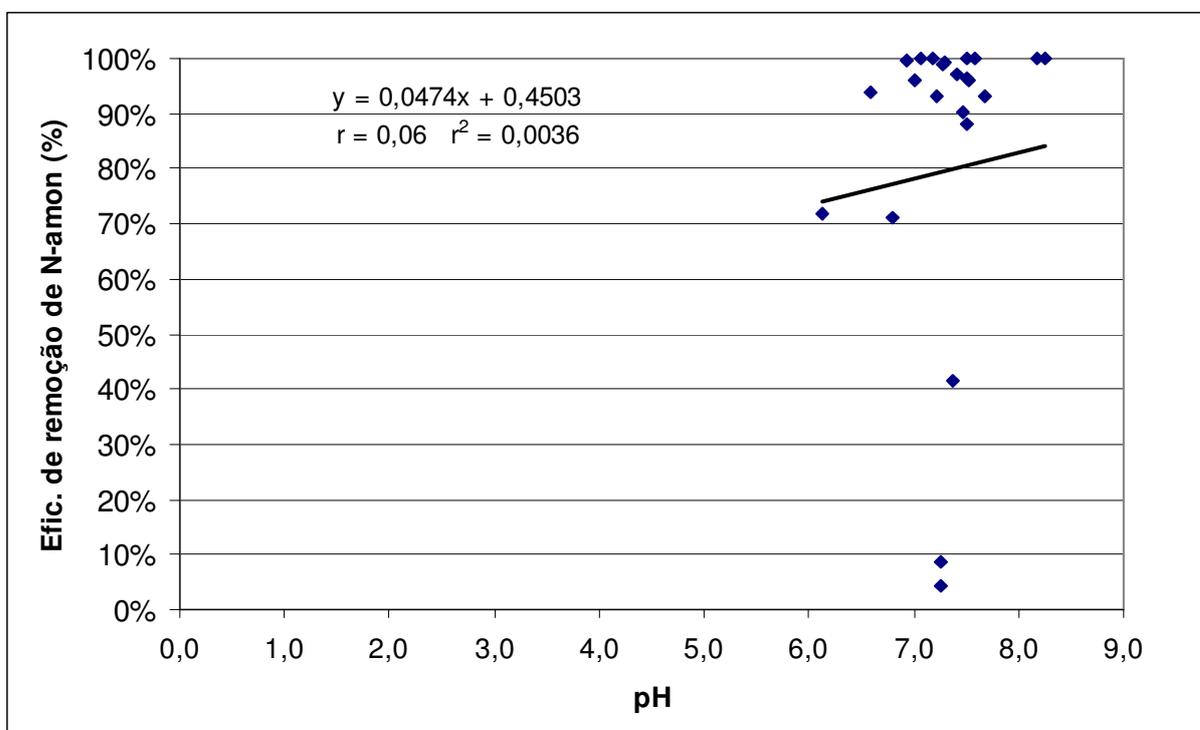


GRÁFICO 5.58 - CORRELAÇÃO ENTRE O CONSUMO DA ALCALINIDADE E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NA UNIDADE BAS

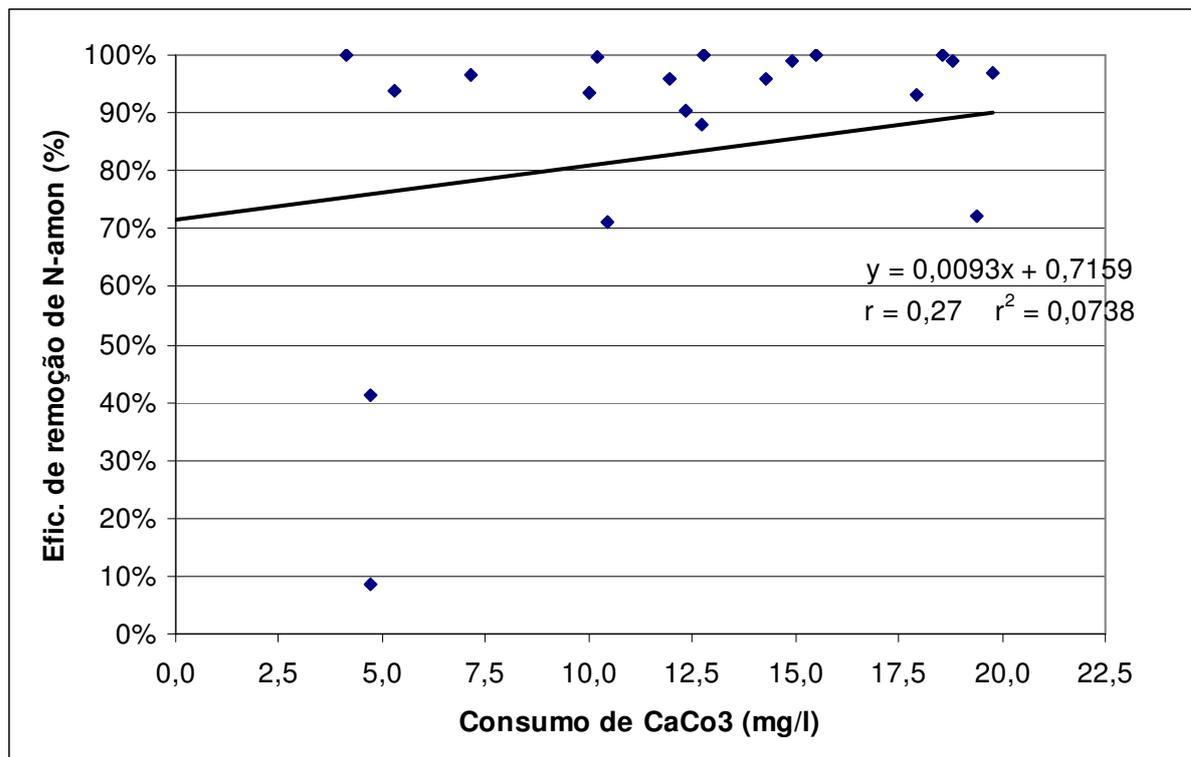
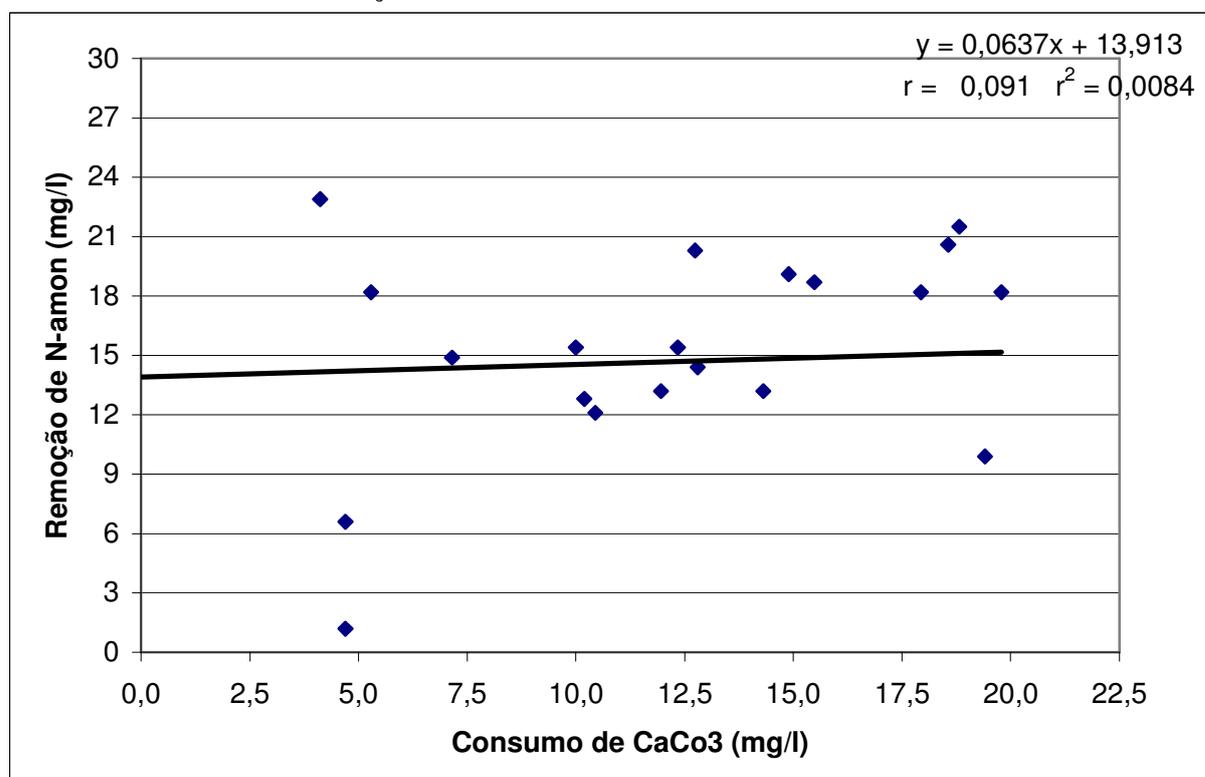


GRÁFICO 5.59 - CORRELAÇÃO ENTRE O CONSUMO DA ALCALINIDADE E A REDUÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE N-AMON NO EFLUENTE DO BAS



5.3.1.3.4 Análise da Temperatura

Durante o primeiro estágio, de 29/08/2005 a 2/12/2005, a temperatura ambiente do abrigo, onde estava instalado o sistema, variou de 5 a 33 °C, com valor médio de 18 °C. A temperatura do esgoto sintético apresentou valor médio de 19,5 °C, com o valor de máximo de 26 °C e mínimo de 13,6 °C. Essa faixa de valores encontra-se dentro da faixa de 4 a 45 °C, necessária para que ocorra o processo de nitrificação (EPA, 1993). Mas a faixa ótima para o processo de nitrificação, que é de 35 a 42 °C, ficou muito distante da temperatura de operação do experimento. Observa-se no Gráfico 5.60 que a temperatura e a eficiência de remoção de N-amon apresentaram uma correlação moderada. Entretanto no Gráfico 5.61 verificam-se datas em que ocorreu uma significativa queda da temperatura e não houve mudança da eficiência da remoção de N-amon no BAS.

GRÁFICO 5.60 - CORRELAÇÃO ENTRE A TEMPERATURA E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NA UNIDADE BAS

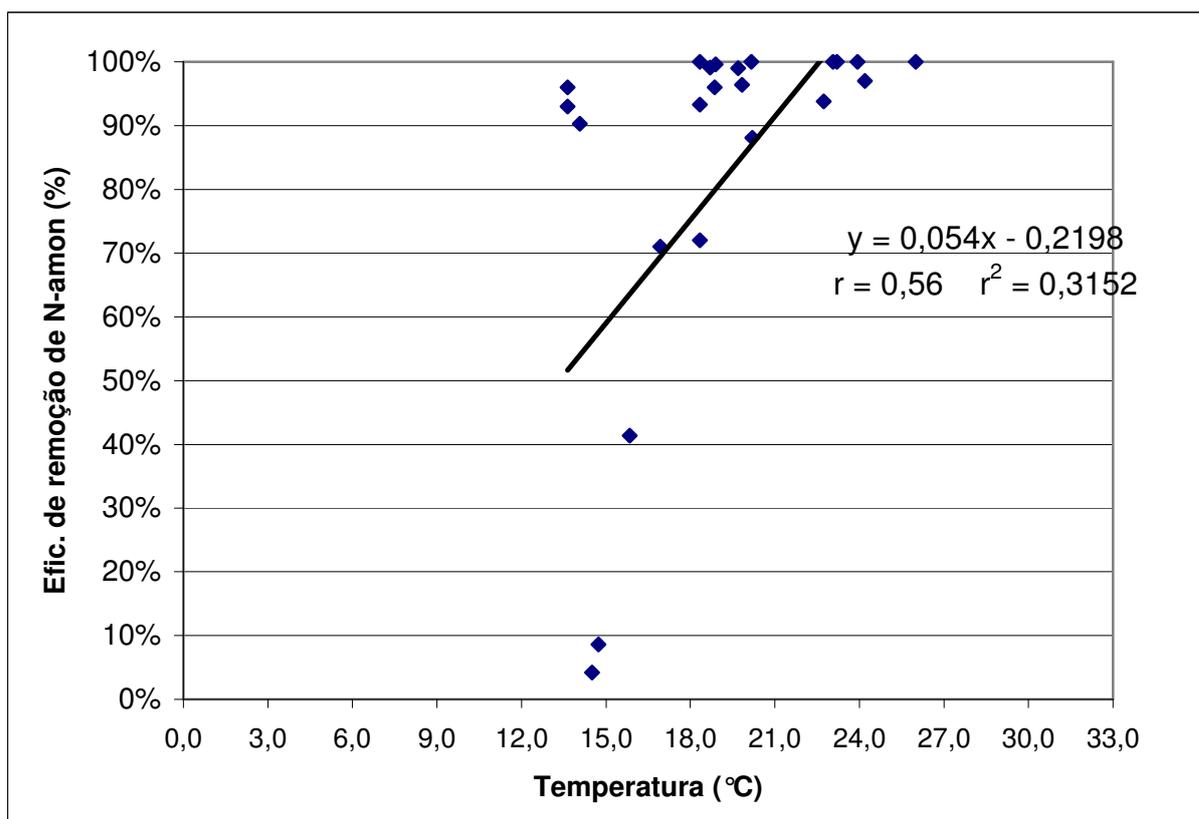
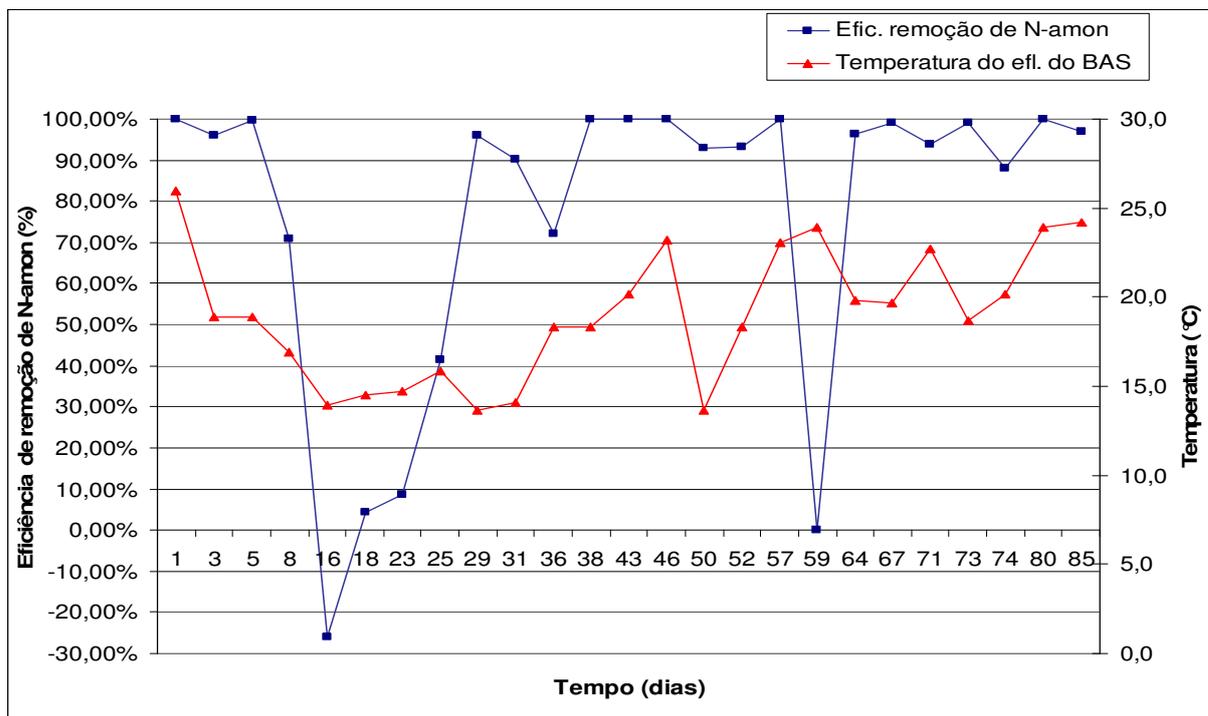


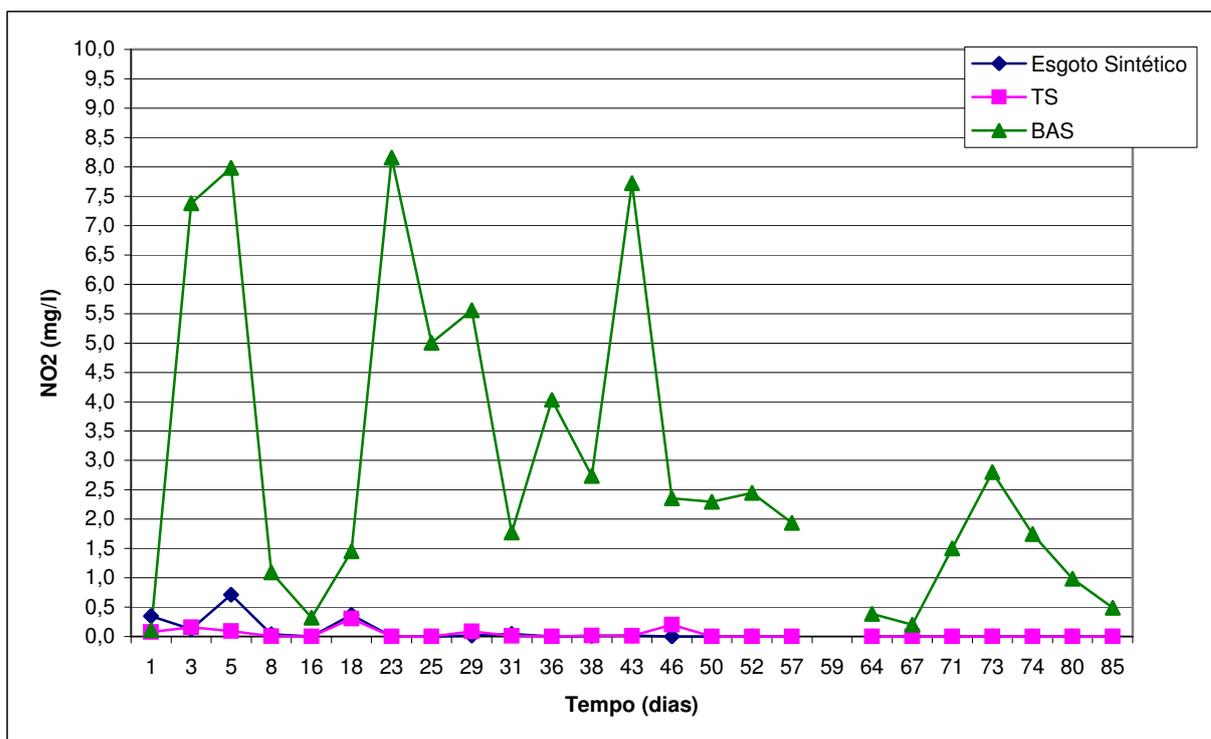
GRÁFICO 5.61 - MONITORAMENTO DA TEMPERATURA E DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE N-AMON NO BAS



5.3.1.4 Análise dos Resultados de Nitrito

Os valores de nitrito observado no sistema são apresentados no Gráfico 5.62.

GRÁFICO 5.62 - MONITORAMENTO DO NITRITO NO SISTEMA TS+BAS



A Tabela 5.18 apresenta os valores de nitrito durante o monitoramento.

