

**ROSILETE BUSATO**

**DESEMPENHO DE UM FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE  
COMO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB:  
ESTUDO DE CASO DA ETE DE IMBITUVA**

**Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre no Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.**

**Orientador: Prof. Dr. Uivald Pawlowsky**

**CURITIBA  
2004**

## **TERMO DE APROVAÇÃO**

ROSILETE BUSATO

### **AValiação DO DESEMPENHO DE UM FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COMO PÓS-TRATAMENTO DE UM REATOR UASB**

Dissertação aprovada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre, pelo no curso de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica do Setor de Tecnologia da Universidade Federal do Paraná, pela comissão formada pelos professores:

**ORIENTADOR:** Prof. Dr. Urivald Pawlowsky

Universidade Federal do Paraná

Prof. Dr. Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

Universidade Federal de Minas Gerais

Prof. Dr. Marcelo Antunes Nolasco

Universidade Federal do Paraná

Prof. Dr. Miguel Mansur Aisse

Universidade Federal do Paraná

Curitiba, --- de ---- de 2004

“Se realmente entendemos o problema, a resposta virá dele, porque a resposta não está separada do problema.”

Krishnamurti

“Conhecimento não é aquilo que você sabe, mas o que você faz com aquilo que sabe.”

Aldous Huxley

Aos meus pais,  
Leandro e Antonia Maria

## AGRADECIMENTOS

Agradeço de forma especial a todos que, de alguma maneira, contribuíram para a realização deste trabalho e:

Ao meu orientador, Prof. Dr. Urivald Pawlowsky, pelo incentivo, dedicação e grande auxílio na realização do presente trabalho.

Ao Prof. Dr. Daniel Costa dos Santos, pela grande dedicação ao saneamento e por ter sido o maior motivador para minha iniciação na trajetória acadêmica.

A todos os professores do curso de pós-graduação em Engenharia Hidráulica, pela dedicação e atenção dispensada.

À SANEPAR, que proporciona condições para que seu corpo técnico se desenvolva profissionalmente.

A todo corpo técnico da SANEPAR, em especial ao Eng. Celso Savelli Gomes, eng. Sérgio Wippel, eng. Leura Lúcia Conte de Oliveira, Eng. Célia Garcia pelo apoio no desenvolvimento deste trabalho.

Aos funcionários da SANEPAR, em especial aos técnicos Alberto Gabriel de O. Filho, Adilson Caetano Pinheiro, José Lorizel de Paula, Gilberto Lemos Pereira, Rogério Pedro Rover e a toda equipe dos laboratórios de Curitiba e Maringá, pela preciosa ajuda na coleta e análise das amostras.

Às minhas amigas Amazília Araujo B. A. Pacheco, Rosa Maria Saunitti, Eloísa Pianowski e Soraia Giordani, por estarem sempre ao meu lado.

Aos colegas de mestrado, em especial a Luciana Zabroke Borges e a Juliana Pilotto, pelo companheirismo e a Adriana Malinowski pelo auxílio.

Aos meus pais Leandro Busato e Antonia Maria Cavassin Busato, pela educação, credibilidade e incentivo na minha vida profissional.

À minha família, em especial à minha irmã Rosilda Busato pela paciência, carinho e incentivo.

A Luiz Antônio Straube Landal, pela compreensão, companheirismo e apoio.

A Deus pela vida.

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE QUADROS.....</b>	<b>X</b>
<b>LISTA DE TABELAS .....</b>	<b>XI</b>
<b>LISTA DE GRÁFICOS.....</b>	<b>XII</b>
<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>XV</b>
<b>LISTA DE FOTOGRAFIAS .....</b>	<b>XVII</b>
<b>LISTA DE SIGLAS .....</b>	<b>XVIII</b>
<b>LISTA DE SIMBOLOS .....</b>	<b>XX</b>
<b>RESUMO.....</b>	<b>XXII</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>XXIII</b>
<b>1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>5</b>
2.1. IMPORTÂNCIA DO TRATAMENTO DO ESGOTO .....	5
2.2. HISTÓRICO DO TRATAMENTO DO ESGOTO.....	7
2.3. CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO.....	9
2.4. TIPOLOGIA DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO .....	18
2.4.1. Processos Físicos.....	19
2.4.2. Processos Químicos.....	19
2.4.3. Processos Biológicos.....	19
2.5. PRINCÍPIOS DO TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ESGOTO.....	19
2.5.1. Considerações sobre a Microbiologia do Tratamento de Esgoto.....	19
2.5.2. Aspectos Gerais do Metabolismo Bacteriano .....	22
2.5.3. Fatores que Influenciam o Crescimento da Massa Bacteriana.....	24
2.5.4. Descrição do Crescimento Bacteriano .....	27
2.5.5. Cinética do Crescimento Bacteriano .....	29
2.6. CONSIDERAÇÕES SOBRE A HIDRÁULICA DOS REATORES E SOBRE O BALANÇO DE MASSA.....	36
2.6.1. Hidráulica dos Reatores.....	36
2.6.2. Balanço de Massa.....	39
2.6.3. Estimativa das Concentrações Efluentes em Função do Regime Hidráulico.....	42
2.7. TIPOLOGIA DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ESGOTO.....	44
2.7.1. Processos Aeróbios.....	44
2.7.2. Processos Anaeróbios.....	45
2.8. CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE O TRATAMENTO ANAERÓBIO .....	46
2.8.1. Princípios da Microbiologia da Digestão Anaeróbia .....	46
2.8.2. Processos de Conversão na Digestão Anaeróbia.....	49
2.8.3. Cinética e Balanço de Massa da Digestão Anaeróbia .....	53
2.9. CONFIGURAÇÕES USUAIS DE TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTO SANITÁRIO .....	57

2.9.1. Principais Reatores Anaeróbios Utilizados no Tratamento de Esgoto Sanitário.....	60
2.9.1.1. Lagoas anaeróbias.....	60
2.9.1.2. Decanto-digestores .....	61
2.9.1.3. Reatores anaeróbios de leito expandido ou fluidizado .....	62
2.9.2. UASB – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo.....	62
2.9.2.1. Considerações gerais .....	62
2.9.2.2. Princípios do funcionamento do reator de manta de lodo .....	66
2.9.2.3. Critérios e parâmetros de projeto.....	70
2.9.2.4. Operação e controle de reatores anaeróbios .....	75
2.9.3. Filtro Anaeróbio .....	80
2.9.3.1. Considerações gerais .....	80
2.9.3.2. Princípios do funcionamento do Filtro Anaeróbio .....	86
2.9.3.3. Critérios e parâmetros de projeto.....	99
2.9.3.4. Operação e controle de filtros anaeróbios .....	107
<b>3. MATERIAIS E MÉTODOS .....</b>	<b>109</b>
3.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	109
3.2. CARACTERIZAÇÃO GERAL DO CENÁRIO SOB ESTUDO.....	109
3.2.1. Dados Gerais do Município de Imbituva .....	109
3.2.2. População .....	110
3.2.3. Considerações Sobre o Sistema de Coleta e Afastamento do Esgoto .....	110
3.2.4. Considerações Sobre o Sistema de Tratamento.....	111
3.2.5. Características da Área da Estação de Tratamento .....	114
3.3. DESCRIÇÃO DAS UNIDADES QUE COMPÕEM A ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE IMBITUVA.....	115
3.3.1. Gradeamento, Sistema de Retenção de Areia e Sistema de Medição de Vazão.....	118
3.3.2. Reator UASB.....	119
3.3.3. Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente (FA).....	122
3.3.4. Unidade de Secagem do Lodo.....	124
3.4. PROCEDIMENTOS DE COLETA DAS AMOSTRAS E ANÁLISE DOS PARÂMETROS .....	124
3.4.1. Procedimento de Coleta das amostras .....	125
3.4.2. Procedimentos de Análise dos Parâmetros.....	128
3.4.3. Procedimentos de Tabulação dos Resultados.....	130
3.5. MUDANÇAS NA UNIDADE OCORRIDAS NO PERÍODO.....	131
3.5.1. Mudanças Construtivas .....	131
3.5.2. Mudanças operacionais .....	131
<b>4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>134</b>
4.1. RESULTADOS.....	134
4.1.1. Apresentação e Tabulação dos Resultados.....	134
4.1.2. Eficiência de Remoção.....	143
4.1.3. Avaliação dos Critérios e Parâmetros de Dimensionamento .....	143

4.1.4. Análise de Relação Entre Variáveis .....	144
4.2. DISCUSSÃO.....	146
4.2.1. Avaliação dos Critérios e Parâmetros de Dimensionamento .....	146
4.2.2. Relação DBO <sub>5</sub> /DQO.....	147
4.2.3. Relação Ácidos Voláteis / Alcalinidade Total .....	148
4.2.4. Sobre o Comportamento Espaço-Temporal dos Parâmetros.....	148
4.2.4.1. Características do esgoto bruto.....	149
4.2.4.2. pH .....	151
4.2.4.3. Ácidos graxos voláteis.....	153
4.2.4.4. Demanda química de oxigênio .....	154
4.2.4.5. Demanda bioquímica de oxigênio .....	158
4.2.4.6. Sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) .....	161
4.2.4.7. Coliformes totais e fecais .....	165
4.2.4.8. Nutrientes.....	168
4.2.4.9. Óleos e graxas.....	169
4.2.5. Sobre as Relações Verificadas Entre as Variáveis .....	171
4.2.5.1. DQO <sub>T</sub> e DBO <sub>T</sub> x temperatura .....	171
4.2.5.2. Concentrações de DQO <sub>T</sub> e DBO <sub>T</sub> afluyente x remoção de DQO <sub>T</sub> e DBO <sub>T</sub> .....	172
4.2.6. Aplicação de Modelos Cinéticos.....	173
4.2.6.1. Determinação da velocidade de remoção do substrato k.....	173
4.2.6.2. Verificação das equações de dimensionamento .....	177
<b>5. CONCLUSÕES .....</b>	<b>180</b>
<b>6. RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>182</b>

## LISTA DE QUADROS

QUADRO 1 - CARACTERÍSTICAS FÍSICAS, QUÍMICAS E BIOLÓGICAS DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS E SUAS ORIGENS .....	11
QUADRO 2 - PRINCIPAIS CONTAMINANTES EM TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS .....	12
QUADRO 3 - CLASSIFICAÇÃO DOS SÓLIDOS ENCONTRADOS NOS ESGOTOS .....	14
QUADRO 4 - COMPOSIÇÃO TÍPICA DO ESGOTO DOMÉSTICO SEM TRATAMENTO.....	18
QUADRO 5 - PRINCIPAIS MICROORGANISMOS PRESENTES NOS ESGOTOS DE IMPORTÂNCIA NO TRATAMENTO BIOLÓGICO .....	21
QUADRO 6 - COEFICIENTES CINÉTICOS TÍPICOS PARA SISTEMA DE LODOS ATIVADOS PARA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA DE ESGOTO DOMÉSTICO .....	35
QUADRO 7 - COEFICIENTES CINÉTICOS TÍPICOS DE CULTURAS ANAERÓBIAS.....	36
QUADRO 8 - CARACTERÍSTICAS DOS REATORES MAIS FREQUENTEMENTE USADOS NO TRATAMENTO DE ESGOTO.....	38
QUADRO 9 - TEMPOS DE DETENÇÃO HIDRÁULICA EM REATORES UASB.....	72
QUADRO 10 - VELOCIDADES ASCENDENTES RECOMENDADAS PARA O PROJETO DE REATORES UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO .....	74
QUADRO 11 - CRESCIMENTO POPULACIONAL EM IMBITUVA .....	110
QUADRO 12 - DIMENSIONAMENTO DOS LEITOS DE SECAGEM .....	124

## LISTA DE TABELAS

TABELA 1	TEMPERATURAS MÍNIMAS, MÉDIAS E MÁXIMAS MENSAIS	135
TABELA 2	- TEMPERATURAS MÍNIMAS, MÉDIAS E MÁXIMAS NO PERÍODO .....	135
TABELA 3	- COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO REATOR UASB.....	136
TABELA 4	- COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO FILTRO ANAERÓBIO .....	139
TABELA 5	- RESULTADOS MÉDIOS DO SISTEMA.....	142
TABELA 6	- EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO .....	143
TABELA 7	- TAXAS DE APLICAÇÃO ENCONTRADAS PARA O REATOR UASB E FA EM ESTUDO .....	144
TABELA 8	- RELAÇÃO $DBO_5/DQO$ DO ESGOTO BRUTO.....	145
TABELA 9	- RELAÇÃO $AGV/ALCALINIDADE$ TOTAL .....	145
TABELA 10	- CÁLCULO DA CONSTANTE $\kappa$ PARA MISTURA COMPLETA E FLUXO PISTÃO.....	175
TABELA 11	- CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DO FA .....	179

## LISTA DE GRÁFICOS

GRÁFICO 1 - TEMPERATURAS MÉDIAS MENSAS (°C) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB, DO EFLUENTE DO FA E TEMPERATURA AMBIENTE. ....	150
GRÁFICO 2 - VALORES DE pH DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	152
GRÁFICO 3 - CONCENTRAÇÕES DE ALCALINIDADE (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	153
GRÁFICO 4 - CONCENTRAÇÕES DE ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	154
GRÁFICO 5 - CONCENTRAÇÕES DE DQO TOTAL (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	156
GRÁFICO 6 - EFICIÊNCIA MÉDIA MENSAL DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA. ....	156
GRÁFICO 7 - CONCENTRAÇÕES DE DQO FILTRADA (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	157
GRÁFICO 8 - CONCENTRAÇÕES DE DBO TOTAL (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	158
GRÁFICO 9 - EFICIÊNCIA MÉDIA MENSAL DE REMOÇÃO DE DBO TOTAL (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA. ....	159
GRÁFICO 10 - CONCENTRAÇÕES DE DBO FILTRADA (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	161
GRÁFICO 11 - CONCENTRAÇÕES DE SST (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	163
GRÁFICO 12 - EFICIÊNCIA MÉDIA MENSAL DE REMOÇÃO DE SST (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA. ....	163

GRÁFICO 13 - CONCENTRAÇÕES DE SSV (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	164
GRÁFICO 14 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SSV (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA. ....	164
GRÁFICO 15 - CONCENTRAÇÕES DE COLIFORMES TOTAIS (NMP/100ML) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	166
GRÁFICO 16 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COLIFORMES TOTAIS (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA. ....	166
GRÁFICO 17 - CONCENTRAÇÕES DE COLIFORMES FECAIS (NMP/100ML) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	167
GRÁFICO 18 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COLIFORMES FECAIS (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA. ....	167
GRÁFICO 19 - CONCENTRAÇÕES DE NITROGÊNIO TOTAL KJELDAHL (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	169
GRÁFICO 20 - CONCENTRAÇÕES DE ÓLEOS E GRAXAS (MG/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA. ....	170
GRÁFICO 21 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ÓLEOS E GRAXAS (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA. ....	171
GRÁFICO 22 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL (%) NO REATOR UASB E NO FA. ....	172
GRÁFICO 23 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DBO TOTAL (%) NO REATOR UASB, E NO FA. ....	173
GRÁFICO 24 - TAXA DE REMOÇÃO DE SUBSTRATO - K CONSIDERANDO REGIME DE MISTURA COMPLETA IDEAL. ....	176

GRÁFICO 25 - TAXA DE REMOÇÃO DE SUBSTRATO -  $\kappa$   
CONSIDERANDO REGIME DE FLUXO PISTÃO IDEAL..... 176

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – DISTRIBUIÇÃO DOS SÓLIDOS ENCONTRADOS NA ÁGUA E NO ESGOTO.....	13
FIGURA 2 - SEQÜÊNCIA DE PREDOMINÂNCIA RELATIVA DOS MICRORGANISMOS NO TRATAMENTO AERÓBIO DE ESGOTO.....	21
FIGURA 3 - PERFIL DE CRESCIMENTO BACTERIOLÓGICO .....	29
FIGURA 4 – REAÇÕES DE ORDEM 0 E 1, OBTIDAS ATRAVÉS DA CINÉTICA DE MICHAELIS-MENTEN.....	32
FIGURA 5 – CONVERSÃO BIOLÓGICA NO SISTEMA AERÓBIO .....	45
FIGURA 6 - CONVERSÃO BIOLÓGICA NO SISTEMA ANAERÓBIO .....	46
FIGURA 7 – SEQÜÊNCIA DE PROCESSOS BIOLÓGICOS QUE OCORREM NA DIGESTÃO ANAERÓBIA .....	48
FIGURA 8 - DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM REATOR UASB .....	68
FIGURA 9 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UM REATOR TIPO RALF .....	68
FIGURA 10 – PERSPECTIVA DE UM REATOR TIPO RALF .....	69
FIGURA 11 - FILTRO DE FLUXO DESCENDENTE AFOGADO, COM ENTRADA E SAÍDA POR TUBOS PERFURADOS.....	88
FIGURA 12 - FILTRO DE FLUXO ASCENDENTE, FUNDO FALSO, COLETA DO EFLUENTE EM CALHAS E REMOÇÃO DO LODO EM EXCESSO POR SUCCÃO, POR MEIO DE TUBOS-GUIA .....	88
FIGURA 13 – PERSPECTIVA DO FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE OPERADO PELA SANEPAR.....	89
FIGURA 14 - SISTEMA DE ESGOTAMENTO SANITÁRIO DE IMBITUVA... 112	
FIGURA 15 - SISTEMA DE ESGOTAMENTO SANITÁRIO DE IMBITUVA... 113	
FIGURA 16 – CROQUI DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE ESGOTO DE IMBITUVA .....	116

FIGURA 17 -CORTE ESQUEMÁTICO DE ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE IMBITUVA .....	117
--	-----

## LISTA DE FOTOGRAFIAS

FOTOGRAFIA 1 - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE IMBITUVA.....	116
FOTOGRAFIA 2 - GRADEAMENTO, DESARENADOR E CALHA PARSHALL.....	119
FOTOGRAFIA 3 - REATOR ANAERÓBIO .....	120
FOTOGRAFIA 4 - FILTRO ANAERÓBIO .....	123
FOTOGRAFIA 5 - COLETA DAS AMOSTRAS – PONTO 1.....	126
FOTOGRAFIA 6 - COLETA DAS AMOSTRAS – PONTO 2.....	127
FOTOGRAFIA 7 - COLETA DAS AMOSTRAS – PONTO 3.....	127
FOTOGRAFIA 8 - ACONDICIONAMENTO DAS AMOSTRAS .....	128

## LISTA DE SIGLAS

AGV	-	Ácidos graxos voláteis
AME	-	Atividade Metanogênica Específica
CHV	-	Carga hidráulica volumétrica
CONAMA	-	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COPEL	-	Companhia Paranaense de Energia
COT	-	Carbono orgânico total
COV	-	Carga orgânica volumétrica
DAFA	-	Digestor anaeróbio de fluxo ascendente
DBO	-	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	-	Demanda química de oxigênio
ETE	-	Estação de tratamento de esgoto
IAP	-	Instituto Ambiental do Paraná
IBGE	-	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
NTK	-	Nitrogênio total Kjeldahl
OD	-	Oxigênio dissolvido
PROSAB	-	Programa de Saneamento Básico
RAFA	-	Reator anaeróbio de fluxo ascendente
RAFAALL	-	Reator anaeróbio de fluxo ascendente através de leito de lodo
RAFAMAL	-	Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo
RALF	-	Reator anaeróbio de leito fluidizado
SABESP	-	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SANEPAR	-	Companhia de Saneamento do Paraná
SEDU	-	Secretaria de Estado do Desenvolvimento Urbano
SDF	-	Sólidos dissolvidos fixos
SDT	-	Sólidos dissolvidos totais
SDV	-	Sólidos dissolvidos voláteis
SFT	-	Sólidos fixos totais
SS	-	Sólidos suspensos
SSF	-	Sólidos suspensos fixos
SST	-	Sólidos suspensos totais

SSV	-	Sólidos suspensos voláteis
ST	-	Sólidos totais
SUDERHSA	-	Superintendência de Desenvolvimento de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental
SUREHMA	-	Superintendência de Recursos Hídricos e Meio Ambiente
SVT	-	Sólidos voláteis totais
UASB	-	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor)

## LISTA DE SIMBOLOS

A	-	Área
C	-	Concentração do composto em um tempo
C'	-	Contribuição específica do esgoto
c	-	Coefficiente de retorno água/esgoto
C <sub>0</sub>	-	Concentração afluente do composto
d	-	Número de dispersão
D	-	Coefficiente de dispersão longitudinal
$\frac{dX}{dt}$	-	Acúmulo de biomassa no sistema (Variação de biomassa com o tempo)
e	-	Coefficiente determinado experimentalmente
E	-	Eficiência do processo
F	-	Alimento
FA	-	Filtro anaeróbio
H	-	Altura
k	-	Taxa específica de utilização do substrato máxima ou Constante da reação
K <sub>1</sub>	-	Coefficiente de vazão máxima diária
K <sub>2</sub>	-	Coefficiente de vazão máxima horária
K <sub>3</sub>	-	Coefficiente de vazão mínima diária
k <sub>d</sub>	-	Coefficiente de respiração endógena
K <sub>S</sub>	-	Constante de saturação
L	-	Extensão do percurso
m	-	Coefficiente do meio suporte
M	-	Microrganismo
N	-	Número de contribuintes
P <sub>x</sub>	-	Taxa de produção de sólidos
q <sub>s</sub>	-	Taxa de aplicação hidráulica superficial
Q	-	Vazão
Q <sub>7,10</sub>	-	Vazão mínima provável para um período de estiagem de sete dias com um tempo de recorrência de 10 anos
T	-	Tempo

$T'$	-	Período de detenção
$R_c$	-	Taxa da reação de primeira ordem de geração do composto
$r_g$	-	Taxa de crescimento bacteriano
$r_g'$	-	Taxa líquida de crescimento bacteriano
$r_{Su}$	-	Taxa de utilização do substrato
$S$	-	Concentração do substrato limitante
$S_0$	-	Concentração de substrato afluente
$S_{d0}$	-	Concentração de substrato biodegradável afluente
$S_{de}$	-	Concentração do substrato solúvel biodegradável efluente
$S_e$	-	Concentração de substrato efluente
$S_k$	-	Coefficiente do sistema
$S_{T0}$	-	Concentração total de DQO afluente
$S_{Te}$	-	Concentração total de DQO solúvel efluente
$t_h$	-	Tempo de detenção hidráulica
$U$	-	Taxa específica de utilização do substrato
$U'$	-	Velocidade média de percurso no reator
$\mu$	-	Taxa específica de crescimento ou velocidade específica de crescimento celular
$\mu_m$	-	Taxa de crescimento específica máxima ou máxima velocidade específica de crescimento celular
$v$	-	Velocidade
$V$	-	Volume
$X$	-	Concentração de biomassa no reator
$X_V$	-	Concentração de biomassa anaeróbia no reator
$X_{Van}$	-	Concentração SSV anaeróbios efluente
$Y$	-	Coefficiente de rendimento ou coeficiente de produção de biomassa
$\theta_c$	-	Tempo de residência celular ou idade do lodo

## RESUMO

O processo anaeróbio de tratamento de esgoto doméstico através de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) vem sendo amplamente utilizados no Paraná, Brasil, e em outros estados brasileiros. Esse processo apresenta, no aspecto teórico, algumas vantagens quando comparado ao processo aeróbio. Entre estas as principais são a menor produção de lodo, a formação do gás metano, que é um subproduto com potencialidade de aproveitamento, e o menor custo de instalação e operação do sistema.

Apesar das vantagens descritas, os reatores anaeróbios geralmente necessitam de uma etapa de pós-tratamento dos efluentes para atender aos requisitos da legislação ambiental e preservar o meio ambiente. Neste sentido a Companhia de Saneamento do Paraná – SANEPAR, vem utilizando o filtro anaeróbio de fluxo ascendente (FA) como pós-tratamento de reator UASB. Visando a avaliação dos critérios de dimensionamento e projeto desse sistema, este trabalho estudou o desempenho de um filtro anaeróbio operando sob condições reais de utilização.

Para tanto foi monitorado um sistema de tratamento de esgoto doméstico na cidade de Imbituva, no estado do Paraná, composto por gradeamento manual, desarenador, reator UASB com volume de 300 m<sup>3</sup> e filtro anaeróbio de fluxo ascendente com volume total de 681 m<sup>3</sup> e volume útil de 453,95 m<sup>3</sup>. Após trinta e uma semanas de monitoramento o sistema UASB/FA apresentou resultados médios de remoção de DQO total de 72%, com remoção média no FA de 29%, resultando em concentração efluente média de DQO total de 166,61 mg/L. Para eficiência de remoção de DBO total os resultados foram de 78% para média global, onde para o FA a remoção média foi de 26%, com concentração efluente média de DQO total de 47 mg/L. A concentração média global de SST no efluente final foi de 80 mg/L, resultando em uma eficiência global do sistema de 71%, com remoção média de 37% no FA. Pelos resultados encontrados, verifica-se que o FA é uma alternativa viável para polimento dos efluentes de reatores UASB.

## ABSTRACT

The anaerobic domestic sewage treatment process through an up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) has been widely used in the State of Parana, Brazil, and in other Brazilian States. This process presents, theoretically, some advantages when compared to the aerobic process. Among such advantages the main ones are the smaller production of sludge, the formation of methane gas, which is a sub product with utilization potential, and the lower cost of installation and operation of the system.

Despite the advantages described, the anaerobic reactors usually need a stage of post-treatment of the effluents to attend the requirement of the environmental legislation and to preserve the environment. For such cases SANEPAR (the Sanitation Company of Parana State) have been using the anaerobic up-flow filter as post-treatment of UASB reactor. Aiming the evaluation of the dimensioning and project of such criteria, the present work evaluated the performance of anaerobic filter that operated under real conditions of utilization.

Therefore a system of domestic treatment was monitored in Imbituva town, Parana State, composed of a manually cleaned bar screen, channels for grit removal, one UASB type reactor with 300 m<sup>3</sup> useful capacity and an up-flow anaerobic filter with total volume of 681 m<sup>3</sup> and useful capacity of 453.95 m<sup>3</sup>. After thirty one weeks of monitoring, the system UASB/FA presented average results for total COD removal of 72%, with average removal in the FA of 29%, resulting in the average concentration of effluent of total COD of 166.61 mg/L. For the efficiency of total BOD removal, the results were of 78% for the global average, where for FA the average removal was 26% and the final plant effluent had an average concentration of 47 mg/L. For total SS the results of efficiency removal was 71% and the final plant had an average concentration of 80mg/L with average removal of 37 % in the FA. By the results found, it can be verified that the FA is an alternative for the polishing of the of UASB reactors effluent.

## 1. INTRODUÇÃO

*“Os vencedores são os que buscam conhecimento, os perdedores pensam já tê-lo encontrado.”*

Anônimo

No Brasil as condições de saneamento básico da grande maioria das cidades é preocupante. O índice de cobertura com redes coletoras de esgoto é muito pequeno, além do agravante de que uma grande parte do esgoto coletado não é tratado adequadamente ou, o que é mais grave, não recebe tratamento algum. Segundo os números revelados pela Pesquisa Nacional de Saneamento Básico, realizada pelo IBGE, 42% da população total é atendida com esgotamento sanitário, ou 51% da população urbana presente no ano 2000. Do total de esgoto coletado diariamente, apenas 35% são tratados (Revista BIO abril/junho 2002).

Essa pequena parcela de 35% é tratado através de grandes estações de tratamento centralizadas, nas quais os processos de tratamento mais utilizados são os biológicos aeróbios que ocorrem na presença de oxigênio livre. Porém, a tecnologia adotada nesses sistemas é sofisticada e a operação necessita de equipamentos que consomem grande quantidade de energia, além do processo gerar elevado volume de lodo não estabilizado.

Face ao exposto acima, é grande o desafio, para toda sociedade, quando o assunto é saneamento básico.

O quadro sócio-econômico e político do país, no qual a necessidade premente é o combate à fome, nos impõe como meta projetar sistemas de tratamento de esgotos funcionalmente simples, com tecnologia adequada à realidade do Brasil, visando além da eficiência, uma alta relação benefício/custo. Procurando, desta forma, o atendimento a um número maior de comunidades com os recursos financeiros disponíveis.

Neste sentido, após um estágio de descrédito, até o início dos anos 80, os sistemas anaeróbios de tratamento de esgotos, passaram a ocupar uma posição de destaque, principalmente no Brasil, face às favoráveis condições ambientais de temperatura (CHERNICHARO 1997).

A crescente aceitação dos processos anaeróbios, como principal unidade de tratamento biológico de esgoto deve-se, principalmente, à constatação de que uma parte considerável do material orgânico (em geral próximo de 70%) pode ser removido nessa unidade, utilizando-se tecnologia simples e de baixo custo, com reduzido consumo de energia, sem necessidade da adição de produtos químicos e com produção de lodo em pequena quantidade e já estabilizado.

Enfocando-se o tratamento anaeróbio para esgotos domésticos, podemos enumerar vários países, com clima tropical e subtropical, nos quais estações de tratamento já se encontram em operação: México, Colômbia, Indonésia (Medan), Venezuela (Santa Cruz), Equador (Babahoyo) e Índia (7 reatores ao longo do rio Yamuna) (CHERNICHARO 1997, apud GTZ-TBW<sup>1</sup>). No Brasil, o tratamento anaeróbio vem sendo difundido em vários estados, principalmente através dos reatores tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors) (LETTINGA et al., 1980), Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo. Desde o início da década de 1980, estes reatores tem sido utilizados, principalmente no estado do Paraná onde o processo tem evoluído, devido à experiência prática de mais de 200 unidades construídas, destacando-se a Estação de Tratamento Atuba Sul, em Curitiba, projetada para atender 600 mil pessoas, composta por 16 reatores de 2.000 m<sup>3</sup>. No estado de São Paulo, muitas unidades estão em operação, onde podemos citar a ETE Piracicamirim, Piracicaba, a qual atende á população de 92.000 habitantes. Existem ainda reatores em

---

<sup>1</sup> GTZ/TBW (1997). Promotion of anaerobic technology for the treatment of municipal and industrial sewage and wastes. Supraregional sectoral project

Brasília, DF, Belém, PA, Rio Grande do Norte, Minas Gerais, Pernambuco, Paraíba, Rio Grande do Sul e Bahia (ANDRADE NETO e CAMPOS, 1999).

O tratamento de esgotos domésticos através de reatores de manta de lodo (UASB) apresenta inúmeras vantagens, as quais serão descritas no decorrer desse trabalho, quando comparado aos processos de tratamento anaeróbios convencionais. Porém, com referência a eficiência de remoção DBO e DQO, a qual é da ordem de 65-75% (CHERNICHARO, 1997), verificamos a necessidade de uma etapa de pós-tratamento visando adequar os efluentes produzidos aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental. Neste sentido, no Paraná, foi firmado um termo de compromisso entre a SANEPAR e o Instituto Ambiental do Paraná (IAP), órgão fiscalizador das questões ambientais no estado, onde a primeira citada se compromete a implantar unidades de pós-tratamento de esgoto nas estações de tratamento existentes, de maneira a garantir a eficiência esperada. Neste sentido, a SANEPAR, a partir da década de 1990, vem projetando e instalando filtros anaeróbios para pós-tratamento de reatores de manta de lodo. Devido a facilidade operacional e ao baixo custo de implantação e operação, diversas unidades encontram-se em operação em vários municípios do estado. Necessitando de um estudo detalhado de eficiência e estabilidade do sistema.

Há ainda a ser salientado que diversas pesquisas tem sido desenvolvidas para avaliar o desempenho do filtro anaeróbio para remoção de matéria orgânica. No entanto, constam de avaliações em escala piloto e sob condições controladas.

Considerando portanto a inexistência de pesquisas relacionadas ao monitoramento de um filtro anaeróbio em escala real, somado ao fato de filtros deste tipo estarem operando em sistema de tratamento de esgoto em vários municípios do Paraná, conforme já comentado, entende-se oportuno desenvolver pesquisas para avaliar o desempenho de um filtro anaeróbio operando sob condições reais de utilização.

Tal avaliação propiciará, não apenas uma revisão de métodos de operação e manutenção destes sistemas, como também possibilitará a observação de novas realidades e considerações que redundarão em novos requisitos, critérios e relações para a concepção, dimensionamento e projeto dos filtros anaeróbios.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Esta revisão bibliográfica apresenta inicialmente o histórico e os conceitos relacionados ao esgoto. Na seqüência são abordadas as principais características do mesmo, além da importância e formas de tratamento. A seguir será focado o processo de tratamento biológico, sua cinética e tipologia, dando ênfase ao tratamento biológico anaeróbio. Por fim são abordadas as características do processo de tratamento anaeróbio através de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo – UASB e por filtro anaeróbio de fluxo ascendente - FA.

### 2.1. IMPORTÂNCIA DO TRATAMENTO DO ESGOTO

A água é hoje um dos recursos naturais mais preciosos da humanidade, pois ele é diretamente responsável pela manutenção e bem estar da espécie humana e da biodiversidade animal e vegetal. A industrialização e a exploração demográfica que têm produzido o crescimento desordenado dos grandes centros urbanos estão contribuindo muito para a degradação dos corpos hídricos. Grande parte das águas residuárias geradas pela comunidade são lançadas nos rios com tratamento inadequado, ou sem tratamento algum.

Face ao exposto, para garantir que a água não se torne um recurso natural não renovável, medidas de proteção e preservação aos corpos hídricos devem ser tomadas, dentre elas está a coleta e tratamento do esgoto.

Segundo HAANDEL e LETTINGA (1994), “O objetivo principal do tratamento de esgoto é corrigir as características indesejáveis, de tal maneira que o seu uso ou a sua disposição final possa ocorrer de acordo com as regras e critérios definidos pelas autoridades legislativas”.

Para alcançar o objetivo descrito, o tratamento deverá reduzir a concentração dos principais constituintes do esgoto, quais sejam: sólidos, matéria orgânica, nutrientes e organismos patogênicos.

Os mesmos autores comentam que a remoção apenas da parte visível dos poluentes, ou seja, os sólidos sedimentáveis realizada através da sedimentação simples, chamada de tratamento primário, não é suficiente para uma proteção adequada dos corpos d'água. Devido a presença de material orgânico solubilizado no esgoto após a sedimentação, ocorre a queda no nível de oxigênio dissolvido (OD) e conseqüentemente a depleção parcial ou total do corpo receptor. Isto se deve ao fato de que os microrganismos envolvidos na depuração do esgoto usam o oxigênio disponível no meio líquido para a sua reprodução e respiração. Desta forma torna-se necessária a remoção da matéria orgânica através do tratamento secundário.

A descarga de efluentes do tratamento secundário pode ainda ocasionar a deterioração dos corpos d'água, pois, na maioria dos casos, esses contêm grande quantidade de nutrientes, em especial nitrogênio e fósforo. Desta forma, em alguns casos existe a necessidade do tratamento terciário, pois esses elementos, disponíveis em abundância, tendem a causar um crescimento excessivo da vida aquática, que os utiliza para a síntese celular. Dessa maneira o grande desenvolvimento de biomassa pode reduzir a concentração de OD, ocasionando o fenômeno de deterioração da qualidade da água chamado de eutrofização.

Face ao exposto, deve-se ressaltar que a escolha do sistema de tratamento mais adequado deve levar em consideração que a qualidade do efluente esteja de acordo com os padrões exigidos pela legislação vigente. Neste sentido, a resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) nº 20, de 18/06/86, dividiu as águas do território nacional em águas doces (salinidade < 0,05%), salobras (salinidade entre 0,05% e 3%) e salinas (salinidade > 3%). Em função do uso previsto, foram criadas nove classes. As classes relativas às águas doce são as Classes especial, 1, 2, 3, e 4. A Classe especial é para águas com usos mais nobres e a Classe 4 para os usos menos nobres. As Classes 4 e 5 são para as águas salinas e as Classes 7 e 8 para as águas salobras.

Além de estabelecer para cada classe de água os padrões de qualidade a serem obedecidos, a Resolução CONAMA 20/86 impõe a qualidade mínima a ser atendida por efluentes de qualquer fonte poluidora, para lançamento em corpos d'água.

Isto posto, é importante a garantia da viabilidade técnica do tratamento, levando-se em consideração o custo de implantação e operação, a disponibilidade de área para instalação, equipamentos necessários e mão-de-obra especializada.

## 2.2. HISTÓRICO DO TRATAMENTO DO ESGOTO

O processo de tratamento biológico de esgoto procura reproduzir, em condições controladas, o fenômeno de decomposição da matéria orgânica que ocorre naturalmente na água e no solo.

De acordo com DROSTE (1997), a produção de biogás foi descoberta no século dezessete, quando cientistas observavam o gás dos pântanos queimando na superfície. Esse gás é o metano, o produto da degradação biológica anaeróbia da matéria orgânica.

Já a evolução da tecnologia de tratamento de esgoto em ambiente confinado e controlado, iniciou-se a partir da verificação de que as lagoas poderiam ser utilizadas como sistema de tratamento e também com a descoberta, em 1860, da fossa séptica. Pesquisas registram que esse tipo de tratamento foi desenvolvido por Jean Louis Mouras em Veoul, na França (ANDRADE NETO e CAMPOS, 1999).

As fossas sépticas, após largamente utilizadas na Europa, foram adotadas como forma de tratamento nos Estados Unidos em 1883 e na Inglaterra em 1895, onde em 1903, W. O. Travis concebeu e construiu o tanque hidrolítico do qual evoluiu o tanque Imhoff. Desenvolvido pelo engenheiro alemão Karl Imhoff, esse tanque é constituído por duas câmaras distintas: a de sedimentação e a de digestão.

Ao redor de 1908 foi adotado por Phelps na cidade de Boston, nos EUA, o tanque hidrolítico, o qual era constituído por um tanque cônico invertido, alimentado com esgoto bruto pelo fundo passando através de um manto de lodo. Esse tanque deu

origem ao reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo - UASB, hoje largamente utilizado (ANDRADE NETO, 1997).

Em meados do século dezenove na Inglaterra, uma epidemia causada por doenças de veiculação hídrica, como a cólera, resultou em milhares de vítimas. Esse fato levou as autoridades a tomarem medidas quanto ao tratamento do esgoto. A partir de então, a tecnologia de coleta e afastamento de esgoto progrediu muito e tornou-se mais acessível e mais praticada.

No entanto, no final do século dezenove, os processos físico-químicos eram os mais empregados, mas não ofereciam a eficiência desejada. O processo de tratamento biológico estava apenas começando, restringindo-se ao uso de filtros intermitentes, filtros biológicos, leitos percoladores e tanques sépticos. Desta maneira, foi com grande entusiasmo que os pesquisadores receberam a notícia do surgimento de um novo processo de tratamento, chamado de lodos ativados, o qual seria capaz de produzir efluentes de alta qualidade.

Os trabalhos pioneiros sobre lodos ativados foram os do Dr. Angres Smith, na Inglaterra em 1882 e do Dr. Gilbert John Fowler, em Manchester, Inglaterra, em 1897. Mas a grande inovação deu-se com a apresentação, por dois discípulos de Fowler, Edward Arden e William Lockelt, em 1914 de um trabalho intitulado “Experiência sobre a oxidação do esgoto sem a intervenção de filtros”.

Por sua vez, o processo de tratamento anaeróbio, até recentemente, somente era utilizado para digestão de lodos com elevadas concentrações de sólidos orgânicos, estrume bovino, resíduos da criação de animais e águas residuárias industriais. Foi na década de sessenta, através do trabalho dos pesquisadores James C. Young e Perry L. McCarty, que os reatores anaeróbios começaram a ser aplicados para tratamento de águas residuárias com baixa concentração de matéria orgânica, caso do esgoto doméstico.

Atualmente é sabido que ambos os processos biológicos, anaeróbios e aeróbios, podem ser utilizados para tratamento do esgoto sanitário. Devem ser estudados os aspectos positivos e negativos da utilização de cada processo, para cada caso, de maneira a encontrar a solução mais adequada.

### 2.3. CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO

O esgoto é o suprimento de água de uma comunidade, depois de ter sido utilizado para vários fins. Pode ainda ser definido como uma combinação de resíduos líquidos ou diluídos em água, removidos de residências, instituições, estabelecimentos comerciais e industriais, junto com águas subterrâneas, superficiais e pluviais que possam estar presentes (METCALF e EDDY, 2003).

De acordo com SPERLING (1996), O esgoto gerado em uma comunidade pode ser originado de três fontes distintas: a primeira seria a contribuição doméstica, ou seja, o esgoto gerado nas residências, devido às atividades normais tais como cozinhar, lavar, usar banheiro, etc.; a segunda é a parcela decorrente de infiltração; a terceira é proveniente de despejos industriais.

A vazão do esgoto doméstico é geralmente calculada em função do consumo de água de uma comunidade, a qual não depende somente do tamanho da população atendida, mas também das características sócio-econômicas.

O consumo de água, e conseqüentemente a geração de esgoto, tende a variar consideravelmente ao longo do dia, de acordo com o ciclo natural de atividades humanas. Essa variação é amortecida ao longo da rede coletora. Assim, em redes com grandes extensões, os picos de vazão são de menor intensidade.

O esgoto industrial, por sua vez, é muito diverso, dependendo das características próprias de cada indústria, dos produtos fabricados, dos processos utilizados e das matérias primas empregadas. Desta forma, cada indústria deverá ser considerada em separado na caracterização de seus efluentes.

METCALF e EDDY (1991) apresentam o quadro 1 no qual são encontradas as principais propriedades físicas e as características químicas e biológicas do esgoto. Esses autores chamam atenção para o fato de que muitas das propriedades físicas e das características químicas e biológicas listadas neste quadro são inter-relacionadas. Por exemplo, a temperatura, uma propriedade física, afeta a solubilidade dos gases e a atividade biológica.

Os mesmos autores apresentam o quadro 2 no qual estão contemplados os principais contaminantes tipicamente encontrados no esgoto, ressaltando sua importância.

QUADRO 1 - CARACTERÍSTICAS FÍSICAS, QUÍMICAS E BIOLÓGICAS DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS E SUAS ORIGENS

CARACTERÍSTICAS	ORIGEM
<b>PROPRIEDADES FÍSICAS</b>	
• Cor	Resíduos domésticos e industriais, degradação natural de materiais orgânicos
• Odor	Águas residuárias em decomposição e resíduos industriais
• Sólidos	Abastecimento de água potável, resíduos domésticos e industriais, erosão de solos, infiltração
• Temperatura	Resíduos domésticos e industriais
<b>CONSTITUINTES QUÍMICOS</b>	
• Orgânicos	
Carboidratos	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Gorduras, óleos e graxas	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Pesticidas	Resíduos agrícolas
Fenóis	Resíduos industriais
Proteínas	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Poluentes perigosos	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Surfactantes	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Compostos orgânicos voláteis	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Outros	Degradação natural de matérias orgânicas
• Inorgânicos	
Alcalinidade	Resíduos domésticos, abastecimento de água potável, infiltração de água subterrânea
Cloretos	Resíduos domésticos, abastecimento de água potável, infiltração de água subterrânea
Metais pesados	Resíduos industriais
Nitrogênio	Resíduos domésticos e agrícolas
pH	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Fósforo	Resíduos domésticos, comerciais e industriais, drenagem natural de água
Poluentes perigosos	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
Enxofre	Abastecimento de água potável, resíduos domésticos, comerciais e industriais
• Gases	
Gás sulfídrico	Decomposição de resíduos orgânicos
Metano	Decomposição de resíduos orgânicos
Oxigênio	Abastecimento de água potável, infiltração com a superfície da água
<b>CONSTITUINTES BIOLÓGICOS</b>	
• Animais	Cursos d'água abertos e plantas de tratamento de efluentes
• Plantas	Cursos d'água abertos e plantas de tratamento de efluentes
• Protistas	
Eubactéria	Resíduos domésticos, infiltração de água superficiais e plantas de tratamento de efluentes
Arquebactérias	Resíduos domésticos, infiltração de água superficiais e plantas de tratamento de efluentes
Vírus	Resíduos domésticos

FONTE: METCALF E EDDY (1991)

QUADRO 2 - PRINCIPAIS CONTAMINANTES EM TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

CONTAMINANTE	IMPORTÂNCIA
Sólidos suspensos	Sólidos suspensos podem levar ao desenvolvimento de depósitos de lodo e condições anaeróbias quando o efluente líquido não tratado é lançado no ambiente aquático.
Orgânicos biodegradáveis	Compostos principalmente por proteínas, carboidratos e gorduras, os orgânicos biodegradáveis são quantificados basicamente em termos de DBO (demanda bioquímica de oxigênio) e DQO (demanda química de oxigênio). Se lançado sem tratamento ao ambiente, sua estabilização biológica pode levar à queda da reserva de oxigênio natural e ao desenvolvimento de condições sépticas.
Patogênicos	Diversas doenças podem ser transmitidas por organismos patogênicos em águas residuárias.
Nutrientes	Tanto nitrogênio quanto fósforo, junto ao carbono, são nutrientes essenciais para o crescimento. Quando lançados no ambiente aquático, esses nutrientes podem levar ao crescimento de uma vida aquática não desejável. Quando lançados em excessivas quantidades sobre a terra, também podem poluir águas subterrâneas.
Poluentes perigosos	Compostos orgânicos e inorgânicos selecionados com base no conhecimento de apresentarem carcinogenicidade, mutagenicidade, teratogenicidade ou toxicidade. Muitos desses compostos são encontrados em águas residuárias.
Orgânicos Refratários	Esses orgânicos tendem a resistir a métodos convencionais de tratamento de efluentes líquidos. Exemplos típicos incluem surfactantes, fenóis e pesticidas agrícolas.
Metais pesados	Metais pesados são geralmente adicionados às águas residuárias de atividades comercial e industrial e devem ser removidos se o efluente for reutilizado.
Inorgânicos dissolvidos	Constituintes inorgânicos como cálcio, sódio e sulfato são adicionados à água de abastecimento doméstico e devem ser removidos se o efluente for reutilizado.

FONTE: METCALF & EDDY (1991)

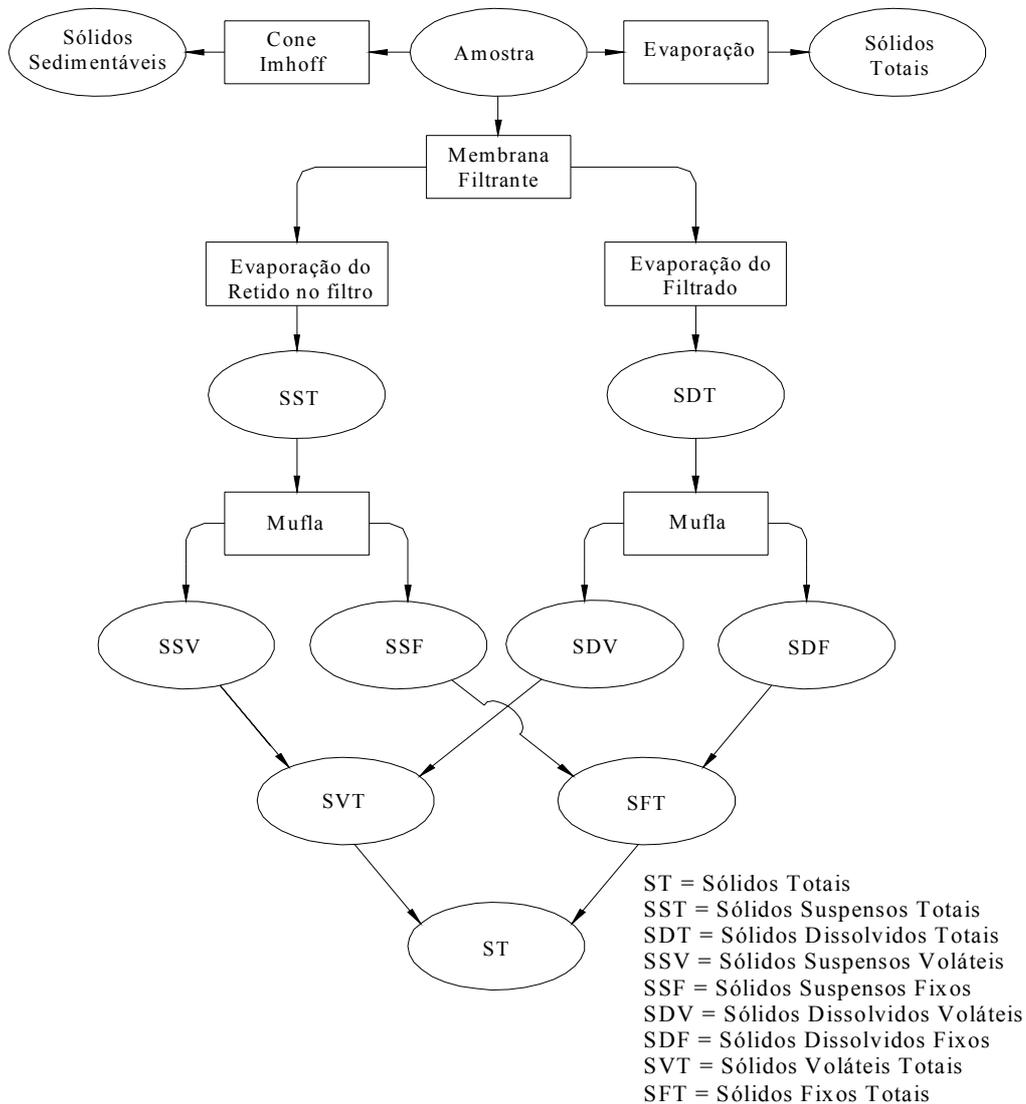
Salientando aqueles específicos ao esgoto doméstico, os principais contaminantes encontrados são:

- Sólidos totais fixos e voláteis (sólidos);
- Material particulado e dissolvido (material orgânico);
- Nitrogênio e fósforo (nutrientes);
- Coliformes totais e fecais (indicadores de organismos patogênicos).

▪ Sólidos

Segundo METCALF e EDDY (2003), a mais importante característica física do esgoto são os sólidos totais. A classificação dos sólidos está representada no quadro 3, sendo que, a figura 1 apresenta a inter-relação dos sólidos encontrados na água e no esgoto.

FIGURA 1 – DISTRIBUIÇÃO DOS SÓLIDOS ENCONTRADOS NA ÁGUA E NO ESGOTO



FONTE: Adaptado METCALF & EDDY (2003)

QUADRO 3 - CLASSIFICAÇÃO DOS SÓLIDOS ENCONTRADOS NOS ESGOTOS

TESTE	DESCRIÇÃO
Sólidos totais (ST)	Matéria que permanece como resíduo após uma amostra de esgoto ter sido submetida á evaporação a uma temperatura específica (103 a 105°C).
Sólidos voláteis totais (SVT)	São aqueles que podem ser volatilizados quando os ST são submetidos a uma temperatura de 500 ± 50°C. Representam uma estimativa da matéria orgânica presente nos esgotos.
Sólidos fixos totais (SFT)	É o resíduo que permanece quando os ST são submetidos a uma temperatura de 500 ± 50°C. Representam uma estimativa da matéria inorgânica ou mineral presente nos esgotos.
Sólidos suspensos totais (SST)	Porção dos ST retida, quando um volume da amostra de esgoto é filtrado através de uma membrana filtrante apropriada, medida após evaporação a uma temperatura específica (105°C)
Sólidos suspensos voláteis (SSV)	São aqueles que volatilizam quando os SST são submetidos a uma temperatura de 500 ± 50°C
Sólidos suspensos fixos (SSF)	É o resíduo que permanece quando os ST são submetidos a uma temperatura de 500 ± 50°C
Sólidos dissolvidos totais (SDT)	São os sólidos que passam através do filtro, medidos após evaporação a uma temperatura específica. Esses compreendem a fração de sólidos dissolvidos e coloidais. Os sólidos coloidais têm tamanho entre 0,001 e 1 micra
Sólidos dissolvidos Voláteis totais (SDV)	São aqueles que volatilizam quando os SDT são submetidos a uma temperatura de 500 ± 50°C
Sólidos dissolvidos fixos (SDF)	É o resíduo que permanece quando os SDT são submetidos a uma temperatura de 500 ± 50°C
Sólidos sedimentáveis	São os sólidos suspensos, expresso em mililitros por litro, que sedimentam após um período de tempo específico (1 hora), em um recipiente apropriado (cone “Imhoff”)

FONTE: Adaptado de METCALF &amp; EDDY (2003)

- **Matéria orgânica**

Segundo METCALF e EDDY (2003), a matéria orgânica encontrada no esgoto típico consiste de 40% a 60% de proteínas, 35% a 50% de carboidratos e 8% a 12% de óleos e graxas. Outro importante constituinte orgânico encontrado é a uréia. Juntamente com os componentes citados acima, o esgoto típico contém grande número de compostos orgânicos com estruturas que podem variar de simples à extremamente complexas. Devido à dificuldade na determinação laboratorial dos diversos componentes da matéria orgânica no esgoto, esses são agregados no sentido de possibilitar um método de quantificação da mesma.

Os métodos laboratoriais mais comuns atualmente utilizados para medir a quantidade de matéria orgânica no esgoto são: demanda bioquímica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO) e carbono orgânico total (COT).

a) **Demanda bioquímica de oxigênio (DBO)**

A demanda bioquímica de oxigênio (DBO) é a quantidade de oxigênio dissolvido requerido pelos microrganismos na oxidação bioquímica da matéria orgânica presente no esgoto. Isto quer dizer que quanto maior a demanda bioquímica de oxigênio maior é a quantidade de material orgânico presente no esgoto. Para esgoto doméstico típico, convencionou-se proceder à análise no 5º dia e a uma temperatura de 20°C.

b) **Demanda química de oxigênio (DQO)**

O teste de DQO é utilizado para medir o oxigênio requerido para oxidar a matéria orgânica quimicamente. A DQO corresponde à oxidação química da matéria orgânica, utilizando dicromato de potássio em meio ácido. O valor obtido é, portanto, uma indicação indireta do teor de matéria orgânica presente.

A relação DBO/DQO pode ser um indicativo da degradabilidade dos despejos. Valores altos da relação indicam que a fração biodegradável é elevada e valores baixos indicam que a fração inerte é elevada. Para esgoto doméstico a relação DBO/DQO varia entre 0,3 e 0,8, se o valor for 0,5 ou mais, o esgoto é considerado facilmente tratável biologicamente, se o valor for inferior a 0,3, provavelmente o esgoto possui algum componente tóxico ou compostos refratários de baixa biodegradabilidade (METCALF e EDDY, 2003).

#### c) Carbono orgânico total (COT)

O COT consta de um método analítico que apresenta bons resultados mesmo em amostras com reduzidas quantidades de matéria orgânica. Nesse método o carbono orgânico é medido diretamente, o que o diferencia dos métodos anteriormente apresentados nos quais esse é medido através da determinação do oxigênio consumido.

##### ▪ Nutrientes

Os nutrientes são elementos essenciais para o crescimento dos microrganismos responsáveis pelo tratamento do esgoto. Mas quando são lançados em concentrações elevadas em lagos e represas, podem ocasionar um crescimento exagerado de algas, conduzindo ao fenômeno denominado eutrofização.

##### ▪ Organismos patogênicos

A detecção dos agentes patogênicos, em especial as bactérias, protozoários e vírus, em uma amostra d'água é extremamente difícil, pois a concentração destes por unidade de volume é bastante reduzida. Por essa razão são utilizados os chamados organismos indicadores de contaminação fecal. Tais organismos não são patogênicos, mas dão uma satisfatória indicação de quando uma água apresenta contaminação por fezes humanas ou de animais e, por conseguinte, a sua potencialidade para transmitir doenças (SPERLING, 1996).

Os principais indicadores de contaminação fecal comumente utilizados são: coliformes totais e coliformes fecais, também denominados termotolerantes.

O grupo de coliformes totais constitui-se em um grande grupo de bactérias que têm sido isoladas de amostras de água e solos poluídos e não poluídos, assim como de fezes humanas e outros animais de sangue quente.

Por sua vez, os coliformes fecais são um grupo de bactérias indicadoras de organismos originários do trato intestinal humano e outros animais.

O quadro 4, adaptado de vários autores, apresenta valores típicos para a composição do esgoto doméstico sem tratamento. Estes valores podem ser utilizados apenas como guia, sendo que os mesmos podem variar em função do período do ano, da hora do dia, da infiltração, e da porção de esgoto de origem industrial que pode estar presente.

QUADRO 4 - COMPOSIÇÃO TÍPICA DO ESGOTO DOMÉSTICO SEM TRATAMENTO

PARÂMETRO	UNIDADE	CONCENTRAÇÃO	
		FAIXA	TÍPICO
Sólidos Totais	mg/L	390-1350	1100
- Dissolvidos	mg/L	270-900	700
Fixos	mg/L	160-550	400
Voláteis	mg/L	110-350	300
- Em suspensão	mg/L	120-450	400
Fixos	mg/L	25-100	80
Voláteis	mg/L	95-350	320
- Sedimentáveis	mg/L	5-20	15
Matéria Orgânica			
- DBO <sub>5</sub>	mg/L	110-500	350
- DQO	mg/L	250-800	700
- COT	mg/L	80-350	250
Nitrogênio Total	mg/L	20-70	50
- Orgânico	mg/L	8-30	20
- Amoniacal	mg/L	12-40	30
- Nitrato	mg/L	0-2	0
- Nitrito	mg/L	0	0
Fósforo Total	mg/L	4-25	14
- Orgânico	mg/L	1-8	4
- Inorgânico	mg/L	3-17	10
pH	-	6,7-7,5	7,0
Alcalinidade	mg/L	110-170	140
Cloretos	mg/L	20-90	35
Óleos e Graxas	mg/L	50-170	110
Coliformes Totais	NMP/100mL	10 <sup>6</sup> -10 <sup>10</sup>	-
Coliformes Fecais	NMP/100mL	10 <sup>6</sup> -10 <sup>9</sup>	-

FONTE: Adaptado de SPERLING (1996), AISSE (2000), METCALF & EDDY (2003) e GONÇALVES et al. (2003).

#### 2.4. TIPOLOGIA DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO

Os processos de tratamento podem ser classificados em:

- a) Processos físicos;
- b) Processos químicos; e
- c) Processos biológicos.

### **2.4.1. Processos Físicos**

Por terem sido originados da observação da natureza, os processos de tratamento físicos foram os primeiros a serem usados no tratamento das águas residuais. Esses processos se caracterizam pela remoção de substâncias que se separam fisicamente dos líquidos e tem a função de separar as substâncias em suspensão no esgoto.

### **2.4.2. Processos Químicos**

São processos nos quais a eliminação dos contaminantes é provocada pela adição de produtos químicos e pelas reações químicas causadas. Geralmente não são adotados isoladamente e são empregados quando os processos físicos ou biológicos não são eficientes na remoção de alguma característica indesejável presente no esgoto.

### **2.4.3. Processos Biológicos**

São métodos de tratamento nos quais a remoção de contaminantes ocorre por meio de processos biológicos. É utilizado essencialmente para eliminar substâncias orgânicas biodegradáveis contidas nos esgotos, as quais torna-se fonte de alimento para os microrganismos. Podem também, em muitos casos, eliminar nutrientes como nitrogênio e fósforo, além de patógenos.

## **2.5. PRINCÍPIOS DO TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ESGOTO**

### **2.5.1. Considerações sobre a Microbiologia do Tratamento de Esgoto**

O tratamento biológico de esgoto procura reproduzir os processos naturais que ocorrem após o lançamento de um efluente em um corpo receptor. O fenômeno de autodepuração é a conversão da matéria orgânica em produtos mineralizados inertes, isto é, substâncias de estrutura molecular simples e baixo conteúdo energético, as quais

podem permanecer nas águas. Em uma estação de tratamento de esgoto esse fenômeno é o mesmo, mas ocorre em condições controladas e em taxas mais elevadas.

Devido ao exposto é essencial que a microbiologia do processo de tratamento dos esgotos seja compreendida pelos profissionais envolvidos, de maneira que os sistemas sejam projetados com maior eficiência e menor custo.

Neste sentido é importante conhecer os principais organismos envolvidos em um processo de tratamento de esgoto, os quais desempenham um papel diferente dependendo do processo de tratamento utilizado. Como nos casos de tratamento através de lagoas de estabilização facultativa, o equilíbrio adequado entre bactérias e algas tem fundamental importância. Nos sistemas anaeróbios, as bactérias denominadas acidogênicas e metanogênicas são as que se destacam, pois são adaptadas funcionalmente à ausência de oxigênio. Nos processos aeróbios, destacam-se as bactérias e os protozoários. Podem ainda ser encontrados fungos e rotíferos. Para METCALF e EDDY (2003), os rotíferos são eficientes no consumo de bactérias dispersas e floculadas e pequenas partículas de matéria orgânica. Sua presença no efluente indica uma alta eficiência no processo de purificação biológico aeróbio.

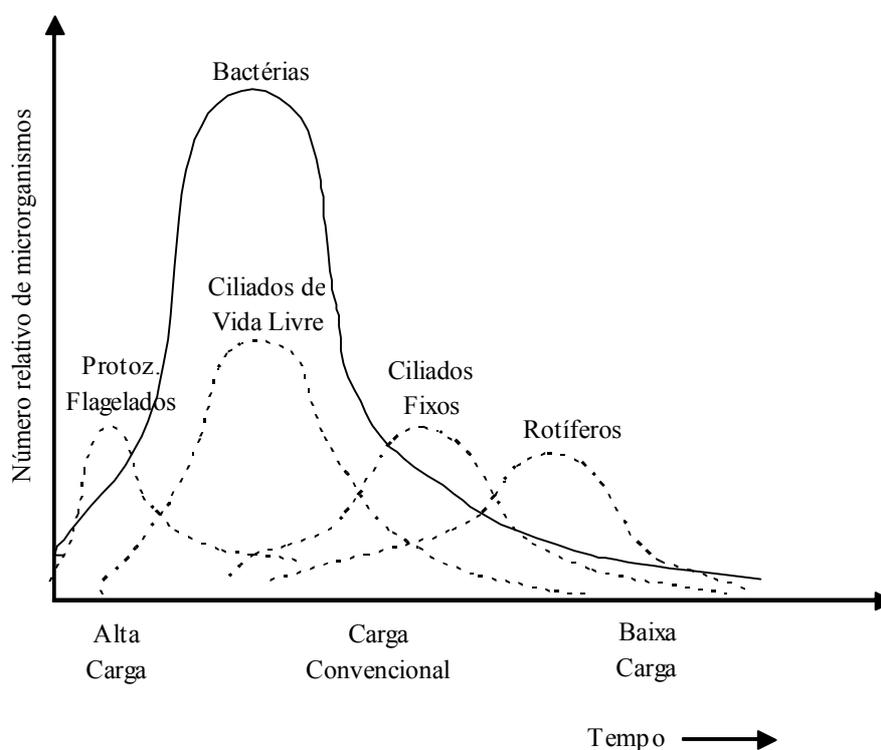
O quadro 5 apresenta os principais microrganismos encontrados no esgoto bem como suas características. Já a figura 2 mostra a seqüência de predominância relativa dos principais microrganismos envolvidos no tratamento aeróbio de esgoto.