TABELA 5.18 - MONITORAMENTO DE NITRITO NO SISTEMA TS+BAS

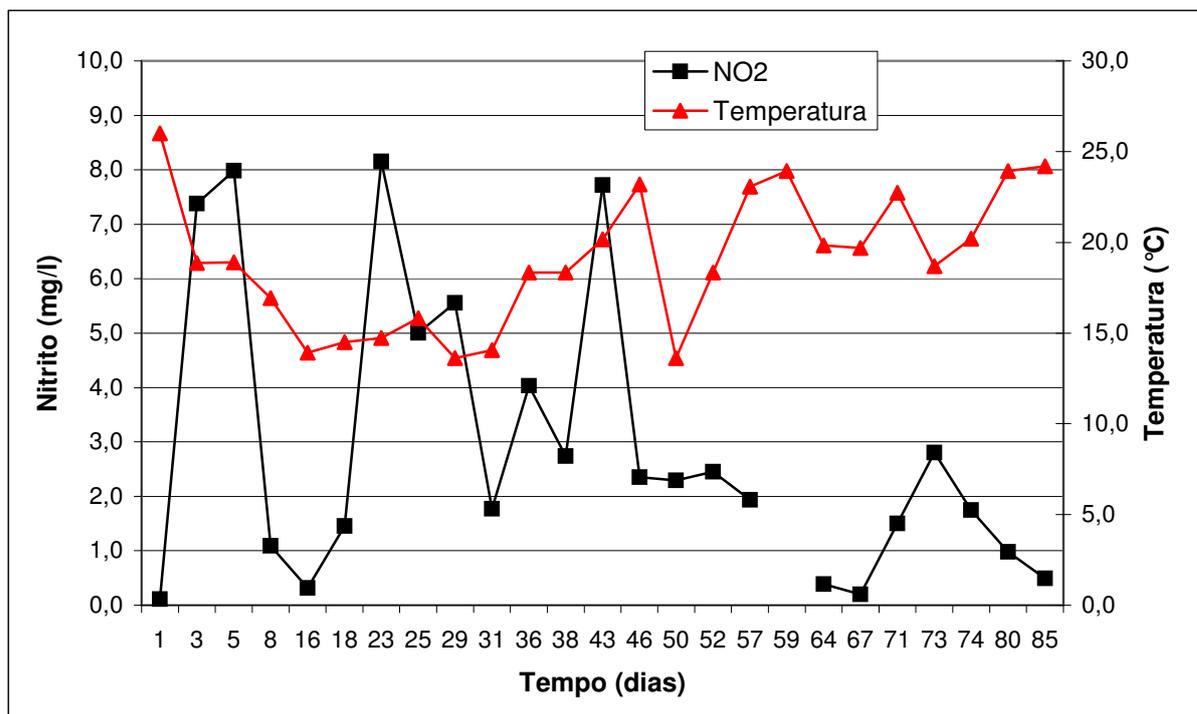
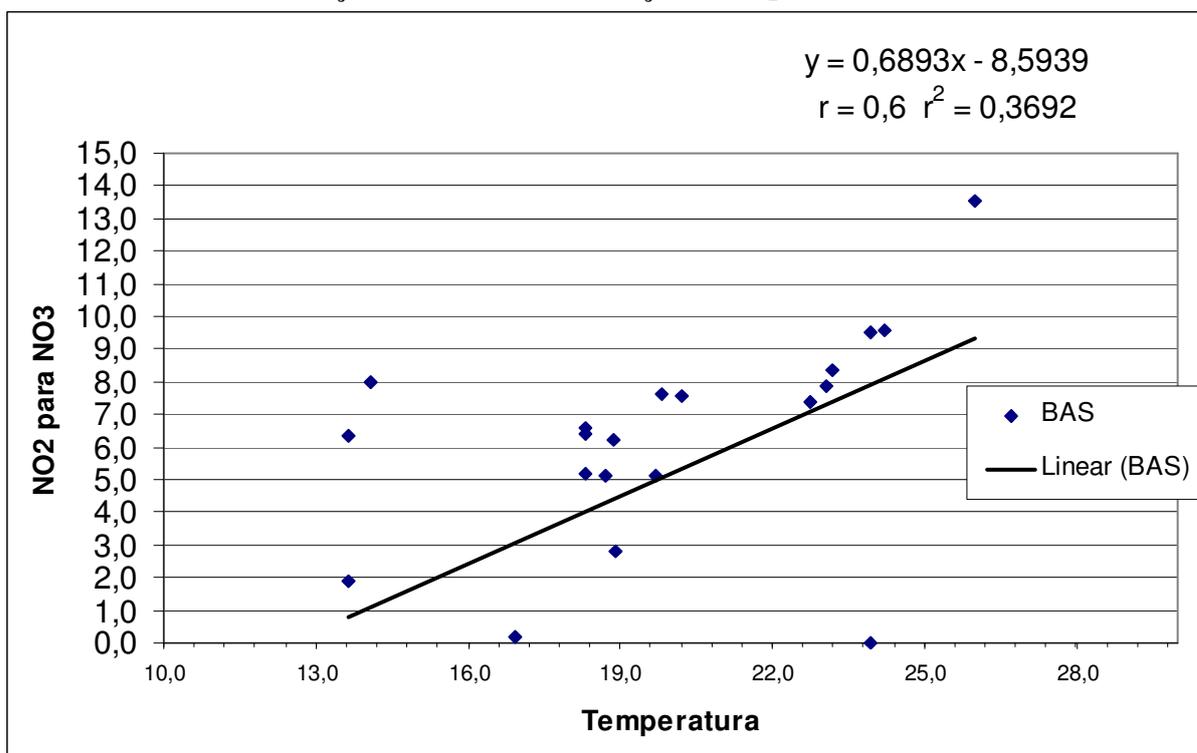
Tempo (dias)	Nitrito (mg/l)			
	Esgoto	TS	BAS	
29/ago	1	0,3	0,1	0,1
31/ago	3	0,1	0,2	7,4
2/set	5	0,7	0,1	8,0
5/set	8	0,0	0,0	1,1
13/set	16	0,0	0,0	0,3
15/set	18	0,4	0,3	1,5
20/set	23	0,0	0,0	8,2
22/set	25	0,0	0,0	5,0
26/set	29	0,0	0,1	5,6
28/set	31	0,0	0,0	1,8
3/out	36	0,0	0,0	4,0
5/out	38	0,0	0,0	2,7
10/out	43	0,0	0,0	7,7
13/out	46	0,0	0,2	2,4
17/out	50	0,0	0,0	2,3
19/out	52	0,0	0,0	2,4
24/out	57	0,0	0,0	1,9
26/out	59			
31/out	64	0,0	0,0	0,4
3/nov	67	0,0	0,0	0,2
7/nov	71	0,0	0,0	1,5
9/nov	73	0,0	0,0	2,8
10/nov	74	0,0	0,0	1,7
16/nov	80	0,0	0,0	1,0
21/nov	85	0,0	0,0	0,5
Média		0,1	0,0	2,9

Durante esse primeiro estágio de monitoramento observaram-se oscilações nas concentrações de nitrito no efluente do BAS, sendo o valor médio foi de 2,9 mg /l. Pode-se concluir que não ocorreu um equilíbrio dinâmico no processo de nitrificação, observando variações das concentrações de nitrito no BAS.

Essas oscilações das concentrações NO_2^- no efluente do BAS podem ter sido resultado do baixo TDH do BAS que não permitiu o adequado estabelecimento de população consumidora de nitrito, ou a necessidade de maior quantidade de O_2 .

Verificam-se nos Gráficos 5.63 e 5.64 que ocorre uma correlação de moderada para forte entre a temperatura e a concentrações de NO_2^- no efluente do BAS. Assim pode-se prever que a temperatura pode influenciar no estabelecimento de uma população consumidora de nitrito, tratando-se de um parâmetro importante para a velocidade do processo de oxidação de NO_2^- para NO_3^- .

GRÁFICO 5.63 - MONITORAMENTO DO NITRITO E DA TEMPERATURA NO SISTEMA TS+BAS

GRÁFICO 5.64 - CORRELAÇÃO ENTRE A DIFERENÇA DE NO_2^- E A TEMPERATURA NO BAS

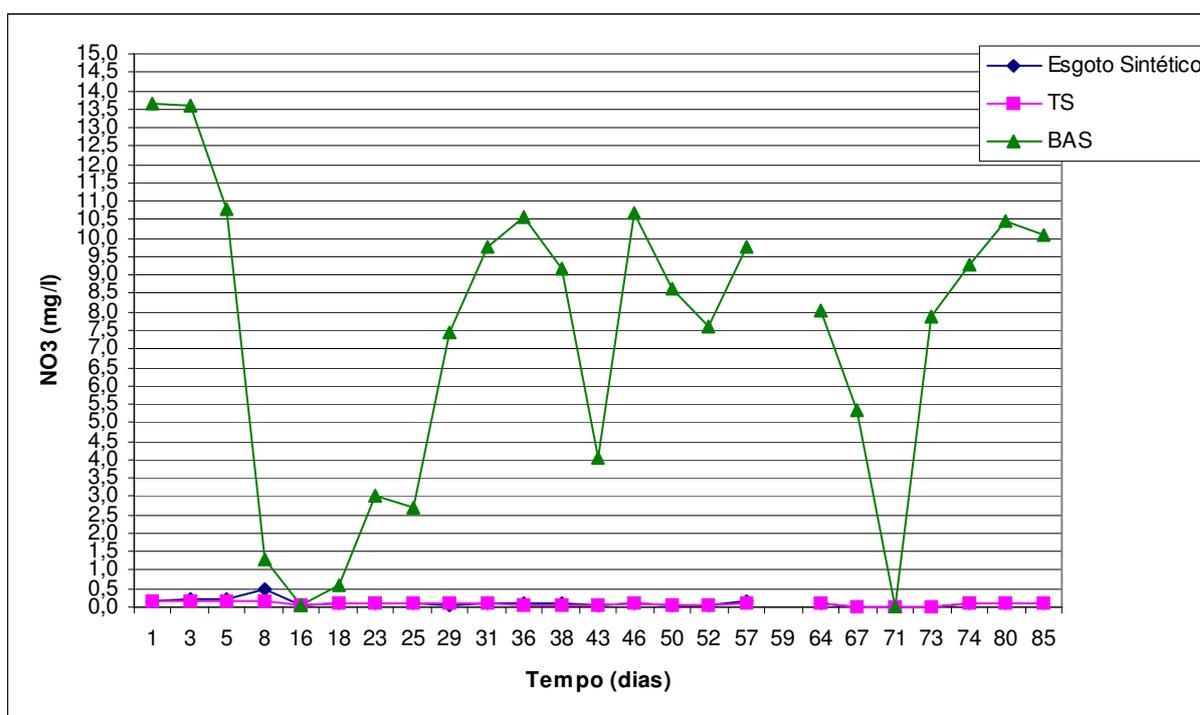
Apesar das concentrações de COT e DBO no efluente do BAS terem sido baixas, o valor médio das concentrações de NO_2^- no efluente do BAS foi superior ao

estabelecido pelo CONAMA 357/05, para o lançamento de efluentes, que é de 1,0 mg NO_2^-/l . Assim torna-se necessário decidir o que seria mais vantajoso para o corpo hídrico, receber uma menor carga orgânica ou receber maiores concentrações de NO_2^- .

5.3.1.5 Análise dos Resultados de Nitrato

Os valores de nitrato observado no sistema são apresentados no Gráfico 5.65 e na Tabela 5.19.

GRÁFICO 5.65 - MONITORAMENTO DE NITRATO NO SISTEMA TS+BAS



Observa-se que, assim como para o nitrito, ocorreram grandes oscilações das concentrações de nitrato no efluente do BAS. Apesar das oscilações de nitrito e nitrato no efluente do BAS, não se verificou um aumento das concentrações de N-amon e N-org no efluente do BAS. O desequilíbrio do processo de nitrificação pode ter ocorrido em função da própria oscilação de N-org e N-amon na entrada do BAS. Contudo não se observou uma correlação entre o aumento das concentrações de N-amon, N-org no esgoto afluyente do BAS e o aumento das concentrações de NO_2^- e NO_3^- no efluente do BAS.

TABELA 5.19 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE NITRATO PARA O SISTEMA TS+BAS.

Tempo (dias)	Nitrato (mg/l)			
	Esgoto	TS	BAS	
29/ago	1	0,2	0,2	13,7
31/ago	3	0,2	0,2	13,6
2/set	5	0,2	0,2	10,8
5/set	8	0,5	0,2	1,3
13/set	16	0,1	0,1	0,1
15/set	18	0,1	0,1	0,6
20/set	23	0,1	0,1	3,0
22/set	25	0,1	0,1	2,7
26/set	29	0,1	0,1	7,4
28/set	31	0,1	0,1	9,8
3/out	36	0,1	0,1	10,6
5/out	38	0,1	0,1	9,2
10/out	43	0,1	0,1	4,0
13/out	46	0,1	0,1	10,7
17/out	50	0,1	0,1	8,6
19/out	52	0,1	0,1	7,6
24/out	57	0,2	0,1	9,8
26/out	59	-	-	-
31/out	64	0,1	0,1	8,0
3/nov	67	0,0	0,0	5,3
7/nov	71	0,0	0,0	8,9
9/nov	73	0,0	0,0	7,9
10/nov	74	0,1	0,1	9,3
16/nov	80	0,1	0,1	10,5
21/nov	85	0,1	0,1	10,1
Média		0,1	0,1	7,6

O valor médio do monitoramento das concentrações de nitrato na unidade BAS foi de 7,6 mg NO₃/l, sendo o desvio padrão de 3,9 mg/l. A concentração de nitrato no efluente do BAS apresentou-se em concentração inferior ao estipulado pelo CONAMA 357/05 para rios de classe 2, que é de 10,0 mg NO₃/l.

5.3.1.6 Avaliação do Nitrogênio no Sistema

Para avaliar as transformações do nitrogênio no sistema foi realizado balanço de massa para o nitrogênio presente no sistema, conforme apresentado na equação (5.1).

$$(N - amon + N - org + NO_2^- + NO_3^-)_{afluente} = (N - amon + N - org + NO_2^- + NO_3^- + N_2)_{efluente} \quad (5.1)$$

Não foi realizado o monitoramento produção de N₂, no entanto foi considerado que uma parcela do nitrito e nitrato era transformado em N₂. Como se trata de um processo biológico também se considerou que uma significativa parcela do

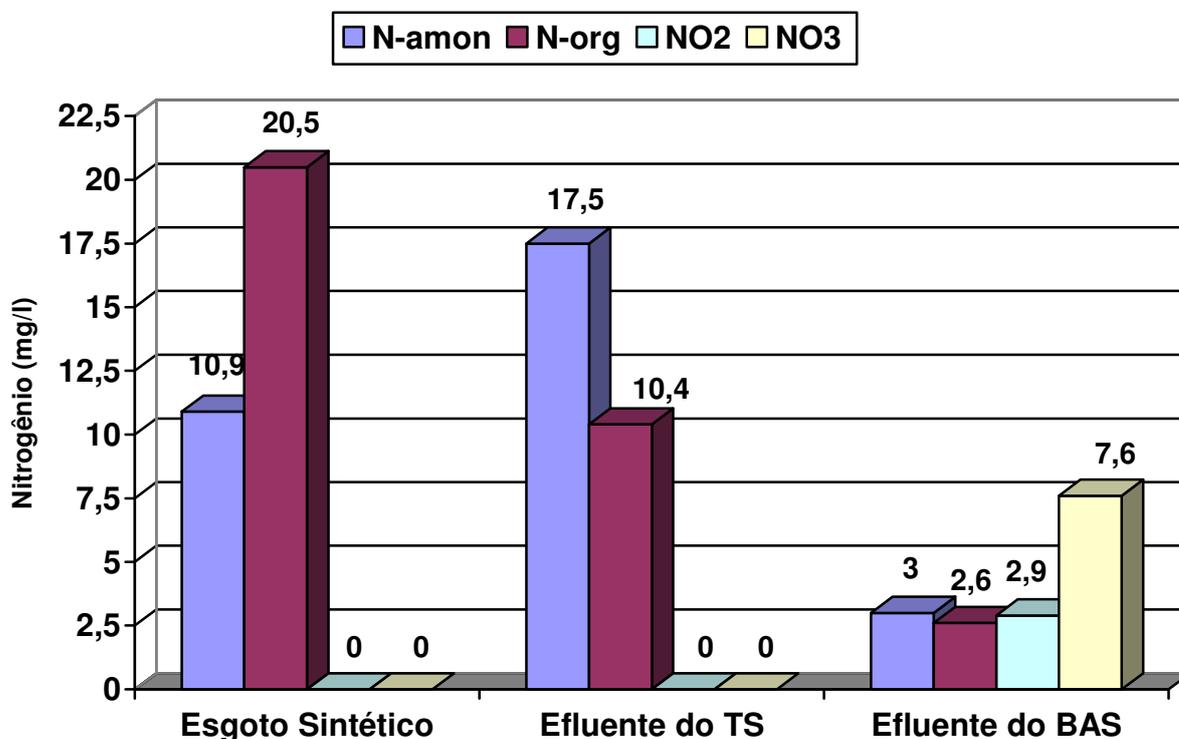
nitrogênio é adsorvida durante a formação da biomassa ativa do reator e da biomassa descartada como lodo, realizada nas duas retro-lavagens do BAS.

O provável processo de desnitrificação do BAS pode ter ocorrido com a formação no reator de micro-sítios aeróbios, nos quais as bactérias nitrificantes estariam localizadas e outros micro-sítios anóxicos, regiões em que as bactérias desnitrificantes estariam localizadas. Essas áreas anóxicas e mesmo anaeróbias podem ser explicadas pela formação de caminhos preferenciais das bolhas de ar no reator e, devido à baixa altura, o tempo para a difusão do oxigênio no reator é menor, implicando no aparecimento dessas áreas. Existe também a hipótese de na própria formação do biofilme haver uma camada mais interna anóxica e/ou anaeróbia, em não ocorre a difusão de O_2 para essa camada, operando em simbiose realizando o processo de desnitrificação.

Relações estequiométricas mostram que a relação entre produção de nitrogênio na forma molecular e o consumo de nitrato é praticamente de $1g N_2 / 1g NO_3^-$.

O Gráfico 5.66 apresenta as concentrações médias de nitrogênio e suas formas no esgoto sintético, no efluente do TS e no efluente do BAS.

GRÁFICO 5.66 - BALANÇO DE MASSA DE NITROGÊNIO NO SISTEMA.