QUADRO 5 - PRINCIPAIS MICROORGANISMOS PRESENTES NOS ESGOTOS DE IMPORTÂNCIA NO TRATAMENTO BIOLÓGICO

MICROORGANISMO	DESCRIÇÃO
Bactérias	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Organismos unicelulares</li> <li>- Apresentam-se em várias formas e tamanhos</li> <li>- São os principais responsáveis pela estabilização da matéria orgânica</li> <li>- Algumas bactérias são patogênicas, causando principalmente doenças intestinais</li> </ul>
Protozoários	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Organismos unicelulares sem parede celular</li> <li>- A maioria é aeróbia ou facultativa</li> <li>- Alimentam-se de bactérias, algas e outros microorganismos</li> <li>- São essenciais no tratamento biológico de esgotos para manutenção de equilíbrio entre os diversos grupos</li> <li>- Alguns são patogênicos</li> </ul>
Fungos	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Organismos aeróbios, multicelulares, não fotossintéticos, heterotróficos</li> <li>- São também de grande importância na decomposição da matéria orgânica</li> <li>- Podem crescer em condições de baixo pH</li> </ul>

FONTE: SILVA E MARA (1979), TCHOBANOGLIOUS E SCHROEDER (1985), METCALF E EDDY (1991)

FIGURA 2 - SEQÜÊNCIA DE PREDOMINÂNCIA RELATIVA DOS MICROORGANISMOS NO TRATAMENTO AERÓBIO DE ESGOTO



FONTE: Adaptado de SPERLING (1996) e METCALF E EDDY (1991)

Como podemos observar na figura 2, nos sistemas de tratamento de esgoto biológico, as bactérias constituem-se no grupo de maior presença e importância. Consequentemente, para estudar esse processo é essencial descrever esse grupo de microrganismo.

Segundo BRANCO (1986), as bactérias são organismos unicelulares, pertencentes ao reino dos moneras, procariotas, ou seja, não possuem núcleo definido esse fica difundido em todo o citoplasma da célula. Podem ser encontradas isoladas ou em agregados, formam colônias características, como as filamentosas ou em forma de cacho de uva, entre outros.

Quanto à forma podem ser esféricas, bastonetes e espiraladas. O tamanho da célula varia conforme o grupo, pode ter 0,5 a 25  $\mu\text{m}$  aproximadamente.

O mesmo autor comenta que a reprodução é normalmente por meio de divisão binária, podendo ainda se dar por formação de esporos, geralmente não ocorre reprodução sexuada.

As bactérias podem ser autotróficas, ou seja, obter sua fonte de carbono através do gás carbônico e heterotróficas, obter sua fonte de carbono através da matéria orgânica. No tratamento de águas residuárias as heterotróficas são as mais importantes, pois necessitam da matéria orgânica como fonte de energia, reduzindo essa a gás metano e dióxido de carbono.

### **2.5.2. Aspectos Gerais do Metabolismo Bacteriano**

O material orgânico, presente em um sistema de tratamento biológico, é convertido pela ação bioquímica de microrganismos, principalmente bactérias heterotróficas. A utilização de material orgânico pelas bactérias como fonte de energia ou como fonte de material para a síntese do material celular é chamado de metabolismo bacteriano. Esse processo ocorre por dois mecanismos distintos, chamados de anabolismo e catabolismo. No catabolismo, a matéria orgânica é

utilizada como fonte de energia ocorrendo a estabilização do substrato, liberando energia. No anabolismo a matéria orgânica é incorporada na massa celular. Os processos de anabolismo e catabolismo são interdependentes, pois o anabolismo é um processo que necessita da energia liberada pelo catabolismo para a síntese do material celular.

O catabolismo se divide em dois processos diferentes:

- a) catabolismo oxidativo ou respiração;
- b) catabolismo fermentativo.

O catabolismo oxidativo ou respiração é uma reação redox, na qual a matéria orgânica é oxidada por um agente oxidante presente no meio líquido. Os organismos aeróbios podem usar somente o oxigênio para oxidação da matéria orgânica. Os organismos facultativos podem usar o oxigênio ou o nitrato, sendo que o nitrato somente é utilizado quando não existir oxigênio dissolvido (OD). O oxigênio dissolvido é utilizado primeiramente. Com a exaustão desse, os organismos passam a utilizar o nitrato na respiração, convertendo esse a nitrogênio gasoso (desnitrificação). A ausência de OD, mas presença de nitrato é chamada de condição anóxida. Não havendo mais nitrato disponível, tem-se a condição anaeróbia estrita. Neste caso os sulfatos são utilizados, os quais são convertidos a sulfetos, e o dióxido de carbono, que é transformado em metano. Os organismos não utilizarão as substâncias inferiores enquanto houver substâncias de maior liberação de energia disponíveis no meio (ARCEIVALA, 1981).

O Catabolismo fermentativo ocorre devido a um rearranjo dos elétrons na molécula fermentada, formando no mínimo dois produtos que, no caso da digestão anaeróbia, se caracterizam pela produção de metano, o qual é o composto orgânico mais reduzido e de dióxido de carbono. Os produtos da digestão anaeróbia são estabilizados, ou seja, não podem mais ser fermentados.

### 2.5.3. Fatores que Influenciam o Crescimento da Massa Bacteriana

- Nutrientes

PELCZAR (1996) cita que o carbono é o elemento principal para o crescimento das células dos microrganismos. Ele é o centro das três maiores classes de nutrientes orgânicos: carboidratos, lipídios e proteínas. Esses compostos são responsáveis pelo fornecimento de energia para o crescimento das células, além de serem a unidade básica do material celular.

Segundo METCALF e EDDY (2003), além do carbono, os organismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica, necessitam de outros nutrientes para as atividades metabólicas. Os principais nutrientes são N, S, P, K, Mg, Ca, Fe, Na, e Cl. Em menor grau de importância temos: Zn, Mn, Mo, Se, Co, Cu e Ni.

Entre os nutrientes citados, os mais essenciais são o nitrogênio e o fósforo. A quantidade requerida desses produtos depende da composição da biomassa. Usando a fórmula  $C_{12}H_{87}O_{23}N_{12}P$  para a composição de uma célula bacteriana, temos que a biomassa sintetizada contém aproximadamente 12,2 g de nitrogênio e 2,3 g de fósforo.

Os valores recomendados na literatura para a relação DBO:N:P é de 100:5:1 para lodos ativados convencionais. Para sistemas de aeração prolongada a relação passa a ser 100:3:0,5.

FORESTI (1989) cita como relação ótima de DQO:N:P, para operação de reatores anaeróbios, para a maioria dos despejos, de 300 a 500:5:1 e de DQO:S de 500:3, além de considerar importante a presença de Fe, Co, Mo, Ni.

De acordo com FORSTER (1991) para que ocorra o fenômeno de granulação (formação de grânulos), importante nos processos de tratamento anaeróbio através de reatores de manta de lodo, as bactérias necessitam de uma adequada quantidade de nitrogênio e fósforo.

Citando SOUZA<sup>2</sup>, o mesmo autor, sugere que a relação DQO/N seja inferior a 70 e a relação DQO/P seja inferior a 350.

FORSTER (1991) comenta ainda, que o processo de granulação nos sistemas anaeróbios, também são influenciados pela concentração de cálcio. Citando MAHONEY<sup>3</sup> et al., comenta que foi verificado aumento na granulação com concentrações de Ca<sup>2+</sup> acima de 100 mg/L.

#### ▪ Temperatura

A temperatura tem grande influência no tratamento biológico do esgoto, pois ela age diretamente no metabolismo dos microrganismos.

De acordo com PELCZAR (1996) e SPERLING (1997), o crescimento dos microrganismos é função de reações químicas as quais são afetadas pela temperatura. O número de divisões celulares por tempo, chamado de taxa de crescimento, varia com a espécie, podendo ocorrer em uma faixa muito ampla de temperatura. Entretanto, a taxa ótima de crescimento acontece dentro de uma faixa relativamente limitada. Em temperaturas favoráveis, a taxa dobra a cada aumento de 10°C na temperatura ambiente.

Para METCALF e EDDY (2003), a temperatura ótima para as atividades bacterianas é na faixa de 25 a 35°C. A digestão aeróbia e a nitrificação param de ocorrer em temperaturas próximas à 5°C.

HAANDEL e LETTINGA (1994) comentam que a faixa de temperatura ótima para a digestão anaeróbia é 30 a 35°C com uma máxima relativa de 35°C e um máximo absoluto de 55°C, aproximadamente. Desta maneira, abaixo dos 45°C, distingue-se

---

<sup>2</sup> – SOUZA, M.E. (1986) Criteria for the utilisation, design and operation of UASB reactors. Water Sci. Technol. 18, 56-69.

<sup>3</sup> - MAHONEY, E.M.; VARANGU, L.K.; CAIRNS, W.L.; KOZARIC, N. and MURRAY, R.G.E. (1987) The effect of calcium on microbial aggregation during UASB reactor start-up. Water Sci. Technol. 19, 249-260.

uma região mesofílica e acima dessa temperatura uma região de digestão termofílica. Em temperaturas abaixo de 30°C a taxa máxima de digestão anaeróbia decresce 11% por 1°C.

A temperatura afeta também, a fração de sólidos orgânicos que pode ser digerido no processo de digestão anaeróbia, diminuindo com a temperatura. Essa redução pode ser atribuída a baixa taxa de hidrólise, que faz com que grande parte do material particulado e macromoléculas não seja convertido a compostos dissolvidos permanecendo intactas na fase líquida.

FORESTI et al. (1999) relatam que a temperatura afeta diretamente a velocidade específica de utilização do substrato. Esse parâmetro, em temperatura entre 20 e 25°C, assume valor inferior a metade daquele verificado quando o sistema opera a 35°C.

VISSER et al. (1993) comentam que o choque de temperaturas elevadas pode causar severos efeitos à eficiência de um reator anaeróbio de manto de lodo. Com o aumento da temperatura, acima do máximo valor tolerado pelas bactérias, a taxa de crescimento das mesmas é afetada, resultando na redução da atividade do lodo, e conseqüentemente em um decaimento na capacidade de remoção do reator. O efeito causado por esses choques depende de fatores como: temperatura atingida, tempo exposto a essa temperatura e composição bacteriana do lodo.

Estudos foram realizados, pelos mesmos autores, em um reator anaeróbio de manta de lodo tratando esgoto industrial à uma temperatura de 30°C. O sistema foi submetido a temperaturas de 45°C, 55°C e 65°C, por um período de 8 a 9 horas. O acréscimo de temperatura para 45°C não afetou a eficiência do reator, provavelmente devido ao fato do mesmo estar operando com baixa carga. Quando o reator foi submetido a temperatura de 55°C e 65°C, foram observadas serias quedas na eficiência de remoção da DBO, do sulfato e na produção de metano.

- pH

De acordo com PELCZAR (1996), as diferentes espécies de microrganismos são adaptadas ao crescimento em diferentes valores de pH. No entanto para um crescimento adequado, os microrganismos devem ser capazes de manter o pH intracelular próximo de 7,5, independente do pH do meio.

Segundo METCALF e EDDY (1991), a faixa ótima de pH para o crescimento bacteriano situa-se entre 6,5 e 7,5.

Para HAANDEL e LETTINGA (1994), é extremamente importante a estabilização do pH nos sistemas anaeróbios. Valores de pH menores que 6,3 ou superior a 7,8 resultam na diminuição da taxa de metanogênese. Menos sensíveis, as bactérias para fermentação ácida, poderão sobreviver em condições de pH baixos ou altos, desta maneira a fermentação ácida poderá prevalecer sobre a metanogênica, ocorrendo o processo chamado azedamento do reator, que será visto no item 2.8.2.

SPEECE<sup>4</sup>, citado por FORESTI et al. (1999), considera que um sistema anaeróbio deve operar na faixa de pH entre 6,5 e 8,2, podendo em certas condições, operar satisfatoriamente com pH até 6.

DROSTE (1997) cita como faixa usual de pH para tratamento anaeróbio entre 6,4 e 7,5.

#### **2.5.4. Descrição do Crescimento Bacteriano**

Segundo METCALF e EDDY (2003), o principal meio de reprodução das bactérias é através da fissão binária, na qual uma célula, ao atingir um determinado tamanho, divide-se em duas, e assim sucessivamente. O tempo necessário para cada divisão, chamado de tempo de geração pode ser de dias até menos de 20 minutos.

---

<sup>4</sup> - SPEECE, R.E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater*. Nashville, Tennessee, Archae Press.

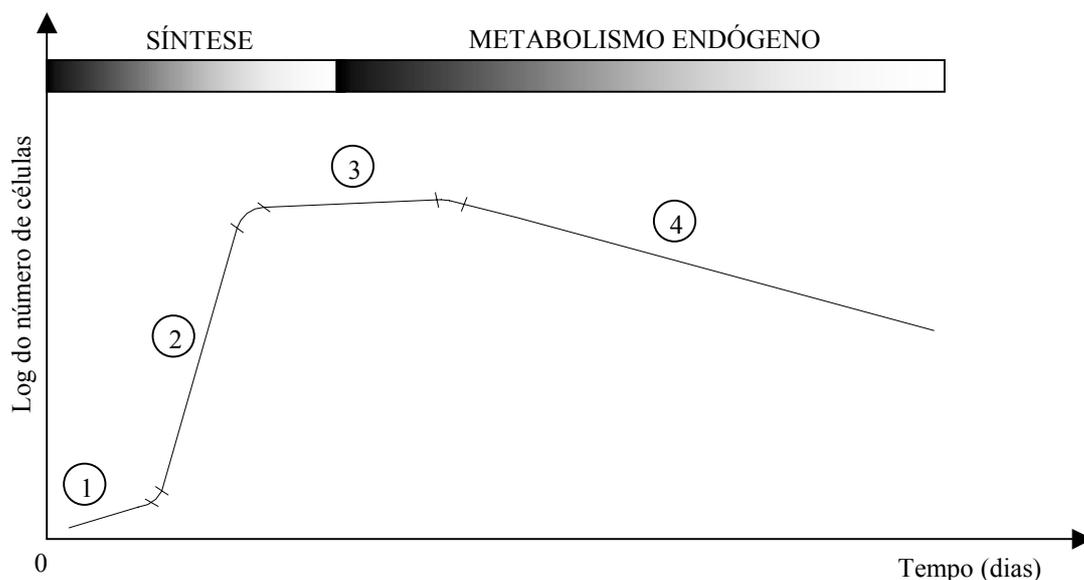
Assim, se adotarmos um tempo de geração de 30 minutos, uma bactéria poderia produzir 224 bactérias após um período de 12 horas. Na prática, o crescimento bacteriano é limitado por um ou mais fatores ambientais, como a redução de substrato e nutrientes no meio.

Os mesmos autores apresentam, a figura 3 que representa o que ocorre em um reator no qual, em um tempo zero, existe excesso de nutrientes e substrato e uma pequena população de biomassa. O consumo de substrato e o crescimento bacteriano ao longo do tempo ocorrerão seguindo quatro fases distintas.

- a) fase de adaptação, ou fase lag: é um período de aclimatação das células às condições ambientais;
- b) fase de crescimento exponencial: durante a fase de crescimento exponencial as células bacterianas se multiplicam na sua taxa máxima;
- c) fase estacionária: nesta fase a concentração de biomassa permanece relativamente constante com o tempo; e
- d) fase de declínio ou mortandade: na fase de declínio ou mortandade, o substrato é escasso, não havendo crescimento bacteriano.

Convém salientar que o processo descrito acima se refere a uma certa população de microrganismos utilizando um único substrato como fonte de alimento. Na prática, o que ocorre em um reator biológico de uma estação de tratamento, é uma variedade de microrganismos utilizando uma grande variedade de compostos. Desta forma, haverá uma superposição de diversas curvas de crescimento com formas diferentes e desenvolvendo-se em tempos diversos (SPERLING, 1996).

FIGURA 3 - PERFIL DE CRESCIMENTO BACTERIOLÓGICO



- ① Fase de retardo ou adaptação
- ② Fase logarítmica (crescimento exponencial)
- ③ Fase estacionária (crescimento = declínio)
- ④ Fase de declínio ou mortandade (decréscimo exponencial)

FONTE: Adaptado de METCALF & EDDY (1991)

### 2.5.5. Cinética do Crescimento Bacteriano

Segundo METCALF e EDDY (2003), o perfeito desempenho dos sistemas biológicos de tratamento de esgoto depende das características do substrato utilizado e do crescimento dos microrganismos envolvidos. Assim, as reações biológicas que ocorrem no processo e os princípios básicos que regem o crescimento microbiano devem ser conhecidos para que seja possível a realização de um projeto adequado e a satisfatória operação do sistema.

O crescimento de células bacterianas, ou biomassa, em um sistema de cultura em batelada ou contínuo, é função da concentração dos mesmos em um determinado tempo. Esse crescimento é descrito por METCALF e EDDY (1991 e 2003), através de

equações cinéticas. As equações cinéticas envolvem as expressões de Monod, que relacionam a quantidade de substrato limitante ao crescimento bacteriano.

A taxa de crescimento da biomassa proporcional à concentração de biomassa presente é dada pela equação:

$$r_g = \mu \cdot X \quad (1.1)$$

Onde:

$r_g$  = taxa de crescimento bacteriano ( $M.L^{-3}.T^{-1}$ );

$\mu$  = taxa específica de crescimento ou velocidade específica de crescimento celular ( $T^{-1}$ ); e

$X$  = concentração de biomassa no reator, SS ou SSV ( $M.L^{-3}$ ).

Em sistemas por batelada  $\frac{dX}{dt} = r_g$  deste modo:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (1.2)$$

Onde:

$\frac{dX}{dt}$  = acúmulo de biomassa no sistema ( $M.L^{-3}.T^{-1}$ )

Na equação (1.2), a taxa de crescimento não leva em consideração a limitação de substrato no meio. No entanto, essa condição é fator limitante do crescimento dos microrganismos. Desta maneira, a taxa de crescimento específico deve ser expressa em função do substrato.

Diversas expressões foram apresentadas para representar a fase exponencial da curva de crescimento, sendo a de Jaques Monod a mais utilizada tanto para culturas puras como mistas.

$$\mu = \mu_m \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (1.3)$$

Onde:

$\mu_m$  = taxa de crescimento específica máxima ou máxima velocidade específica de crescimento celular ( $T^{-1}$ );

S = concentração do substrato limitante ( $M.L^{-3}$ );

$K_s$  = constante de saturação, definida como a concentração de substrato limitante quando a taxa específica de crescimento é metade da taxa de crescimento específica máxima ( $M.L^{-3}$ ).

Substituindo  $\mu$  na equação (1.1) tem-se:

$$r_g = \mu_m \cdot X \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (1.4)$$

A equação (1.3) foi baseada na equação de Michaelis e Menten para cinética enzimática.

Essa equação se aplica somente em condições específicas, para sistemas de biomassa finamente dispersa e substrato bem conhecido, além da disponibilidade de nutrientes.

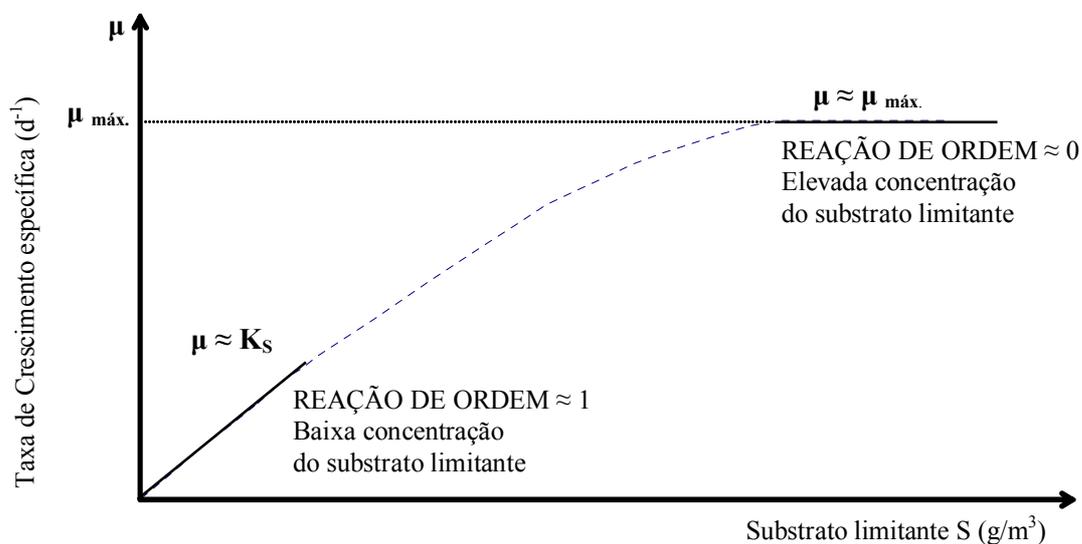
O coeficiente  $K_s$  dá uma indicação da não afinidade dos microrganismos para cada substrato. Para se obter reduções elevadas na concentração do substrato em uma estação de tratamento de esgoto, os valores de  $K_s$  devem ser baixos. Segundo a

equação (1.3) quanto maior o valor de  $K_S$ , menor a taxa de crescimento  $\mu$ , isto é, menor a afinidade da biomassa pelo substrato.

A equação de Monod é largamente usada, pois sua forma permite representar tanto as cinéticas de ordem zero, como as de primeira ordem, bem como a transição entre elas. Observando a equação podemos notar que, quando a concentração relativa do substrato é elevada,  $K_S$  pode ser desprezada e a razão  $S/(S + K_S)$  se aproxima da unidade. Assim, a taxa da reação  $r$  é constante e igual à taxa máxima, não dependendo da concentração do substrato, isto é, a reação segue a cinética de ordem zero. Por outro lado, se a concentração do substrato for muito baixa, ou seja,  $S \ll K_S$ ,  $S$  pode ser desprezado e a taxa da reação é proporcional a concentração do substrato, seguindo uma cinética de primeira ordem.

As duas condições descritas podem ser observadas na figura 4.

FIGURA 4 – REAÇÕES DE ORDEM 0 E 1, OBTIDAS ATRAVÉS DA CINÉTICA DE MICHAELIS-MENTEN



FONTE: Adaptado de SPERLING, 1996.

Os valores de  $K_s$  e  $\mu_m$ , para tratamento aeróbio e anaeróbio de esgoto domésticos, para fins de comparação entre os mesmos, encontram-se nos quadros 6 e 7.

O crescimento bacteriano ou produção de biomassa no sistema pode ser expresso também em função do substrato utilizado pelos microrganismos, através de um coeficiente de rendimento.

$$r_g = -Y \cdot r_{Su} \quad (1.5)$$

Onde:

$Y$  = coeficiente de rendimento ou coeficiente de produção de biomassa, definido como uma relação entre a biomassa gerada - SS ou SSV e a massa de substrato consumido - DBO ou DQO, (adimensional); e

$r_{Su}$  = taxa de utilização do substrato ( $M.L^{-3}.T^{-1}$ ).

O coeficiente de rendimento  $Y$  é função da espécie de microrganismo, tipo de substrato e condição do meio, mas é geralmente assumido como constante para um certo processo biológico degradando um substrato específico.

Os valores de  $Y$  para tratamento aeróbio e anaeróbio de esgotos domésticos, para fins de comparação entre os mesmos, encontram-se nos quadros 6 e 7.

A taxa de utilização do substrato pode ser expressa como:

$$r_{Su} = -\frac{k.X.S}{K_s + S} \quad (1.6)$$

Onde:

$k$  = taxa específica de utilização do substrato máxima, massa máxima de substrato que pode ser utilizada por unidade de tempo e por unidade de massa de microrganismo ( $T^{-1}$ ).

Os valores de  $k$  para tratamento aeróbio e anaeróbio de esgoto doméstico, para fins de comparação entre os mesmos, encontram-se nos quadros 6 e 7.

Quando o substrato está sendo usado em sua taxa máxima, as bactérias estão crescendo também em sua taxa máxima. A taxa de crescimento específica máxima das bactérias é relacionada com a taxa de utilização do substrato específica máxima conforme segue:

$$\mu_m = k.Y \quad (1.7)$$

Substituindo o valor de  $r_g$  da equação (1.4) na equação (1.5), a taxa de utilização do substrato pode ser expressa como:

$$r_{Su} = -\frac{\mu_m \cdot X.S}{Y(K_S + S)} \quad (1.8)$$

A equação (1.3) leva em consideração o crescimento bruto da biomassa. Na realidade deve-se considerar a etapa do metabolismo endógeno, que ocorre após as bactérias permanecerem no sistema por um certo período. Para obter a taxa de crescimento líquido, deve-se descontar uma perda de material celular, a qual é função da concentração ou massa de bactéria. Convém ressaltar, que as equações apresentadas a seguir são válidas para a fração biodegradável ou solúvel da biomassa. Considerando-se um processo de crescimento biológico contínuo em que há um suprimento contínuo de substrato.

A taxa de decréscimo pode ser expressa como:

$$r_d = -k_d.X \quad (1.9)$$

Onde:

$k_d$  = coeficiente de respiração endógena ( $T^{-1}$ ).

Os valores de  $k_d$ , para tratamento aeróbio de esgoto doméstico, encontram-se no quadro 6.

Segundo HAANDEL e LETTINGA (1994), para o tratamento anaeróbio, os valores disponíveis na literatura parecem pouco confiáveis.

Somando-se as equações (1.3) e (1.9), obtém-se o crescimento líquido:

$$r_g' = \mu \cdot X - k_d \cdot X \quad (1.10)$$

$$r_g' = \mu_m \cdot X \cdot \frac{S}{K_s + S} - k_d \cdot X \quad (1.11)$$

$$r_g' = -Y \cdot r_{Su} - k_d \cdot X \quad (1.12)$$

Onde:

$r_g'$  = taxa líquida de crescimento bacteriano ( $M.L^{-3} \cdot T^{-1}$ )

QUADRO 6 - COEFICIENTES CINÉTICOS TÍPICOS PARA SISTEMA DE LODOS ATIVADOS PARA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA DE ESGOTO DOMÉSTICO

COEFICIENTE	UNIDADE	VALOR	
		FAIXA	TÍPICO
k	g DQO/g SSV.d	2 – 10	5,0
$K_s$	mg/L DBO	25 – 100	60,0
	mg/L DQO	10 – 60	40,0
Y	mg SSV/mg DBO	0,4 - 0,8	0,6
	mg SSV/mg DQO	0,3 - 0,6	0,4
$k_d$	g SSV/g SSV.d	0,06 - 0,15	0,1
$\mu_m$	( $d^{-1}$ )	0,60 - 6,00	2,0

FONTE: adaptado de METCALF e EDDY (2003)

QUADRO 7 - COEFICIENTES CINÉTICOS TÍPICOS DE CULTURAS ANAERÓBIAS

CULTURA	$\mu_m$ (d <sup>-1</sup> )	Y mg SSV/mg DQO	k mg DQO/mg SSV.d	K <sub>s</sub> mg DQO/L
Bactéria de fermentação ácida	2,0	0,15	13,0	200
Bactéria de produção de metano	0,4	0,03	13,0	50
Cultura mista	0,4	0,18	2,0	-

FONTE: Adaptado de HENZE E HARREMOËS (1983)

## 2.6. CONSIDERAÇÕES SOBRE A HIDRÁULICA DOS REATORES E SOBRE O BALANÇO DE MASSA

### 2.6.1. Hidráulica dos Reatores

Para calcular a concentração do composto no reator é necessário definir o modelo hidráulico do mesmo.

Conforme SPERLING (1996), a hidráulica dos reatores é função do tipo de fluxo e do padrão de mistura na unidade.

Quanto ao tipo de fluxo, podem ser classificadas em dois tipos:

- a) fluxo intermitente, ou em batelada – entrada e saída descontínuas; e
- b) fluxo contínuo: entrada e saída contínuas, mesmo com variação de vazão.

Quanto ao padrão de mistura, os reatores podem possuir um dos modelos hidráulicos a seguir:

- a) fluxo em pistão;
- b) mistura completa;
- c) fluxo disperso;
- d) arranjos de células em série e / ou em paralelo.

O quadro 8 apresenta os tipos de reatores utilizados no tratamento de esgoto.

QUADRO 8 - CARACTERÍSTICAS DOS REATORES MAIS FREQUENTEMENTE USADOS NO TRATAMENTO DE ESGOTO

MODELO HIDRÁULICO	CARACTERÍSTICAS
Batelada	O reator de batelada é aquele no qual o fluxo é interrompido a cada ciclo, com o conteúdo do reator misturado completamente. Nesse sistema deve haver no mínimo dois tanques, onde ocorrem todas as fases do processo de tratamento. Durante a mistura, todos os elementos são expostos ao tratamento por um tempo igual à permanência do substrato no reator. Em consequência, o reator em batelada se comporta como um volume discretizado num reator de fluxo em pistão. No processo de lodos ativados, uma das variantes é da operação intermitente, através dos reatores em batelada.
Fluxo em pistão	O fluxo se processa como um êmbolo, sem misturas longitudinais. As partículas do fluido passam através do tanque, permanecendo nele por um período igual ao tempo de detenção hidráulica, correspondente à vazão de entrada dividida pela área transversal ao fluxo. Esse tipo de fluxo ocorre em tanques com uma elevada relação comprimento-largura, considerando que a dispersão longitudinal seja mínima.
Mistura completa	As partículas que entram no tanque são imediatamente dispersas em todo o corpo do reator, obtendo-se uma concentração de partículas homogênea em todo o seu volume. A entrada e saída são contínuas. A quantidade de partículas que saem é proporcional à vazão de entrada e a sua concentração no interior do tanque.
Fluxo disperso	O fluxo disperso possui um grau de mistura intermediário entre o fluxo pistão e a mistura completa. Na realidade todos os reatores apresentam fluxo disperso. A fim de simplificar a sua modelagem, são realizadas aproximações para um dos dois modelos hidráulicos ideais. O fluxo de entrada e saída é contínuo.
Reatores de mistura completa em série	O objetivo de colocar reatores de mistura completa em série é de possibilitar a modelação do regime hidráulico que existe entre os regimes ideais de fluxo em pistão e mistura completa. À medida que cresce o número de reatores em série, o fluxo em pistão é reproduzido com maior precisão. A entrada e a saída são contínuas.
Reatores com enchimento	O interior desses reatores é preenchido com algum tipo de material, como pedra, plástico, cerâmica e outros, que terá a função de suportar a formação de um filme biológico fixo. O fluido entra em contato com essa camada aderida na área superficial do material, no momento em que passa pelos vazios existentes. Esses reatores podem ser submersos, com o volume de poros saturados (filtro anaeróbio e biofiltro aerado); ou com dosagens intermitentes, com os poros não saturados (filtro biológico). O fluxo pode ser ascendente ou descendente.

FONTE: TCHOBANOGLIOUS e SCHROEDER (1985); METCALF E EDDY (1991)

### 2.6.2. Balanço de Massa

O balanço de massa descreve a quantidade de todos os materiais que entram, saem e se acumulam em um sistema de limites físicos bem definidos. Portanto é uma maneira de definir o que ocorre dentro de um reator em função do tempo. O balanço de massa é baseado no princípio da conservação da massa, no qual esta nunca é criada ou destruída, mas a forma com que é encontrada pode ser alterada.