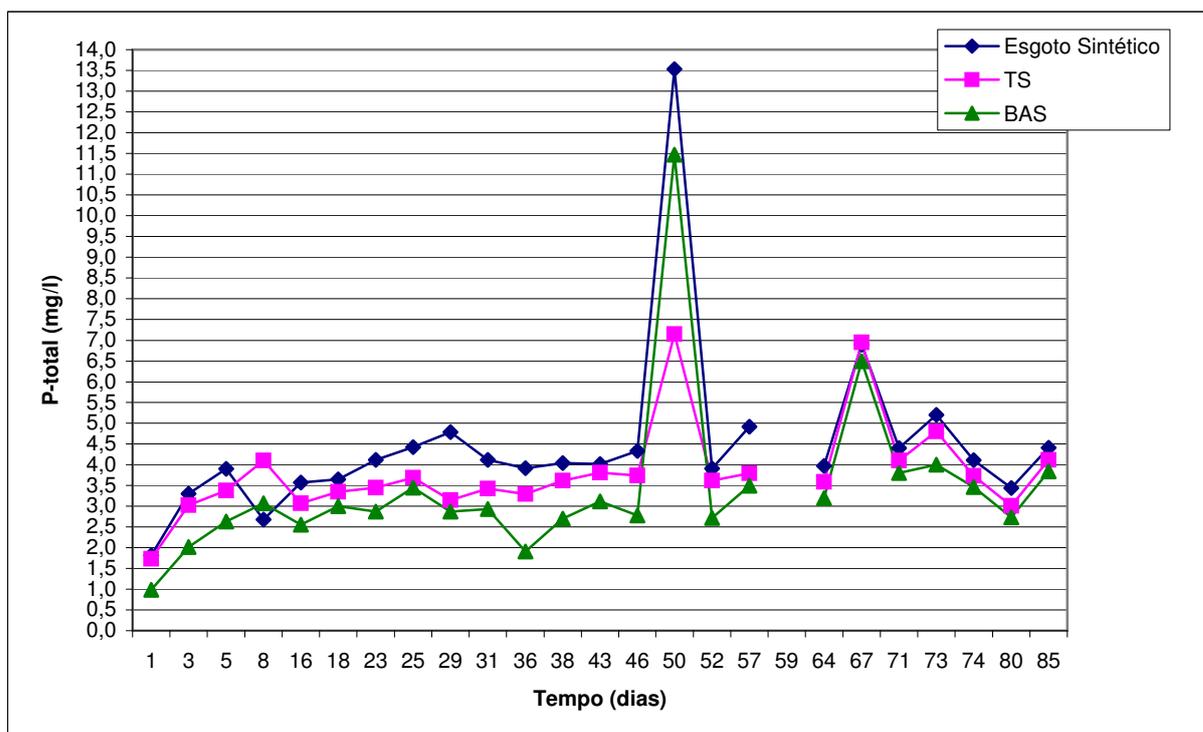


Para o balanço de nitrogênio foram utilizados os valores médios obtidos durante o monitoramento do primeiro estágio. A partir desses valores, observa-se uma diferença na quantidade de nitrogênio total do esgoto sintético para o efluente do TS, que foi de 3,6 mg/l. Essa diferença representa a remoção de aproximadamente 12% do nitrogênio no TS; cabe destacar que o nitrogênio, tanto no esgoto sintético quanto no efluente do TS, encontra-se na sua totalidade nas formas de N-amon e N-org. Assim pode-se prever que a remoção do nitrogênio ocorre por adsorção dos microrganismos no TS. Para o somatório da quantidade de nitrogênio no efluente do TS e no efluente do BAS observa-se uma diferença de 11,8 mg/l, o que representa uma remoção aproximadamente 43% do nitrogênio no BAS. Entretanto não seria prudente trabalhar com os valores médios de N-amon, N-org, NO_2^- e NO_3^- no efluente do BAS, devido à grande oscilação que ocorreu no efluente. Contudo com esses resultados pode-se prever que, ao contrário da remoção de nitrogênio no TS, que ocorreu em sua totalidade por adsorção dos microrganismos, no BAS a remoção de nitrogênio pode ter ocorrido por um processo não medido de desnitrificação com formação de nitrogênio na forma molecular.

5.3.1.7 Análise da Remoção de Fósforo

Os valores de fósforo total observados no monitoramento no sistema são apresentados no Gráfico 5.67.

GRÁFICO 5.67 - MONITORAMENTO DE FÓSFORO TOTAL NO SISTEMA TS+BAS



Na análise do 50º dia de operação observou-se um valor muito superior à média analisada, tendo ocorrido provavelmente um erro no procedimento analítico, assim esse valor foi desconsiderado nos cálculos das concentrações médias de P-total. A concentração média de P-total no esgoto sintético foi de 4,1 mg/l, no efluente do TS o valor médio foi de 3,7 mg/l e no efluente BAS foi de 3,1 mg P /l. As concentrações de P-total no sistema apresentaram-se muito constantes durante todo o monitoramento, sendo os desvios padrões de 0,9 mg/l para o esgoto sintético, de 0,9 mg/l para efluente do TS e 1,0 mg/l para o efluente do BAS.

A eficiência de remoção de fósforo foi de 14% no TS, 18 % no BAS e 27% em todo o sistema. Valor que pode ser considerado baixo quando comparando com outros trabalhos como GONÇALVES (1999), que operando um BAS, tratando esgoto

sanitário, com períodos intermitentes de aeração, obteve uma remoção de 60 a 70% de fósforo na fase líquida.

5.3.2 2° Estágio

No 2° estágio a unidade BAS foi operada com TDH de 2 horas, o que corresponde a uma taxa de aplicação superficial de $10,02 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$, recebendo durante o período uma COV média de $1,97 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\text{.dia}$. Durante o segundo estágio foi avaliado o impacto que a alteração do TDH, e da TAS implicaram na qualidade do efluente do BAS, principalmente nos parâmetros relacionados a MO, ao conjunto de sólidos e às formas de nitrogênio.

O monitoramento ocorreu durante um período de 15 dias, em que foram monitorados os mesmo parâmetros do 1° estágio, com a mesma frequência das análises. O 2° estágio iniciou-se no momento em que foi realizada a mudança da vazão, assim não houve um período de aclimação do BAS para a operação do 2° estágio, pois considerou-se que o BAS já possuía uma biomassa adaptada e em condições de operação para o 2° estágio. As unidades TS e BAS operaram praticamente com a mesma vazão, sendo no TS a vazão de $31 \text{ ml}/\text{min}$, e TDH de 15 horas e no BAS a vazão de alimentação foi de $30 \text{ ml}/\text{min}$.

5.3.2.1 Remoção de Matéria Orgânica

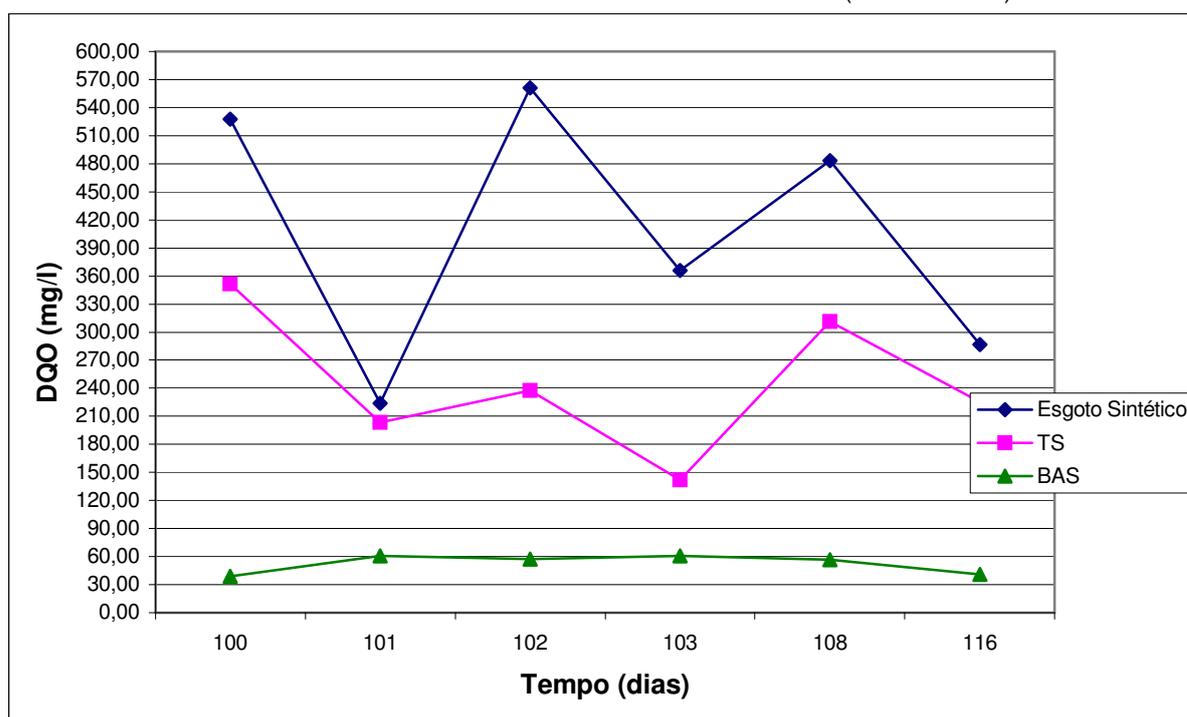
Durante o segundo estágio, foram analisados os mesmo parâmetros do 1° estágio, que foram: DQO, COT e DBO. A principal alteração do 2° para 1° estágio foi a redução do TDH, o aumento da TAS, e a mudança da operação da unidade que precede o BAS; o TS operou com um TDH constante de 15 horas. Essas modificações proporcionaram uma COV média no BAS de $1,97 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\text{.dia}$, valor que é praticamente o dobro da COV média aplicada no primeiro estágio que foi de $1,05 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\text{.dia}$.

Na Tabela 5.20 e no Gráfico 5.68 são apresentados os resultados do monitoramento da DQO.

TABELA 5.20 - RESULTADO DO MONITORAMENTO DA DQO NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

Tempo (dias)	DQO (mg/l)						
	Esgoto Sint.	TS	Efic. TS(%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema(%)	
6/dez	100	527,3	351,6	33,30%	39,1	88,90%	92,60%
7/dez	101	223,6	203,3	9,10%	60,9	70,00%	72,70%
8/dez	102	561,1	237,6	57,70%	57,3	75,90%	89,80%
9/dez	103	365,9	142,3	61,10%	60,9	57,10%	83,30%
14/dez	108	483,3	311,3	35,60%	56,5	81,80%	88,30%
22/dez	116	286,7	225,3	21,40%	40,9	81,80%	85,70%
Média		408,0	245,2	36,4%	52,6	75,9%	85,4%

GRÁFICO 5.68 - MONITORAMENTO DA DQO NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)



Nos resultados das análises de DQO no esgoto sintético assim como no 1º estágio ocorreram muitas oscilações, já o efluente do BAS apresentou-se constante durante todo o monitoramento.

Durante o 2º estágio, não ocorreram operações de retro-lavagens no reator, isso pode ter sido uma das razões para os valores de DQO do efluente do BAS terem se apresentados tão constantes. A concentração média de DQO no efluente do BAS foi de 52,6 mg/l, valor superior ao observado no 1º estágio que foi de 46,4 mg/l. As eficiências do BAS e do sistema do segundo estágio foram inferiores às observadas no primeiro estágio. Pode-se verificar que, assim como ocorreu durante o primeiro estágio, os valores de DQO no efluente do TS variam muito. Entretanto a concentração média de DQO no efluente do TS no 2º foi de 245,2 mg/l, valor muito

próximo da concentração média de DQO 241,5 mg/l obtida no 1º estágio. Assim, como se esperava, houve uma queda da eficiência do BAS e aumento da concentração de DQO no efluente do BAS, isso em função da redução do TDH e aumento do TAS; contudo, essa perda da qualidade não foi significativa com queda de 3,1% de eficiência do BAS e aumento de 6,1 mg/l de DQO no seu efluente.

Pode-se prever que o BAS durante o primeiro estágio operou com folga, já que no segundo estágio observou-se uma pequena alteração no efluente do BAS em relação as concentrações de DQO.

Na Tabela 5.21 e no Gráfico 5.69 são apresentados os valores de monitoramento do COT para o 2º estágio.

TABELA 5.21 - RESULTADO DO MONITORAMENTO DA COT NO SISTEMA (2º ESTÁGIO)

Tempo (dias)		COT total (mg/l)					
		Esgoto Sint.	TS	Efic. TS(%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema(%)
6/dez	100	288,68	135,38	53,10%	19,89	85,30%	93,10%
7/dez	101	220,8	92	58,30%	25,89	71,90%	88,30%
8/dez	102	263	154	41,40%	26,56	82,80%	89,90%
9/dez	103	210,48	168,6	19,90%	13,53	92,00%	93,60%
14/dez	108	216,16	117,86	45,50%	17,6	85,10%	91,90%
22/dez	116	168,7	110,8	34,30%	22,4	79,80%	86,70%
Média		228,0	129,8	42,1%	21,0	82,8%	90,6%

As mesmas observações realizadas para o parâmetro DQO podem ser admitidas para o parâmetro COT. A concentração média de COT do 2º estágio no efluente do BAS foi de 21 mg/l, valor superior ao observado no 1º estágio que foi de 11,9 mg/l, indicando um aumento de 9,1 mg/l de COT no efluente BAS.

Ao contrário das concentrações de médias de DQO no efluente do TS, a concentração média de COT do TS no 1º estágio foi 110 mg/l, valor inferior ao observado no 2º estágio em que a concentração média de COT foi de 129,8 mg/l. O aumento na concentração do efluente do TS pode ter sido a causa do aumento da concentração de COT no efluente do BAS. As eficiências de remoção de COT foram próximas sendo de 88,5% no 1º estágio e de 82,8% no 2º estágio. Assim como DQO o parâmetro COT apresentou um pequeno aumento. Analisando a Tabela 5.21 e do Gráfico 5.70 que apresentam o monitoramento de DBO no 2º estágio, pode-se concluir que a redução do TDH pouco alterou a remoção de MO no BAS, assim verifica-se que o BAS operou com folga no primeiro estágio quanto à remoção de MO.

GRÁFICO 5.69 - MONITORAMENTO DE COTI NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

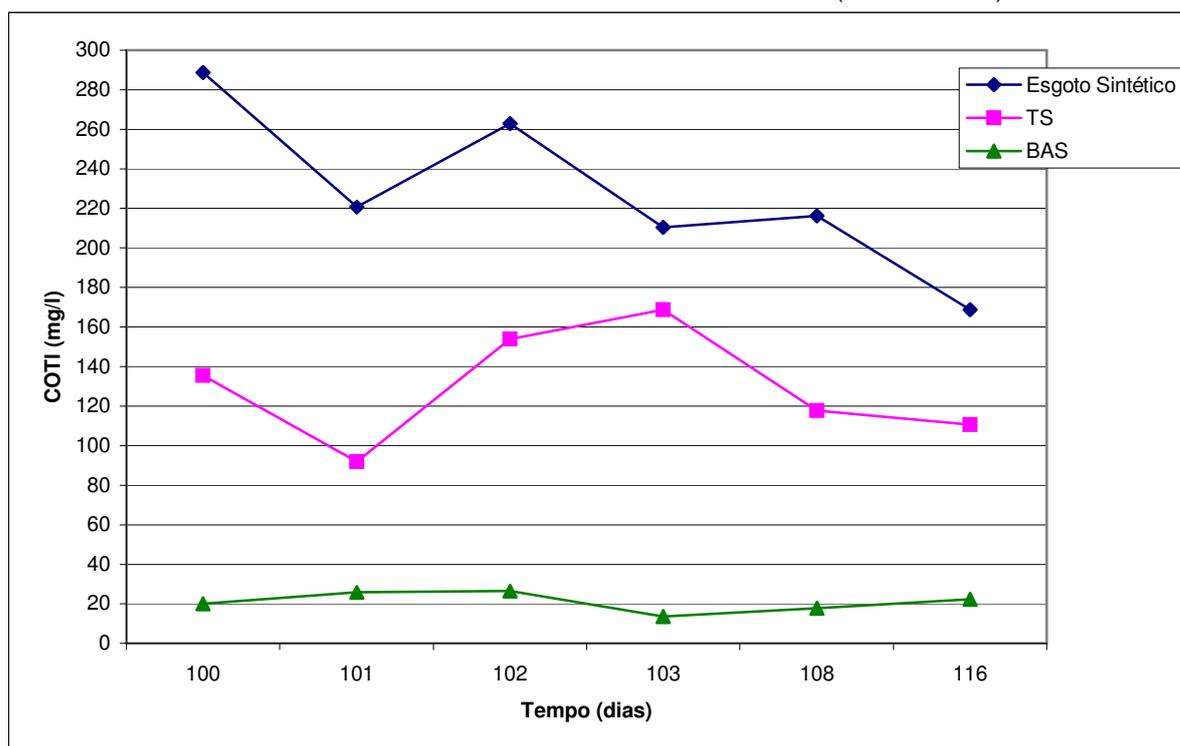
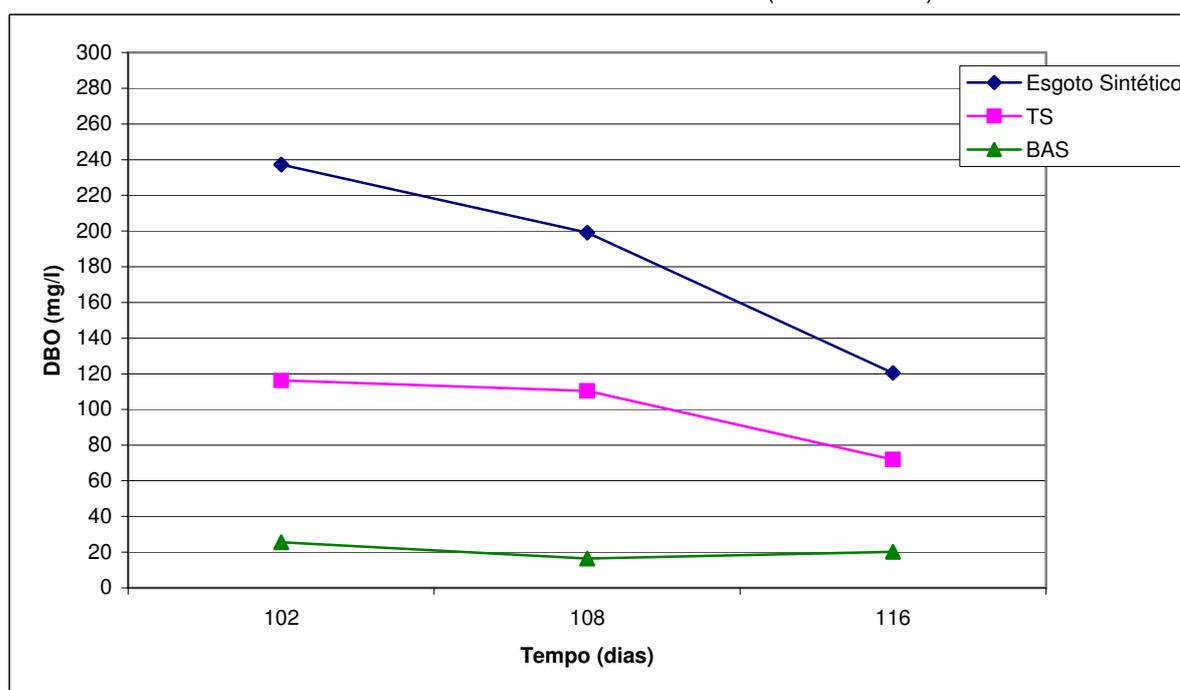


TABELA 5.21 - RESULTADOS DO MONITORAMENTO DE DBO PARA O TS+BAS(2º ESTÁGIO)

Tempo (dias)	DBO (mg/l)					
	Esgoto Sint.	TS	Efic. TS(%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema (%)
8/dez 102	237,25	116,26	51,00%	25,61	78,00%	89,20%
14/dez 108	199,23	110,29	44,60%	16,52	85,00%	91,70%
22/dez 116	120,53	71,89	40,40%	20,16	72,00%	83,30%
Média	185,7	99,5	45,3%	20,8	78,3%	88,1%

GRÁFICO 5.70- MONITORAMENTO DA DBO NO SISTEMA NO (2º ESTÁGIO)



Para as três análises de DBO, observou-se que a eficiência de remoção de DBO foi a mesma em ambos os estágios. O valor médio de DBO no segundo estágio foi de 20,8 mg/l, valor ligeiramente inferior ao de COT que foi de 21,0 mg/l, sendo que a eficiência de remoção de DBO foi inferior à eficiência de remoção de COT.

Na Tabela 5.22 são apresentados os resultados de monitoramento dos parâmetros DQO, COT e DBO.