O balanço de massa pode ser definido pela seguinte forma geral:

$$\text{Acumulação} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Geração} \quad (2.1)$$

Dependendo do processo de tratamento ou do regime de vazão, a equação (2.1) pode ser alterada. Como exemplo, em reatores por batelada, onde não existe entrada de vazão ou saída, o segundo e terceiro termo da equação serão iguais a zero.

Considerando os conceitos de hidráulica dos reatores e cinética das reações, já apresentadas, em um reator de mistura completa ideal, com volume definido, a relação da equação (2.1) pode ser expressa matematicamente como:

$$\frac{dC \cdot V}{dt} = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + r_c \cdot V \quad (2.2)$$

Substituindo  $r_c$  por  $(-kC)$  temos:

$$\frac{dC \cdot V}{dt} = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + (-kC) \cdot V \quad (2.3)$$

Onde:

$$\frac{dC}{dt} = \text{taxa de variação da concentração do composto em um volume definido} \\ (\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1})$$

$C$  = concentração do composto em um tempo  $t$  ( $\text{ML}^{-3}$ )

$C_0$  = concentração afluyente do composto ( $ML^{-3}$ )

$V$  = volume do reator (mistura completa) ou volume elementar de qualquer reator ( $L^3$ )

$Q$  = vazão ( $L^3T^{-1}$ )

$t$  = tempo (T)

$r_c$  = taxa da reação de primeira ordem de geração do composto,  $(-kC)$ , ( $ML^{-3}T^{-1}$ )

$k$  = constante da reação de primeira ordem ( $T^{-1}$ )

Para avaliar a eficiência dos reatores, é importante também considerar outras duas variáveis, que são: tempo de detenção hidráulica e tempo de residência celular.

O tempo de detenção hidráulica representa o tempo médio em que o líquido permanece no sistema. É dado por:

$$t_h = \frac{V}{Q} \quad (2.4)$$

Onde:

$t_h$  = tempo de detenção hidráulica (T);

$V$  = volume do reator ( $L^3$ );

$Q$  = vazão ( $L^3 \cdot T^{-1}$ ).

O tempo de residência celular, também chamado de idade do lodo, é o tempo médio de permanência dos sólidos biológicos no sistema de tratamento. É dado pela equação:

$$\theta_c = \frac{X}{\frac{dX}{dt}} \quad (2.5)$$

Onde:

$\theta_c$  = tempo de residência celular ou idade do lodo (T);

X = concentração de microrganismo no reator ( $M.L^{-3}$ ); e

$\frac{dX}{dt}$  = taxa de retirada dos microrganismos ( $M.L^{-3}.T^{-1}$ ).

Em sistema sem retenção de sólidos  $t_h = \theta_c$ . Nos sistemas com retenção de sólidos ou recirculação, o tempo de detenção hidráulico torna-se independente da idade do lodo, desta forma valores  $t_h < \theta_c$  podem ser aplicados, levando a uma redução no volume dos sistemas de tratamento.

Em sistemas anaeróbios, pode-se aumentar o  $\theta_c$  através da utilização de células imobilizadas em um suporte inerte, como nos filtros anaeróbios ou auto-imobilizadas na forma de grânulos, como nos reatores de manta de lodo (FORESTI et al, 1999).

Outro parâmetro de projeto e controle de processos biológicos é a relação alimento-microrganismo (F/M), que pode ser relacionada com a taxa específica de utilização do substrato U da seguinte forma:

$$U = \frac{(F/M) \cdot E}{100} \quad (2.6)$$

Onde:

U = taxa específica de utilização do substrato ( $T^{-1}$ )

M = microrganismo (M);

$F =$  alimento ( $MT^{-1}$ );

$E =$  eficiência do processo (%) definida por:

$$E = \frac{S_0 - S_e}{S_0} \cdot 100 \quad (2.7)$$

Onde:

$E =$  eficiência do processo (%);

$S_0 =$  concentração de substrato afluente ( $M.L^{-3}$ ); e

$S_e =$  concentração do substrato efluente ( $M.L^{-3}$ ).

### **2.6.3. Estimativa das Concentrações Efluentes em Função do Regime Hidráulico**

A concentração efluente de uma dada substância em um reator é função da cinética da reação, do balanço de massa e da hidráulica dos reatores, temas estes já abordados.

Portanto, para estimar a concentração efluente de uma dada substância em um reator sob regime de mistura completa ideal em condições estacionárias, tem-se as seguintes equações:

- reação de ordem zero:

$$S_e = S_0 - k.t_h \quad (3.1)$$

Onde:

$S_e =$  concentração do substrato efluente ( $M.L^{-3}$ );

$S_0 =$  concentração do substrato afluente ( $M.L^{-3}$ );

$k$  = constante da reação ou constante de remoção do substrato ( $T^{-1}$ ); e

$t_h$  = tempo de detenção hidráulica (T).

- reação de primeira ordem:

$$S_e = S_0 / (1 + k.t_h) \quad (3.2)$$

Para um reator sob regime de fluxo pistão ideal em condições estacionárias, tem-se as seguintes equações:

- reação de ordem zero:

$$S_e = S_0 - k.t_h \quad (3.3)$$

- reação de primeira ordem:

$$S_e = S_0 . e^{-k.t_h} \quad (3.4)$$

No caso de fluxo disperso a equação geral adquire a seguinte forma:

$$S_e = S_0 \frac{4ae^{1/2d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}} \quad (3.5)$$

$$a = \sqrt{1 + 4kt_h d} \quad (3.6)$$

Onde:

$d$  = número de dispersão =  $D/U'L$  (-);

$D$  = coeficiente de dispersão longitudinal ( $L^2 T^{-1}$ );

$U'$  = velocidade média de percurso no reator ( $LT^{-1}$ ); e

$L$  = extensão do percurso ( $L$ ).

Nos dois reatores ideais, tem-se as seguintes condições limite:

- Fluxo em pistão: dispersão nula ( $d = 0$ ); e
- Mistura completa : dispersão infinita ( $d = \infty$ ).

## 2.7. TIPOLOGIA DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ESGOTO

Por apresentar baixo custo de instalação e operação, além da alta eficiência, atualmente o tratamento biológico de esgoto é o tipo mais utilizado. Para tratamento de esgoto essencialmente doméstico, este processo objetiva eliminar as substâncias orgânicas biodegradáveis contidas no meio. Essas substâncias tornam-se fonte de alimento para os microrganismos presentes naturalmente no esgoto.

Os processos biológicos de tratamento de esgoto procuram reproduzir, em condições controladas, os processos naturais de estabilização da matéria orgânica. Podendo ser classificados, segundo as bactérias envolvidas, em dois tipos: aeróbios e anaeróbios.

### 2.7.1. Processos Aeróbios

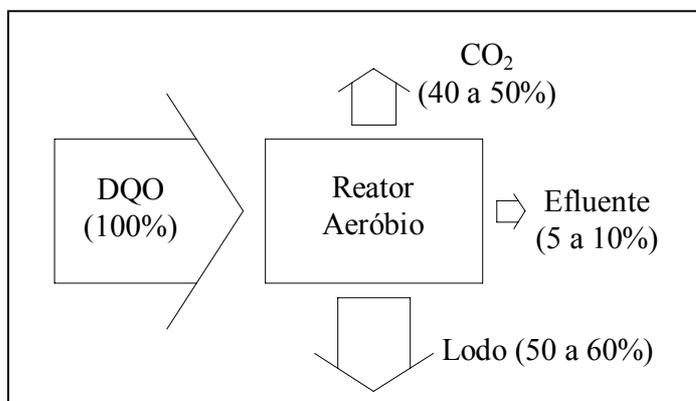
Nos processos de tratamento biológicos aeróbios, os microrganismos envolvidos realizam a respiração através do oxigênio livre, ou seja, o aceptor de hidrogênio é o oxigênio livre (BRANCO, 1986).

Entre os organismos que constituem as culturas aeróbias podem-se citar as bactérias, fungos, algas, protozoários, rotíferos, crustáceos e vírus. Sendo que as bactérias e protozoários são os principais envolvidos, conforme item 2.5.1.

A figura 5 mostra a conversão biológica aeróbia. Nela pode-se observar que, nesses sistemas, cerca de 40 a 50% da matéria orgânica é convertida em  $\text{CO}_2$ . O

restante (cerca de 50 a 60%) é incorporada como biomassa microbiana, que vem a constituir o lodo excedente do sistema (CHERNICHARO et al., 2001).

FIGURA 5 – CONVERSÃO BIOLÓGICA NO SISTEMA AERÓBIO



FONTE: Adaptado de CHERNICHARO et al. (2001)

### 2.7.2. Processos Anaeróbios

Nos processos anaeróbios de tratamento, os microrganismos envolvidos realizam a respiração a partir de oxigênio combinado, ou seja, o aceptor de hidrogênio é qualquer outra substância que não o oxigênio (BRANCO, 1986).

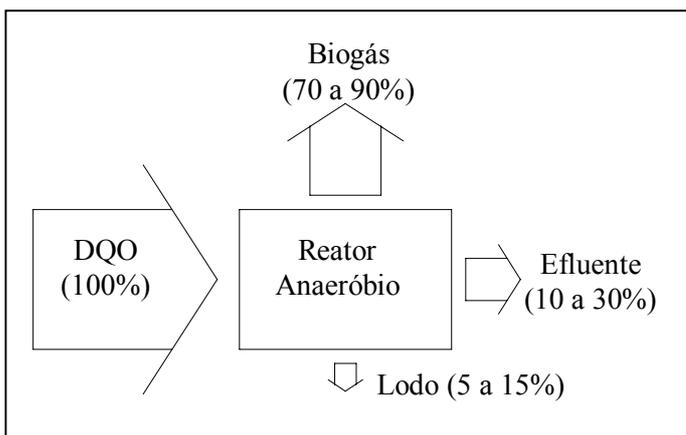
Na digestão anaeróbia, uma grande população de diferentes tipos de microrganismos, não havendo oxigênio, transformam compostos orgânicos complexos, como os carboidratos, proteínas e lipídios, em produtos mais simples como o metano e o gás carbônico.

Para um eficiente funcionamento dos sistemas de tratamento anaeróbios, algumas condições favoráveis devem ser criadas. Em relação ao projeto, o sistema de tratamento deve manter grande massa de bactérias ativas atuando no processo, além de ser necessário um contato intenso entre essa massa bacteriana e o material orgânico presente no afluente. Os fatores operacionais que mais influenciam a eficiência dos sistemas anaeróbios são: temperatura, pH, nutrientes e cargas tóxicas.

A figura 6 mostra a conversão biológica anaeróbia. Nela observa-se que a maior parte da matéria orgânica biodegradável presente no esgoto é transformada em

biogás, cerca de 70 a 90%. Essa parcela deixa o reator na forma gasosa, restando uma pequena parte, cerca de 5 a 15%, para ser constituído no lodo excedente. Além de menor quantidade, o lodo excedente é de mais fácil desidratação (CHERNICHARO et al., 2001).

FIGURA 6 - CONVERSÃO BIOLÓGICA NO SISTEMA ANAERÓBIO



FONTE: Adaptado de CHERNICHARO et al. (2001)

## 2.8. CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE O TRATAMENTO ANAERÓBIO

Segundo FORESTI et al. (1999), dois fatores tem sido fundamentais para a maior aceitação dos processos de tratamento de esgoto através da digestão anaeróbia: as vantagens dos processos de tratamento anaeróbios quando comparados com os aeróbios e a melhora do desempenho dos sistemas anaeróbios atuais. Esse maior desempenho é resultado da melhor compreensão do processo, permitindo sistemas com maior eficiência na remoção do material orgânico, além do aumento da velocidade de remoção desse material.

### 2.8.1. Princípios da Microbiologia da Digestão Anaeróbia

De acordo com CHERNICHARO (1997), na digestão anaeróbia diversos grupos de microrganismos trabalham interativamente de maneira a converter a matéria

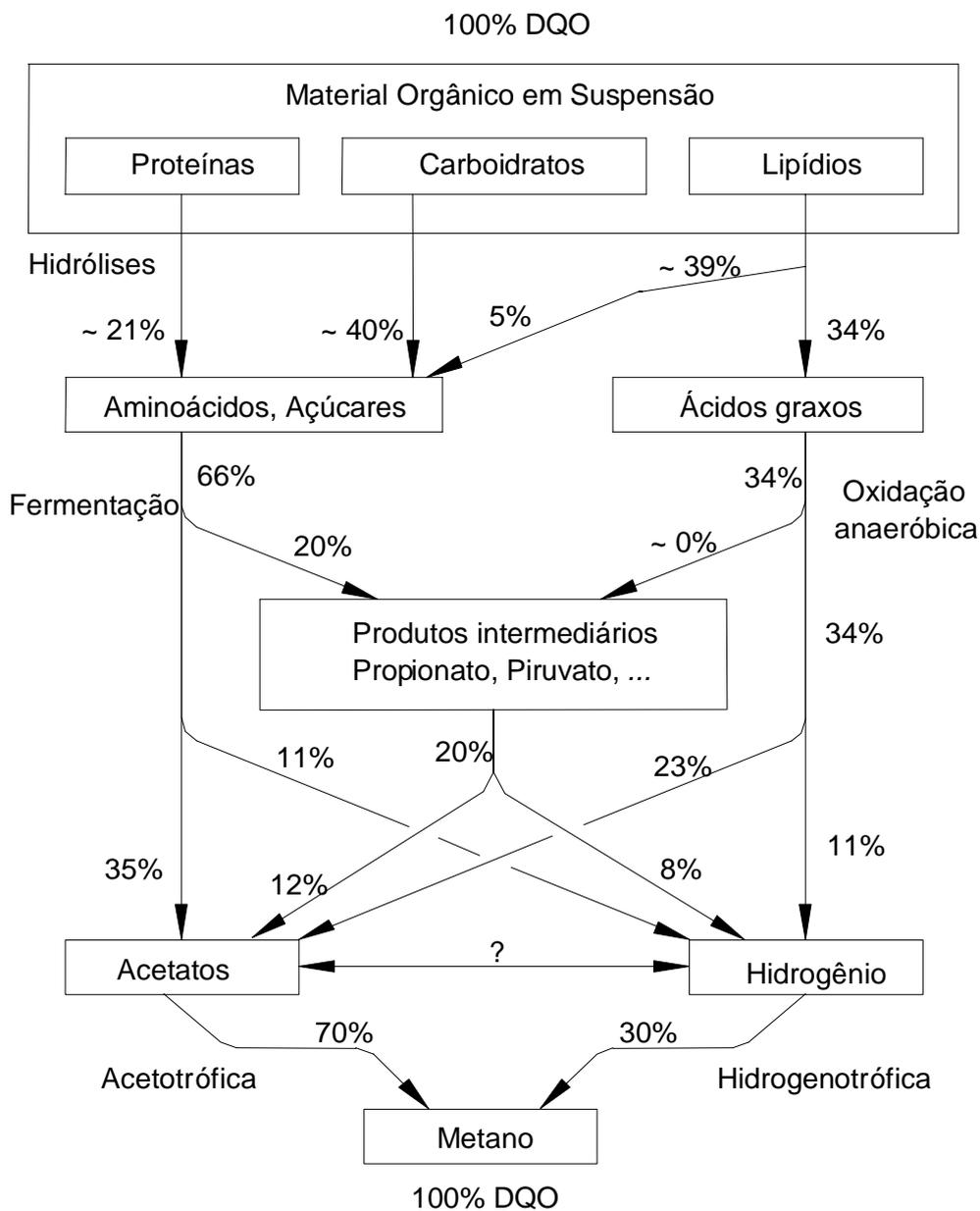
orgânica complexa em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas.

Os três importantes grupos de bactérias que participam do processo de digestão anaeróbia são:

- Bactérias fermentativas: essas bactérias transformam, por hidrólise, os polímeros em monômeros, e estes em acetato, hidrogênio, dióxido de carbono, ácidos orgânicos de cadeia curta, aminoácidos e outros produtos como glicose;
- Bactérias acetogênicas: são bactérias produtoras de hidrogênio, o qual converte os produtos, formados pelas bactérias fermentativas (aminoácidos, açúcares, ácidos orgânicos e álcoois), em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono; e
- *Archaea* metanogênicas: as *Archaea* metanogênicas se dividem em dois grupos. Um grupo usa o acetato, transformando-o em metano e dióxido de carbono, e o outro produz metano através da redução do dióxido de carbono.

A figura 7 mostra uma representação esquemática dos vários processos que ocorrem na digestão anaeróbia, sugerida por GUJER & ZEHNDER (1983), assim como vários outros autores.

FIGURA 7 – SEQUÊNCIA DE PROCESSOS BIOLÓGICOS QUE OCORREM NA DIGESTÃO ANAERÓBIA



FONTE: Adaptado de GUJER & ZEHNDER (1983) e FORESTI et al. (1999)

### 2.8.2. Processos de Conversão na Digestão Anaeróbia

No ambiente anaeróbio se desenvolvem processos fermentativos, os quais se caracterizam pela transformação do material orgânico sem, contudo ser mineralizado (oxidado).

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, no qual, conforme mostra a figura 7, pode-se distinguir quatro etapas diferentes (FORESTI et al., 1999).

#### - Hidrólise

No processo de hidrólise, o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos mais simples, ou seja, moléculas menores. Desta maneira, o material dissolvido pode atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas. Essa conversão é conseguida através da ação das exoenzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas são degradadas por meio de (poli) peptídios para formar aminoácidos. Os carboidratos se transformam em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de longa cadeia de carbono ( $C_{15}$  a  $C_{17}$ ) e glicerina. Em muitos casos, na prática, a velocidade da hidrólise pode ser a etapa limitante de todo processo de digestão anaeróbia.

#### - Acidogênese

Os compostos dissolvidos, formados na hidrólise, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas onde são metabolizados. Após a acidogênese, esses compostos são excretados como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis de cadeia curta (AGV), álcoois, ácido lático e compostos minerais como  $CO_2$ ,  $H_2$ ,  $NH_3$ ,  $H_2S$  etc. As bactérias acidogênicas, em sua maioria, são anaeróbias estritas, mas cerca de 1% é constituída por bactérias facultativas que podem metabolizar o substrato orgânico por via oxidativa. Esse fato é importante, pois o oxigênio dissolvido, que eventualmente se encontra em sistemas de tratamento anaeróbio, é consumido pelas bactérias acidogênicas facultativas. Desta maneira não se torna tóxico para as *Archaea* metanogênicas.

- Acetogênese

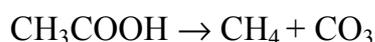
As bactérias acetogênicas são responsáveis pela oxidação dos compostos formados na fase acidogênica em produtos apropriados para as *Archaea* metanogênicas. Os produtos gerados nessa fase são o hidrogênio, o acetato e o dióxido de carbono.

Alguns produtos formados pelas bactérias acidogênicas, caso do acetato e do hidrogênio, podem ser diretamente utilizadas pelas metanogênicas. Mas 50% da DBO biodegradável é convertida em produtos como o propionato e o butirato, os quais devem ser posteriormente decompostos, pelas bactérias acetogênicas, em acetato e hidrogênio, de forma a serem utilizados pelas *Archaea* metanogênicas.

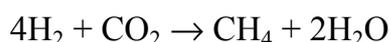
- Metanogênese

A metanogênese é o passo final do processo global de degradação anaeróbia da matéria orgânica em metano e dióxido de carbono. Em função de sua afinidade pelo substrato e grau de produção de carbono, as *Archaea* metanogênicas são divididas em dois grupos.

- a) metanogênese acetotrófica ou acetoclástica: convertem ácido acético em metano e CO<sub>2</sub>;



- b) metanogênese hidrogenotrófica: convertem hidrogênio e dióxido de carbono em metano.



A metanogênese hidrogenotrófica ajuda a manter a pressão parcial do hidrogênio em níveis baixos, necessários para conversão dos ácidos voláteis e álcoois em acetato (SPEECE, 1983; FORESTI, 1989).

As *Archaea* metanogênicas hidrogenotróficas crescem mais rapidamente (cerca de algumas horas) que as *Archaea* metanogênicas acetotróficas (cerca de alguns dias), de maneira que estas limitam a velocidade de transformação da matéria orgânica complexa em metano.

As *Archaea* metanogênicas acetotróficas são normalmente predominantes na digestão anaeróbia. Elas são responsáveis por aproximadamente 60 a 70% de toda a produção de metano. Elas pertencem a dois gêneros principais: *Methanosarcina* ( $\mu_m = 0,3 \text{ d}^{-1}$ ;  $K_S = 200 \text{ mg/L}$ ) e *Methanosaeta* ( $\mu_m = 0,1 \text{ d}^{-1}$ ;  $K_S = 30 \text{ mg/L}$ ) (BITTON, 1999).

Responsáveis por cerca de 30 a 40% de toda produção de metano, as *Archaea* metanogênicas hidrogenotróficas são agrupadas em três gêneros: *Methanobacterium*, *Methanospirillum* e *Methanobrevibacter*.

Em um digestor anaeróbio, as bactérias que degradam o material orgânico afluente, têm atividade catabólica e metabólica. Portanto, além da liberação de produtos resultantes da fermentação, novas células são formadas. Desta maneira são originadas quatro populações bacterianas. Por conveniência os três primeiros são chamados de fermentação ácida e o último de fermentação metanogênica.

Além das quatro fases descritas anteriormente, outros processos podem se desenvolver no reator anaeróbio. Mesmo com a ausência de oxigênio dissolvido, o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo é permitido pela possível presença de oxidantes alternativos. O nitrato e o sulfato são esses oxidantes. O nitrato pode ser utilizado como oxidante, sendo reduzido a nitrogênio molecular pela desnitrificação, o sulfato pode ser reduzido para sulfeto. Geralmente a quantidade de nitrato encontrado no esgoto sanitários é pequena, mas a quantidade de sulfato pode ser elevada. Despejos contendo sulfato podem ser comuns, devido a sua presença natural na água ou por processos industriais (FORESTI et al., 1999).

Geralmente a redução biológica de sulfato em digestores anaeróbios é considerada indesejável, pois ela provoca uma alteração metabólica dos mesmos. Segundo LETTINGA e HULSHOFF POL (1995) E VISSER (1995), a produção de sulfetos pode provocar sérios problemas durante o tratamento de esgoto contendo sulfatos:

- A redução de sulfato resulta na formação de gás sulfídrico, um composto que pode ser tóxico para as *Archaea* metanogênicas, reduzindo a capacidade do reator. Na prática, dependendo do pH, quando a relação  $DQO/SO_4^{2-}$  for inferior a 7, ocorrerá uma inibição mais acentuada das *Archaea* metanogênicas. Para relações  $DQO/SO_4^{2-}$  elevadas (>10), o efeito inibidor será reduzido, pois grande parte do  $H_2S$  produzido será removido na fase líquida, em função de uma maior produção de biogás;
- Parte do sulfeto de hidrogênio produzido é transferido para o biogás, esse fato pode acarretar problemas de corrosão nas estruturas, além de mau cheiro. No caso da utilização do biogás, esse deve ser purificado, resultando em aumento de custo;
- A presença de sulfetos, além de causar mau cheiro, aumenta a demanda de oxigênio no efluente. Pode ser necessária uma etapa de pós-tratamento para remoção de sulfeto; e
- O sulfato oxida o material orgânico que deixa de ser transformado em metano formando o gás sulfídrico. Portanto a redução de sulfatos diminui a quantidade de metano produzida.

Outro ponto importante que deve ser levado em consideração com respeito aos processos que ocorrem durante a digestão anaeróbia é a formação de ácidos graxos voláteis (AGV).

Os ácidos graxos voláteis são produtos intermediários, formados através da degradação dos carboidratos, proteínas e lipídios. Sendo que os mais importantes são

os de cadeia curta, como o acético, o propiônico, o fórmico e o butírico. A maior parte do metano produzido na digestão de compostos anaeróbios é resultado da redução dos ácidos graxos voláteis pelas *Archaea* metanogênicas.

O equilíbrio entre os tipos de microrganismos anaeróbios presentes em um sistema de tratamento é fundamental para sua eficiência. Quando as condições ambientais, no interior do sistema, são favoráveis, e as *Archaea* metanogênicas se encontram presentes em um número suficiente, os ácidos voláteis são consumidos na mesma velocidade em que são formados. Desta maneira o pH permanece em uma faixa ótima para as bactérias anaeróbias e o sistema encontra-se em equilíbrio. Mas, se por alguma razão a taxa de remoção de ácidos voláteis, pelas *Archaea* metanogênicas não acompanha o processo de formação dos mesmos, resultará em um acúmulo de ácidos no sistema. Nessas condições o valor do pH pode sofrer uma queda, acarretando redução da atividade metanogênica e aumento na produção líquida de ácido. Essa situação é normalmente denominada como azedamento do reator. Assim, o equilíbrio entre a fermentação ácida e a metanogênica, deve ser mantida através de uma alta capacidade metanogênica e boa estabilidade do valor do pH. Geralmente no caso de esgoto doméstico não existe perigo de azedamento do reator (HAANDEL e LETTINGA, 1994).

### **2.8.3. Cinética e Balanço de Massa da Digestão Anaeróbia**

O conhecimento da cinética dos processos de conversão biológica é importante, não somente para os processos aeróbios, mas também, para os projetos de reatores anaeróbios. A complexidade dos processos anaeróbios, no que diz respeito ao substrato e as diversas populações bacterianas envolvidas, traz uma grande dificuldade na descrição matemática dos modelos cinéticos. No entanto, não é prático ou possível tentar formular um modelo cinético que inclua todos os aspectos envolvidos na digestão anaeróbia. Simplificações devem ser feitas, como as apresentadas no modelo cinético de Monod. no qual é considerado um sistema com um único composto orgânico metabolizado por um único tipo de microrganismo. Para DROSTE (1997), o

modelo cinético de Monod pode ser aplicado ao processo anaeróbio. Isto é possível porque em processos complexos com múltiplos estágios, a cinética do estágio mais lento governa a cinética geral da conversão.

Considerando um reator de mistura completa ideal, com crescimento suspenso e sem recirculação, o balanço de substrato, considerando a equação de Monod, conforme item 2.5.5, será:

$$Q.S_0 - Q.S_e - \frac{k.X_v.S_e}{K_s + S_e} V = \frac{dS_e}{dt} . V \quad (4.1)$$

Onde:

$S_0$  = concentração do substrato (DQO) afluyente ( $ML^{-3}$ );

$S_e$  = concentração do substrato (DQO) efluyente ( $ML^{-3}$ );

$V$  = volume do reator ( $L^3$ );

$Q$  = vazão ( $L^3T^{-1}$ );

$t$  = tempo (T);

$X_v$  = concentração de biomassa anaeróbia no reator, SSV ( $ML^{-3}$ );

$k$  = taxa de utilização do substrato específica máxima, massa de substrato utilizado / massa de microrganismo·tempo ( $T^{-1}$ );

$K_s$  = constante de saturação, definida como a concentração de substrato limitante quando a taxa específica de crescimento é metade da taxa de crescimento específica máxima ( $ML^{-3}$ ).

A equação do balanço do crescimento líquido da biomassa é:

$$-Q \cdot X_v + Y \cdot \frac{k \cdot X_v \cdot S_e}{K_s + S_e} \cdot V - k_d \cdot X_v \cdot V = \frac{dX_v}{dt} V \quad (4.2)$$

Onde:

$k_d$  = coeficiente de respiração endógena ( $T^{-1}$ );

$Y$  = coeficiente de rendimento ou coeficiente produção de biomassa, definido como uma relação entre a biomassa gerada - SS ou SSV e a massa de substrato consumido - DBO ou DQO, (adimensional).

A idade do lodo pode ser formulada em termos de taxa de produção de sólidos,  $P_x$ .

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_v}{P_x} \quad (4.3)$$

$$P_x = \frac{V \cdot X_v}{\theta_c} \quad (4.4)$$

Onde:

$P_x$  = taxa de produção de sólidos ( $MT^{-1}$ );

Segundo HAANDEL e LETTINGA (1994), diversas pesquisas mostram que a equação de Monod pode ser utilizada para descrever a degradação de muitas substâncias orgânicas pelas bactérias em diferentes sistemas de tratamento anaeróbio de esgoto. Particularmente a equação é útil em casos em que a situação no sistema se assemelha a que prevaleceu nas experiências originais de Monod, isto é, um único tipo de microrganismo metabolizando um único composto orgânico. No tratamento de esgoto, em alguns casos, essa situação se manifesta, como exemplo pode ser citado a

nitrificação, em que o mono-substrato amônia é metabolizado por um único gênero de bactéria, *Nitrosomonas*.

Na degradação de material orgânico de esgoto por processos anaeróbios, a situação é muito diferente daquela pesquisada por Monod. No esgoto, a massa de sólidos que envolvem as bactérias é constituída de material orgânico biodegradável, não biodegradável e também de uma fração de material mineral. A diferenciação experimental entre a fração bacteriana e a fração sem atividade biológica é extremamente difícil, da mesma maneira, a determinação da concentração dos diferentes tipos de bactérias individualmente é praticamente impossível.

Os mesmos autores comentam que além das dificuldades descritas anteriormente, a determinação do parâmetro "S", que indica a concentração do substrato, não pode ser definido claramente. No esgoto existem muitos compostos com mecanismos metabólicos diferentes, mesmo considerando somente o material facilmente degradável (dissolvido) e o material de degradação lenta (particulado), o parâmetro S não é preciso. O material particulado presente no esgoto, pode ser adsorvido às partículas de microrganismos e desta forma ser removido da fase líquida, sem antes ter sido metabolizado pelos mesmos. Assim, a concentração de material orgânico na fase líquida, determinada experimentalmente, é muito diferente daquela encontrada na superfície das bactérias, utilizada como parâmetro S. Desta maneira, as concentrações de DBO ou da DQO de amostras filtradas não são indicativos do material orgânico disponível (substrato) para os microrganismos no sistema de tratamento. Face ao exposto, conclui-se que as equações cinéticas apresentadas para o tratamento biológico aeróbio não são adequadas para descrever o processo de digestão anaeróbia do material orgânico em esgoto.

Esses autores sugerem como opção para projetar e dimensionar sistemas de tratamento anaeróbios de esgoto, uma abordagem empírica, com avaliação de resultados experimentais obtidos.

## 2.9. CONFIGURAÇÕES USUAIS DE TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTO SANITÁRIO

Segundo KATO et al. (1999), *“reatores anaeróbios são reatores biológicos nos quais o esgoto é tratado na ausência de oxigênio livre (ambiente anaeróbio), ocorrendo a formação de uma biomassa anaeróbia (lodo anaeróbio) e, como um dos subprodutos principais do processamento da matéria orgânica, tem-se o biogás, que é composto principalmente de metano e gás carbônico”*.

A tecnologia anaeróbia para tratamento de esgoto teve grande avanço com o desenvolvimento de novos reatores, os quais buscavam configurações que permitissem uma melhor eficiência na remoção da matéria orgânica, em período de tempo curto e conseqüentemente volume menor. Essas configurações procuravam proporcionar um maior tempo de retenção celular, para aumentar o contato entre a biomassa ativa e o esgoto a ser tratado, de maneira a permitir que as reações ocorressem de forma eficiente, mesmo com baixos tempos de retenção hidráulica.

Segundo ANDRADE NETO (1997), os reatores anaeróbios para tratamento de esgoto podem ser distinguidos em dois grupos:

- a) reatores de lodo passivo em relação à fase líquida; e
- b) reatores com lodo ativo em relação à fase líquida.