TABELA 5.22 – RESULTADO DO MONITORAMENTO DA DQO, COT E DBO (2º ESTÁGIO).

	Esgoto Sintético	TS	BAS	Sistema (TS + BAS)
Média de Concentração de DQO (mg/l)	408,0	245,2	52,6	-
Desvio Padrão (mg/l)	137,0	75,5	9,9	-
Média das Eficiências (%)	-	36,4%	75,9%	85,4%
Desvio Padrão (%)	-	20,2%	11,2%	7,0%
Média de Concentração de COT (mg/l)	228,0	129,8	21,0	-
Desvio Padrão (mg/l)	42,2	28,5	5,0	-
Médias das Eficiências (%)	-	42,1%	82,8%	90,6%
Desvio Padrão (%)	-	13,8%	6,7%	2,8%
Média de Concentração de DBO total (mg/l)	185,7	99,5	20,8	-
Desvio Padrão (mg/l)	59,5	24,1	4,6	-
Médias das Eficiências (%)	-	45,3%	78,3%	88,1%
Desvio Padrão (%)	-	5,3%	6,5%	4,3%

Nos Gráficos 5.71 e 5.72 são apresentadas as eficiências do 1º e do 2º estágio, e as concentrações médias dos parâmetros DQO, COT e DBO.

GRÁFICO 5.71- GRÁFICO COMPARATIVO DAS CONCENTRAÇÕES DE DQO, COT E DBO ENTRE O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS

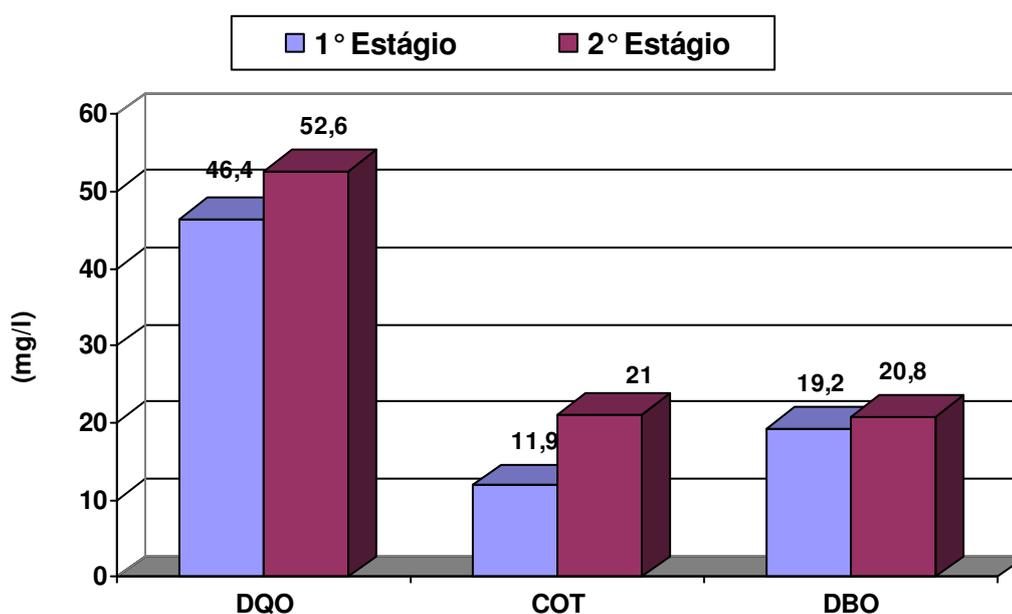
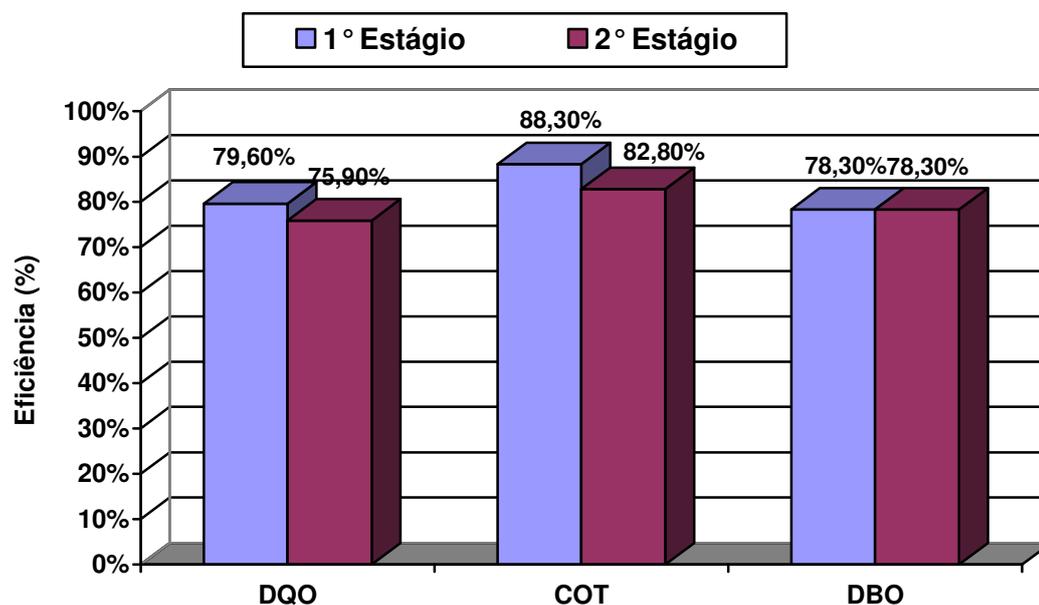


GRÁFICO 5.72- GRÁFICO COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS DE DQO, COT E DBO ENTRE O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS



Observou-se que não ocorreram grandes variações das eficiências entre o 1º e o 2º estágio, sendo que as diferenças de eficiências foram inferiores a 6%, com maiores eficiências de DQO e COT no primeiro estágio e para DBO a mesma eficiência em ambos os estágios

5.3.2.2 Remoção de Sólidos

Nos Gráficos 5.73 a 5.76 e nas Tabelas 5.23 e 5.24 são apresentados os dados de monitoramento para o conjunto de sólidos no 2º estágio.

GRÁFICO 5.73 - MONITORAMENTO DE ST NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

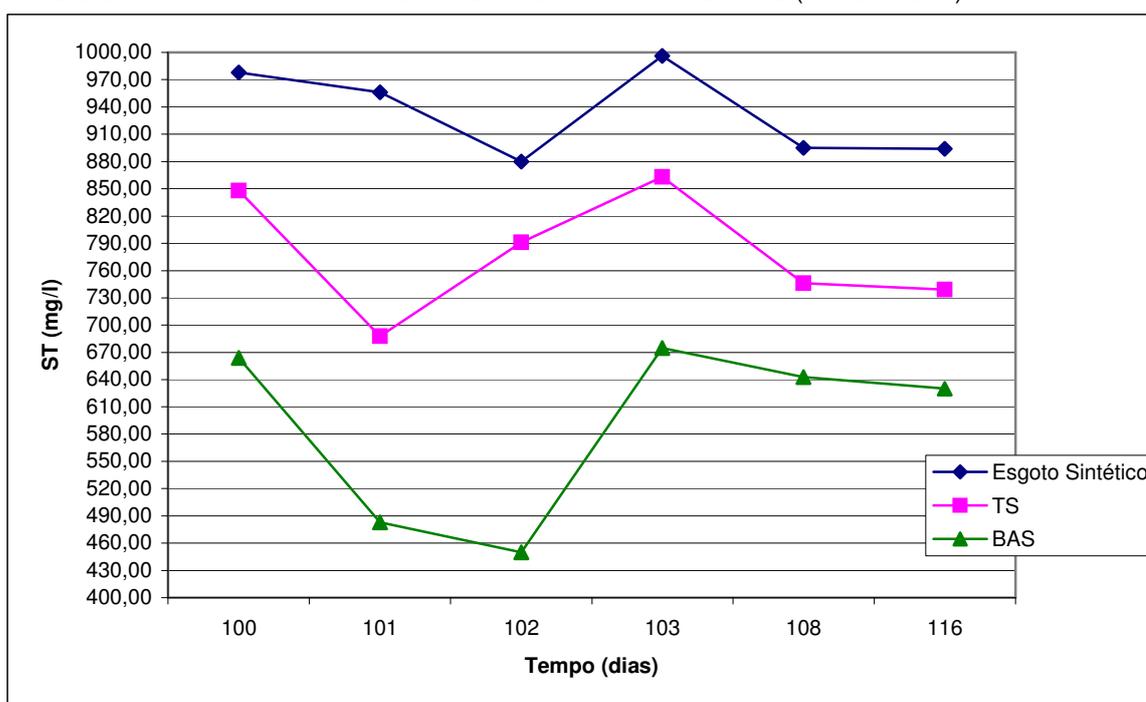


GRÁFICO 5.74 - MONITORAMENTO DE SS NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

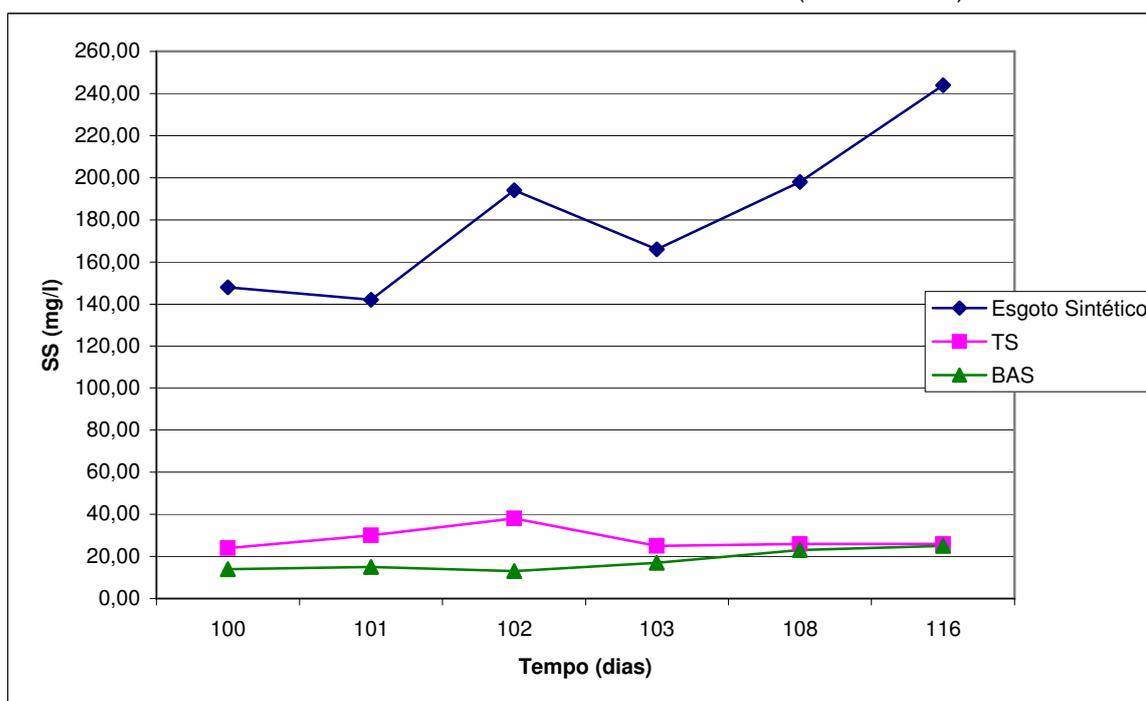


GRÁFICO 5.75 - MONITORAMENTO DE SSV NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

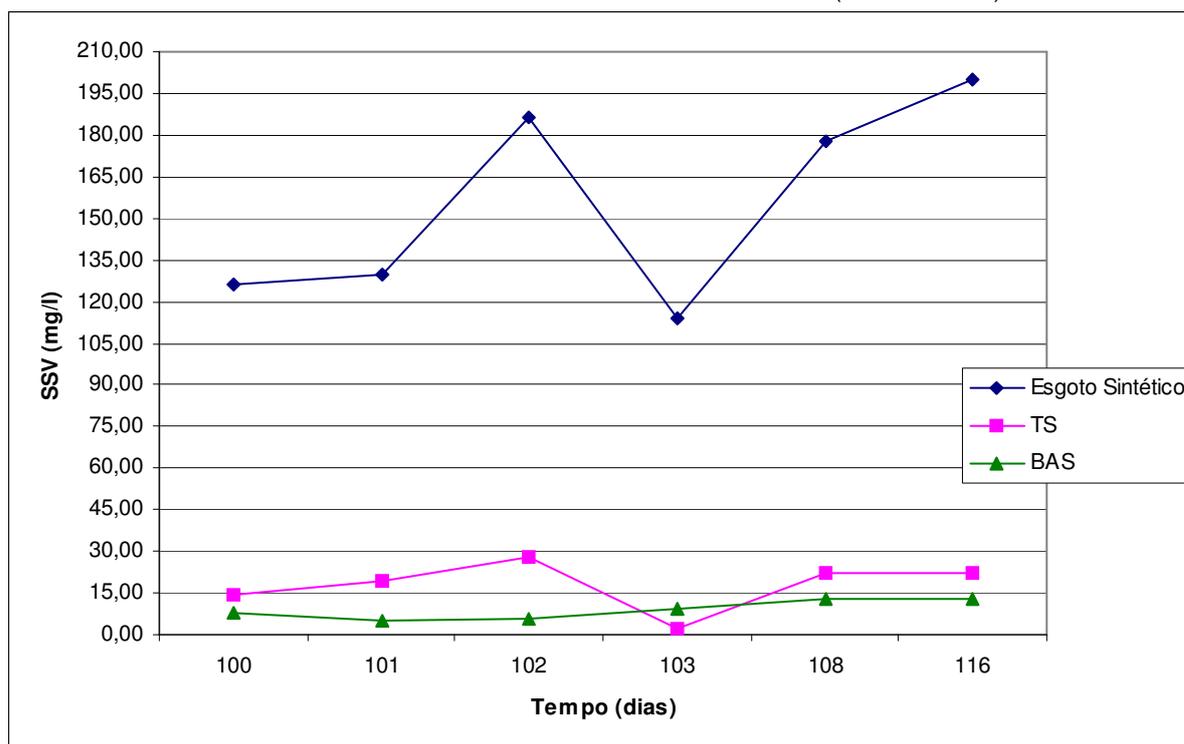


GRÁFICO 5.76 - MONITORAMENTO DE SDT NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

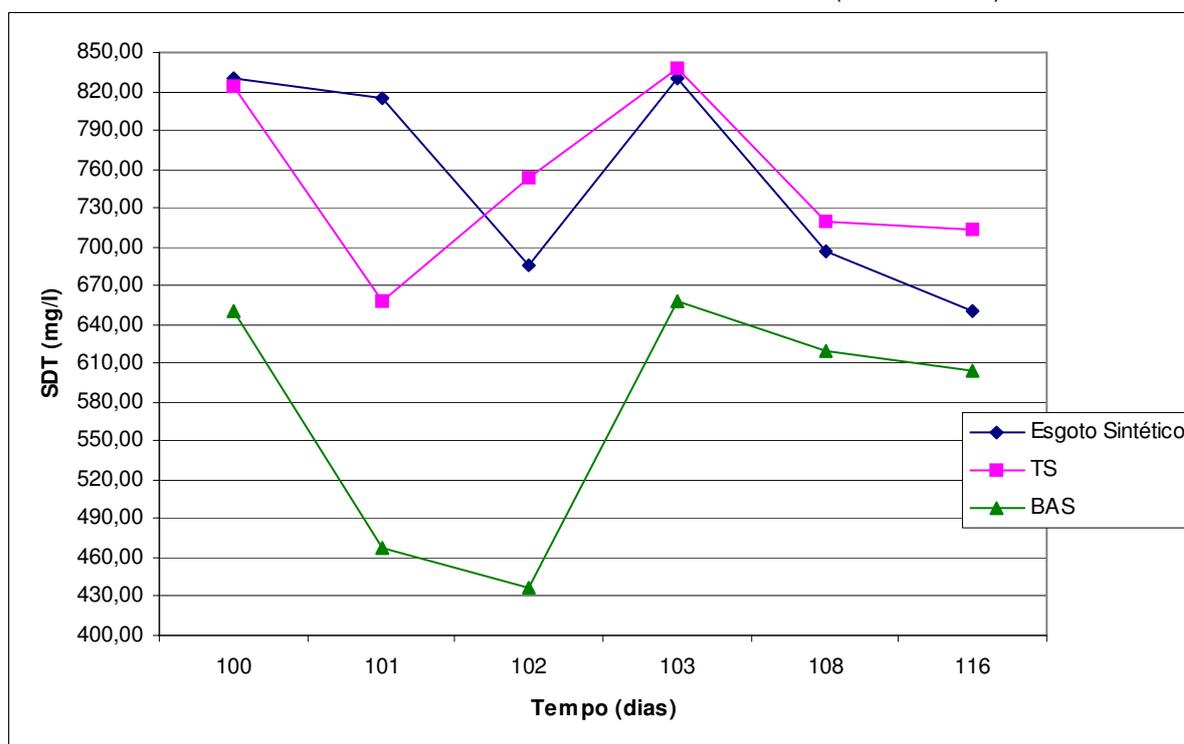


TABELA 5.23 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE SST E SSV NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

Tempo (dias)	SST						SSV						
	Esgoto Sint.	TS	Efic. (%)	BAS	Efic. (%)	Efic. Sistema (%)	Esgoto	TS	Efic. (%)	BAS	Efic. (%)	Efic. Sistema (%)	
6/dez	100	148	24	83,8%	14	41,7%	90,5%	126	14	88,9%	8	42,9%	93,7%
7/dez	101	142	30	78,9%	15	50,0%	89,4%	130	19	85,4%	5	73,7%	96,2%
8/dez	102	194	38	80,4%	13	65,8%	93,3%	186	28	84,9%	6	78,6%	96,8%
9/dez	103	166	25	84,9%	17	32,0%	89,8%	114	2	98,2%	9	-350,0%	92,1%
14/dez	108	198	26	86,9%	23	11,5%	88,4%	178	22	87,6%	13	40,9%	92,7%
22/dez	116	244	26	89,3%	25	3,8%	89,8%	200	22	89,0%	13	40,9%	93,5%
Média	182	28	84,0%	18	34,1%	90,2%	156	18	89,0%	9	55,4%	94,6%	

TABELA 5.24 - RESULTADO DAS ANÁLISES DE ST E SDT NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)

Tempo (dias)	STT						SDT						
	Esgoto Sint.	TS	Efic. TS(%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema (%)	Esgoto Sint.	TS	Efic. TS(%)	BAS	Efic. BAS(%)	Efic. Sistema (%)	
6/12	100	978	848	13,3%	664	21,7%	32,1%	830	824	0,7%	650	21,1%	21,7%
7/12	101	956	688	28,0%	483	29,8%	49,5%	814	658	19,2%	468	28,9%	42,5%
8/12	102	880	791	10,1%	450	43,1%	48,9%	686	753	-9,8%	437	42,0%	36,3%
9/12	103	996	863	13,4%	675	21,8%	32,2%	830	838	-1,0%	658	21,5%	20,7%
14/12	108	895	746	16,6%	643	13,8%	28,2%	697	720	-3,3%	620	13,9%	11,0%
22/12	116	894	739	17,3%	630	14,7%	29,5%	650	713	-9,7%	605	15,1%	6,9%
Média	933	779	16,5%	591	24,2%	36,7%	751	751	9,9%	559	25,0%	32,1%	

Observou-se que as concentrações de ST e SDT no efluente do BAS foram menores no 2º estágio que as obtidas no 1º estágio, assim como a eficiência de remoção desses parâmetros. Já para SS e SSV o efluente do BAS apresentou maiores concentrações e menores eficiências no segundo estágio. Os resultados das comparações dos dois estágios são apresentados nos Gráficos 5.77 e 5.78.

GRÁFICO 5.77- GRÁFICO COMPARATIVO DAS CONCENTRAÇÕES DE ST, SDT, SST E SSV ENTRE O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS

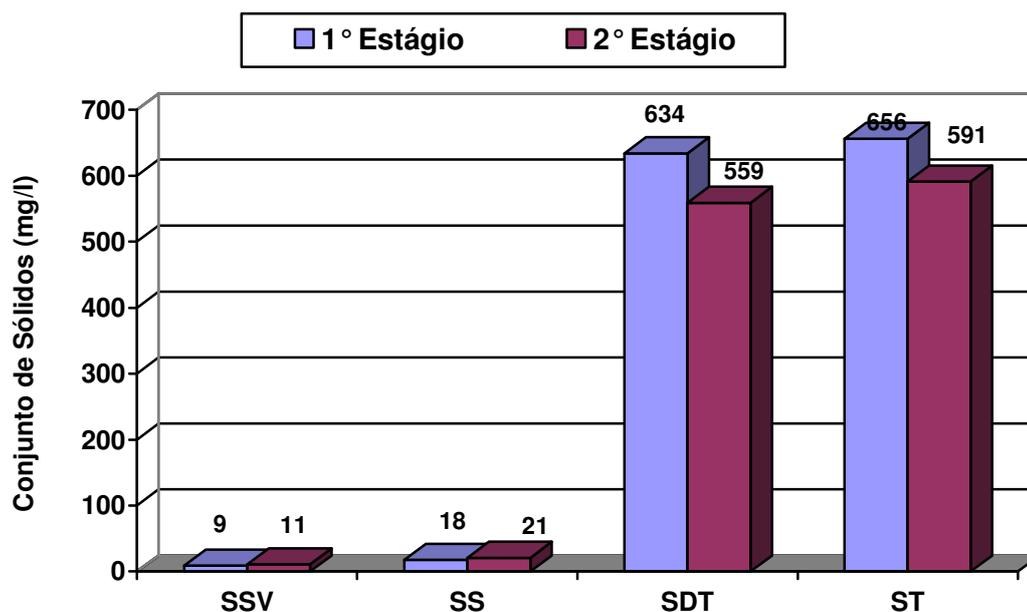
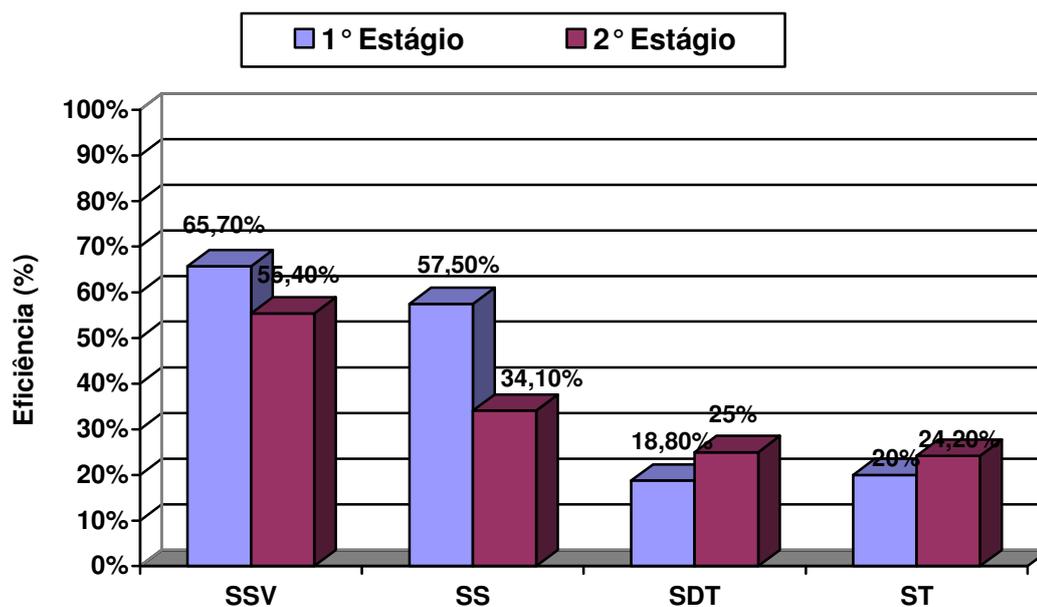


GRÁFICO 5.78- GRÁFICO COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS DE ST, SDT, SST E SSV ENTRE O 1º E O 2º ESTÁGIO NA UNIDADE BAS

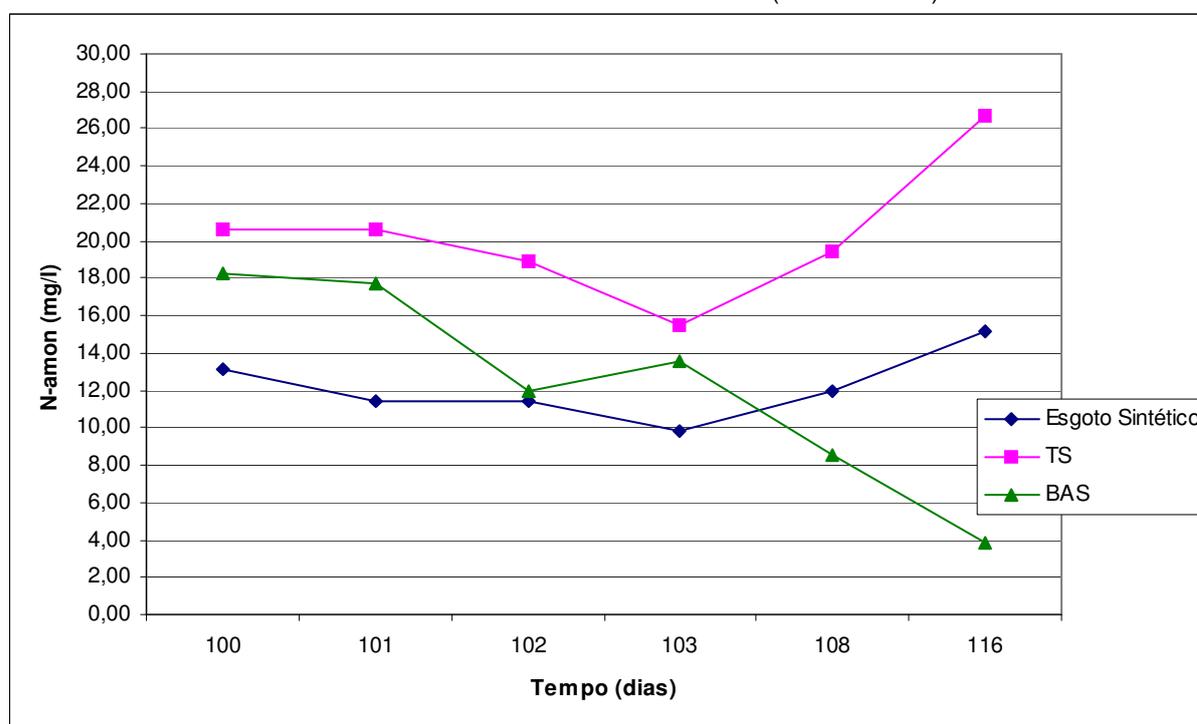


Não se observou o motivo da unidade BAS operar com um melhor rendimento de remoção de ST e SDT durante o 2º estágio. Os SDT representam 94% do ST, assim o aumento da eficiência de remoção de um desses parâmetros será verificado no outro.

5.3.2.3 Remoção de Nitrogênio Amoniacal e Nitrogênio Orgânico

O Gráfico 5.79 apresenta os valores de nitrogênio amoniacal no sistema TS+BAS durante o 2º estágio.

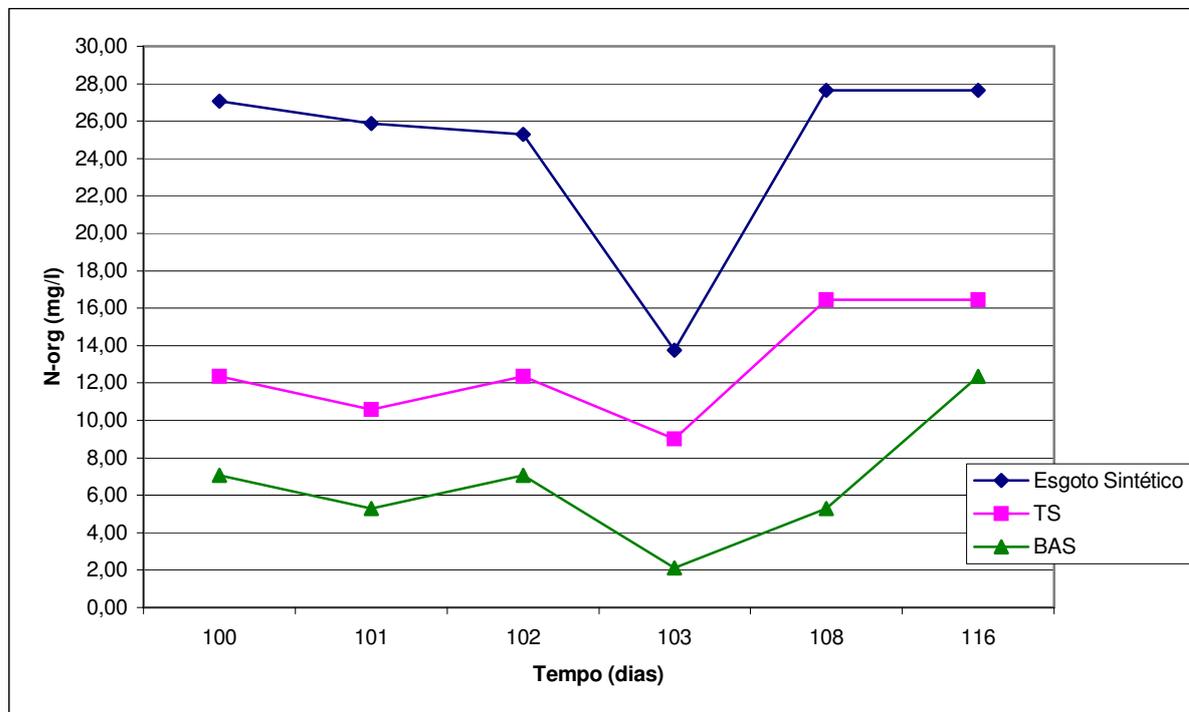
GRÁFICO 5.79 - MONITORAMENTO DE N-AMON NO TS+BAS (2º ESTÁGIO)



No segundo estágio, provavelmente relacionado ao menor TDH e a maior TAS, ocorreu um aumento da concentração de N-amon no efluente do BAS. A eficiência média de remoção de N-amon no BAS foi de 36%. Sendo observado nos dois últimos dias de operação, 108º e 116º dias, o aumento da eficiência de remoção de N-amon no BAS. A queda da capacidade de nitrificação do reator é observada no aumento da concentração média de N-amon que foi de 12,32 mg/l para o 2º estágio, valor quatro vezes superior ao observado no 1º estágio que foi de 3,0 mg/l.

No Gráfico 5.80 são apresentados os valores do monitoramento de N-org para o sistema TS+BAS no 2º estágio.

GRÁFICO 5.80 - MONITORAMENTO DO N-ORG NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)



Assim como para o N-amon houve um aumento da concentração média de N-org no efluente do BAS que foi de 6,53 mg/l, aproximadamente 2,5 vezes maior que o do primeiro estágio que foi de 2,6 mg/l. Pode-se concluir com o aumento da concentração de N-org no efluente do BAS que durante o primeiro estágio o BAS realizou tanto o processo de nitrificação como o processo de amonificação.

5.3.2.3.1 Análise da Relação Carbono/ Nitrogênio Amoniacal

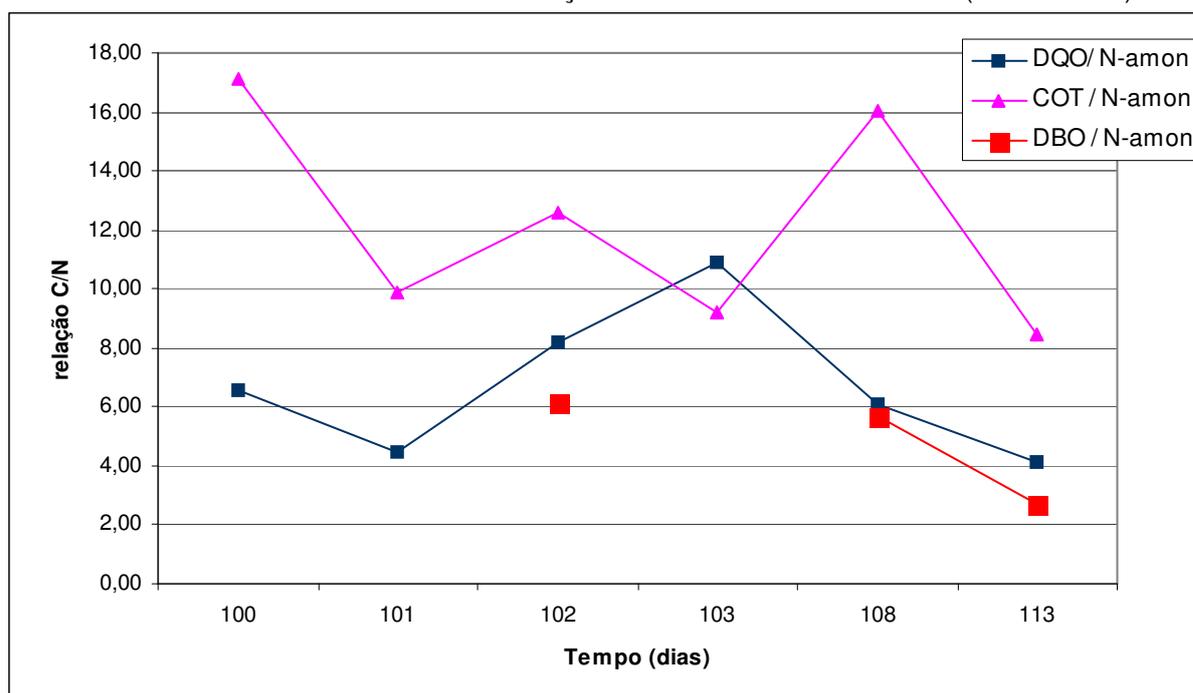
Foram realizadas as análises de outros parâmetros como a relação C/N a fim de verificar se o aumento do TDH foi a única razão pela qual o BAS apresentou queda da eficiência de remoção de N-amon.

No Gráfico 5.81 e na Tabela 5.25 são apresentados os valores da relação C/N para os parâmetros DQO, COT e DBO para o N-amon no efluente do TS.

TABELA 5.25 - ANÁLISE DE C/N PARA O EFLUENTE DO TS (2º ESTÁGIO)

Tempo (dias)		C / N		
		DQO / N-amon	COT / N-amon	DBO / N-amon
6/dez	100	17,10	6,58	
7/dez	101	9,88	4,47	
8/dez	102	12,60	8,17	6,17
9/dez	103	9,19	10,88	
14/dez	108	16,03	6,07	5,68
19/dez	116	8,46	4,16	2,70
Média		12,2	6,7	4,8

GRÁFICO 5.81- MONITORAMENTO DA RELAÇÃO C/N NO EFLUENTE DO TS (2º ESTÁGIO)



O valor médio de COT/ N-amon observado no 1º estágio foi de 6,5, e no 2º estágio o valor médio dessa relação foi de 6,7. A diferença entre os valores médios da relação COT/N-amon no 1º e no 2º estágio foi de 0,2, o que não representa uma diferença significativa. Possivelmente o aumento da relação COT/N-amon não tenha sido preponderante para queda da eficiência do processo de nitrificação no BAS.

5.3.2.3.2 Análise do Oxigênio Dissolvido

No 2º estágio não foi realizada análise de OD no efluente do BAS. No entanto o aerador utilizado foi o mesmo do 1º estágio, assim pode-se prever que a quantidade de ar injetada no reator foi a mesma e a alimentação de OD foi a mesma

do 1º estágio. Contudo não se verificou se a quantidade OD residual no efluente do BAS foi superior a 1,2 mg-OD/l, condição para que ocorra o processo de nitrificação em reatores de filme fixo (GRADY, 1999).

5.3.2.3.3 Análise do pH e Alcalinidade

Durante o segundo estágio o pH médio do esgoto sintético foi de $7,1 \pm 0,1$, do efluente do TS foi de $7,3 \pm 0,2$ e do efluente do BAS foi de $7,6 \pm 0,2$. Observou-se que as oscilações de pH em todo o sistema foram menores que as do primeiro estágio. Sendo que o valor de pH médio do efluente do BAS no segundo estágio foi superior ao do 1º estágio que foi de 7,4. Não sendo observado nenhum valor abaixo da faixa considerada ótima para o processo de nitrificação.

A alcalinidade média do 2º estágio foi de 18,4 mg CaCO_3/l , muito próxima da alcalinidade média do 1º estágio que foi de 15,4 mg CaCO_3/l . Durante o monitoramento do 2º estágio observou-se um menor consumo da alcalinidade no BAS, sendo esse um dos indicativos de inibição do processo de nitrificação.

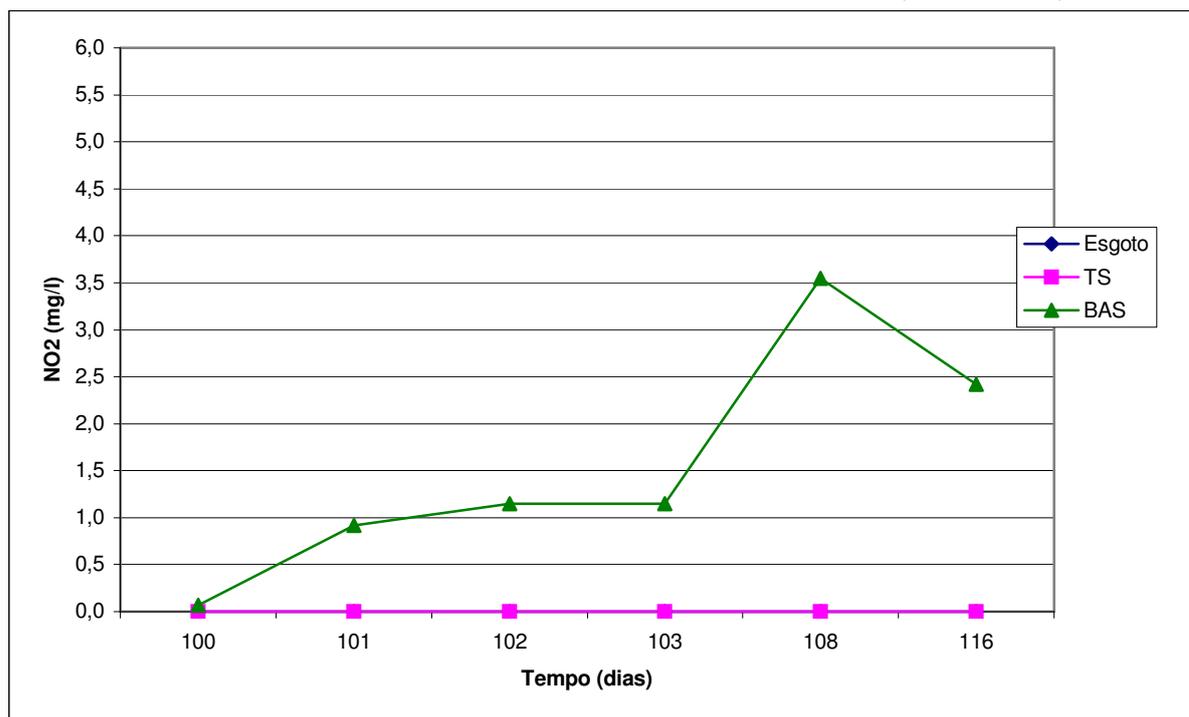
5.3.2.3.4 Análise da Temperatura

A temperatura média do sistema no 2º estágio foi de 20°C, com máxima de 23°C e mínima de 20°C. A temperatura no 2º estágio assim como a observada no 1º estágio não foi preponderante para que ocorresse o processo de nitrificação, sendo que a faixa da temperatura de 4 a 45°C é favorável para que ocorra o processo de nitrificação (EPA, 1993).