Nos reatores de lodo passivo, o lodo tende a ser separado por decantação e é no lodo decantado que ocorre grande parte da degradação da matéria orgânica. Nesses reatores o fluxo é horizontal passando sobre a biomassa decantada. Desta forma, a biomassa, separada por decantação, é passiva à fase líquida. Os reatores, mais usuais são: tanques sépticos e as lagoas de estabilização anaeróbias.

Nos sistemas de lodo ativo em relação a fase líquida, a biomassa permanece dispersa na fase líquida, em contato direto com a mesma, na forma de flocos ou

grânulos ou ainda, aderida a um meio de suporte inerte formando um biofilme na sua superfície.

A imobilização da biomassa ativa e sua necessária retenção no interior do reator anaeróbio, implicam na capacidade de aplicação de elevadas cargas sem a necessidade do aumento do volume do reator.

Os sistemas de lodo ativo sobre a fase líquida podem ser divididos em dois grupos:

- a) biomassa aderida; e
- b) biomassa não aderida.

Nos sistemas de biomassa aderida, os microrganismos ficam aderidos a um meio suporte inerte, resultando em películas ou biofilme de espessura variável. O meio suporte pode ser estacionário, como no caso do filtro anaeróbio, ou móvel, como nos reatores de leito fluidizado ou expandido com biofilme aderido a núcleos inertes.

Nos sistemas de biomassa aderida móvel, o leito de lodo formado é expandido pela velocidade que se impõe ao fluxo ascendente. Assim, geralmente são usados como meio suporte materiais de tamanho reduzido, como areia fina, carvão e outros materiais inertes que permitam uma boa adesão da biomassa e expansão do leito de lodo.

Nos sistemas de biomassa estacionária, o meio de suporte inerte permanece fixo no interior do reator. O material mais comum utilizado como meio suporte é a brita, além de seixos, pedras, anéis de bambu ou plástico e outros materiais alternativos em estudo. Nesses sistemas, a biomassa é formada aderindo-se à superfície do material fixo, enquanto que os interstícios existentes são ocupados por microrganismos que crescem dispersos.

Nos sistemas de biomassa não aderida a um meio suporte, os microrganismos se aderem e agregam uns aos outros, formando flocos dispersos ou grânulos densos. Nesta forma, a biomassa ocupa parte ou quase totalmente o volume do reator, de maneira homogênea e móvel, ou formando camadas de densidade diferentes, resultando em camadas densas, praticamente estacionárias, no fundo do reator. Os reatores mais usuais são: o digestor de lodo convencional, o reator de lodo expandido ou fluidizado, com lodo sem núcleos inertes e os reatores de fluxo ascendente através de leito de lodo pouco expandido.

A mobilidade da biomassa no interior do reator, seja como de lodo suspenso agregado na forma de floco ou grânulo, seja na forma de lodo imobilizado em material inerte, depende da agitação hidráulica e da densidade do leito de lodo. A expansão do leito de lodo depende do grau de agitação. Para provocar uma expansão no lodo até a sua fluidização total é necessária uma velocidade ascensional muito alta, conseguida com reatores com grande altura ou auxílio de injeção de gás ou recirculação. No caso de velocidades menores o lodo é parcialmente expandido, tornando-se mais denso e menos espesso.

Segundo KATO et al. (1999), as características hidráulicas (fluxo e mistura) no interior de um reator são fundamentais para proporcionar um contato apropriado entre biomassa-esgoto. Desta forma a configuração dos reatores é importante de maneira que, além da existência de um ambiente favorável para os microrganismos e da disponibilidade de alimento, esse esteja em contato íntimo com a biomassa para sua degradação. Os reatores básicos em função das características hidráulicas, podem ser classificados conforme o quadro 8 do item 2.6.1, visto anteriormente.

A homogeneização do esgoto e da biomassa no interior do reator deve ser promovida pelo fluxo hidráulico, sendo importante a maneira pela qual a alimentação dos esgotos é efetuada. Essa alimentação deve ser executada de forma a não permitir a formação das denominadas zonas mortas, fluxos preferenciais, curto-circuito hidráulicos, etc., os quais resultam em espaços pouco favoráveis ao contato entre

biomassa-esgoto, reduzindo a eficiência do processo. As bolhas de gases formadas na digestão, também desempenham papel importante na agitação do conteúdo de um reator. Em especial, nos reatores UASB que, dependendo da carga aplicada, alguns autores consideram mais importante que o fluxo hidráulico.

Além da agitação hidráulica, as reações dependem, também, da transferência de massa (esgoto) para o interior do biofilme. Há duas fases para essa transferência, uma externa ao biofilme e uma interna ao biofilme, pois as reações não ocorrem somente na superfície deste e sim, muito mais no seu interior.

### **2.9.1. Principais Reatores Anaeróbios Utilizados no Tratamento de Esgoto Sanitário**

Na prática, os principais tipos de reatores anaeróbios que vêm sendo utilizados, no Brasil, em escala real são: lagoas anaeróbias, decanto-digestor, filtro anaeróbio, reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) e os reatores anaeróbios de leito expandido ou fluidizado.

Nos próximos itens, serão apresentadas algumas das características gerais desses reatores, excetuando-se os reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) e o filtro anaeróbio que, como objetivo desse trabalho, serão descritos mais detalhadamente.

#### **2.9.1.1. Lagoas anaeróbias**

As lagoas anaeróbias, como descrito no item anterior, é um sistema com lodo passivo em relação à fase líquida. Elas são fundamentalmente semelhantes aos tanques sépticos, com escoamento horizontal do esgoto favorecendo a sedimentação de sólidos suspensos ao longo do trajeto do líquido entre a entrada e a saída. Desta forma grande parte do volume da lagoa funciona como um sedimentador. Pode ocorrer mistura da fase líquida devido a bolhas de gás ou devido a ventos e insolação. Mas, a mobilidade da biomassa pode ser considerada baixa, na forma de lodo disperso, o qual não chega a

ficar suspenso no reator, e sim estacionário no fundo do mesmo, onde se desenvolve a biomassa essencialmente para digestão da matéria orgânica particulada sedimentada. Desta forma o contato entre biomassa-esgoto não é muito intenso, limitado à eficiência de remoção da DBO total.

As lagoas anaeróbias, geralmente não são usadas como única unidade de tratamento biológico. Elas, em conjunto com outras lagoas, facultativas ou de maturação, formam um sistema denominado de lagoas de estabilização.

#### 2.9.1.2. Decanto-digestores

Os decanto-digestores foram os precursores do tratamento anaeróbio de esgoto. Esses abrangem diversos tipos de configurações entre elas os tanques sépticos e os tanques Imhoff. Os tanques sépticos são ainda muito utilizados em áreas urbanas desprovidas de rede coletora pública de esgoto sanitário e ainda em vilas, conjuntos residenciais e comunidades as quais geram pequenas vazões de esgoto.

Decanto-digestores são tanques simples ou divididos em compartimentos horizontais (câmaras em série) ou verticais (câmaras sobrepostas) utilizados para os objetivos dos decantadores e digestores em uma mesma unidade onde, simultaneamente, várias funções são realizadas: decantação, flotação, desagregação e digestão dos sólidos sedimentados (lodo) e do material flotante (escuma). Devido ao tempo de retenção hidráulica, a fase líquida também é tratada. Podem também, reter em seu interior, o lodo digerido, com volume bastante reduzido pela digestão anaeróbia.

A configuração e o funcionamento do tanque séptico se assemelha à lagoa anaeróbia, com dimensões menores. Desta forma o contato entre biomassa-esgoto é pequeno, limitando a eficiência de remoção da DBO total.

### 2.9.1.3. Reatores anaeróbios de leito expandido ou fluidizado

O reator anaeróbio de leito expandido ou fluidizado é uma inovação no tratamento anaeróbio. Nesses reatores as bactérias desenvolvem-se aderidas a partículas suporte inertes que permanecem suspensas pelo resultado do movimento vertical ascendente da massa líquida. As partículas componentes do leito são de pequenas dimensões, geralmente entre 0,2 e 2,0 mm, proporcionando uma grande superfície específica para fixação dos microrganismos, ao mesmo tempo que possuem uma densidade que possibilita a aplicação de altas velocidades, que podem atingir 10 m/h ou mais, sem serem arrastadas pelo efluente (KATO et al., 1999).

As partículas do leito são expandidas pela velocidade ascensional do esgoto, aumentada pela elevada taxa de recirculação aplicada. A alta velocidade ascensional faz com que o crescimento do biofilme que envolve os grãos do meio suporte, seja de pequena espessura. Assim, facilita a difusão do substrato ao interior do mesmo.

O termo reator de leito expandido é utilizado para aqueles reatores que não atingiram o estágio de fluidização, sendo que alguns autores se referem a esses quando atingem um grau de expansão de cerca de 20% a 30%, em casos de expansão maior, são considerados como leito fluidizado (CAMPOS e PEREIRA, 1999).

## **2.9.2. UASB – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo**

### 2.9.2.1. Considerações gerais

O reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo, foi desenvolvido na década de 70 pelo professor Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen – Holanda, foram denominados de reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors). Em português, deveriam ser chamados de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo. Mas, diversas terminologias têm sido utilizadas para identificar esse tipo de reator, entre elas podemos citar:

- DAFA (digestor anaeróbio de fluxo ascendente);
- RAFA (reator anaeróbio de fluxo ascendente);
- RALF (reator anaeróbio de leito fluidizado);
- RAFAMAL (reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo); e
- RAFAALL (reator anaeróbio de fluxo ascendente através de leito de lodo).

Para harmonização da terminologia, nesse trabalho será utilizada a denominação reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo – UASB ou reator de manta de lodo ou apenas reator UASB.

Segundo ANDRADE NETO (1997), o reator de manta de lodo, tem origem no tanque Hidrolítico de Travis, de 1903 ou, mais apropriado, no tanque Biolítico de Phelps, de 1908. É um reator de lodo ativo sobre a fase líquida, com biomassa não aderida e leito pouco expandido.

Segundo GOMES (1989), no Paraná, o primeiro reator UASB foi desenvolvido, laboratorialmente, pelo Dr. Urivald Pawlowsky, na SUREHMA, ao redor de 1979, para tratar vinhoto de álcool de mandioca.

De acordo com o mesmo autor, os estudos sobre tratamento anaeróbio de esgoto sanitário na Companhia de Saneamento do Paraná – SANEPAR tiveram início em 1980, para atendimento de solicitação da Companhia Paranaense de Energia – COPEL, visando a produção de biogás numa época de petróleo muito caro. O uso de reatores UASB foi proposto em 1981 para ser implantado no conjunto Bracatingas em Curitiba e na cidade de Piraí do Sul. Este último iniciou sua operação em março de 1983 e em 1984 começou a abastecer 285 residências com biogás canalizado para uso em fogões. Em 1983 o reator UASB passou a ser denominado Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado – RALF, pois os primeiros reatores eram cônicos e o esgoto entrava pelo fundo e vértice do mesmo, onde poderia ocorrer a fluidização parcial do lodo anaeróbio pela passagem do esgoto.

A SANEPAR opera, hoje, 224 reatores UASB em diversas cidades do estado. Em Curitiba, conforme já comentado, foi executada a estação de tratamento Atuba Sul, inaugurada em 1998. São 16 reatores de 2.000 m<sup>3</sup>, conjugados em grupos de 4, compondo um único sistema de tratamento de esgoto para atendimento de 600 mil pessoas.

Segundo CHERNICHARO (1996), no Brasil, o uso de reatores de manta de lodo para o tratamento de esgoto doméstico tem resultado em experiências bem sucedidas, com diversos reatores operando em vários estados, demonstrando que o potencial dos mesmos é muito grande.

Quando aplicado em locais de clima quente, o processo anaeróbico através de reatores de manta de lodo apresenta inúmeras vantagens. Nessas situações as seguintes características são esperadas:

- Sistema compacto, com baixa demanda de área;
- Baixo custo de implantação e de operação;
- Baixa produção de lodo;
- Baixo consumo de energia;
- Satisfatória eficiência de remoção de DBO/DQO. Da ordem de 65-75%;
- Possibilidade de rápido reinício, mesmo após longas paralisações;
- Elevada concentração de lodo excedente; e
- Boa desidratabilidade do lodo.

Apesar de apresentar inúmeras vantagens, principalmente no que diz respeito a demanda de área, simplicidade e baixos custos de projetos, operação e manutenção, algumas desvantagens ainda são atribuídas ao processo:

- Possibilidade de emissão de maus odores;

- Baixa capacidade do sistema em tolerar cargas tóxicas;
- Elevado intervalo de tempo necessário para a partida do sistema;
- Necessidade de uma etapa de pós-tratamento; e
- Pequena remoção de nutrientes.

Em esgoto predominantemente doméstico, a presença de compostos de enxofre e de materiais tóxicos usualmente ocorre em níveis muito baixos, sem comprometer o sistema de tratamento. Quando bem projetados e operados, os sistemas não devem apresentar problemas de mau cheiro e de falhas devido à presença de elementos inibidores.

Quanto ao elevado intervalo de tempo necessário para a partida dos reatores, esse pode ser significativamente diminuído através da inoculação dos mesmos e com o estabelecimento de rotinas operacionais adequadas.

No que diz respeito à pequena remoção de nutrientes, geralmente os efluentes de reatores anaeróbios apresentam concentrações superiores aos requeridos pela resolução nº 20 de 1986 do CONAMA.

HAANDEL E LETTINGA (1994) monitorando um reator anaeróbio, chegaram a conclusão que o tratamento anaeróbio teve muito pouco efeito sobre a concentração de nitrogênio e fósforo. Durante o período de estado estacionário foi observado um aumento na concentração de amônia de 35 para 53 mg N/L e de ortofosfato de 5,5 para 9,9 mg P/L no reator. Os autores atribuíram o aumento à mineralização de compostos orgânicos (protéicos) que contém nitrogênio e fósforo.

Resultados de aumento na concentração de nitrogênio amoniacal, durante o processo de tratamento anaeróbio, também foram encontrados por ELMITWALLI et al. (2002) e por VALENTIM (2003), os quais atribuíram tal aumento à hidrólise de proteínas e à hidrólise de material particulado, respectivamente.

Quanto aos projetos de os reatores de manta de lodo, estes são relativamente simples. Não necessitam de instalação de equipamentos sofisticados ou de meio suporte para a retenção da biomassa. Mas alguns cuidados devem ser tomados quanto à vazão afluyente, pois o funcionamento do reator UASB depende da velocidade do fluxo através do leito de lodo. Velocidades elevadas podem provocar o arraste do lodo com o efluente. Velocidades baixas prejudicam a atividade biológica e ocasionam o adensamento ou até sedimentação do leito de lodo no fundo do reator, favorecendo obstrução, aparecimento de caminhos preferenciais e zonas mortas.

#### 2.9.2.2. Princípios do funcionamento do reator de manta de lodo

A partida de um sistema de tratamento através de um reator de manta de lodo é a fase mais importante da operação do mesmo. Geralmente, é realizada a inoculação do reator, com quantidades suficientes de lodo anaeróbio, preferencialmente obtido de outro sistema de tratamento de esgoto com as mesmas características. Dessa maneira, o inoculo estará adaptado às características particulares do esgoto a ser tratado, conseqüentemente a partida do sistema procederá de forma rápida, sem a necessidade de aclimatação do lodo. Em seguida, inicia-se a alimentação em baixa taxa, aumentando-se progressivamente, de acordo com a resposta do sistema. Após alguns meses de operação, ocorre a formação de um leito de lodo com concentrações em torno de 4% a 10%, ou seja, de 40.000 a 100.000 mgST/L, junto ao fundo do reator. O lodo formado possui excelentes características de sedimentação e dependendo da natureza do lodo utilizado para inoculação, das características do esgoto afluyente e das condições de operação do reator, pode ocorrer a formação de grânulos de lodo (diâmetros de 1 a 5 mm).

Uma camada de lodo mais dispersa encontra-se acima do leito de lodo, denominada de manta de lodo. Nesta zona, os sólidos apresentam velocidades de sedimentação mais baixas e a concentração do lodo usualmente varia entre 1,5 e 3%. O movimento ascendente das bolhas de biogás e do fluxo de esgotos através do reator, promovem a auto-mistura do sistema. A remoção da matéria orgânica ocorre através

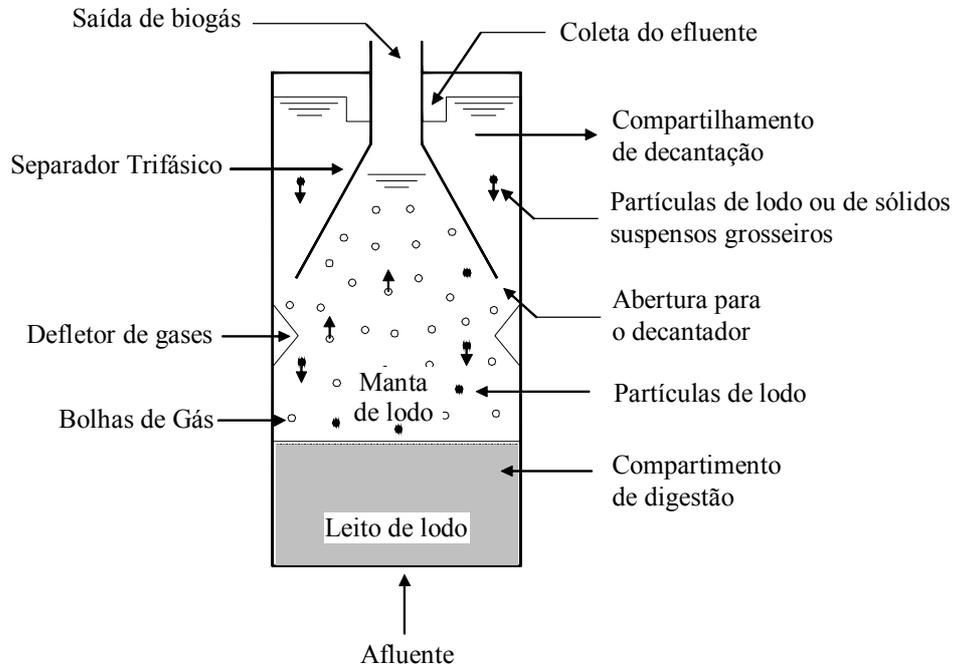
de todo o leito e manta de lodo, embora essa seja mais pronunciada no leito de lodo junto ao fundo do reator (PAULA JR e FORESTI, 1993).

O movimento ascendente do líquido e das bolhas de gás promove o arraste do lodo para cima. Para evitar que o lodo seja carregado com o efluente, é necessária a instalação de um separador trifásico, de gases, sólidos e líquidos, na parte superior do reator, garantindo a retenção e o retorno do lodo. Assim o líquido que escoar na direção ascendente, passa pelas aberturas existentes no separador de fases chegando no compartimento de decantação, na parte superior do reator. Devido à forma do separador de fases, a área disponível para o escoamento ascensional aumenta à medida que se aproxima da superfície da água. Conseqüentemente a velocidade do líquido tende a diminuir. Desta maneira, os flocos que são arrastados através da abertura no separador de fases para a parte superior do reator, encontram uma zona tranqüila. Nesse compartimento, possivelmente a velocidade de arraste das partículas é menor que a velocidade de sedimentação. Assim, a partícula acaba sendo depositada sobre a superfície inclinada do separador de fases. Quando uma quantidade de sólidos significativa for acumulada, o peso aparente desses sólidos se tornará maior que a força de atrito, fazendo com que esses deslizem novamente para o compartimento de digestão, na parte inferior do reator.

As bolhas de biogás formadas na zona de digestão sobem na fase líquida até a interface líquido-gás, presente abaixo do separador de fases. Nessa interface as bolhas se desprendem, formando uma fase gasosa. Os flocos de lodo que eventualmente se encontram aderidos às bolhas, após o desprendimento do gás, tenderão a decantar para voltar a fazer parte da massa de lodo na zona de digestão. As bolhas de gás que se formam abaixo das aberturas do separador de fases, através das quais o líquido escoar para a parte superior do reator, precisam ser desviadas. Para tanto, obstáculos são colocados abaixo dessas aberturas, funcionando como defletores de gás. Evitam, desta maneira que as bolhas passem pelas aberturas, causando turbulência na zona de decantação. A figura 8 mostra basicamente como se processa o tratamento de esgotos

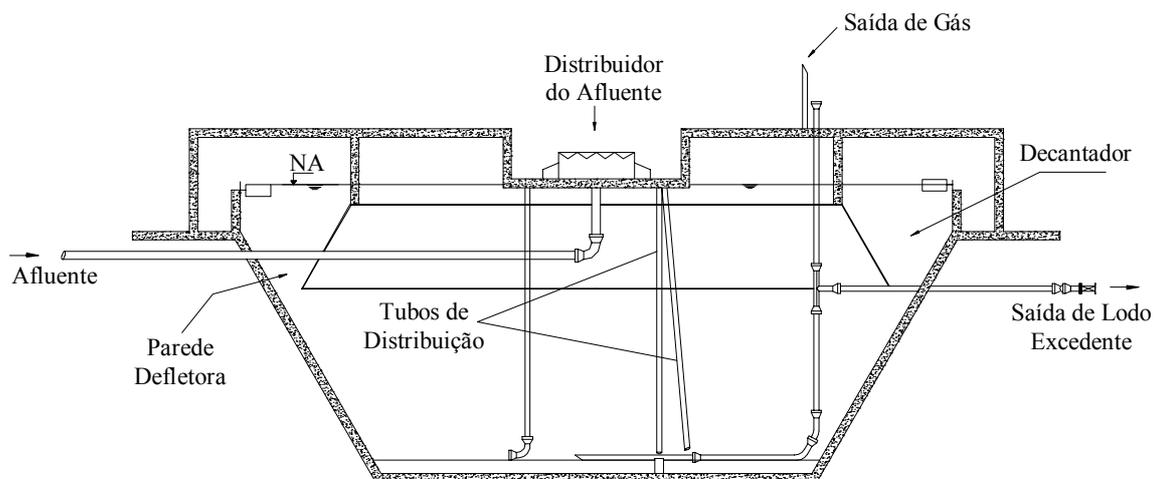
no interior de um reator UASB. Já as figuras 9 e 10 ilustram o reator tipo RALF desenvolvido pela SANEPAR.

FIGURA 8 - DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM REATOR UASB



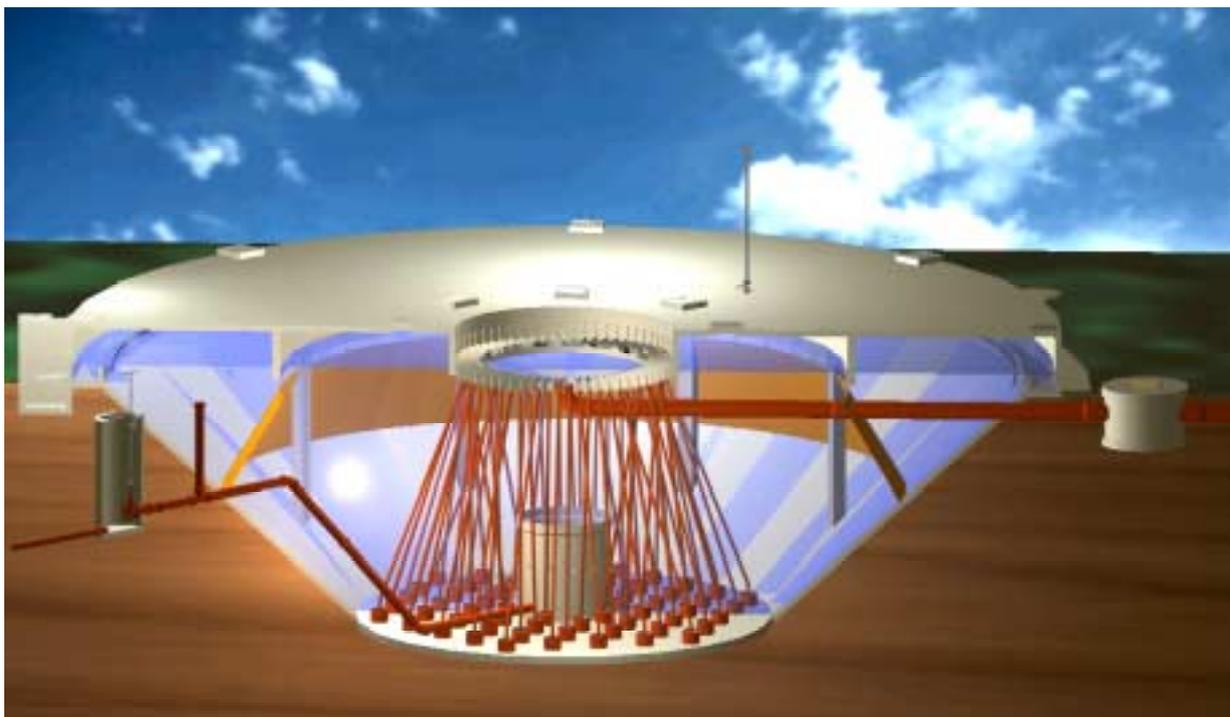
FONTE: CHERNICHARO et al. (1999)

FIGURA 9 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UM REATOR TIPO RALF



FONTE: SANEPAR

FIGURA 10 – PERSPECTIVA DE UM REATOR TIPO RALF



FONTE: SANEPAR

O separador de gases, sólidos e líquidos garante a elevada capacidade do reator UASB de retenção de grande quantidade de biomassa, de elevada atividade, sem necessidade de meio suporte. Em consequência, esses sistemas apresentam tempo de residência celular (idade do lodo), superior ao tempo de detenção hidráulica, característica dos sistemas de alta taxa. Os reatores UASB apresentam idade do lodo usualmente superior a 30 dias, desta forma, quando o lodo é descartado do sistema já se encontra com alto grau de estabilização.

O reator de manta de lodo, quando comparado a outros reatores da mesma geração, apresenta a grande vantagem da simplicidade construtiva e dos baixos custos operacionais. Contudo, alguns princípios importantes devem ser seguidos na operação de um reator de manta de lodo:

- a) As características do fluxo ascendente devem assegurar o máximo contato entre a biomassa e o substrato;

- b) Os curtos-circuitos devem ser evitados, de forma a garantir tempos suficientes para a degradação de matéria orgânica;
- c) O sistema deve ter um dispositivo bem projetado, capaz de separar de forma adequada o biogás, o líquido e os sólidos, liberando os dois primeiros e permitindo a retenção do último; e
- d) O lodo na região da manta deve ser bem adaptado, com alta Atividade Metanogênica Específica (AME) e boa sedimentabilidade. Se possível, o lodo deverá ser granulado, uma vez que esse tipo de lodo apresenta características melhores do que as do lodo floculento.

### 2.9.2.3. Critérios e parâmetros de projeto

Os principais parâmetros de projeto para reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto de baixa concentração, como esgoto doméstico, são relativos à carga hidráulica e às velocidades do fluxo. A carga orgânica não é importante, para esgoto doméstico, devido às limitações hidráulicas (CHERNICHARO et al., 1999; ANDRADE NETO, 1997).

A carga hidráulica volumétrica é a quantidade (volume) de esgoto aplicado diariamente ao reator por unidade de volume do mesmo:

$$CHV = \frac{Q}{V} \quad (5.1)$$

Onde:

CHV = carga hidráulica volumétrica ( $L^3L^{-3}T^{-1}$ );

Q = vazão ( $L^3T^{-1}$ );

V = volume total do reator ( $L^3$ ).

O tempo de detenção hidráulica é o inverso da carga hidráulica volumétrica:

$$t_h = \frac{1}{CHV} \quad (5.2)$$

Onde:

$t_h$  = tempo de detenção hidráulica (T).

ou

$$t_h = \frac{V}{Q} \quad (5.3)$$

CHERNICHARO et al. (1999) citam que estudos experimentais demonstram que a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar o valor de  $5,0 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{d}$ , ou seja, tempo de detenção hidráulica mínimo de 4,8 horas.

Sistemas projetados com valores de carga hidráulica ou inferiores de tempo de detenção hidráulica podem apresentar problemas nos seguintes aspectos principais:

- Perda excessiva de biomassa do sistema, devido ao arraste do lodo com o efluente;
- Redução do tempo de residência celular (idade do lodo) e conseqüente diminuição do grau de estabilização dos sólidos; e
- Possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

O parâmetro tempo de detenção hidráulica ( $t_h$ ) é de fundamental importância no dimensionamento de reatores UASB. Para tratamento de esgoto doméstico com temperatura em torno de  $20^\circ\text{C}$  tem-se adotado tempo de detenção da ordem de 8 a 10 horas para vazão média. Para vazão máxima não deve ser inferior a 4 horas, sendo

que os picos de vazão máxima não deverão se prolongar por mais de 4 a 6 horas (CHERNICHARO et al., 1999).

HAANDEL et al. (1993) estudando o reator de Pedregal, Campina Grande, avaliaram a influência do tempo de detenção sobre o comportamento do estado estacionário. Observaram que o aumento do mesmo resultou em um melhoramento na qualidade do efluente em termos de remoção de DBO, DQO e SSV, além de uma redução na produção de lodo. Contudo, aumentos no tempo de detenção acima de 6 ou 8 horas tiveram pouco efeito. A taxa máxima de digestão anaeróbia ocorreu para tempo de detenção de 3 horas, a 25°C, com eficiência de remoção de DQO de 70% (efluente sedimentado). Tempos de detenção mais curtos levaram a sobrecarga no reator, enquanto que para tempos de detenção mais longos houve um aumento progressivo na qualidade do efluente. Para tempo de detenção de 17 horas foi observada uma eficiência de remoção de DQO e DBO de 85% e 91,5% respectivamente (efluente decantado).

Para LETTINGA e HULSHOFF POL (1991), o tempo de detenção hidráulica em reatores de manta de lodo tratando esgoto doméstico depende fortemente da temperatura. O quadro 9 apresenta algumas diretrizes para estabelecimento desse parâmetro.

QUADRO 9 - TEMPOS DE DETENÇÃO HIDRÁULICA EM REATORES UASB

Temperatura do esgoto (°C)	Tempo de detenção hidráulica (h)	
	Média diária	Mínimo (durante 4 a 6h)
16 - 19	> 10 - 14	> 7 - 9
20 - 26	> 6 - 9	> 4 - 6
> 26	> 6	> 4

FONTE: ADAPTADO DE LETTINGA E HULSHOFF POL (1991).

Admitindo-se um determinado tempo de detenção e conhecendo-se a vazão de esgoto afluente, o volume do reator pode ser calculado pela equação (5.3), rearranjada da seguinte forma:

$$V = Q.t_h \quad (5.4)$$

A carga orgânica volumétrica é a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente no reator por unidade de volume do mesmo:

$$COV = \frac{Q.S_0}{V} \quad (5.5)$$

Onde:

COV = carga orgânica volumétrica (kgDBOL<sup>-3</sup>T<sup>-1</sup>);

Q = vazão (L<sup>3</sup>T<sup>-1</sup>);

V = volume total do reator (L<sup>3</sup>); e

S<sub>0</sub> = concentração do substrato afluente (kgDBOL<sup>-3</sup>).

Conhecendo-se a vazão e a concentração do esgoto afluente e admitindo-se uma determinada carga orgânica volumétrica (COV) de projeto, o volume do reator é dado pela equação (5.5) rearranjada da seguinte forma:

$$V = \frac{Q.S_0}{COV} \quad (5.6)$$

Conforme citado anterior, para esgoto doméstico o dimensionamento deverá ser feito considerando-se a carga hidráulica volumétrica.