5.3.2.4 Análise dos Resultados de Nitrito

Os valores do monitoramento das concentrações de nitrito no sistema TS+BAS, durante o segundo estágio, são apresentados no Gráfico 5.82.

GRÁFICO 5.82 - MONITORAMENTO DO NITRITO NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO).

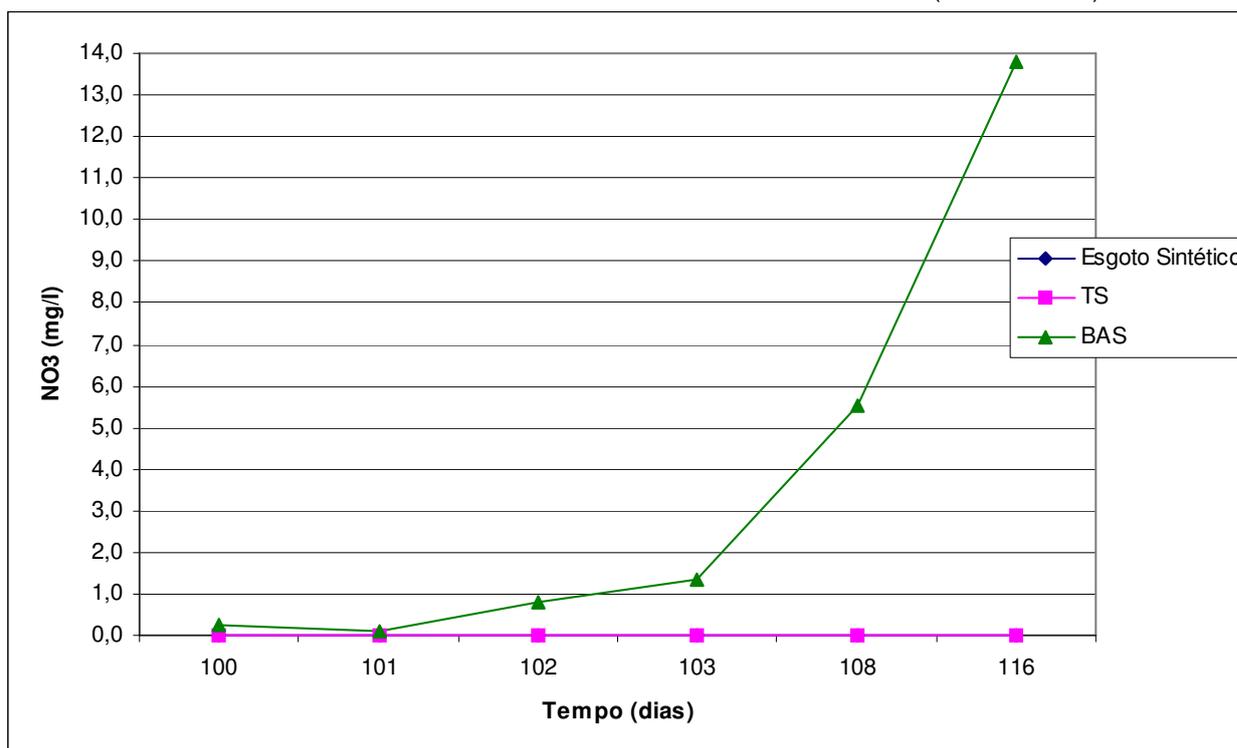


Observa-se no monitoramento de nitrito que, durante o segundo estágio, o efluente do BAS apresentou uma menor oscilação, em virtude da menor remoção de N-amon do efluente do BAS. Verificou-se uma concentração média de nitrito no efluente do BAS de 1,52 mg NO₂/l, valor inferior ao observado no 1º estágio que foi de 2,9 mg NO₂/l. Essa queda na concentração de nitrito é mais um dos indicativos da inibição do processo de nitrificação no BAS.

5.3.2.5 Análise dos Resultados de Nitrato

No Gráfico 5.83 são apresentados os valores do monitoramento de nitrato no sistema TS+BAS durante o segundo estágio.

GRÁFICO 5.83 - MONITORAMENTO DO NITRATO NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)



A concentração média de monitoramento de nitrato foi de 3,6 mg NO₃/l, valor inferior ao observado no 1º estágio que foi de 7,6 mg NO₃/l.

Assim pode-se concluir que o aumento TAS e a queda do TDH, foram fundamentais para queda da eficiência de nitrificação na unidade BAS, já que as concentrações de nitrito e nitrato do 2º estágio foram inferiores às observadas no 1º estágio. As diferenças das concentrações de nitrito e nitrato entre o 1º para o 2º estágio foram de 1,4 mg NO₂/l e 4,0 mg NO₃/l, o que representa queda na concentração de 48% para o nitrito e 53% para o nitrato.

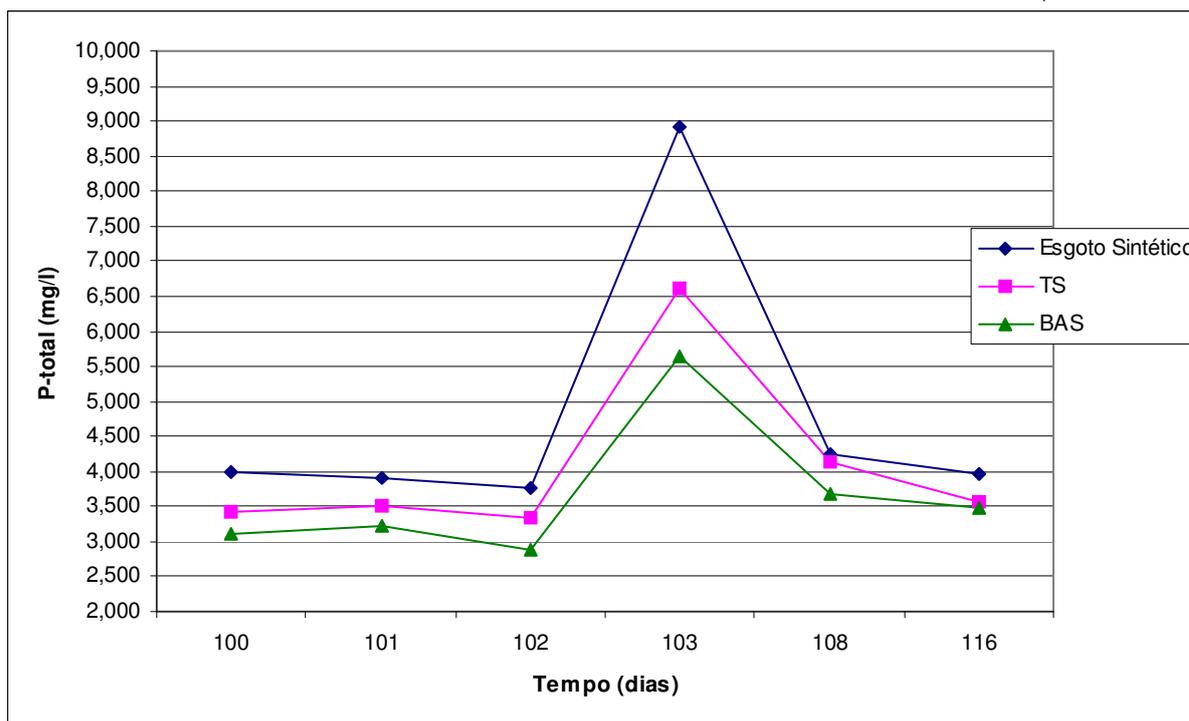
O aumento da TAS resultou numa menor remoção de matéria orgânica no afluente do BAS; isso afetou diretamente o processo de nitrificação, pois possivelmente tenha ocorrido uma competição por espaço e OD no biofilme entre as bactérias heterotróficas e autótrofas. As bactérias heterotróficas, por terem velocidade de crescimento superior às autótrofas, acabam se desenvolvendo em áreas anteriormente ocupadas pelas autótrofas, reduzindo assim a capacidade de nitrificação do reator. Contudo a fim de validar essa afirmativa seria necessário conhecer melhor a distribuição espacial dos microrganismos no BAS, realizando

análises de COT, NO₂, NO₃ e de microscopia óptica nas respectivas alturas de 0,3 m, 0,6 m e 0,9 m do BAS para ambos os estágios.

5.3.2.6 Desempenho na Remoção de Fósforo

O valor de fósforo total observado no sistema no 2º estágio é apresentado no Gráfico 5.84.

GRÁFICO 5.86 - MONITORAMENTO DO FÓSFORO TOTAL NO SISTEMA TS+BAS (2º ESTÁGIO)



No monitoramento de P-total, observou-se uma concentração mais elevada de P-total no 103º de operação do sistema. O valor da concentração de P-total nessa data foi desconsiderado nos cálculos das concentrações médias de P-total que foram de 4,0 mg/l no esgoto sintético, de 3,6 mg/l no efluente do TS e de 3,3 mg/l no efluente do BAS. A eficiência de remoção de P-total no BAS durante o 2º estágio foi de 9%, valor inferior ao observado no 1º estágio que foi de 18%. Assim como para o BAS o TS também apresentou uma queda na sua eficiência que foi de 10%, isso resultou na queda de eficiência do sistema que apresentou uma eficiência de 18%. A queda da eficiência de remoção de P-total do sistema pode ser resultado de uma saturação de fósforo na biomassa, ou mesmo indicar uma queda no desenvolvimento dos microrganismos no sistema.

6. CONCLUSÕES

As conclusões da operação um sistema combinado (anaeróbio/aeróbio), em escala de bancada, com as unidades Tanque Séptico e Biofiltro Aerado Submerso, com fluxo contínuo e sem recirculação de efluente, no tratamento de esgoto sintético simulando as condições do esgoto doméstico/sanitário são:

Primeiro Estágio:

1) Sistema combinado: No primeiro estágio o sistema TS+BAS operou com a unidade TS com diferentes TDH de 12, 15, 18, 21 e 24 horas e o BAS com TDH de 4 horas, e taxa de aplicação superficial de $5,01 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$. Para essa condição de operação os resultados médios das eficiências dos parâmetros de DQO, COT e DBO foram respectivamente de 89%, 95% e 91%.

2) Tanque Séptico: A unidade TS para os TDH de 12, 15, 18, 21 e 24 horas apresentou eficiências de remoção de DQO de 23%, 36%, 66%, 60%, e concentração média no efluente de 255 mg DQO /l, para o parâmetro COT as eficiências observadas foram de 40%, 42%, 56%, 48% e 71% e concentração média no efluente de 110 mg/l; para o parâmetro DBO as eficiências foram de 29%, 45%, 77%, 70% e 69% e efluente com concentração média de 95 mg/l. Para o parâmetro SS o TS apresentou eficiências de 59%, 83%, 52%, 67% e 74% e concentração média no seu efluente de 56 mg/l. As eficiências de remoção de DQO, COT e DBO podem ser úteis para avaliar o comportamento da eficiência de remoção em função do TDH. Com esses dados pode-se estimar a eficiência requerida e, por conseguinte, estimar o TDH correspondente. Observou-se que para o aumento de TDH de 12 para 18 horas, ocorreu um aumento da eficiência de remoção de DQO, COT e DBO. No entanto, não se observa esse aumento quando se aumenta o TDH de 18 para 21 horas, e verificou-se uma queda da eficiência. Verificou-se que a remoção de MO tem máxima eficiência para os parâmetros analisados de DQO, COT e DBO para um TDH de 18 horas, enquanto máxima eficiência de remoção de sólidos suspensos é verificada para o TDH de 15 horas. Assim não se pode afirmar

que o TDH de 18 horas seja o TDH ótimo da unidade, já que, para o parâmetro SS, a unidade não apresentou a máxima eficiência para esse mesmo TDH.

Na unidade TS ocorreu a conversão de nitrogênio orgânico em nitrogênio amoniacal, através do processo de amonificação com a eficiência média de conversão de 38,1% do N-org em N-amon.

3) Biofiltro Aerado Submerso: Para a unidade BAS foram observadas no primeiro estágio as eficiências de remoção de 80% de DQO, 88% de COT e 78% de DBO e concentrações médias no efluente de 19,2 mg/l, 11,9 mg/l e 19,2 mg/l respectivamente. O BAS apresentou eficiências médias de remoção de 20,7% para ST, 18,8% para SDT, 57,5% para SS e 65,7% para SSV. Não foi conclusivo o motivo das baixas eficiências de remoção de sólidos no BAS, quando comparada com a remoção dos parâmetros DQO, COT e DBO. A remoção de nitrogênio amoniacal na unidade nesse estágio foi de 84%, com a concentração média de 3,0 mg/l no efluente, valor esse abaixo do estabelecido pelo CONAMA 357/05 para o lançamento de efluentes que é limitado em 20,0 mg N-amon. /l. Assim conclui-se que a unidade BAS no primeiro estágio além de realizar a remoção de matéria orgânica residual do TS também promoveu a remoção do nitrogênio.

Durante o período de 96 dias de operação do BAS foi necessária a realização de duas retro-lavagens no reator, que ocorreram no 16° e no 59° dia.

As análises de COT nas alturas de 0,3 m, 0,6 m e 0,9 m do leito filtrante do BAS, apresentaram aproximadamente 90% do COT removido no primeiro um terço da altura do reator. As inspeções visuais realizadas periodicamente no BAS permitiram verificar que nos primeiros 0,3m da altura do reator houve a formação de uma quantidade de biomassa. Podendo a maior quantidade de biomassa nos primeiros 0,3m do BAS ser resultado da maior remoção de COT. Com os resultados de remoção de COT, de N-amon e tendo por base a literatura pode-se prever que devem ter sido formadas duas áreas distintas no reator, uma com as bactérias heterotróficas, localizadas no terço inicial da altura do leito filtrante, e outra com as bactérias autotróficas nitrificantes situadas nos dois terços seguintes.

Segundo Estágio

1) No segundo estágio a unidade TS foi operada com o TDH de 15 horas enquanto a unidade BAS operou com TDH de 2 horas e TAS de $10,02 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$. O BAS obteve eficiências médias de remoção de DQO de 76%, de COT de 83% e de DBO de 78%, e concentrações médias para esses parâmetros de 52,6 mg/l, 21 mg/l e 20,8 mg/l respectivamente. Conclui-se que o aumento da TAS e conseqüente redução do TDH, propiciou a queda da eficiência do BAS e do sistema que apresentou eficiências médias de 85% de DQO, 91% de COT e 78% de DBO. As eficiências de DQO e COT do 2º estágio foram cerca de 6% inferiores às observadas no 1º estágio.

2) Observou-se que, com aumento do TAS, houve uma queda da eficiência do processo de nitrificação do efluente do BAS. A eficiência da remoção do nitrogênio amoniacal no 2º estágio foi de 36%, ou seja, menos da metade da observada no 1º estágio. Os parâmetros C/N no afluente do BAS, temperatura, pH, alcalinidade e OD que poderiam influenciar ou inibir o processo de nitrificação mantiveram-se constantes entre o 1º e o 2º estágio. Assim conclui-se que o aumento da TAS e redução do TDH, tenha sido preponderante para redução do processo de nitrificação.

3) O sistema TS+BAS apresentou remoção de fósforo de 27% no 1º estágio e 18% no 2º estágio, valores bem inferiores aos esperados num sistema combinado.

Pode-se finalmente concluir que, baseado no presente estudo, o sistema constituído de um Biofiltro Aerado Submerso, tratando efluente de um Tanque Séptico, é uma alternativa interessante de um sistema compacto dotado de boa flexibilidade, para o tratamento de esgoto sanitário, podendo proporcionar um efluente de boa qualidade e, conseqüentemente, propiciando uma maior proteção dos corpos hídricos.

7. SUGESTÕES E RECOMENDAÇÕES

1) Operar ambas unidades TS e BAS substituindo o esgoto sintético por esgoto sanitário real.

2) Recomenda-se que seja reduzido o tempo de armazenamento do esgoto sintético e/ou trabalhado com volumes menores para que possa ser reduzida a sedimentação de sólidos no tanque de armazenamento.

3) Recomenda-se que, para futuros trabalhos com esse sistema, seja realizada a amostragem composta na coleta dos líquidos.

4) Para trabalhos operando com a formulação de esgoto sintético, sugerido neste trabalho, recomenda-se que seja adicionada uréia para que o despejo tenha maiores concentrações de nitrogênio.

5) Realização de estudo hidrodinâmico e modelagem cinética do comportamento da unidade TS.

6) Estudo técnico e econômico dos resultados da unidade TS e análise dos critérios de dimensionamento da NBR-7229/93 confrontando com as eficiências observadas.

7) Operar a unidade BAS com diferentes tipos de recheios como plásticos e carvão ativado e possibilidade de utilizar dois ou mais recheios na unidade.

8) Análises nas diferentes alturas do reator BAS dos parâmetros nitrito, nitrato e da composição microbiana.

9) Recomenda-se que sistema de aeração do BAS seja melhorado, substituindo a pedra porosa por difusor de ar de bolhas pequenas.

10) Realizar alterações no sentido de fluxo da unidade BAS de ascendente para descendente para que se possam comparar as mudanças nas eficiências.

11) Operar o BAS com taxa de aplicação hidráulica superior a $10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ e maiores COV.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 7229**: Projeto, construção e operação sistemas de tanques sépticos. Rio de Janeiro, 1993.

ABNT - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 13969**: Tanques sépticos – Unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos – projeto, construção e operação. Rio de Janeiro, 1997.

AISSE, M. M., LOBATO, M. B., BONA, A., GARBOSSA, L. H. P., SOBRINHO, P.A. **Avaliação do Sistema Reator UASB e Filtro Biológico Aerado Submerso para o Tratamento de Esgoto Sanitário**. 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, João Pessoa. Anais, 2001.

AISSE, M. M. **Tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. São Paulo, 2002. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

ARRANTES, L. A., CONTE, M. L., LEOPOLDO, P. R. **Remoção de nutrientes do esgoto doméstico utilizando planta aquática eichhornia SP – Resultados preliminares**. 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, João Pessoa. Anais, 2001.

ÁVILA, R.O. **Avaliação do Desempenho de sistemas Tanque Séptico - Filtro Anaeróbio com diferentes tipos de meio suporte**. Rio de Janeiro, 2005. 166 f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro - COPPE.

BELLI, P., LISBOA, H. M. **Odor e desodorização de estações de tratamento de efluentes líquidos**. 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Rio de Janeiro. Anais, 1999.

BITTON, G. WILEY-LISS. **Wastewater Microbiology**, cap.3 - Role of Microorganisms in Biogeochemical Cycles, p.51-73, 1994.

BORGES, A.C. **Influência da estratégia de alimentação no desempenho do reator anaeróbico em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada**. São Paulo, 2003. 170 f. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

BRAGA, B. et. al. **Introdução à Engenharia Ambiental**. Prentice Hall, São Paulo, 2002.

BUTLER, D. **Septic Tanks: Problems and Praticce**. Technology & Medicine, 1995.