A velocidade ascendente do fluxo é calculada a partir da relação entre a vazão afluente e a seção transversal do reator, conforme segue:

$$v = \frac{Q}{A} \quad (5.7)$$

Onde:

$v$  = velocidade ascensional do fluxo, ou velocidade ascensional ( $LT^{-1}$ );

$Q$  = vazão ( $L^3T^{-1}$ );

$A$  = área da seção transversal do reator ( $L^2$ ).

ou ainda:

$$v = \frac{Q.H}{V} = \frac{H}{t_h} \quad (5.8)$$

Onde:

$H$  = altura do reator (L).

Para CHERNICHARO et al. (1999), a velocidade ascendente máxima no reator depende das características do lodo presente e das cargas aplicadas. Reatores operando com lodo floculento e carga orgânica de até 5,0 a 6,0 kgDBO/m<sup>3</sup>.d, devem ter velocidades ascensionais na ordem de 0,5 a 0,7 m/h, sendo tolerados picos temporários, durante 2 a 4 horas, de até 1,5 a 2,0 m/h.

Para reatores operando com lodo tipo granular, as velocidades podem ser maiores, podendo alcançar 10 m/h. Para reatores tratando esgoto doméstico, são recomendadas as velocidades ascendentes de fluxo, constantes do quadro 10.

QUADRO 10 - VELOCIDADES ASCENDENTES RECOMENDADAS PARA O PROJETO DE REATORES UASB TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO

Vazão afluyente	Velocidade ascendente (m/h)
Vazão média	0,5 - 0,7
Vazão máxima	0,9 - 1,1
Picos de vazão*	< 1,5

\*Picos de vazão com duração entre 2 e 4 horas.

FONTE: ADAPTADO DE LETTINGA E HULSHOFF POL (1995).

Para as velocidades ascendentes e os tempos de detenção hidráulica recomendados para projeto de reatores UASB tratando esgoto doméstico, verificamos

que as profundidades devem ficar compreendidas entre 3 e 6 metros, para temperatura variando entre 20°C e 26°C.

Segundo HAANDEL et al. (1999), para o mesmo tempo de detenção hidráulica, a razão área/profundidade não influi significativamente sobre a eficiência do reator UASB. Face ao exposto, os valores da área e da profundidade serão determinados pelo custo da construção e as características do terreno disponível para implantação.

#### 2.9.2.4. Operação e controle de reatores anaeróbios

Embora a simplicidade operacional dos sistemas de tratamento anaeróbio ser um dos seus pontos fortes, algumas ações são necessárias de maneira a implementar uma estratégia de procedimentos operacionais, manutenção e ajustes no sistema para assegurar o bom funcionamento do mesmo.

Após a fase de partida, durante a qual o reator é submetido a cargas orgânicas e hidráulicas crescentes até atingir as de projeto, a operação em regime normal está sujeita a ocorrência de cargas de choque e variações de condições ambientais que podem levá-lo ao colapso. Portanto o efetivo controle operacional através da implementação de um adequado programa de monitoramento do sistema é de fundamental importância, permitindo inclusive, a detecção de problemas que podem levar à melhoria dos futuros projetos.

O programa de monitoramento inclui todos os principais aspectos relevantes à operação do sistema, levando em consideração a realidade local e a disponibilidade de recursos humanos e materiais. Assim, além de análises físico-químicas e microbiológicas, outras informações relativas ao funcionamento do sistema podem ser levantadas.

As atividades de monitoramento do sistema de tratamento anaeróbio estão relacionadas com as diferentes partes do mesmo, conforme segue:

- Pré-tratamento

A correta operação das unidades que compõe o pré-tratamento é fundamental para o bom funcionamento de um reator anaeróbio. Para evitar entupimentos devido à entrada de areia e sólidos grosseiros no reator, pode-se adotar uma rotina operacional de limpeza do gradeamento e da caixa de areia com frequência adequada à realidade local. Geralmente, em caso de esgoto doméstico, a limpeza do gradeamento pode ser realizada diariamente e a caixa de areia semanalmente ou quinzenalmente.

Nessa etapa, é importante dar especial atenção às vazões afluentes. A vazão excedente à de projeto pode ser desviada e recirculada, para não haver a remoção do lodo do interior do reator juntamente com o efluente.

- Digestor anaeróbio

O monitoramento do digestor anaeróbio procura estabelecer as condições ideais de operação do sistema em termos de eficiência de remoção de constituintes indesejáveis, avaliando sua concentração no afluente e efluente ao reator biológico, além da estabilidade do digestor e quantidade e qualidade do lodo.

Quanto à eficiência de remoção de constituintes indesejáveis, os principais parâmetros a serem analisados no afluente e efluente ao reator são: sólidos em suspensão totais (SST), sólidos em suspensão voláteis (SSV), sólidos sedimentáveis, DBO, DQO e coliformes fecais e totais.

Os problemas operacionais de estabilidade nos reatores anaeróbios ocorrem principalmente devido ao desequilíbrio entre as populações acidogênicas e metanogênicas. Qualquer fator que afete a atividade da população metanogênica, permitindo um acúmulo da população acidogênica, resulta no azedamento do digestor.

Assim, de acordo com CARVALHO<sup>5</sup>, citado por ANDRADE NETO (1999), os melhores parâmetros para controle da digestão anaeróbia são as concentrações de alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis. Uma vez que a digestão anaeróbia de substratos complexos, como é o caso do esgoto sanitário, envolve a produção de ácidos voláteis, que são formados na primeira etapa da fermentação, conforme descrito no item 2.8.2, é importante manter uma concentração adequada de alcalinidade para tamponar o sistema, no caso de existir o acúmulo desses ácidos. Quanto à concentração de ácidos voláteis, os reatores anaeróbios podem operar em uma larga faixa, sendo que para sistemas estáveis é razoavelmente baixa, situando-se entre 100 e 300 mg/L de ácido acético, que é o ácido predominante em tais condições.

Quanto a geração de alcalinidade, PASSIG (1997) comenta que durante o processo de digestão anaeróbia esta ocorre devido basicamente a dois processos distintos: remoção de ácidos graxos voláteis e amonificação.

Vale ainda ressaltar que a relação alcalinidade total/alcalinidade de bicarbonato é um indicativo para verificação de carga orgânica no sistema. Ficando, esta relação, acima de 0,7, o sistema admite receber carga orgânica (ANDRADE NETO, 1999).

Para DROSTE (1997), a relação entre ácidos voláteis e alcalinidade é mais importante que os valores de cada parâmetro separadamente. Valores acima de 0,3 e 0,4 indicam perturbações no sistema e ações corretivas devem ser tomadas para valores acima de 0,8.

Por sua vez, a faixa de pH ideal para sistemas anaeróbios é entre 6,5 a 7,5, conforme item 2.5.3.

---

<sup>5</sup> - CARVALHO, E. H. (1994) Filtros Biológicos Anaeróbios: conceitos básicos, projeto e desenvolvimento. (Dissertação de Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, Brasil, 280p.

Além do monitoramento da eficiência e da estabilidade do digestor, é recomendada a realização de testes para verificação da quantidade e qualidade do lodo no sistema de tratamento. Nos sistemas de lodo em suspensão, geralmente a concentração de lodo não é uniforme, assim é necessária a realização de análises de sólidos totais e sólidos voláteis totais em vários pontos ao longo da altura do leito e manta de lodo, de maneira a se obter um perfil de sólidos no interior do reator.

O monitoramento qualitativo visa a verificação dos aspectos mais importantes do lodo, os quais dizem respeito à: estabilidade, sedimentabilidade e atividade metanogênica específica.

O teste de atividade metanogênica específica (AME) avalia a capacidade das *Archaea* metanogênicas em converter substrato orgânico em metano e gás carbônico. Conhecendo-se a atividade metanogênica específica e a massa de lodo no reator, é possível estimar a carga orgânica máxima que pode ser digerida no reator. Essa carga é igual ao produto do valor da AME pela massa de lodo.

A quantidade de lodo no interior dos reatores anaeróbios, após alguns meses de operação contínua, torna-se em excesso e deve ser descartada.

No entanto, no caso de efluentes solúveis, a produção de lodo excedente é muito baixa (da ordem de 0,1 a 0,2 kgSST/kgDQO<sub>apl</sub>), especialmente quando comparada com os processos aeróbios (CHERNICHARO et al.,1999).

Em sistemas com lodo em suspensão, como o reator UASB, é recomendado que a descarga de lodo em excesso seja realizada de maneira que a massa de lodo se mantenha entre um mínimo, suficiente para digerir a carga orgânica efluente, e um máximo, dependendo da capacidade do sistema de retenção de lodo. Desta forma evita-se a descarga de lodo junto com o efluente.

CHERNICHARO et al. (1999) sugerem a seguinte rotina para estabelecer a frequência e quantidade de lodo a ser descartado:

- Operando-se o reator sob condições normais de vazão e carga e sem dar descarga de lodo excedente, determina-se, para o reator “cheio” de lodo, a massa de lodo e a produção diária de lodo;
- Determina-se a atividade metanogênica específica (AME) do lodo;
- A partir do valor da AME, determina-se a massa mínima de lodo para manter um bom desempenho do reator;
- Calcula-se a diferença entre a massa máxima de lodo que pode ser retirada do sistema e a massa mínima de lodo necessária para um bom desempenho do reator;
- Após uma descarga igual ou menor que a descarga máxima, determina-se novamente a descarga de lodo juntamente com o efluente; e
- A frequência da descarga pode ser determinada como a razão entre a massa de lodo a ser descarregada e a taxa de acumulação de lodo no sistema.

GOMES (1989) recomenda remover a camada de lodo mais inerte, isto é, com menor atividade metanogênica específica. Para tanto, sugere a determinação da AME, da temperatura e da concentração de lodo nas diferentes alturas do reator para se obter a quantidade mínima de lodo a manter no mesmo, sem sobrecarga orgânica.

A SANEPAR adota o seguinte procedimento para descarte do lodo excedente: coletar amostra do efluente ao reator e verificar os sólidos sedimentáveis em cone Imhoff após 30 minutos de sedimentação. Remover de 5% a 10% do lodo quando a concentração de sólidos sedimentáveis for superior a 1 mL/L. Repetir o ensaio de sólidos sedimentáveis no efluente para verificar se a quantidade de lodo removida foi suficiente.

- Leitões de secagem

O monitoramento dos leitões de secagem consiste na definição da melhor rotina de descarte e de desaguamento do lodo, de maneira a reduzir os ciclos de secagem e melhorar o teor de umidade do lodo seco.

Após o lodo seco, é adequado determinar-se a composição em termos de sólidos totais e as percentagens de material orgânico, de nitrogênio (orgânico e amoniacal) e de fósforo (total e ortofosfato), além da concentração de coliformes e ovos viáveis de helmintos.

### **2.9.3. Filtro Anaeróbio**

#### 2.9.3.1. Considerações gerais

A aplicação de filtro anaeróbio (FA) para remoção de cargas poluidoras teve início no passado recente. Basicamente o interesse pela sua utilização deve-se, em princípio, à publicação de Young e MacCarty, em 1969, elaborada com dados de pesquisa realizada a partir de 1963 em um reator alimentado com despejo líquido sintético. A eficiência na remoção de DBO mostrou-se superior a 80% para tempos de detenção hidráulica inferiores a 24 horas. Historicamente, essa publicação foi precedida por trabalhos de Coulter, Soneda e Ettinger (1957), Winnenberger e Saad (1961) e Stander (1963), que despertaram menos interesse na época (CAMPOS e DIAS, 1989).

No Brasil, a partir de 1970, muitos estudos foram realizados visando a utilização deste sistema de tratamento para uma grande variedade de efluentes. No entanto, a maioria destes trabalhos visou à aplicação do filtro anaeróbio no tratamento de esgoto concentrado, geralmente de origem industrial.

FORESTI et al. (1978) operaram um filtro anaeróbio piloto com o objetivo de verificar a sua aplicabilidade para o tratamento de efluentes líquidos provenientes de

indústria de conserva de carnes. O estudo demonstrou que o processo de tratamento, além de ser adequado ao tratamento dos efluentes em questão (remoção média de DBO em torno de 70%, com tempo de detenção hidráulica de 18 horas), também oferecia grande vantagem nos custos, em especial àqueles relacionados com a operação e manutenção do sistema.

RODA et al. (1985) estudaram um filtro anaeróbio em escala semipiloto, tratando os despejos de uma indústria de laticínios. O sistema apresentou bons resultados até a taxa de carregamento de 2,5 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia, com tempo de detenção hidráulica de 18 horas e eficiência de remoção de DQO acima de 83%. Foi observado, pelos autores, a formação de grânulos de lodo no filtro, que se relacionou com um aumento da eficiência na remoção de DQO.

Quanto à aplicação do filtro anaeróbio para tratamento de esgoto sanitário, esse se tornou mais popular, no Brasil, a partir da NBR 7229/82, Construção e Instalação de Fossas Sépticas e Disposição dos Efluentes Finais, da ABNT (Associação Brasileira de Normas Técnicas). Essa norma incorporou diretrizes básicas para projeto e construção de filtros anaeróbios utilizados como pós tratamento de efluentes de tanques sépticos.

O modelo de filtro anaeróbio recomendado pela NBR 7229/82 apresentou vários problemas operacionais, principalmente devido a dificuldade de remoção do excesso de lodo acumulado na câmara inferior de entrada. Entretanto, teve o mérito de difundir a alternativa de tratamento e provocar vários estudos e discussões as quais iniciaram a evolução tecnológica do processo.

Assim, diversas pesquisas vem sendo realizadas com o objetivo de melhorar a qualidade dos efluentes do sistema tanque séptico / filtro anaeróbio no tratamento de esgoto sanitário. VIEIRA e ALEM SOBRINHO (1983) estudaram a associação de tanque séptico mais filtro anaeróbio e chegaram à conclusão que o sistema atingiu bons resultados na remoção de DBO e SS a tempos de detenção mínimos de 4,1 horas na câmara de decantação do tanque séptico e 19 horas no filtro anaeróbio.

Verificaram também, que a limpeza controlada do tanque séptico e do filtro anaeróbio são de extrema importância para a eficiência na remoção de sólidos do sistema.

DALTRO FILHO e POVINELLI (1989) pesquisaram a associação de decanto-digestor mais filtro anaeróbio de fluxo ascensional, com material suporte constituído por pedra britada com diâmetro de 3 a 5 cm. Concluíram que: o sistema é adequado para tratamento de esgoto sanitário, principalmente para pequenas comunidades; a maior parcela de remoção de  $DQO_{Total}$  e SST ocorreu no decanto-digestor; o filtro anaeróbio apresentou baixo desempenho no tratamento de esgoto pré-digerido; a remoção de  $DQO_{Total}$  no sistema foi de 71% com tempo de detenção hidráulica de 12 horas.

Segundo GOMES (1989), na SANEPAR, os primeiros filtros anaeróbios começaram a ser projetados em 1980 e foram implantados no período de 1981 a 1983 em inúmeros conjuntos residenciais de diversas cidades. As unidades de tratamento eram constituídas por tanques sépticos seguidos de filtro anaeróbio e de unidade de cloração. A falta de conhecimento dos processos de tratamento por parte dos técnicos encarregados pela operação do sistema fez com que o processo fracassasse. Não houve preocupação com a regular remoção do excesso do lodo do tanque séptico e do filtro anaeróbio. Assim, se o filtro não entupia completamente, havia um sério curto-circuito hidráulico e a maior parte do filtro tornava-se volume morto, reduzindo drasticamente a eficiência do sistema. Esse fato fez com que a SANEPAR abandonasse as unidades existentes substituindo-as por reatores UASB.

De acordo com KAMIYAMA (1993), na SABESP, empresa responsável pela coleta e tratamento de esgoto do estado de São Paulo, o sistema de tanque séptico-filtro anaeróbio de leito fixo com fluxo ascendente apresentou vários problemas, de diversas ordens. O sistema implantado seguia, basicamente, os parâmetros constantes na NBR 7229/82, a qual não previa qualquer dispositivo que permitisse a limpeza regular do filtro anaeróbio, acarretando obstrução do meio filtrante. O problema se agravou devido ao fato de que a instalação dos sistemas era, basicamente, nas

comunidades de pequeno porte, com difícil acesso e onde a SABESP não dispunha de empregados de dedicação exclusiva para operação dos sistemas de tratamento de esgoto. Desta forma os mesmos não foram inspecionados regularmente e operados adequadamente. Esses fatores aliados à confusão do conceito entre simplicidade operacional e a não necessidade de operação, fez com que a maioria dos sistemas tivessem seu funcionamento interrompido ou em precárias condições de operação após um a três anos.

O mesmo autor comenta que os problemas encontrados não devem servir de argumento para banir o sistema tanque séptico-filtro anaeróbio do rol de alternativas para tratamento de esgoto. Cabe, sim, um levantamento dos problemas e análise aprofundada e, se necessário, uma revisão dos critérios de dimensionamento, além de manutenção regular e operação correta.

Em 1997, a ABNT publicou a nova norma sobre pós-tratamento de efluentes de tanques sépticos, NBR 13969/97, a qual é bastante limitada, mas os modelos são mais detalhados, apresentando preocupação com o aspecto operacional.

Vale lembrar que a aplicação de filtros anaeróbios não se limita apenas ao pós-tratamento de efluentes de pequenos tanques sépticos. São utilizados para pós-tratamento de outras unidades anaeróbias porque, além de completar o tratamento, sua capacidade de reter sólidos e de recuperar-se de sobrecargas qualitativas e quantitativas, contribuem muito para que o efluente seja mais uniforme e estável (ANDRADE NETO et al., 2001). No Brasil, recentemente, vêm sendo aplicados para pós-tratamento de efluentes de grandes decanto-digestores e de reatores anaeróbios de manta de lodo, com vazões superiores a 40 L/s (GONÇALVES et al., 2001).

No Paraná, a partir da década de 1990, a SANEPAR voltou a estudar a possibilidade da implantação de filtro anaeróbio para pós-tratamento de reatores de manta de lodo. O projeto desenvolvido pela empresa consiste de grandes reatores cilíndricos com fundo inclinado, construídos em concreto armado, semienterrados, cobertos ou não. O primeiro foi construído em 1996 e atualmente existem 20 em

operação, e vários em obras, projetados ou em projeto. São reatores com capacidade para atendimento de população na faixa de 1.500 a 50.000 habitantes, com diâmetro entre 8 e 30 m e profundidade entre 2,2 e 4,0 m, sendo a altura do meio filtrante entre 1,2 e 3,0 m, em brita nº 4.

Em Minas Gerais, começaram a operar, em 1997, sistemas compostos por reatores anaeróbios de manta de lodo seguido de filtro anaeróbio. Construídos em ferrocimento, já existem vários sistemas em operação atendendo populações que variam da ordem de 1.500 habitantes até 16.700 habitantes (BONIFÁCIO, 2001). Segundo o autor citado, essa tecnologia deve seu sucesso à execução simples, ao baixo custo e ao fato da eficiência do tratamento estar dentro das exigências técnicas dos órgãos ambientais.

Segundo ANDRADE NETO et al. (2001), os filtros anaeróbios são reatores biológicos de lodo ativo sobre a fase líquida, com biomassa aderida a um leito fixo de material inerte. Apresentam as vantagens dos reatores anaeróbios com fluxo através do lodo ativo, inclusive na remoção da matéria orgânica dissolvida, produzindo pouco lodo e sem consumir energia elétrica. Destaca-se, comparativamente, nas seguintes vantagens:

- a) Podem ser utilizados para esgoto concentrado ou diluído;
- b) Resistem bem às variações de vazão afluyente;
- c) Perdem pouco dos sólidos biológicos ativos;
- d) Permitem várias opções de forma, sentido de fluxo e materiais de enchimento;
- e) Têm construção e operação muito simples; e
- f) Não necessitam de inóculo para a partida.

Apesar das vantagens descritas anteriormente, alguns aspectos devem ser levados em consideração quando da escolha desse processo de tratamento:

- a) Risco de obstrução do leito (entupimento ou colmatação dos interstícios);
- b) Volume relativamente grande devido ao espaço ocupado pelo material inerte de enchimento; e
- c) Custo adicional acarretado pelo material de enchimento.

A concentração de sólidos suspensos do afluente aumenta os riscos de entupimento do meio filtrante. Assim, embora possam ser utilizados como unidade de principal de tratamento de esgoto, são mais adequados para pós-tratamento (polimento).

Quanto ao efluente de um filtro anaeróbio, esse é geralmente bastante clarificado e tem relativamente baixa concentração de matéria orgânica, inclusive dissolvida, mas é rico em sais minerais. Podem ser utilizados para a disposição no solo, seja para infiltração ou para irrigação com fins produtivos (ANDRADE NETO et al., 2002). Alguns estudos têm demonstrado que podem ser utilizados em substituição à solução nutritiva sintética para cultivos hidropônicos (MELO et al., 2002; ANDRADE NETO et al., 2003).

As baixas concentrações de sólidos suspensos, presentes no efluente de filtros anaeróbios, também facilitam a desinfecção por processos físicos e químicos. Pesquisas recentes têm demonstrado que a aplicação de doses de cloro na ordem de 10 mg/L com tempo de contato superior a 25 minutos, pode propiciar alta eficiência na remoção de *Escherichia coli* e, simultaneamente, baixos valores de cloro residual (ANDRADE NETO et al., 2002).

Quanto à remoção de microrganismos patogênicos e nutrientes eutrofizantes, esses não são removidos satisfatoriamente pelos reatores anaeróbios. Mas os reatores aeróbios compactos, de alta taxa, à custa de mecanização e energia elétrica, geralmente também não são eficientes na remoção de patogênicos e sais eutrofizantes e o que podem propiciar a mais na remoção de matéria orgânica, não representa diferenças

significativas na proteção do meio ambiente e da saúde pública (ANDRADE NETO e CAMPOS, 1999).

#### 2.9.3.2. Princípios do funcionamento do Filtro Anaeróbio

##### - Descrição do funcionamento

O filtro anaeróbio é um tanque contendo material de enchimento, geralmente pedras britadas ou materiais inertes, formando um leito fixo. Na superfície de cada peça do material de enchimento ocorre a fixação e o desenvolvimento de microrganismos na forma de biofilme e também, agrupando-se na forma de flocos ou grânulos nos interstícios do material de enchimento. Os compostos orgânicos solúveis percolam nos interstícios do leito filtrante, entram em contato com a biomassa ativa retida, sendo então, convertidos em produtos intermediários finais, especialmente metano e gás carbônico. São, portanto, reatores com fluxo através do lodo ativo e com biomassa aderida, ou retida, no leito fixo (GONÇALVES et al, 2001).

Os filtros anaeróbios podem ser cobertos ou sem cobertura, sendo estes adequados para locais onde não houver preocupação com eventual emissão de maus odores. Podem ter várias formas, configurações e dimensões, desde que se garanta uma perfeita distribuição do fluxo através do leito. Podem apresentar fluxo ascendente, horizontal ou descendente, sendo que os mais usuais são os com fluxo ascendente ou descendente. Nos filtros de fluxo ascendente, o líquido penetra pela base e é distribuído por um fundo falso ou tubos perfurados, flui através do material de enchimento que, neste caso é necessariamente submerso (afogado), e é descarregado pelo topo, sendo coletado em canaletas ou tubos perfurados. Nos filtros de fluxo descendente, o fluxo é inverso, podendo trabalhar afogados ou não.

Existem diferenças funcionais acentuadas entre os filtros afogados e os não afogados. Nos filtros afogados, o lodo retido nos interstícios floclula e até granula, sendo muito importante na remoção da parcela dissolvida da matéria orgânica do esgoto. Assim, as dimensões dos interstícios formados pelo meio filtrante é o

parâmetro mais importante. Como as dimensões dos interstícios dependem da forma e granulometria do meio suporte, é fundamental que esse tenha granulometria uniforme, tamanho adequado e forma não achatada. Nesse caso, o biofilme pode não ser tão preponderante, da mesma forma, a superfície específica de meio filtrante pode não ser tão importante. Já nos filtros não afogados, os microrganismos ativos estão concentrados principalmente no biofilme que envolve o material suporte e, desta forma, a superfície específica do meio filtrante é fundamental (ANDRADE NETO et al., 1999).

Os filtros de fluxo ascendente podem propiciar alta eficiência e baixa perda de sólidos arrastados no efluente, devido ao lodo em sustentação hidráulica e ao bom tempo de contato. Apresentam os maiores riscos de entupimento dos interstícios devido a maior retenção de lodo em excesso. Por conseguinte são mais indicados para esgoto com baixa concentração de sólidos suspensos.

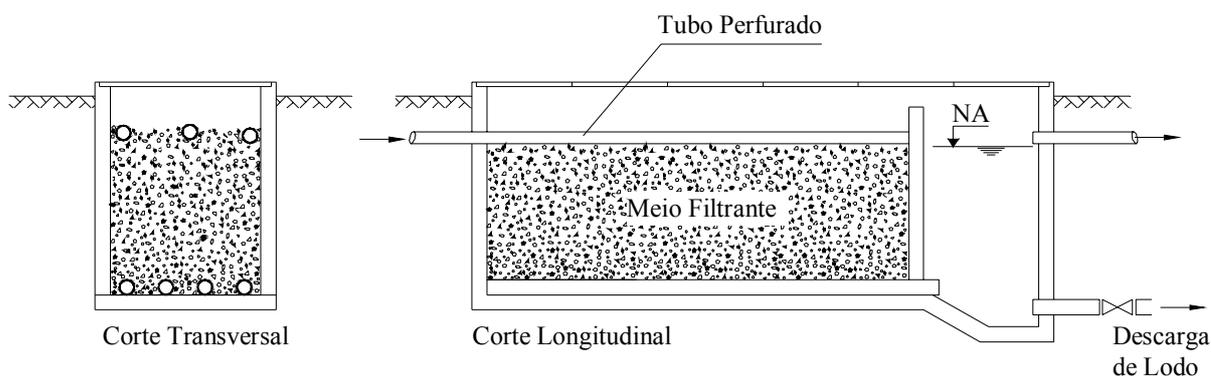
Os filtros de fluxo descendente com leito afogado apresentam menos riscos de entupimento no leito, pois parte do lodo em excesso é arrastado pelo efluente de maneira gradativa. Desta forma podem receber esgoto com concentrações maior de sólidos do que os de fluxo ascendente. São indicados tanto para altas como para baixas cargas orgânicas, pois a eficiência é bem distribuída em todo em todo leito, com participação tanto do biofilme como do lodo floculento e granulado (ANDRADE NETO et al., 1999).

Os filtros de fluxo descendente com leito não afogados apresentam eficiência relativamente baixa, porque acumulam pouco lodo nos interstícios e apenas a ação do biofilme é preponderante na bioconversão.

Apenas os filtros de fluxo ascendente têm sido significativamente pesquisados e aplicados ao tratamento de esgoto. Pouco se conhecem sobre os filtros anaeróbios de fluxo descendente com leito afogado.

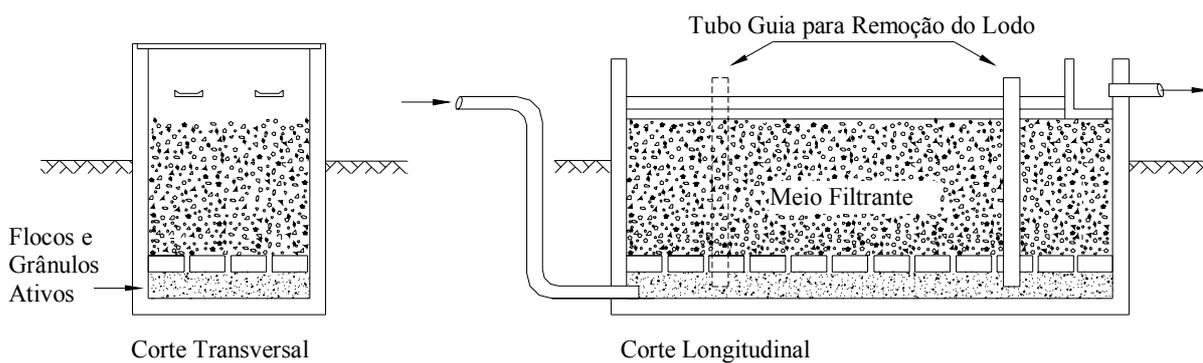
As figuras 11 e 12 mostram cortes esquemáticos de filtros anaeróbios de fluxo ascendente e descendente afogado, onde podem ser observados os principais dispositivos que garantem o funcionamento da unidade. Já a figura 13 mostra a perspectiva do filtro anaeróbio de fluxo ascendente operado pela SANEPAR.

FIGURA 11 - FILTRO DE FLUXO DESCENDENTE AFOGADO, COM ENTRADA E SAÍDA POR TUBOS PERFURADOS



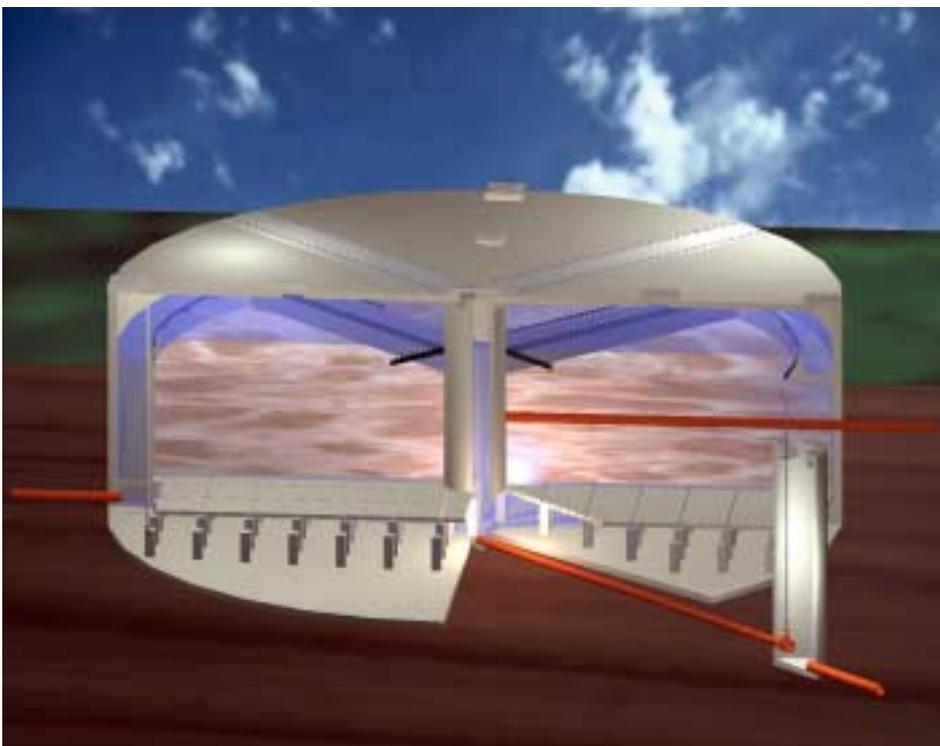
FONTE: Adaptado de ANDRADE NETO et al. (1999).

FIGURA 12 - FILTRO DE FLUXO ASCENDENTE, FUNDO FALSO, COLETA DO EFLUENTE EM CALHAS E REMOÇÃO DO LODO EM EXCESSO POR SUÇÃO, POR MEIO DE TUBOS-GUIA



FONTE: Adaptado de ANDRADE NETO et al. (1999).

FIGURA 13 – PERSPECTIVA DO FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE OPERADO PELA SANEPAR



FONTE: SANEPAR

SWITZENBAUM (1983), cita que os principais dispositivos que garantem o funcionamento de um filtro anaeróbio são:

- a) Entrada do afluente e sua distribuição equitativa em toda área da seção transversal do filtro;
  - b) Saída do efluente;
  - c) Uma área livre sobre o meio filtrante;
  - d) Material do meio filtrante; e
  - e) Pontos opcionais como facilidade de recirculação, facilidade de retrolavagem ou zona de sedimentação abaixo do leito filtrante.
- Entrada e saída do esgoto

O detalhamento de entrada e saída do esgoto é determinado pelo sentido do fluxo no reator. Nos reatores de fluxo ascendente, o esgoto é distribuído na base, através de tubos perfurados ou sob um fundo falso perfurado que serve de suporte ao leito filtrante. A coleta do efluente pode ser realizada através de canaletas ou tubos perfurados afogados, no topo do reator. Nos filtros de fluxo descendente, os dispositivos são os mesmos, com sentido inverso. Vale ressaltar que a eficiência do sistema de tratamento depende da boa distribuição do fluxo no leito filtrante, evitando assim, caminhos preferenciais e curto circuito.

- Área livre sobre o meio filtrante

Em um filtro anaeróbio fechado, o espaço livre sobre o leito filtrante é necessário para acúmulo e captura de biogás.

- Recirculação

Quando o filtro anaeróbio é utilizado para tratamento de efluente proveniente de decanto-digestor ou reator UASB aplicados a esgoto doméstico, geralmente a recirculação não se faz necessária. Porém pode ser necessária para diluir matéria orgânica presente em grandes concentrações, diluir material tóxico ou para controle do pH.

- Fundo falso ou zona de sedimentação

O fundo falso ou zona de sedimentação, abaixo do leito filtrante, além de facilitar a descarga de lodo, pode funcionar como um reator anaeróbio de manta de lodo com flocos e grânulos ativos.

- Meio Suporte

De acordo com ANDRADE NETO et al. (1999), as finalidades do material filtrante são:

- a) Permitir acúmulo de grande quantidade de biomassa, com o conseqüente aumento do tempo de retenção celular;
- b) Melhorar o contato entre os constituintes do despejo afluyente e os sólidos biológicos contidos no reator;
- c) Atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carreados para fora do sistema de tratamento; e
- d) Ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator.

O material de enchimento pode ser de vários tipos. O mais usual é a pedra britada, podendo ainda se utilizados anéis de plástico, elementos cerâmicos, módulos de plástico tubulares e com fluxo cruzado, elementos de madeira, bambu, cilindros de plástico perfurados, etc. Porém, é importante que o material tenha as seguintes características (ANDRADE NETO et al., 1999):

- a) Sejam estruturalmente resistentes e eficientemente leves;
- b) Sejam biológica e quimicamente inertes;
- c) Facilitem a distribuição do fluxo e dificultem a obstrução; e
- d) Tenham preço baixo e sejam de fácil aquisição.

Atualmente no Brasil, o material mais utilizado como meio suporte de filtros anaeróbios é a pedra britada nº 4. Esse material, devido ao seu peso, exige estruturas mais robustas, além de ter alto custo devido ao processo de classificação granulométrica. Outro fator a ser considerado na escolha do material de enchimento é o índice de vazios, que para a brita nº 4 é muito baixo, em torno de 50%. Esse índice influi diretamente no volume do reator e na capacidade de acúmulo de lodo ativo (ANDRADE NETO et al., 2001).

- Pesquisas realizadas sobre a remoção da matéria orgânica no filtro anaeróbio

KENNEDY e DROSTE (1986) operaram quatro filtros anaeróbios de fluxo descendente afogado em condições de temperatura constante de  $35 \pm 1^\circ\text{C}$ , com o objetivo de estudar o efeito da concentração do substrato na performance do reator no estado estacionário e avaliar o efeito da concentração do biofilme na eficiência do processo. Os filtros foram operados tratando esgoto sintético (base de sacarose) com alta carga orgânica, em diferentes concentrações e baixo tempo de detenção hidráulica. Os autores chegaram às seguintes conclusões: I) a alta concentração de biomassa retida no filtro permite o tratamento com sucesso de carboidrato com alta carga orgânica e baixo tempo de detenção hidráulica; II) a concentração no biofilme cresce com crescimento da carga orgânica e diminuição do tempo de detenção hidráulica, alcançando um máximo de 8,7 kg de sólidos voláteis não solúveis no biofilme por metro cúbico (0,116 kg de sólidos voláteis não solúveis no biofilme por metro quadrado) com carga de 10 kg DQO/m<sup>3</sup>.dia (0,133 kg DQO/m<sup>2</sup>.dia); III) a maioria da atividade da biomassa acidogênica e metanogênica do FA está localizada no biofilme; IV) as taxas máximas de utilização do substrato no biofilme (0,9 - 1,2 kg DQO por kg de sólidos voláteis não solúveis no biofilme por dia), foram similares às encontradas em culturas suspensas tratando carboidrato; e V) o biofilme anaeróbio é completamente ativo e não há limite de difusão até a espessura de 2,6 mm.

MACHADO et al. (1997) monitoraram três unidades piloto constituídas de um reator UASB seguido por dois filtros anaeróbios operando em paralelo, um de fluxo ascendente e outro descendente, tendo escória de alto-forno como meio suporte. Após um ano de monitoramento, os resultados encontrados demonstram que os FA ascendente e descendente podem promover uma remoção complementar de DQO e DBO de efluentes de reatores UASB. Os resultados médios de remoção variaram de 85 a 95% para DQO e DBO total, com tempos de detenção hidráulica de 6 e 4 horas para o reator UASB e para os FA variando de 24 a 1,5 horas. As médias globais de SS no efluente final foram mantidas abaixo de 25 mg/L. O FA de fluxo ascendente

apresentou eficiência média de remoção de 29,48 e 29,22% para DQO e DBO total. Já o FA de fluxo descendente apresentou, para eficiência média de remoção de DQO e DBO total, 21,36 e 13,96%, respectivamente. Os autores concluíram, pelos resultados obtidos, que o sistema UASB/FA pode se tornar uma alternativa bastante atrativa para o tratamento de esgoto doméstico no Brasil, podendo ser projetado com tempos de detenção muito baixos (6 horas para o reator UASB e 3 a 4 horas para o FA), resultando em unidades compactas de baixo custo.

SOUZA et al. (1999) operaram, o mesmo sistema estudado por MACHADO (1997), com diferentes alturas de meio filtrante (1,0m e 0,50m) e em regime hidráulico transiente. Os resultados foram comparados aos encontrados por MACHADO (1997). Apresentando resultados muito bons em termos de remoção de DQO, da ordem de 80 a 90%, e também concentrações muito baixas de sólidos suspensos no efluente final, abaixo de 20 mg/L. Os autores observaram, uma similaridade dos resultados dos filtros operando em diferentes regimes hidráulicos e com diferentes alturas de meio suporte. Operando em regime transiente, os FA apresentaram resultados médios de eficiência de remoção de DQO total de 22,75 e 24% para alturas de 1,0 m e 0,50 m, respectivamente. Este fato pode ser um indicativo de que a utilização de filtros com pequena altura de meio filtrante seja capaz de conferir um adequado polimento aos efluentes de reatores UASB, podendo representar significativa economia na implantação do sistema. Ainda com base nos resultados obtidos, concluíram que o sistema pode ser projetado com tempos de detenção hidráulica muito baixos, da ordem de 6 horas para o reator UASB e de 3 a 4 horas para o filtro anaeróbio.

CASSEB et al. (1997) estudaram um sistema de tratamento de esgoto UASB/Filtro anaeróbio, em escala piloto, quando submetidos à variação de vazão afluente. O sistema removeu DQO de forma satisfatória, reduzindo a concentração afluente a uma DQO efluente média de 110 mg/L. A eficiência global na remoção de DQO esteve sempre acima da eficiência obtida pelo reator UASB. A concentração de sólidos suspensos no efluente do sistema atingiu em média 21 mg/L. Os autores observaram que no período em que o reator UASB apresentou maiores perdas de

sólidos, o FA se comportou como uma unidade de pós-tratamento, principalmente no amortecimento de cargas transientes.

KOBAYASHI et al. (1983) operaram um filtro anaeróbio ascendente em escala piloto, utilizando como enchimento um meio filtrante sintético plástico com alta área superficial específica ( $144 \text{ m}^2/\text{m}^3$  e porosidade de 97%) para tratamento de esgoto doméstico de baixa carga, DQO média de 288 mg/L. O FA foi operado com temperaturas de 20°C, 25°C e 35°C, carga orgânica volumétrica de 0,32 kg DQO/ $\text{m}^3$ .dia e tempo de detenção hidráulica de 24 horas. Após 60 dias de operação, foram encontrados resultados de  $\text{DBO}_5$  média efluente de 38 mg/L resultando em taxa média de remoção de 79% e DQO média efluente de 78 mg/L, correspondente a 73% de taxa média de remoção. A eficiência do filtro não apresentou significativa diferença para as temperaturas de 25°C e 35°C, mas a eficiência de remoção de DBO e SST média teve um decréscimo para a temperatura de 20°C. Houveram picos de concentração da DQO afluente, aproximadamente três vezes maior que a média. Esses picos não apareceram na qualidade do efluente. Esse fato demonstra que o efluente do FA é muito pouco sensível às variações diárias da qualidade do esgoto afluente. Os autores concluíram que o FA é um candidato promissor para tratamento de esgoto com baixa carga, mas é necessário o pós-tratamento para remover sulfetos e amônia.

- Pesquisas realizadas sobre o sentido do fluxo no filtro anaeróbio

GUIMARÃES et al. (1999) estudaram um sistema que associava decantodigestor e filtros anaeróbios de fluxo ascendente e descendente afogados. Os autores encontraram como resultado do sistema, uma eficiência média de 81% para DQO total, 67% para DQO solúvel e 74% de remoção de COT, para temperatura de 29°C. Os autores concluíram que o conjunto tanque séptico seguido de filtro ascendente destaca-se como unidade fundamental na remoção de DQO total (71%) e sólidos suspensos (80%). O filtro de fluxo ascendente apresentou remoção de DQO total de 21% e DQO solúvel de 10%. Já o filtro de fluxo descendente atua na remoção de DQO total com

36% e DQO solúvel com 32%, conferindo ao sistema um efluente mais estável. Os autores comentam que estes resultados indicam que no filtro descendente ocorreu o crescimento de biomassa ativa, provavelmente aderida ao meio suporte, como é mais freqüente para esse tipo de filtro.

ANDRADE NETO et al. (2001) analisaram, comparativamente, o desempenho de dois filtros anaeróbios com volumes iguais, mesmo material de enchimento e mesmo afluente e vazão, mas com sentido de fluxo diferente, sendo um com fluxo ascendente e outro com fluxo descendente afogado. Ambos receberam os efluentes de um tanque séptico, alimentado com esgoto doméstico. Os resultados encontrados foram semelhantes para os dois filtros, ambos apresentaram valores da ordem de 110 mg/L de DQO total e 16 mg/L de SS nos efluentes. Os autores concluíram que um filtro anaeróbio de fluxo descendente afogado pode propiciar eficiência equivalente à de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente, com as demais características operacionais semelhantes.

- Pesquisas realizadas sobre materiais alternativos para o meio filtrante dos filtros anaeróbios.

Diversos estudos têm sido realizados com o objetivo de encontrar materiais alternativos para o meio filtrante que garanta o bom funcionamento do reator e ao mesmo tempo, estejam disponíveis, apresentem custo reduzido e menor peso. Entre os materiais estudados estão: gomos de bambu; escória de alto forno de siderurgia; vários tipos de granulometria de pedras; tijolos cerâmicos vazados comuns e anéis de eletroduto corrugado de plástico.

COUTO e FIGUEIREDO (1993) estudaram três reatores operando como filtro anaeróbio de fluxo ascendente, com as mesmas características físicas, diferenciando apenas quanto ao enchimento: pedra britada nº 4; anéis de plástico (palm rings); e gomos de bambu. Na comparação dos três filtros, verificou-se que a eficiência foi muito semelhante. As percentagens de remoção de DBO e DQO

estiveram na faixa de 60% a 80% e a remoção de sólidos suspensos na faixa de 70% a 80% para os três filtros.

ANDRADE NETO et al. (1999) compararam três filtros anaeróbios afogados de fluxo descendente, preenchidos com material suporte distintos (F2 - pedra britada comercial, F3 - seixo rolado e F4 - pedra britada nº 4), e um quarto tanque sem enchimento. Todos apresentavam o mesmo volume e operaram sob as mesmas condições, em escala piloto. Como resultado os filtros apresentaram boa eficiência na remoção da DQO total e também na parcela solúvel, tiveram performance comparável entre si, mas a pedra britada comercial foi mais eficiente do que a pedra britada nº 4 e esta mais que o seixo rolado. As eficiências médias de remoção de DQO total encontradas no FA foram de 45, 39 e 36% para os filtros F2, F3 e F4, respectivamente. O tanque sem enchimento apresentou baixa eficiência, com remoção média de DQO total de 19%, praticamente não removendo a matéria orgânica solúvel, resultando em 6% de remoção média de DQO solúvel. Esses valores confirmam que a remoção da matéria orgânica por decantação tem limite e o enchimento dos filtros é vantajoso, devido a ação do biofilme sobre a parcela solúvel.

ANDRADE NETO et al. (2000) analisaram o desempenho de quatro filtros anaeróbios de fluxo descendente afogado, com volumes iguais, sob as mesmas condições operacionais, mas com diferentes materiais de enchimento. Os materiais estudados foram: pedra britada nº 4; seixo rolado; tijolos cerâmicos vazados; e anéis de eletroduto corrugado de plástico (conduíte cortado). Como resultado, verificaram que os filtros com enchimento de pedras britadas e seixo rolado apresentaram eficiência equivalente, com média de remoção de 38% para DQO total. A eficiência média do filtro com enchimento de tijolos cerâmicos foi de 36,7% para remoção de DQO total, menor que os outros materiais experimentados. Mas como a diferença não foi tão grande, mostrou-se uma opção viável. Por sua vez, o filtro com enchimento de conduíte cortado apresentou excelente eficiência, com média de remoção de DQO total de 39% e média de SS no efluente de até 15 mg/L. A concentração de DQO total no

efluente foi de até 112,8 mg/L e de DQO filtrada de até 78 mg/L. O único material que causou obstrução do leito foi a pedra britada comercial.

CAMARGO e NOUR (2000) estudaram a etapa de partida para filtros anaeróbios com enchimento de anéis inteiros e meio anéis de bambu. Os resultados de desempenho dos filtros foram muito semelhantes. A percentagem média de remoção de DBO, DQO e SST foi de 69%, 70% e 80%, respectivamente. Os filtros anaeróbios operaram com carga orgânica volumétrica acima de 1,0 kg DQO/m<sup>3</sup>.dia, sem apresentar perda de eficiência.

CAMARGO et al. (2001) monitoraram um filtro anaeróbio de fluxo ascendente com enchimento de bambu para tratamento de esgoto doméstico operando com diferentes tempos de detenção hidráulica e diminuição drástica no pH, provocando um choque ácido. Os resultados de eficiência encontrados, antes do choque ácido, para DQO total, DBO e SST foram de 74%, 71%, e 72%, respectivamente. Verificou-se que a diminuição gradativa do tempo de detenção hidráulica não influenciou a estabilidade do reator. O choque ácido provocou redução na remoção de DQO total e SST, provavelmente devido a um decaimento na população de microrganismos. Por último, os autores concluíram que a utilização de anéis de bambu apresentou-se adequado e viável, com eficiências semelhantes àquelas encontradas na literatura para outros materiais.

ELMITWALLI et al. (2000) estudaram dois filtros anaeróbios com meio filtrante em espuma reticulada de poliuretano limpa para tratamento de esgoto bruto sanitário. O objetivo da pesquisa foi verificar a máxima remoção de DQO suspensa e DQO coloidal, alcançada através de mecanismos de retenção física e biofísica das partículas. Os resultados revelaram que o meio filtrante limpo é eficiente na remoção da DQO suspensa (> 75%) com tempo de detenção hidráulica muito baixo (0,5 hora) ou velocidade ascensional muito alta (10 m/h). Porém, não é eficiente na remoção da DQO coloidal (máxima remoção 21%). Operado com recirculação em batelada e tempo de retenção hidráulica de um dia, o sistema apresentou média de remoção de

DQO suspensa de 96% e 76% para temperaturas de  $24 \pm 1^\circ\text{C}$  e  $8,5 \pm 0,5^\circ\text{C}$ , respectivamente. Nas mesmas condições de operação, o sistema apresentou média de remoção para DQO coloidal de -4% em temperatura de  $8,5 \pm 0,5^\circ\text{C}$ , enquanto foi de 63% para temperatura de  $24 \pm 1^\circ\text{C}$ . A baixa remoção de DQO coloidal para baixas temperaturas indica que a mesma depende do processo biológico, da bioconversão e ou da bioabsorção.

- Fenômenos relacionados ao regime hidráulico

O conhecimento dos mecanismos hidrodinâmicos dos reatores é importante na medida em que dele depende a hipótese dos modelos cinéticos da reação bioquímica a ser adotada. Sua aplicação, também pode ser necessária, em otimização de processos, permitindo a detecção de problemas decorrentes de falhas operacionais, de concepção e relacionadas a aspectos construtivos (detecção de zonas mortas, canais preferenciais, curtos-circuitos, etc.).

Nos trabalhos de Young e McCarty os filtros anaeróbios foram considerados como do tipo de fluxo pistão. Mas outros autores demonstraram não ser essa a hipótese correta.

- Pesquisas realizadas sobre o regime hidráulico dos filtros anaeróbios.

YOUNG e YOUNG (1988) estudaram o comportamento do fluxo hidráulico no FA, em um reator de forma tubular, com diversos tipos de meio filtrante. Concluíram que o comportamento do fluxo hidráulico no interior do reator é influenciado pelo tipo de meio filtrante empregado, podendo aproximar-se tanto do fluxo pistão quanto para a mistura completa. O fluxo tende a ser do primeiro tipo na medida em que aumenta a área específica do meio filtrante, assim como tende a aumentar a zona hidraulicamente morta. O gás produzido no processo tende a tornar o comportamento do fluxo mais para a mistura completa.

CHIANG e DAGUE (1992) analisaram o comportamento de três filtros anaeróbios com os mesmos volumes, porém com relação altura / diâmetro de 1,2, 1,4 e

14,3, respectivamente, e com carga orgânica variando de 1,0 até 12,0 g/L.dia. Utilizando cloreto de lítio como traçador, os autores concluíram que os FA de forma cilíndrica tendem a ter comportamento hidráulico próximo ao da mistura completa e atribuíram esse fato à ação de borbulhamento de gases gerados.

DANTAS et al. (2000) avaliaram as características hidrodinâmicas de quatro filtros anaeróbios descendentes afogados com diferentes enchimentos (pedra britada nº 4, brita comercial, tijolos cerâmicos e conduíte corrugado) alimentados com efluente de um decanto-digestor seguido de filtro ascendente. Utilizando o método estímulo resposta com NaCl como traçador, com acompanhamento da condutividade, os autores encontraram resultados que apontam para um escoamento do tipo mistura, tendendo para mistura completa em todos os filtros estudados.

#### 2.9.3.3. Critérios e parâmetros de projeto

Os parâmetros e critérios de projetos para filtros anaeróbios utilizados como pós-tratamento de tanques sépticos no Brasil, são basicamente os recomendados pelas normas da ABNT.

As normas brasileiras NBR 7229 (1982, 1993), apresentam a seguinte expressão para o dimensionamento de filtros anaeróbios:

$$V = 1,60 \cdot N \cdot C' \cdot T' \quad (6.1)$$

Onde:

V = volume do filtro;

N = número de contribuintes;

C' = contribuição específica do esgoto (em Litros/pessoa.dia);

T' = período de retenção, em dias =  $t_h$ .

ALEM SOBRINHO e SAID (1991), apresentaram os resultados de experiência em campo com filtros anaeróbios implantados após três fossas sépticas em série. O sistema foi operado durante 2 anos, tratando o esgoto gerado por 320 pessoas. Os autores concluíram que os filtros anaeróbios podem ser dimensionados com tempo de detenção hidráulica pelo menos metade daquele recomendado pela norma NBR 7229, que varia em função do volume entre 12 e 24 horas. Os resultados para eficiência de remoção de DBO e DQO total, para o FA operando com carga orgânica volumétrica mínima, média e máxima de 0,09, 0,51 e 2,09 kgDBO/m<sup>3</sup>.d, foram de 50 e 23%, respectivamente. No mesmo estudo, foram encontradas eficiências de 40 e 41% de remoção de DBO e DQO total, para o FA operando com carga orgânica volumétrica mínima, média e máxima de 0,27, 0,76 e 1,99 kgDBO/m<sup>3</sup>.d.

A nova norma da ABNT, sobre pós-tratamento para efluentes de tanques sépticos, NBR 13969, manteve a fórmula (6.1) para cálculo do volume útil do leito filtrante, mas apresenta uma nova tabela para a contribuição de despejos (C), e adota valores para tempo de detenção hidráulica (T) que varia em função das vazões e das temperaturas.

A falta de consenso quanto a parâmetros de projeto para dimensionamento de filtros anaeróbios para pós-tratamento de reatores anaeróbios, deve-se ao fato de que os dados sobre esse sistema de tratamento são ainda muito escassos, além de dispersos.

No entanto, a eficiência dos filtros na remoção da carga orgânica e sólidos é fortemente influenciada pela temperatura, e, principalmente por duas variáveis de projeto: tempo de retenção celular ( $\theta_c$ ), ou tempo de retenção de sólidos biológicos no interior do filtro, e tempo de detenção hidráulica ( $t_h$ ). O  $\theta_c$  depende do tipo de meio filtrante (e sua capacidade de retenção) e do  $t_h$ . O parâmetro de projeto de mais fácil determinação é o  $t_h$ , mostrando-se como o mais importante e disponível (ANDRADE NETO, 1997).

O tempo de detenção hidráulica refere-se ao tempo médio de permanência do líquido no interior do filtro, sendo expresso da seguinte maneira:

$$t_h = \frac{V}{Q} \quad (6.2)$$

onde:

$t_h$  = tempo de detenção hidráulica (T);

V = volume do filtro ( $L^3$ );

Q = vazão média afluente ao filtro anaeróbio ( $L^3 T^{-1}$ ).

Pesquisas realizadas pelo Programa de Saneamento Básico – PROSAB, com filtros anaeróbios utilizados para pós-tratamento de reatores UASB e tanques sépticos, têm demonstrado que os FA são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são operados com tempos de detenção hidráulica na ordem de 4 a 10 horas (GONÇALVES et al, 2001).

Entretanto, a determinação do tempo de detenção hidráulica leva em consideração a configuração do reator e as concentrações no esgoto afluente. É baseado na sensibilidade e experiência do projetista, pois não se têm dados de pesquisas suficientes que possam ser tomados como referência.

Assim, uma alternativa é o ajuste posterior do  $t_h$ , levando em consideração que o acréscimo da taxa de remoção não é diretamente proporcional ao aumento do tempo de detenção hidráulica.

O volume do filtro é obtido multiplicando-se a vazão média diária pelo tempo de detenção hidráulica arbitrado.

Outros aspectos importantes que preocupam os projetistas são: a altura ou espessura do leito filtrante e a relação entre altura e a área em planta.

De acordo com CARVALHO e POVINELLI (1996), a altura do meio filtrante depende da taxa de carregamento orgânico aplicada, do tipo de meio suporte utilizado

e do sentido do fluxo. Os autores comentam que a maioria dos trabalhos com filtro anaeróbio de fluxo ascendente indicam que grande parte da estabilização dos despejos ocorre a menos de 1/3 da altura da camada filtrante, de modo que ocorre pouca estabilização acima de 1,00 m. Por outro lado, recomendam que a altura não seja inferior a 2,00 m para minimizar a perda de sólidos biológicos do sistema. Nos filtros anaeróbios de fluxo descendente, a altura do meio suporte exerce menos influência, pois a estabilidade ocorre de forma mais uniforme ao longo da altura.

DALTRO FILHO e POVINELLI (1989) avaliaram o desempenho de dois filtros anaeróbios de fluxo ascendente em escala piloto, com altura de 1,86 e 0,67 m de camada suporte (pedra britada 3 a 5 cm) e volume efetivo de 0,33 m<sup>3</sup>, para tratamento de esgoto sanitário. Concluíram que os filtros apresentaram diferença insignificativa em termos de desempenho, demonstrando a pouca influência da altura da camada do meio suporte.

ANDRADE NETO (1997) comenta que para a maioria dos autores, nos filtros anaeróbios de fluxo ascendente, praticamente não ocorre melhoria no efluente para alturas do leito filtrante acima de 1,20 m e que a maior eficiência limita-se aos primeiros 60 cm. Já para os filtros anaeróbios descendente, a altura do leito filtrante não tem grande importância, mas quanto maior a superfície específica de aderência e o volume de material suporte, melhor.

Segundo ANDRADE NETO et al. (1999), os resultados encontrados por vários pesquisadores, indicam pouca influência da altura da camada de leito filtrante na eficiência do filtro. Todavia, a relação entre altura e a área do filtro é influenciada pelos aspectos operacionais. Quanto maior a altura do leito filtrante pode ser maior a dificuldade para remover o lodo em excesso, quando for realizado o esgotamento do filtro para desobstrução dos interstícios. Por outro lado, uma grande área pode dificultar a remoção do lodo em excesso, dependendo do sentido do fluxo, dos dispositivos de entrada e saída e da maneira prevista para remoção desse lodo (sucção, descarga de fundo, etc.).

A NBR 13969 (ABNT, 1997) limita a altura máxima do leito filtrante a 1,20 m e 0,60 m para os dois modelos com fundo falso. Mas, para filtros anaeróbios aplicados para pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, a experiência brasileira e as recentes pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, demonstram que a altura do meio suporte pode ficar compreendida entre 0,8 e 3,0 m. Sendo o limite superior adequado para reatores com menor risco de obstrução do leito, o que depende, principalmente, do sentido do fluxo, do tipo de material de enchimento e das concentrações do efluente (GONÇALVES et al, 2001).

A taxa de aplicação superficial é a quantidade de esgoto aplicado diariamente ao filtro anaeróbio, por unidade de área do meio suporte. Pode ser calculada através da seguinte equação:

$$q_s = \frac{Q}{A} \quad (6.3)$$

onde:

$q_s$  = taxa de aplicação hidráulica superficial ( $L^3 / L^2 \cdot d$ );

$Q$  = vazão média afluente ao filtro anaeróbio ( $L^3 T^{-1}$ );

$A$  = área da superfície livre do meio suporte ( $L^2$ ).

GONÇALVES et al. (2001) baseados em pesquisas realizadas com filtros anaeróbios utilizados para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, recomendam a utilização de taxas de aplicação hidráulica superficial na ordem de 6 a 15  $m^3/m^2 \cdot d$ .

A carga orgânica volumétrica é a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao filtro anaeróbio, por unidade de volume do filtro ou de volume do meio suporte. Pode ser pela seguinte equação:

$$COV = \frac{Q \cdot S_0}{V} \quad (6.4)$$

onde:

COV = carga orgânica volumétrica (kgDBO/L<sup>3</sup>.d);

Q = vazão média afluyente ao filtro anaeróbio (L<sup>3</sup> T<sup>-1</sup>);

S<sub>0</sub> = concentração de DBO do esgoto afluyente ao FA (kgDBO/L<sup>3</sup>);

V = volume total do filtro ou volume ocupado pelo meio suporte (L<sup>3</sup>)

Da mesma forma que para a taxa de aplicação superficial, GONÇALVES et al. (2001), baseados em pesquisas realizadas com filtros anaeróbios utilizados para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, recomendam a operação dos filtros anaeróbios com cargas orgânicas volumétricas da ordem de 0,15 a 0,50 kgDBO/m<sup>3</sup>.d, para o volume total do filtro, e de 0,25 a 0,75 kgDBO/m<sup>3</sup>.d, para o volume da camada do meio suporte.

YOUNG<sup>6</sup>, citado por CHERNICHARO (1997), reuniu dados operacionais de diversos filtros anaeróbios e concluiu que o tempo de detenção hidráulica foi o parâmetro que mais influenciou a eficiência de remoção de DQO do sistema, tanto para reatores com meio suporte sintético quanto com pedra.

O autor propõe a relação geral capaz de fornecer o desempenho do filtro anaeróbio tratando diferentes tipos de efluentes como:

$$E = 100(1 - S_k \cdot t_h^{-m}) \quad (6.5)$$

onde:

E = eficiência do sistema (%);

---

<sup>6</sup> YOUNG J.C. (1991) Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. Water Sci. Technol. 24, pp.133-155.

$t_h$  = tempo de detenção hidráulica (T);

$S_k$  = coeficiente do sistema;

$m$  = coeficiente do meio suporte.

Esta relação estima com precisão o desempenho de reatores em escala plena e de laboratório, quando os mesmos utilizam meio suporte sintético com área superficial de cerca de  $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Os coeficientes “ $S_k$ ” e “ $m$ ” para tal situação, assumem valores de 1,0 e 0,55, respectivamente. Para reatores com leito de pedras, o coeficiente  $m$  assume valor de 0,4.

HAANDEL e LETTINGA (1994) resumiram os trabalhos de pesquisadores sobre o desempenho de filtros anaeróbios em escala piloto e de laboratório. Os resultados propõem os seguintes coeficientes para a equação (6.5): Coeficiente do sistema  $S_k = 0,87$  e coeficiente do meio suporte  $m = 0,50$ .

Os autores citados comentam que a equação (6.5) apresenta limitações devido a dois fatores: a) falta de relatos sobre a utilização de FA em escala real tratando esgoto doméstico; b) grande flutuação nos dados experimentais utilizados para determinação das constantes empíricas, que em parte pode ser atribuída a variações no tempo de permanência e em parte pelas diferenças nas características do esgoto (temperatura, origem do esgoto) e pelas condições operacionais.

YOUNG<sup>7</sup>, citado por HAANDEL e LETTINGA (1994), apresenta a seguinte equação para verificação da eficiência de filtros anaeróbios com meio de enchimento solto (rocha):

$$E = 1 - (t_h^{-0,4}) \quad (6.6)$$

---

<sup>7</sup> YOUNG J.C. (1990) Summary of design and operating factors for upflow anaerobic filters. Anais do Int. Workshop on Anaerobic Treatment Technology for Municipal and Industrial Wastewater, Valladolid, Espanha.

Já FROSTELL<sup>8</sup>, citado por PAWLOWSKY (2001), sugere a equação (6.7) para verificação da eficiência de filtros anaeróbios com áreas superficiais equivalentes, independente da porosidade do material filtrante:

$$E = 100\left(1 - \left(\frac{1}{1 + kt_h}\right)\right) \quad (6.7)$$

onde:

k = constante de reação de primeira ordem, sendo igual a 0,2 para a fração degradável de DQO quando a área superficial do recheio é 200 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> a 30°C (T<sup>-1</sup>);

t<sub>h</sub> = tempo de detenção hidráulica, calculado sobre o volume total do reator (T).

YOUNG e MACCARTY<sup>9</sup>, citados por KOBAYASHI et al. (1983), propõe a seguinte equação para verificação da eficiência do filtro anaeróbio:

$$E = 100\left(1 - \frac{e}{t_h}\right) \quad (6.8)$$

onde:

E = eficiência de remoção da DBO solúvel última (%);

t<sub>h</sub> = tempo de detenção hidráulica (T);

e = coeficiente determinado experimentalmente.

---

<sup>8</sup> FROSTELL, B. (1979) Anaerobic wastewater treatment with emphasis on sludge retention, Stockholm.