CAMPOS (Coordenador), ANDRADE NETO, C. O.; SOBRINHO, P.A.; SOUZA MELO, H. N.; AISSE, M. M.,. “Decanto-Digestores”. In: **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo**, Programa PROSAB, capítulo 5, Rio de Janeiro, ABES-RJ, 1999.

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

CHANDRAVATHANAM, S., Murthy, D.V.S, **Studies in nitrification of municipal sewage in an up flow biofilter**. Bioprocess Engineering 21, 1999.

CHARACKLIS, W. G. Biofouling: effects and control. In: Flemming, H-C e Geesey, G. G. eds. **Biofouling and Biocorrosion in Industrial Water Systems**, Heidelberg, Springer-Verlag, 1990.

CHARMOT - CHARBONNEL M.L., BAE H., ROCHE N., PROST C. **Nitrification-denitrification of a drowned fixed-bed urban effluent with counter-current**, Water Industry, 1997.

CHERNICHARO, C. A. L. (Coordenador). **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Projeto PROSAB, ABES. Belo Horizonte, 2001.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte, DESA – UFMG, 1997.

CONAMA - CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. **Resolução n. 357 de 17 de março de 2005. Classificação de corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento**. Diário Oficial da União, Brasília, 18 mar 2005.

DARBY, J. L., LEVERENZ, H. **Vírus, phosphorus, and nitrogen removal in onsite wastewater treatment processes**. Technical Completion Reports, University of California, Multi-Campus Research, 2004.

DAVIS, M. L., CORRNWELL, D. A. **Introduction to Environmental Engineering**, 3rd edição – New York: McGraw-Hill, 1998.

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

DIEZ, V., DE POZO, R. **Organic matter removal in combined anaerobic–aerobic fixed-film bioreactors**. Water Research, v.37, p. 3561-3668, 2003.

DOMINGUES, L. M., NOUR, E. A. A. **Estudo Hidrodinâmico de um sistema combinado Filtro Anaeróbio-Biofiltro Aerado Submerso**. 23^o Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Campo Grande, 2005.

FANG H.H.P., YEONG C.L.Y., BOOK K.M., CHIU C.M. **Removal of COD and nitrogen in wastewater using sequencing batch reactor with fibrous packing**. Water Science and Technology, v. 2 8(7), p. 125-131, 1993.

FLORA, J. R. V., ZAVERI, R. M. **Laboratory septic tank performance response to electrolytic stimulation**. Water Research, v. 36, p. 4513- 4524, 2002.

FORESTI, E.; FLORRÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A. C.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: **Tratamento de esgotos**

sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. CAMPOS, J. R. (coord.). ABES, Rio de Janeiro, pp.29-52, 1999.

GÁLVEZ, J.M., GÓMEZ,,M.A.,HONTORIA, E., GOZÁLEZ-LÓPEZ, L. **Influence of hydraulic loading and air flow rate on urban wastewater nitrogen removal with a submerged fixed-film reactor.** *Jornal of Hazardous Materials*, v. 101, p. 219–229, 2003.

GARBOSSA, L.H.P. **Desenvolvimento e avaliação de sistema de leito fixo - Reator misto radial seguido de reator anóxico horizontal - para remoção de matéria orgânica e de nitrogênio de esgoto sanitário.** São Paulo, 2003. 126 f. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

GASPAR, P. M. F. **Pós – tratamento de efluentes de reator UASB em sistema de Lodos Ativados visando à remoção biológica do nitrogênio associada à remoção físico - química do fósforo.** São Paulo, 2003. 242 f. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

GONÇALVES R.F. & ROGALLA, F. **Biofiltros aerados para remoção de nitrogênio de águas residuárias sob diversas temperaturas** - Anais eletrônicos do XXIV Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental - 30 de outubro a 4 de novembro de 1994, Buenos Aires, Argentina, 1994.

GONÇALVES, R.F., PASSAMANI, F.R.F., SALIM, F.P., SILVA, A.L.B., MARTINELLI, G. E BAUER, D.G. **Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário.** *In* “Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – coletânea de trabalhos Vol. 1”, Coord C.A.L. CHERNICHARO. Projeto PROSAB. Belo Horizonte (MG), p. 119-34 2000.

GONÇALVES, R. F., ARAÚJO, V.L., CHERNICHARO, C.A. **Tratamento secundário de esgoto sanitário através da associação em série de reatores UASB e biofiltros aerados submersos.** 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Foz do Iguaçu, 1997a.

GONÇALVES, R. F. **Entrada em regime permanente de um Biofiltro Aerado Submerso tratando esgoto sanitário da região de Cambuí-Vitória (ES)**. 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Foz do Iguaçu, 1997b.

GONÇALVES, R. F. **Distribuição espacial das diferentes colônias bacterianas em Biofiltros Submersos realizando a remoção biológica de nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário**. 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Rio de Janeiro, 1999.

GONÇALVES, R. F. **Orientação para mestrado em Engenharia Ambiental- UFPR**. [mensagem pessoal]. Mensagem recebida <samuel_sba@yahoo.com.br> em : 20 março. 2005.

GRADY, C.P.L. DAIGGER,G.T., LIM,H.C.. **Biological Wastewater Treatment**. Second Edition, 1999.

GRAY, N. F. **Biology of Wastewater Treatment**. Oxford University Press, New York, 1992.

HAJECT, R., JENKINS, T., FALK, J. **Efficient wastewater aeration**. 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Rio de Janeiro, 1999.

HIRAKAWA C., PIVELI, P. R., ALÉM SOBRINHO, P. **Biofiltro Aerado Submerso aplicado ao pós-tratamento de efluentes de reator UASB - Estudo em escala piloto com esgoto sanitário**.Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Internacional, 21º Simpósio de tecnologia do ambiente sanitário, São Paulo -SP. 2002.

IGNATIUS, Ip., JOWETT E. C. **The effect of household chemicals on septic tank performance**. Presented at the 2004 ASAE Conference, Sacramento, 2004.

JORDÃO, E. P., PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**, Rio de Janeiro, ABES, 1995.

KIELING, D.D. **Estudo da remoção biológica de nitrogênio a partir de lodo nitrificante cultivado em meio autotrófico sob condições anóxicas**. Florianópolis, 2004. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina.

KIELY, G. **Environmental Engineering**. London: McGraw-Hill, 1996.

LIMA, A. B. B. V., GADOTTI, R. F., DANIEL, L. A.. **Pós-tratamento de efluentes de reator anaeróbio em sistema combinado de ozonização e filtro biológico aerado submerso**. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Campina Grande, 2005.

MANN, T. A. e STEPHENSON, T. **Modeling biological aerated filters for wastewater treatment**. Water Research, v 31(10), 1997.

MENDONÇA, L.C. **Microbiologia e cinética de sistemas de lodos ativados como pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido**. São Paulo, 2002. 240 f. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

MENNINGMANN, J. et.al.. **Biotechnology. Environmental Processes I. Wastewater Treatment**. Cap. 17, p. 348, 1999.

METCALF e EDDY. **Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse**. 3rd ED. New York, Mc Graw Hill, 1991.

MOORE R., QUARMBY J. and STEPHENSON T., **Development of anovel lightweight media for biological aerated filters (BAFs)**. Proceedings of the Third International Symposium on Biological Aerated Filters, Cranfield, UK, p. 7, 1999.

MOORE, R., QUARMBY, J., STEPHENSON, T. **The effect of media size on the performance of biological aerated filter.** Water Research, 35(10), p. 2514-2522, 2001.

NOPENS I., CAPALLOZZA C and VANNROLLEGHEM, A. P. **Stability analysis of a synthetic municipal wastewater.** Department of applied mathematics, biometrics and process control. Technical report, 2001.

NUVOLARI, A. (Coord.). **Esgoto Sanitário Coleta Transporte Tratamento e Reuso Agrícola**, 1^o Edição, 2003.

OECD. **OECD Guidelines for Testing Chemicals. Organization for Economic Cooperation and Development**, Paris, Guideline 302A &303A, 2003.

OSÓRIO, F., HONTORIA, E. **Wastewater treatment with a double-layer submerged biological aerated filter, using waste materials as biofilm support.** Journal of Environmental Management, 2001.

PARSEKIAN, M.P.S. **Aplicação de lise celular forçada em sistema de tratamento aeróbio precedido de reator UASB.** São Paulo, 2003. 24 f. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

PASSAMANI, F. R. F., BOF., V.S, FIGUEREDO, K. F., MOTTA, J. S., ROCHA, V. J. R., GONÇALVES, R. F. **Remoção de coliformes fecais e patógenos em um conjunto UASB-BF tratando esgoto sanitário.** 23^o Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Campo Grande, 2005.

POLANCO, F., MENDEZ, E., URUENA, M. A., VIILLIVERDE, S. **Spatial distribution of heterotrophy and nitrifiers in a submerged biofilter for nitrification.** Water Research, 34 (16), p. 4081-4089, 2000.

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.

RAHUL, M. Z., JOSEPH, R. V. F. **Laboratory septic tank performance response to electrolytic stimulation**. Water Research, 2004.

SANTIAGO, V. M. J., COELLHO, E. B. A. P., ZANETTE, C. L., ALMEIDA, J. H. C. **Nitrificação em Biodisco**. 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Foz do Iguaçu, 1997.

SASAKI, K.; YAMAMOTO, Y.; TSUMURA, K.; OUCHI, S.; MORIL, Y. **Development of 2-reactor intermittent-aeration activated sludge process for simultaneous removal of nitrogen and phosphorus**. Water Science and Technology, v.34, n.1-2, p.111-8,1996.

SASSIM, M.N.M., BLINDI, C. E., PIÇANO, A. P. **Estudo da desnitrificação em reator compartimentado para tratamento de esgoto proveniente de indústria de tintas e vernizes**. 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, João Pessoa, 2001.

SAWYER, C.N. **Chemistry for Environmental Engineering**. Nova Iorque, NY: The McGraw-Hill Companies 3th ed.,Cap 3, 1985.

SILVIA, A. L. B., ANDRADE, M. C. F. E., LOUZADA, A. G., CASSINI, S. T. A., GONÇALVES, R.F. **Comportamento da biomassa metanogênica de lodo de reator UASB tratando esgoto sanitário e lodo de descarte de Biofiltros Aerados Submersos**. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Campo Grande, 2005.

SMITH, G. W., KATTA, G. R. **Design the most efficient aeration system**. 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Rio de Janeiro, 1999.

SNIS. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento, **Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgoto**. Ministério das Cidades. Brasília, 2003.

SONGMING Z., SHULIN C. **The Impact of temperature on nitrification rate in fixed film bio filters**. Department of Biological Systems Engineering Washington State University Technical report,2000.

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment** . Ed. Archae Press, Nashville, 394p, 1996.

SPERLING, M. **Tratamento e destinação de efluentes líquidos da agroindústria**. Brasília: ABES; Viçosa: UFV, Departamento de Engenharia Agrícola, p.88, 1998.

SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgoto**. Vol. 1, 2º Ed. – Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais; 1996.

STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER. AWWA APHA and WEF, 18th ed, Washington DC, 1995.

TARTAKOVSKY, B., MANUEL, M. -F., GUIOT, S.R. **Degradation of trichloroethylene in a coupled anaerobic–aerobic bioreactor: Modeling and experiment**. Biochemical Engineering Journal, v. 26, pgs 72-81, 2005

TORRES, P. **Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo**. São Paulo, 1992. 198 f. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

U.S. EPA, **Nitrogen control**. Washington, P.C.ISBN: 1-56676-135-2, 1993.

VAN HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate**. John Wiley and Sons, pp 222, 1994.

VANDER GHEYNST, J. S., GOSSET, J. M., WALKER, L. P. **High-solids aerobic decomposition: pilot- scale reactor development and experimentation.** Process Biochemistry, 1996.

VILLAVERDE S., GARCIA-ENCIANA, P. A., POLANCO, F. **Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters.** Water Research, 31(5), p. 1180-1186, 1997

WESTERMAN, P. W., BICUDO, J. R., KANTARDJIEFF, A. **Upflow biological aerated filters for the treatment of flushed swine manure.** Bioresource Technology 74, p. 181-190, 2000.

WIK, T. **Adsorption and denitrification in nitrifying trickling filters.** Water Research, v. 33, No. 6, p. 1500±1508, 1999.

WOUWER, A. V., RENOTTE, C., QUEINNEC, I., REMY, M. BOGAERTS, P. **Distributed parameter modeling of fixed-bed biofilter with experimental validation.** Proceedings of the 10th Mediterranean Conference on Control and Automation - MED2002 Lisbon, Portugal, July 9-12, 2002.

**ANEXO A: Instalação do Experimento de bancada
Dimensionamento Hidráulico-Sanitário**

Análise Dimensional

Protótipo – Tanque Séptico

Segundo NBR 7229/93

Formula do cálculo do Volume do Tanque:

$$V=1000+N(C * T + k * Lf)$$

V: volume útil	V: 57000 litros	
N: número de contribuintes	N: 300 habitantes	(valor adotado)
C: contribuição per capita	C: 90 l/hab-dia	(segundo NBR)
T: tempo	T: 0,5 dias	(segundo NBR)
K: taxa de acumulação de lodo	K: 145 dias	(segundo NBR)
Lf: lodo fresco	Lf: 1 l/hab-dia	(segundo NBR)
h: altura do TS	h: 2,2 metros	

$$Q= v*A$$

Q: vazão	Q: 1,32 l/s
V: velocidade	v: 5,09E - 05 m/s
A: área	A: 25,9 m ²

RELAÇÃO DE FORMA C/L: 4/1

Cm: comprimento	C: 10,18 m
L: largura	L: 2,54 m

MODELO –ESCALA DE BANCADA – TANQUE SÉPTICO

Análise de Froud – Desconsiderados possíveis efeitos de escala quanto a viscosidade dinâmica

$$Fr = v/\sqrt{g \cdot l}$$

ESCALA (λ) : 1/13

Volume: $\lambda^3 = V_{\text{modelo}} / V_{\text{protótipo}}$	V: 26 litros	
Altura	h: 0,17 m	
Comprimento	Cm: 0,80 m	
Largura	L: 0,20 m	
Área	A: 0,15 m ²	
Vazão	Q: 54 l/dia	2,267 l/min

UNIDADE DE PÓS-TRATAMENTO

Protótipo – BIOFILTRO AERADO SUBMERSO – FLUXO ASCENDENTE

Cálculos empíricos

Considerações iniciais

1. Dimensionar a unidade BAS para operar como pós-tratamento de unidade anaeróbia (TS);
2. Promover tratamento em níveis secundários e terciários;
3. Promover a completa nitrificação;
4. $DBO_{ENTRADA} \approx 210 \text{ mg/l}$

DISCUSSÃO

Altura do filtro X taxa de aplicação superficial (TAS)

N_p: número de contribuintes

N_p: 300 habitantes (adotado)

C: contribuição

C: 90 l/hab-dia

DBO_{afluente} - Efluente do TS

DBO_{afi}: 210 mg/l

DQO_{afluente} - Efluente do TS

DQO_{afi}: 350 mg/l

Adotou-se a relação: **DQO = 1,5 DBO**

Nitrogênio presente no esgoto sanitário:

N: 50 mg/l

COV: Carga Orgânica Volumétrica

COV: 5,67 kg DBO/dia → 8,5 kg DQO /dia

BAS - COV de projeto:

GRADY (1999)

COV: 1,67 kg DBO/m³.dia → 2,5 kg DQO/m³.dia

PROSAB (2001)

COV: 3,00 kg DBO/m³.dia → 4,5 kg DQO/m³.dia

GONÇALVES (2005)

COV: 2,5 kg DBO/m³.dia → 3,75 kg DQO/m³.dia

MENNINGNANN (1999)

COV: 2,8 kg DBO/m³.dia → 4,2 kg DQO/m³.dia

Volume do BAS

Volume útil : $V = COV (DBO_{afi}) / COV (DBO_{projeto})$

Gonçalves (2005) → altura do leito filtrante de pelo menos 1,80 m

Área

A: 0,9 m² (GRADY 1999)

A: 0,945 m² (PROSAB 2001)

A: 1,05 m² (GONÇALVES 2005)

A: 2,02 m² (MENNINGNANN 1999)

Diâmetro	d: 1,07 m (GRADY 1999) d: 1,10 m (PROSAB 2001) d: 1,16 m (GONÇALVES 2005) d: 1,61 m (MENNINGNANN 1999)
Taxa de aplicação superficial	TAS:30,00 m ³ /m ² ·dia (GRADY 1999) TAS: 28,57 m ³ /m ² ·dia (PROSAB 2001) TAS: 25,71 m ³ /m ² ·dia (GONÇALVES 2005) TAS: 13,33 m ³ /m ² ·dia (MENNINGNANN 1999)
Velocidade do fluxo	v: 1,04 m/h (GRADY 1999) v: 0,99 m/h (PROSAB 2001) v: 0,89 m/h (GONÇALVES 2005) v: 0,46 m/h (MENNINGNANN 1999)
Tempo de detenção hidráulico	TDH: 3,94 horas (GRADY 1999) TDH: 1,98 horas (PROSAB 2001) TDH: 1,61 horas (GONÇALVES 2005) TDH: 1,39 horas (MENNINGNANN 1999)
Altura do reator	h: 3,78 m (GRADY 1999) h: 2,00 m (PROSAB 2001) h: 1,80 m (GONÇALVES 2005) h: 3,00 m (MENNINGNANN 1999)
Quantidade de oxigênio necessária para que ocorra a nitrificação do esgoto sanitário	ROh: 10,64 kg O ₂ /dia (GRADY 1999) ROh: 267,91 Nm ³ ar/dia (PROSAB 2001) ROh: 267,91 Nm ³ ar/dia (GONÇALVES 2005) ROh: 16,10 kg O ₂ /dia (MENNINGNANN 1999)

MODELO –ESCALA DE BANCADA – BIOFILTRO AERADO SUBMERSO

Adotou-se a taxa de aplicação hidráulica e a altura do reator

DBO_{afluente} - Efluente do TS	DBO _{afi} : 210 mg/l
DQO_{afluente} - Efluente do TS	DQO _{afi} : 350 mg/l
Nitrogênio presente no esgoto sintético:	N: 40 mg/l

COV: Carga Orgânica volumétrica**COV = Q*DBO ou DQO**

COV: 0,0053 kg DBO/dia → 0,008 kg DQO/dia

BAS - COV de projeto:COV: 0,84 kg DBO/m³·dia → 1,26 kg DQO/m³·diaVolume útil : $V = \text{COV} (DBO_{\text{at}}) / \text{COV} (DBO_{\text{projeto}})$ V útil : 0,00628 m³ → 6,3 litros (volume disponível sem o material filtrante)V útil: 0,00420 m³ → 4,2 litros (volume útil após introduzir o recheio filtrante)

Altura do reator (limitada) → h: 1,25 m

Área ($A = V/h$) → A: 0,00503 m²

Diâmetro → d: 8,0 cm

Taxa de Aplicação Superficial → TAS: 5,01 m³/m²·dia

Velocidade → v: 0,31 m/h

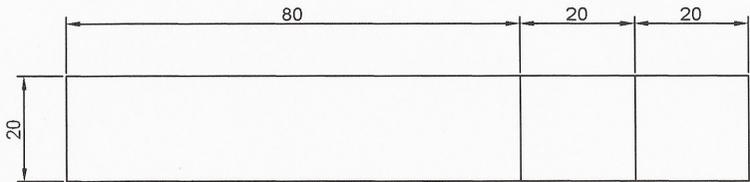
Tempo de Detenção Hidráulico → TDH: 4,00 horas (no volume do leito filtrante)

Volume Total do BAS → V_{total} : 7,8 litros (disponível sem o leito filtrante)Volume Total do BAS → V_{total} : 5,7 litros (disponível com o leito filtrante)

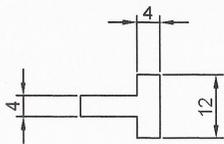
Vazão de alimentação → Q: 25,2 l/d

Quantidade de oxigênio necessária para que ocorra a nitrificação do esgoto sanitário

ROh: 0,09 kg O₂/dia

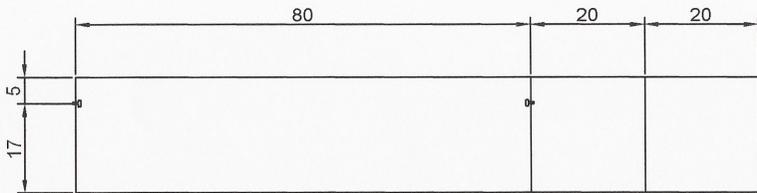


PLANTA



Tubo em T
Entrada do Efluente

UNIDADE: Milimetro

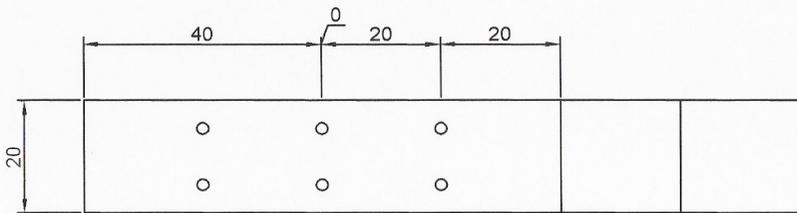


PERFIL

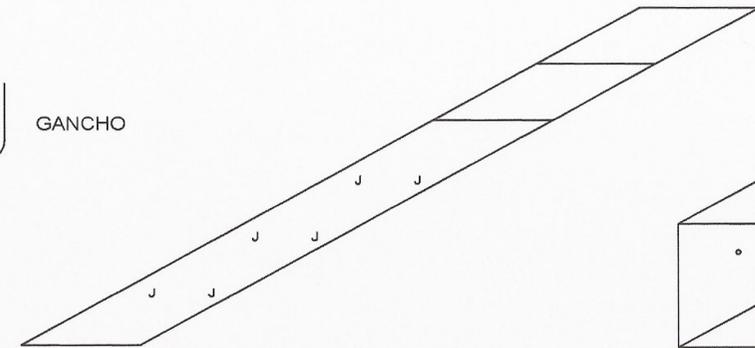
DESENHO DO SISTEMA DE TRATAMENTO TANQUE SÉPTICO

ESCALA: 1:1
UNIDADE: CENTIMETRO

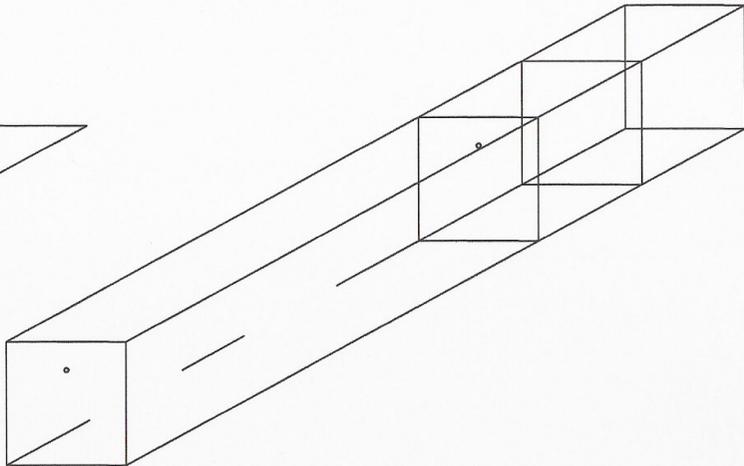
TÍTULO				
SISTEMA DE TRATAMENTO				
Engenheiro Responsável				
Samuel Alves Barbosa				
Coordenador				
Daniel Costa Santos				
	REFERÊNCIA	DATA	PRONOME	
	Projeto de Sistema de Tratamento de Efluentes	21/03/2005	1	
		ESCALA		INDICADA
		DESENHO		GRUPO
	VISTO			
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ PPGERHA				



TAMPA



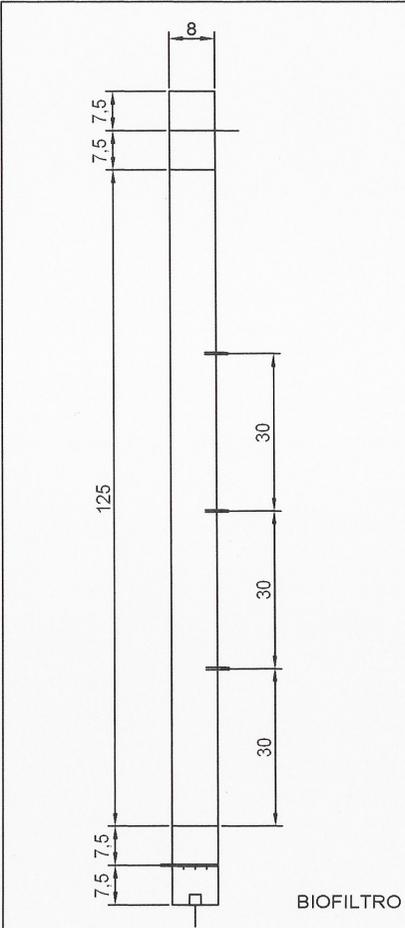
TAMPA



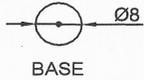
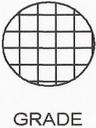
Projeção

DESENHO DO SISTEMA DE TRATAMENTO: TANQUE SÉPTICO
 ESCALA: 1:1
 UNIDADE: CENTIMETRO

TÍTULO				SISTEMA DE TRATAMENTO	
Engenheiro Responsável				Samuel Alves Barbosa	
Coordenador				Daniel Costa Santos	
	REFERÊNCIA	DATA	PRÁTICA	2	
	Projeto de Sistema de	21/03/2005			
	Tratamento de Efluentes	INDICADA			
		GRUPO			
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ				PPGERHA	



Tubo coletor



DESENHO DO SISTEMA DE TRATAMENTO: BAS
ESCALA: 1:1
UNIDADE: CENTIMETRO

TÍTULO SISTEMA DE TRATAMENTO			
Engenheiro Responsável Samuel Alves Barbosa			
Coordenador Daniel Costa Santos			
	REFERÊNCIA	DATA 21/03/2005	PRIMÓRIA 3
	Projeto de Sistema de	ESCALA INDICADA	
	Tratamento de Efluentes	DESENHO GRUPO	
		VISTO	
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ PPGERHA			

**ANEXO B: Tabelas de dados do monitoramento do sistema
Tanque Séptico e Biofiltro Aerado Submerso**

	dias	Temp. (°C)	pH			Alcalinidade (mg CaCO ₃ /l)			Acidez (mg H ₂ SO ₄ /l)			Turbidez (NTU)		
			Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
29/8	1	26,0	6,6	6,5	7,1	17,4	20,5	7,7	6,5	9,2	2,2	66,5	20,9	15,0
31/8	3	18,9	6,7	6,5	7,0	15,9	20,5	6,2	7,7	8,7	2,2	27,9	14,9	2,1
2/9	5	18,9	6,4	6,6	6,9	14,9	19,4	9,2	5,7	6,2	3,2	28,3	28,8	7,6
5/9	8	16,9	6,2	6,6	6,8	14,6	20,1	9,7	5,3	5,8	3,5	29,4	12,3	1,6
13/9	16	13,9	6,9	7,0	7,6	17,4	20,4	22,7	8,7	9,9	7,8	20,0	14,3	4,9
15/9	18	14,5	6,6	6,7	7,3	17,2	19,1	19,5	6,9	5,3	5,1	20,9	14,4	5,7
20/9	23	14,7	6,9	6,4	7,3	17,4	19,5	14,8	6,1	5,7	3,1	30,4	15,5	4,2
22/9	25	15,8	6,4	6,7	7,4	16,1	20,0	15,3	8,4	9,0	5,5	57,0	19,4	4,4
26/9	29	13,6	6,6	6,8	7,5	20,4	24,0	12,1	9,1	8,3	2,3	80,2	13,2	1,4
28/9	31	14,1	6,5	6,7	7,5	17,6	20,7	8,3	7,5	6,1	1,4	77,5	8,0	2,8
3/10	36	18,3	6,4	6,7	6,1	17,1	20,7	1,3	7,7	7,9	3,2	198,0	27,0	7,0
5/10	38	18,3	7,2	7,8	7,5	6,0	6,7	2,5	21,5	26,3	23,9	83,0	21,0	2,3
10/10	43	20,2	6,8	7,0	7,2	22,1	25,9	10,4	8,7	9,3	2,7	210,0	15,9	1,5
13/10	46	23,2	6,7	6,9	7,6	22,8	4,1	12,1	8,8	9,3	3,4	90,5	15,5	4,8
17/10	50	13,6	6,9	7,1	7,2	20,4	22,3	4,4	7,0	7,8	2,0	136,0	21,5	4,9
19/10	52	18,3	7,2	7,2	7,7	20,1	23,4	13,4	6,2	7,9	2,6	30,2	22,3	6,9
24/10	57	23,1	8,0	7,8	8,3	54,0	29,5	55,7	11,3	14,1	3,0	165,0	18,6	2,5
26/10	59	23,9	7,0	7,3	8,2	19,0	32,7	52,7	7,8	9,0	5,7	64,7	32,7	7,7
31/10	64	19,8	7,2	7,3	7,5	22,0	25,3	18,1	7,8	8,0	5,6	123,0	19,1	7,0
3/11	67	19,7	7,0	7,2	7,3	23,0	25,5	10,6	8,5	7,6	2,4	39,1	21,6	10,2
7/11	71	22,7	6,5	7,4	6,6	12,0	8,1	2,8	26,7	24,6	25,6	71,0	13,8	4,5
9/11	73	18,7	6,9	7,4	7,3	21,7	26,8	7,9	7,6	6,6	2,5	97,5	23,8	3,8
10/11	74	20,2	7,3	7,3	7,5	23,4	26,4	13,6	6,1	7,4	3,9	64,8	20,6	2,6
16/11	80	23,9	7,0	7,3	8,2	27,7	27,1	8,6	7,6	6,7	2,7	40,1	19,1	5,1
21/11	85	24,2	7,2	7,4	7,4	27,5	29,3	9,5	6,4	6,7	2,3	10,8	11,8	9,3
23/11	87	24,6	7,1	7,4	7,6	19,1	27,0	24,3	8,8	8,3	5,3	29,2	18,4	7,2
28/11	92	22,4	7,8	7,9	7,8	25,6	29,9	24,7	6,2	7,5	5,8	72,5	20,7	3,8
30/11	94	23,3	7,1	7,0	7,7	22,4	26,8	25,4	7,7	10,7	8,3	41,6	20,6	4,1

		Temp. (°C)	pH			Alcalinidade (mg CaCO ₃ /l)			Acidez (mg H ₂ SO ₄ /l)			Turbidez (NTU)		
	dias		Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
2/12	96	20,1	7,2	7,3	8,0	20,6	26,4	23,4	6,2	10,2	6,9	68,7	24,1	5,7
6/12	100	20,0	7,1	7,3	7,7	25,8	28,1	27,7	12,8	12,0	14,7	32,5	18,9	6,9
7/12	101	20,9	7,3	7,5	7,9	23,0	27,6	27,5	6,7	7,7	6,4	66,5	15,6	9,2
8/12	102	20,1	7,1	7,2	7,6	19,3	23,9	20,5	6,0	7,1	3,1	69,5	25,4	5,8
9/12	103	22,9	7,0	7,3	7,7	18,3	24,9	21,9	8,3	7,2	3,9	58,0	24,9	3,2
14/12	108	20,1	7,2	7,2	7,6	8,8	9,6	4,1	8,5	22,8	14,3	55,0	28,1	3,8
22/12	116	20,0	7,1	7,4	7,2	26,6	26,3	8,4	10,7	7,5	2,3	41,1	18,4	5,6

	dias	DQO (mg/l)			COT (mg/l)			DBO (mg/l)		
		Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
29/8	1	461,5	307,7	153,8	201,9	108,3	9,0			
31/8	3	300,8	225,6	37,6	121,1	89,6	7,5			
2/9	5	313,2	261,1	20,9	174,0	124,0	13,5	148,9	114,8	10,2
5/9	8	261,2	186,6	37,3	190,6	143,2	18,4			
13/9	16	314,8	351,9	37,0	149,1	149,5	30,8			
15/9	18	534,4	515,3	209,9	198,3	151,5	19,5			
20/9	23	250,8	196,3	61,8	349,2	77,3	13,5	113,7	73,3	27,5
22/9	25	378,8	246,2	75,8	183,3	83,4	15,4			
26/9	29	524,3	224,7	74,9	367,0	93,0	11,0			
28/9	31	481,9	192,8	24,1	290,0	86,0	8,2	251,7	102,1	7,5
3/10	36	446,1	260,2	55,8	272,0	105,8	32,7			
5/10	38	321,3	153,4	48,2	202,0	148,0	4,4	103,9	71,8	18,4
10/10	43	587,1	151,5	37,9	303,0	119,4	10,8			
13/10	46	743,5	167,3	0,0	400,0	117,7	10,9			
17/10	50	821,3	195,0	53,9	367,0	93,0	11,0	318,2	74,7	24,4
19/10	52	428,6	178,6	17,9	143,6	99,1	12,6			
24/10	57	421,2	146,5	18,3	248,8	84,8	7,6			
26/10	59	611,1	203,7	148,1	424,2	216,2	38,6			
31/10	64	645,8	239,9	36,9	295,5	113,5	10,9			
3/11	67	1176	235,2	58,8	311,5	123,9	11,5	523,7	107,4	20,8
7/11	71				284,8	104,4	16,3			
9/11	73	693,84	321,44	39,2	177,6	98,6	9,6	273,3	108,5	15,1
10/11	74	421,2	146,5	18,3	195,5	89,7	11,0			
16/11	80	460,0	280,0	60,0	153,2	122,5	13.13			
21/11	85	468,8	371,1	58,6	286,7	88,2	16,9			
23/11	87	647,8	344,1	60,7	260,8	71,3	12,7	398,5	108,0	11,2
28/11	92	485,8	445,3	81,0						
30/11	94	652,2	395,3	118,6						

	dias	DQO (mg/l)			COT (mg/l)			DBO (mg/l)		
		Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
2/12	96	614,4	204,8	77,8				262,6	94,0	37,6
6/12	100	527,3	351,6	39,1	288,7	135,4	19,9			
7/12	101	223,6	203,3	61,0	220,8	92,0	25,9			
8/12	102	561,2	237,6	57,3	263,0	154,0	26,6	237,3	116,3	25,6
9/12	103	365,9	142,3	61,0	210,5	168,6	13,5			
14/12	108	483,3	311,3	56,5	216,2	117,9	17,6	199,2	110,3	16,5
22/12	116	286,7	225,3	41,0	168,7	110,8	22,4	120,5	71,9	20,2

	dias	SST (mg/l)			SSV (mg/l)			STT (mg/l)			SDT (mg/l)		
		Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
29/8	1	187	79	61	80	52	21	1109	894	418	922	815	357
31/8	3	325	85		357	125	4	952	797	503	627	712	516
2/9	5	39	55	11	37	58	10	761	691	617	722	636	606
5/9	8	146	98	22	121	58	5	1006	931	707	860	833	685
13/9	16	40	50	12	74	80	40	716	725	577	676	675	565
15/9	18	74	58	46	41	25	16	968	848	714	894	790	668
20/9	23	278	12	7	251	8	6	1422	703	662	1144	691	655
22/9	25	398	117	200	364	72	154	1695	766	762	1297	649	562
26/9	29	234	46	30	216	46	25	1524	653	736	1290	607	706
28/9	31	360	37	13	340	26	2	1681	821	717	1321	784	704
3/10	36	373	111	38	220	67	7	1382	832	854	1009	721	817
5/10	38	301	56	11	294	40	4	1290	1435	1166	989	1379	1155
10/10	43	510	45	20	455	29	14	1621	691	753	1111	646	733
13/10	46	478	76	32	438	50	0	1235	878	737	757	802	705
17/10	50	218	37	10	125	27	9	1455	885	700	1079	823	690
19/10	52	48	36	5	41	28	3	1688	787	606	1470	750	601
24/10	57	138	57	13	104	40	8	959	753	1273	911	717	1260
26/10	59	32	23	16	18	13	5	1628	1350	715	1490	1293	699
31/10	64	65	24	7	61	22	5	973	794	698	941	771	691
3/11	67	218	37	10	125	27	9	1084	816	700	1019	792	690
7/11	71	236	41	79	192	29	56	966	756	804	730	715	725
9/11	73	164	65	9	157	50	9	1029	822	644	865	757	635
10/11	74	163	70	23	122	46	15	885	817	644	722	747	621
16/11	80	234	110	52	200	92	42	983	691	657	749	581	605
21/11	85	84	12	7	76	10	7	807	673	713	723	661	706
23/11	87	121	54	27	111	14	22	897	675	688	776	621	661
28/11	92	106	37	9	96	33	6	818	901	883	712	864	874
30/11	94	210	57	56	179	43	30	944	874	724	734	817	668

	dias	SST (mg/l)			SSV (mg/l)			STT (mg/l)			SDT (mg/l)		
		Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
2/12	96	290	28	23	90	8	7	1007	757	644	717	729	621
6/12	100	148	24	14	126	14	8	978	848	664	830	824	650
7/12	101	142	30	15	130	19	5	956	688	483	814	658	468
8/12	102	194	38	13	186	28	6	880	791	450	686	753	437
9/12	103	166	25	17	114	2	9	996	863	675	830	838	658
14/12	108	198	26	23	178	22	13	895	746	643	697	720	620
22/12	116	244	26	25	200	22	13	894	739	630	650	713	605

	dias	N-NH ₃ (mg/l)			N-ORG (mg/l)			NTK (mg/l)		
		Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
2/12	96									
6/12	100	13,1	20,6	18,3	27,0	12,3	7,1	40,2	32,9	25,3
7/12	101	11,4	20,6	17,7	25,9	10,6	5,3	37,3	31,1	23,0
8/12	102	11,4	18,8	12,0	25,3	12,3	7,1	36,7	31,2	19,1
9/12	103	9,8	15,5	13,6	13,8	9,0	2,1	23,6	24,5	15,7
14/12	108	12,0	19,4	8,6	27,6	16,5	5,3	39,6	35,9	13,9
22/12	116	15,1	26,6	3,8	27,6	16,5	12,3	42,8	43,1	16,1

	dias	NO ₂ (mg/l)			NO ₃ (mg/l)			NT (mg/l)			P-TOTAL (mg/l)		
		Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS	Esgoto	TS	BAS
2/12	96												
6/12	100	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	0,2	40,3	33,0	25,6	4,0	3,4	3,1
7/12	101	0,0	0,0	0,9	0,0	0,0	0,1	37,4	31,2	24,0	3,9	3,5	3,2
8/12	102	0,0	0,0	1,1	0,0	0,0	0,8	36,8	31,3	21,0	3,8	3,3	2,9
9/12	103	0,0	0,0	1,1	0,0	0,0	1,4	23,6	24,6	18,2	8,9	6,6	5,7
14/12	108	0,0	0,0	3,5	0,0	0,0	5,5	39,7	36,0	22,9	4,3	4,1	3,7
22/12	116	0,0	0,0	2,4	0,0	0,0	13,8	42,8	43,2	32,4	4,0	3,6	3,5