<sup>9</sup> YOUNG J. C. & MCCARTY P. L. (1968) The anaerobic filter for waste treatment. Stanford University Technical Report No. 87.

Utilizando a DQO como uma aproximação da DBO última, o valor de  $e$  que melhor ajusta os resultados para faixas de temperaturas de 35 e 25°C é aproximadamente 2,0. O valor de  $e$  aumenta para aproximadamente 4,0 para faixas de temperatura de 20°C, o que é indicativo de um declínio na eficiência.

#### 2.9.3.4. Operação e controle de filtros anaeróbios

Embora a operação dos filtros anaeróbios seja muito simples, essa não pode ser negligenciada. A remoção do excesso de lodo do meio filtrante, periodicamente, é fundamental para o bom funcionamento do sistema.

A operação de remoção do lodo em excesso (limpeza do leito) consiste em drenar os líquidos (por descarga de fundo ou sucção) com vazão maior que a normal, provocando velocidades de escoamento nos interstícios mais elevadas, de maneira a carrear parte do lodo em excesso acumulado. Essa operação pode ser auxiliada com aspersão de efluente tratado ou água limpa sobre o leito.

A obstrução do leito é um dos principais problemas dos filtros anaeróbios. Esse problema ocorre com maior frequência nos filtros anaeróbios de fluxo ascendente com meio filtrante em pedra britada. Portanto nos casos em que o filtro é utilizado para pós-tratamento de reatores anaeróbios, é fundamental a correta operação desse reator, de maneira a não permitir afluentes com grande quantidade de sólidos em suspensão, que aumenta significativamente os riscos de obstrução do meio filtrante.

O manual de operação de ETE Colombo Sede (SANEPAR, 1999) traz o seguinte procedimento para operação e manutenção do filtro anaeróbio:

- a) verificação diária do afluente ao filtro, principalmente o controle de sólidos sedimentáveis;
- b) verificação diária do funcionamento dos vertedores, nivelamento, obstrução e acúmulo de espuma;

- c) limpeza das canaletas do efluente do filtro anaeróbio, quando for identificado acúmulo de resíduos.
- d) limpeza da espuma do poço de entrada do filtro anaeróbio, quando houver acúmulo.
- e) verificação periódica da quantidade de lodo acumulado no poço de entrada do filtro anaeróbio, se houver acúmulo de lodo no fundo (sólidos sedimentáveis no efluente  $\geq 1$  mL/L) promover a descarga de lodo, abrindo o registro de descarga. Após, verificar novamente a concentração de sólidos sedimentáveis, se essa for acima 1 mL/L, repetir a operação.
- f) Em caso de esvaziamento total do filtro anaeróbio, deverá ser recirculado todo o líquido do mesmo para a entrada do sistema.

### **3. MATERIAIS E MÉTODOS**

A metodologia para avaliação do filtro anaeróbio de fluxo ascendente, operando como pós-tratamento de efluente de um reator UASB, foi concebida através dos resultados obtidos com o monitoramento de uma estação de tratamento em escala real. O monitoramento foi composto de análises físico-químicas e bacteriológicas as quais forneceram dados que possibilitaram a avaliação.

#### **3.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS**

Os trabalhos de pesquisa foram realizados em uma unidade de tratamento de esgoto sanitário em escala real, localizada na cidade de Imbituva e operada pela SANEPAR.

A escolha do sistema de tratamento de Imbituva, para realização do monitoramento, deveu-se a dois fatos importantes: o sistema estar com sua capacidade real de tratamento próximo à projetada e estar relativamente próximo à Curitiba, facilitando o acompanhamento dos trabalhos de coleta.

#### **3.2. CARACTERIZAÇÃO GERAL DO CENÁRIO SOB ESTUDO**

##### **3.2.1. Dados Gerais do Município de Imbituva**

A cidade de Imbituva localiza-se na região central do Estado do Paraná, na latitude 25°13'43" Sul e longitude 50°35'06" Oeste.

Imbituva se distancia 181 Km de Curitiba, 272 Km do porto de Paranaguá e 76 Km de Ponta Grossa.

A sua altitude é em torno de 968,00 metros acima do nível do mar.

O clima é subtropical úmido mesotérmico, verões frescos com temperatura média anual inferior a 22°C, invernos com ocorrências de geadas severas e freqüentes, temperatura média mínima inferior a 18°C, não apresenta estação seca (SEDU – PARANACIDADE, 2003).

### 3.2.2. População

O quadro 11 apresenta a projeção populacional utilizada para o desenvolvimento do projeto do sistema de esgoto sanitário da cidade de Imbituva. Essa projeção partiu dados do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE e do número de ligações de água da SANEPAR.

Foi adotada uma taxa de ocupação de 4,00 habitantes por economia, resultando numa população de saturação de 14.992 habitantes.

QUADRO 11 - CRESCIMENTO POPULACIONAL EM IMBITUVA

ANO	População Urbana (Hab)	ANO	População Urbana (Hab)	ANO	População Urbana (Hab)
1998	8.615	2005	10.240	2012	12.173
1999	8.830	2006	10.470	2013	12.477
2000	9.051	2007	10.759	2014	12.789
2001	9.278	2008	11.028	2015	13.109
2002	9.509	2009	11.304	2016	13.436
2003	9.747	2010	11.586	2017	13.772
2004	9.991	2011	11.876	2018	14.116
População de saturação: 14.992 habitantes					

Fonte: SANEPAR

### 3.2.3. Considerações Sobre o Sistema de Coleta e Afastamento do Esgoto

A área delimitada para ser atendida pelo projeto de esgotamento sanitário de Imbituva foi dividida em 3 (três) bacias de esgotamento: A, B e C, sendo que a bacia A foi subdividida em 07 (sete) sub-bacias, a bacia B em 06 (seis) sub-bacias e a bacia C em 06 (seis) sub-bacias.

Em função da topografia, foi necessário a execução de três estações elevatórias para reversão de bacia, EE-01, EE-02 e EE-03, conforme segue:

**Estação elevatória EE-01:** situada no final da rua Luiz Francisco Mattos, destina-se a reversão do esgoto proveniente da sub-bacia B1 para a sub-bacia A1.

**Estação elevatória EE-02:** situada no final da rua Eugenio Lejambre, destina-se a reversão do esgoto proveniente das sub-bacias B2, B3, B4, B5 e B6 para a sub-bacia A2.

**Estação elevatória EE-03:** situada próximo à rua João Scheidet, destina-se a reversão do esgoto proveniente das sub-bacias C3, C4, C6 e C7 para a sub-bacia A5.

O esgoto coletado na bacia A segue por gravidade para a estação de tratamento.

#### **3.2.4. Considerações Sobre o Sistema de Tratamento**

A estação de tratamento de esgoto (ETE) de Imbituva foi dimensionada para receber todo esgoto doméstico gerado pela população urbana do município durante o período de alcance de projeto. Foi considerado como período de início de operação do sistema o ano de 1998 e segundo o Termo de Referência para Execução de Projetos da SANEPAR, o alcance de projeto de vinte anos (2018).

No período considerado para projeto, 1998 a 2018, foram previstas duas etapas de execução das obras:

- a) 1ª etapa ou etapa de implantação imediata: implantação das unidades necessárias para atingir o maior índice possível de atendimento à comunidade nos cinco primeiros anos de operação do sistema (1998 a 2003).
- b) 2ª etapa: ampliação do sistema visando o atendimento do crescimento populacional nos próximos quinze anos de alcance do projeto (2003 a 2018).

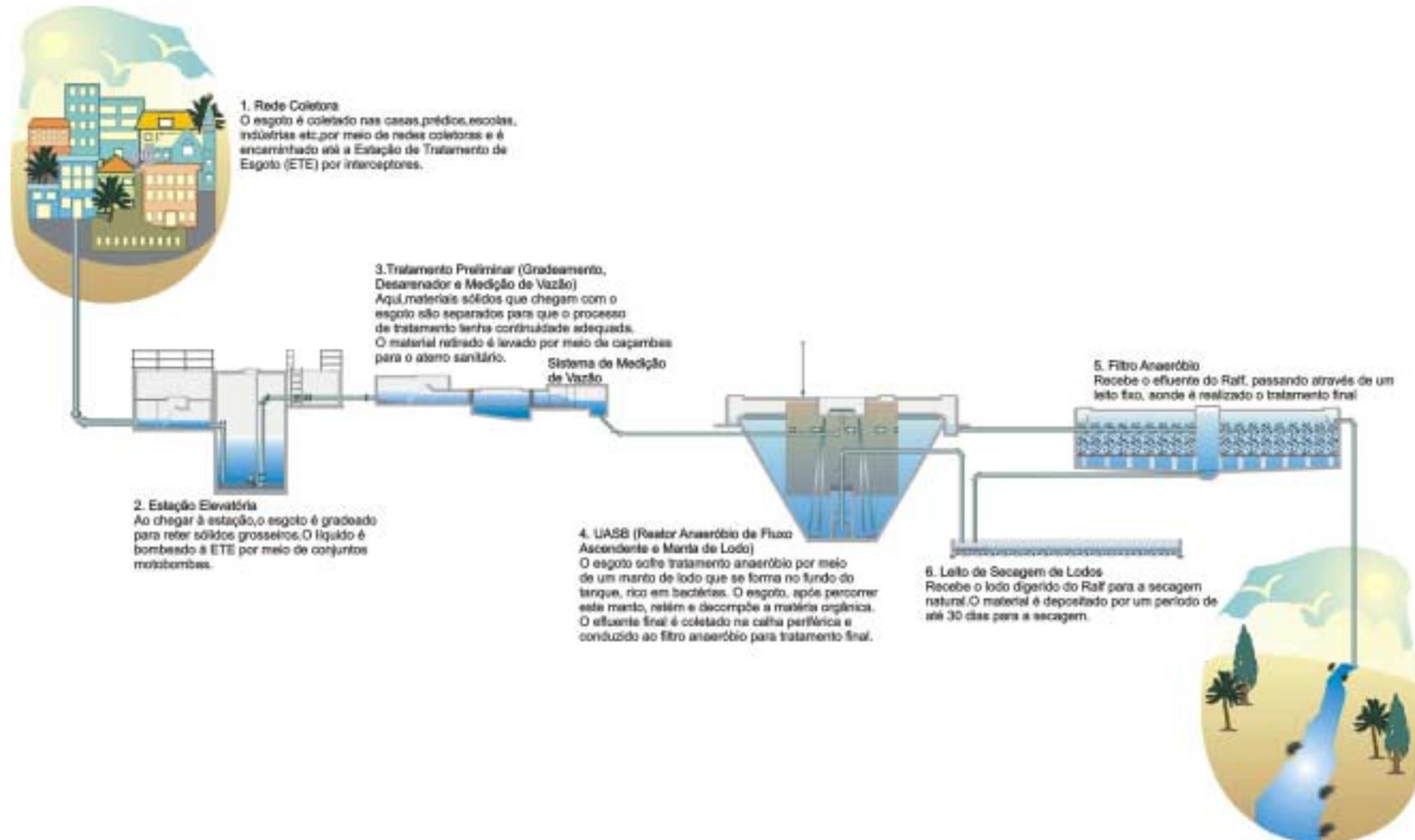
As figuras 14 e 15 mostram, de maneira esquemática, o sistema de tratamento de Imbituva.

FIGURA 14 - SISTEMA DE ESGOTAMENTO SANITÁRIO DE IMBITUVA



FONTE: SANEPAR

FIGURA 15 - SISTEMA DE ESGOTAMENTO SANITÁRIO DE IMBITUVA



FONTE: SANEPAR

Os parâmetros gerais para dimensionamento do sistema de tratamento foram:

- População total (2003): 9.747 habitantes;
- População atendida (2003): 3.808 habitantes;
- População total (2018): 14.116 habitantes;
- População atendida (2018): 11.293 habitantes;
- Consumo “per capita” de água: 120 L/hab.dia;
- Coeficiente de retorno água/esgoto (c): 0,80;
- Coeficiente de vazão máxima diária ( $K_1$ ): 1,20;
- Coeficiente de vazão máxima horária ( $K_2$ ): 1,50;
- Coeficiente de vazão mínima diária ( $K_3$ ): 0,50;
- Extensão de tubulação: 79.714 m;
- Coeficiente de infiltração: 0,0005 L/s.m;
- $DBO_5$ : 54 g/hab.dia.

### **3.2.5. Características da Área da Estação de Tratamento**

A ETE de Imbituva está localizada em local de fácil acesso, com apenas cerca de duas quadras sem pavimentação. A área total existente é de 5.560 m<sup>2</sup> e situa-se em terreno distante cerca de 400 m da área ocupada por residências, não prejudicando a população residente no local. Sua declividade é de aproximadamente 5%, não está sujeita a inundação e não é área de manancial de abastecimento. É provida de instalação elétrica, com facilidades de se aumentar a capacidade instalada, caso seja necessário.

O corpo receptor é o rio Ribeira, classificado como rio classe 2 pela Superintendência de Desenvolvimento de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental (SUDERHSA). Sua vazão de estiagem ( $Q_{7,10}$ ) foi calculada pela metodologia do HG-52 e resultou em 510 L/s.

A ETE possui licenciamento ambiental devendo atender as seguintes condições:

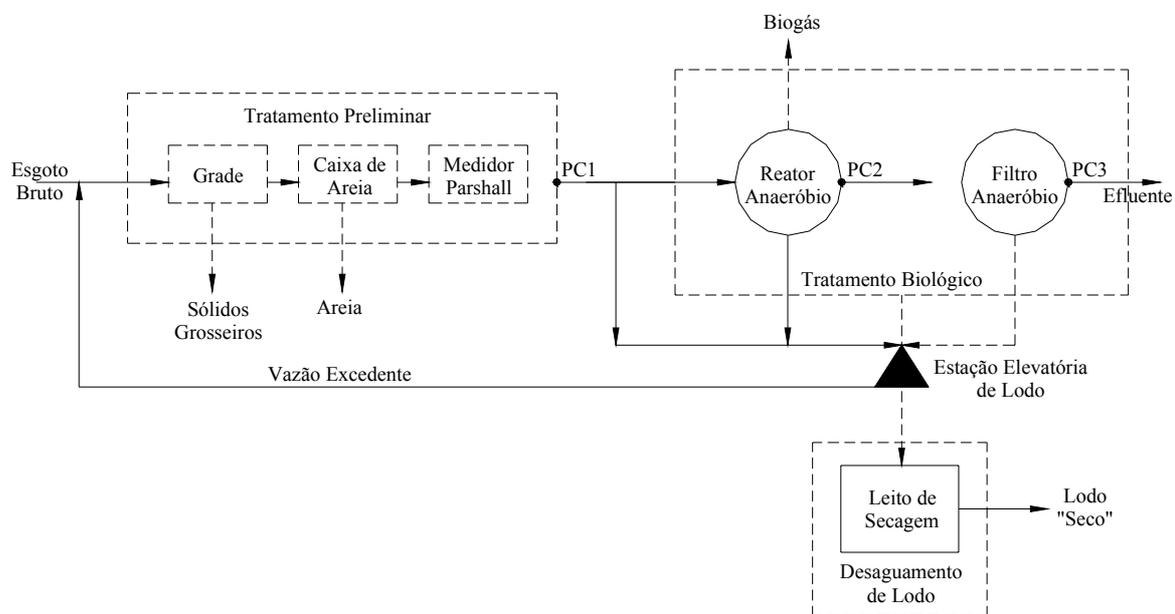
- pH entre 5 e 9;
- temperatura inferior a 40°C, sendo que elevação de temperatura do corpo receptor não exceda a 30°C;
- materiais sedimentáveis até 1 mL/L em teste de 1 (uma) hora em cone Imhoff;
- regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 vezes a vazão média do período de atividade diária do agente poluidor;
- óleos e graxas: óleo mineral até 20 mg/L, óleos vegetais e gorduras animais até 50 mg/L;
- ausência de materiais flutuantes;
- a DBO deverá ser inferior a 60,0 mg/L ou 168,3 kg de DBO/dia para uma vazão de despejo da ordem de 2.806,0 m<sup>3</sup>/dia.

### 3.3. DESCRIÇÃO DAS UNIDADES QUE COMPÕEM A ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE IMBITUVA

A ETE de Imbituva começou a operar em março de 2000 e foi inaugurada em junho do mesmo ano. Possui tratamento preliminar, tratamento primário através de reator UASB, pós-tratamento por meio de filtro anaeróbio e unidade de secagem de lodo, conforme apresentado no croqui da figura 16 e no corte esquemático da

figura 17. As indicações PC1, PC2 e PC3 correspondem as localizações dos pontos de coleta.

FIGURA 16 – CROQUI DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE ESGOTO DE IMBITUVA



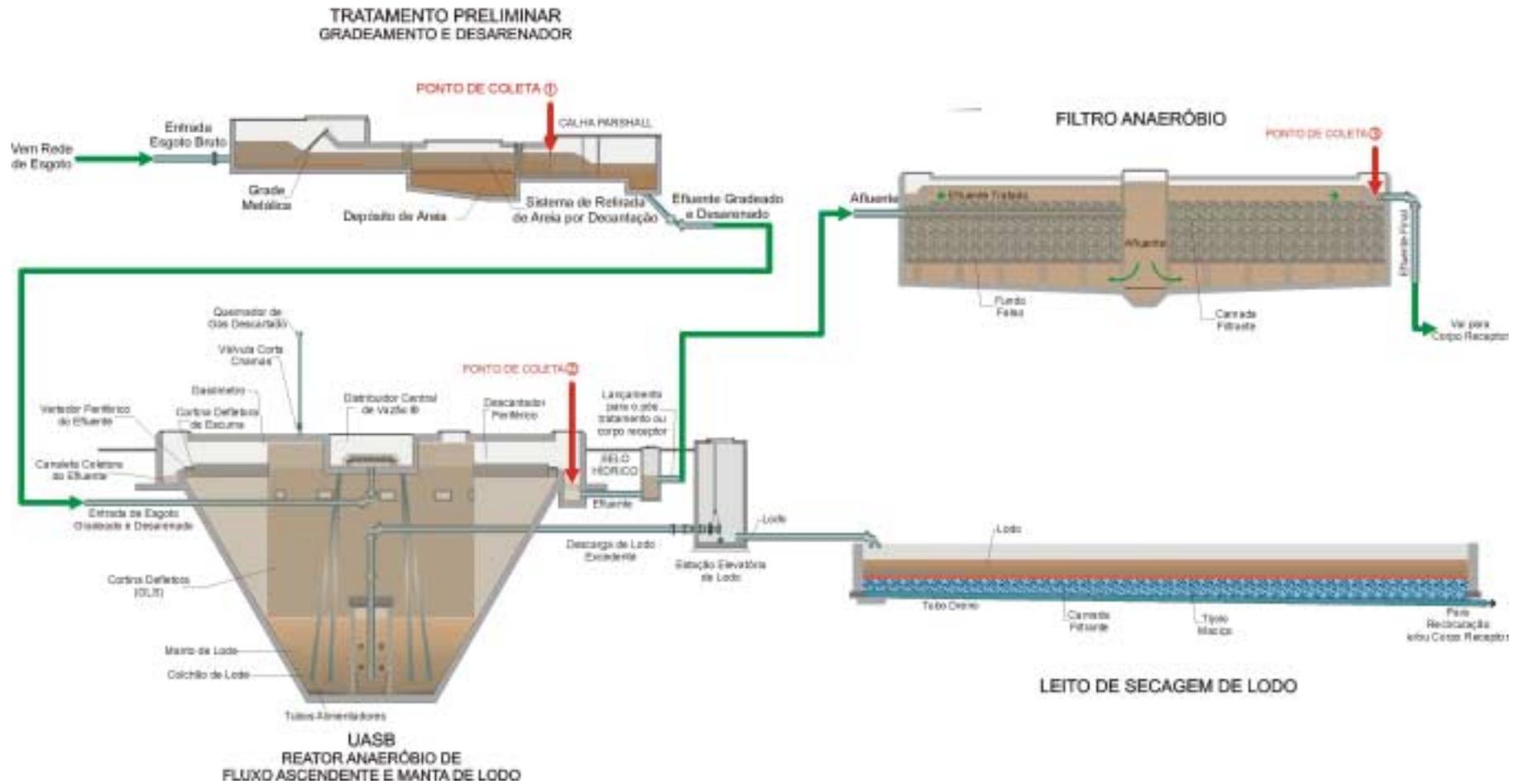
FONTE: SANEPAR

FOTOGRAFIA 1 - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE IMBITUVA



FONTE: A autora

FIGURA 17 -CORTE ESQUEMÁTICO DE ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE IMBITUVA



FONTE: SANEPAR

### **3.3.1. Gradeamento, Sistema de Retenção de Areia e Sistema de Medição de Vazão**

A caixa de entrada, gradeamento, sistema de retenção de areia e sistema de medição de vazão padronizado pela SANEPAR é chamado de tratamento preliminar.

No tratamento preliminar, o sistema de retenção de areia ou desarenador é do tipo gravitacional (caixa de areia) dimensionado para atender a vazão máxima admitida nos dois reatores UASB, primeira e segunda etapa. Seu comprimento é de 6,70 metros. No canal de entrada existe um sistema de gradeamento com dimensões de 100,0 cm de largura e comprimento de 120 cm, com grade de barras, tipo chata, com espaçamento entre barras igual a 2,00 cm, sendo que as barras têm seção igual a 3/16”x 1 1/2”. O objetivo do gradeamento é reter os sólidos grosseiros que podem obstruir as tubulações e causar danos ao sistema de tratamento. À montante do gradeamento há um “by-pass” com vertedor regulável para garantir que a vazão afluyente não ultrapasse o limite de projeto considerada no dimensionamento. A vazão de esgoto excedente é encaminhada para a estação elevatória de lodo e essa para o início do processo. A retirada de areia é feita através de tubulação que encaminha o material até os leitos de secagem. Na saída do desarenador foi instalada uma calha Parshall para controlar a velocidade do esgoto e medir a vazão. Após a calha Parshall existe uma caixa divisora de fluxo, com dois vertedores triangulares que distribuem a vazão para os reatores de primeira e segunda etapa. Após, gradeado e desarenado, o esgoto é encaminhado ao reator UASB.

FOTOGRAFIA 2 - GRADEAMENTO, DESARENADOR E CALHA PARSHALL



FONTE: A autora

### 3.3.2. Reator UASB

O tratamento primário é composto de dois reatores anaeróbio UASB módulo IX, padrão SANEPAR, com capacidade para vazão média de 10 L/s, com implantação de um módulo em primeira etapa e outro em segunda etapa. Os parâmetros básicos utilizados para o dimensionamento do reator para primeira etapa foram os seguintes:

- Alcance do projeto:	2003
- População atendida (hab):	3.808
- Vazão domiciliar (L/s):	4,23
- Vazão de infiltração (50% da vazão total em L/s):	6,03
- Vazão de projeto (L/s):	10,26

- Tempo de detenção para vazão média (h):	8,12
- Volume útil (m <sup>3</sup> ):	300
- Velocidade no topo do reator (m/h):	0,35
- Velocidade ascensional no nível de fundo (m/h):	1,88
- Eficiência esperada (% de remoção de DBO) em relação ao afluente:	80%

O reator UASB módulo IX possui forma tronco-cônica, conforme pode ser observado na figura 17, com as seguintes dimensões:

- Diâmetro superior:	11,60 m
- Diâmetro inferior :	5,00 m
- Profundidade:	5,45 m

FOTOGRAFIA 3 - REATOR ANAERÓBIO



FONTE: A autora

Na unidade de tratamento UASB o esgoto bruto, já gradeado e desarenado, é aduzido para a câmara central tipo bandeja, cuja borda periférica possui vertedores triangulares com objetivo de distribuir uniformemente a vazão para pequenos compartimentos (caixas). Cada caixa alimenta um único tubo de distribuição, que vai até o fundo do reator. O objetivo desses compartimentos, implantados na parte superior do reator, é, além de garantir a distribuição uniforme do esgoto em todo fundo do tanque, possibilitar a visualização de eventuais acréscimos na perda de carga de cada um dos tubos de distribuição, indicando obstrução. O UASB módulo IX possui 12 tubos distribuidores em PVC com diâmetro de 75 mm, distribuídos uniformemente pelo reator.

No fundo do reator, o esgoto inicia um escoamento ascendente, sendo filtrado biologicamente no percurso pelo manto de lodo. Na parte superior do reator foi instalado um separador trifásico através de parede defletora, em lonil, possibilitando a manutenção do lodo anaeróbio dentro do tanque. O biogás gerado no processo é coletado sob a laje superior do UASB, através de tubulação vertical externa em PVC diâmetro 50 mm, com queimador especial no seu extremo. Em todo perímetro externo do tanque existe um vertedor periférico, instalado para regularizar o escoamento. Ao alcançar a superfície, o esgoto transborda por esse vertedor e é direcionado para um único ponto de coleta (caixa de coleta do efluente) através de uma calha disposta externamente ao UASB, dessa caixa o efluente é conduzido para o pós-tratamento (FA).

A descarga de lodo excedente é feita por pressão hidráulica, através de tubulação de PVC diâmetro de 100 mm, instalada junto ao fundo do reator. O lodo é encaminhado para a estação elevatória e em seguida bombeado para os leitos de secagem.

### 3.3.3. Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente (FA)

O pós-tratamento do efluente do reator anaeróbio UASB é realizado através de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente descoberto. A utilização do filtro biológico anaeróbio para tratamento de esgotos seguiu os parâmetros recomendados pela NBR 7229 - Projeto, Construção e Operação de Sistemas e Tanques Sépticos a qual cita a equação (6.1) para dimensionamento de filtro anaeróbio.

A norma brasileira preconiza que o tempo de detenção mínimo seja de 12 horas no leito filtrante. Para efeito de dimensionamento no presente trabalho, o tempo de detenção ( $t_h$ ) adotado foi de 7,88 horas, para o meio filtrante e 13,24 para o volume total, justificado pelo estudo de fossa séptica seguida de filtro anaeróbio apresentado por ALEM SOBRINHO e SAID, em 1991. O referido estudo mostrou que as eficiências pretendidas foram alcançadas mesmo com as unidades operando com cerca de um terço do tempo de detenção preconizado pela norma.

A vazão média de projeto para final de plano é 32,48 L/s, sendo que a mesma foi distribuída para dois módulos de filtros anaeróbios, um com 10,26 L/s implantado em primeira etapa e outro a ser estudado em segunda etapa.

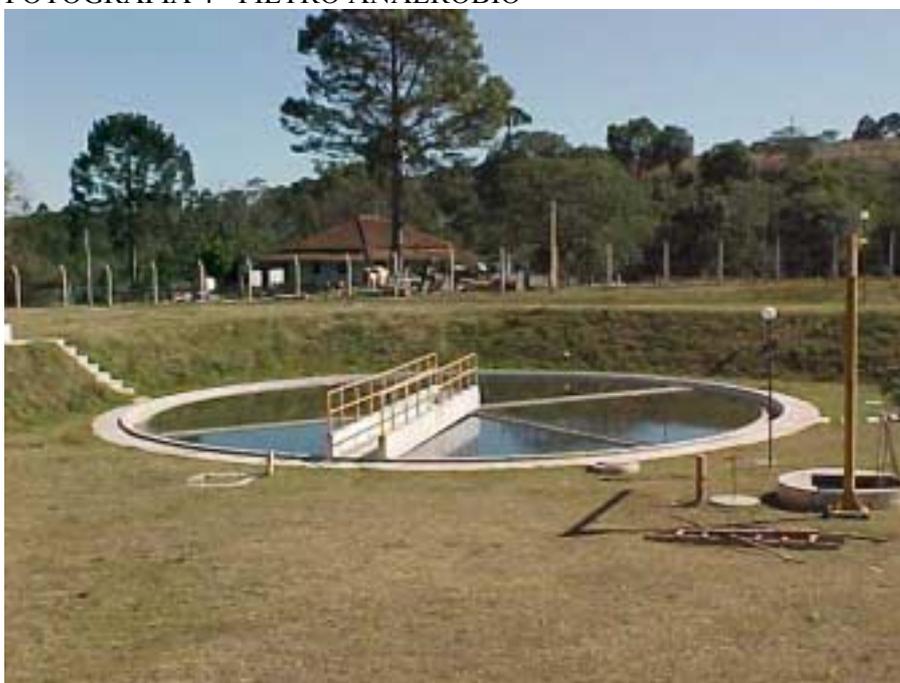
Em primeira etapa, foi utilizado um módulo com 17,00 m de diâmetro e 3,00 m de profundidade, conforme figura 17. A principal característica do filtro anaeróbio é descrita na seqüência.

Altura total (m)	3,00
Altura total até a lâmina d'água (m)	2,75
Altura do fundo falso (m)	0,40
Altura do meio suporte (m)	2,00
Diâmetro interno (m)	17,00
Volume total (m <sup>3</sup> )	681,00
Volume total da lâmina d'água (m <sup>3</sup> )	624,19
Volume útil do meio suporte (m <sup>3</sup> )	283,72
Volume útil total (m <sup>3</sup> )	453,95

Área superficial do filtro (m <sup>2</sup> )	226,98
Tempo de detenção no meio suporte para vazão média (h)	7,88
Tempo de detenção no volume total para vazão média (h)	12,61
Eficiência esperada para remoção de DBO <sub>5</sub> (%)	50

Nas condições acima especificadas, a eficiência do tratamento em termos de redução de DBO deverá alcançar valores inferiores a 60 mg/l.

FOTOGRAFIA 4 - FILTRO ANAERÓBIO



FONTE: A autora

O esgoto efluente do RALF entra pelo centro do filtro, através de uma tubulação de ferro dúctil de diâmetro de 200 mm, desce até o fundo do tanque, de onde penetra em movimento ascendente pelos furos de uma laje, sob a qual localiza-se uma câmara de sedimentação de 40 cm de altura e sobre a qual há uma camada de 2,0 m de espessura de pedra britada nº 4. O esgoto escoar por entre os espaços vazios entre as pedras, num fluxo ascendente. O efluente filtrado é recolhido através de canaletas com vertedores periféricos, situadas acima da camada de brita. O lodo excedente, retido na

câmara de sedimentação, cuja laje tem declividade voltada para o centro do tanque, é retirado para a estação elevatória de lodo, por uma tubulação de ferro dúctil com diâmetro de 150 mm com registro na saída.

Com relação ao meio suporte o material utilizado foi a pedra britada nº 4 (50 a 75 mm) com área específica estimada de aproximadamente  $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$  e índice de vazios em torno de 50%. A escolha desse material deve-se ao fato de ser economicamente viável quando comparado com outros como o seixo rolado ou materiais plásticos. A brita nº 4 não é encontrada com granulometria uniforme, assim foi necessária uma classificação granulométrica prévia antes desse material ser colocado no filtro. Outro procedimento importante adotado para reduzir as impurezas que podem prejudicar o tratamento, foi a lavagem da pedra britada antes de sua instalação no filtro.

### 3.3.4. Unidade de Secagem do Lodo

Os leitos de secagem foram determinados levando-se em conta que a área necessária equivale a  $0,02 \text{ m}^2/\text{hab}$ , resultando nos seguintes valores:

QUADRO 12 - DIMENSIONAMENTO DOS LEITOS DE SECAGEM

Etapa	Alcance	População Atendida	N.º de Módulos Operando	Dimensões (m)	Área ( $\text{m}^2$ )
1ª	2008	5.472	02	12 x 5	120

Fonte: SANEPAR

## 3.4. PROCEDIMENTOS DE COLETA DAS AMOSTRAS E ANÁLISE DOS PARÂMETROS

A pesquisa teve início em agosto de 2003 e o monitoramento do sistema foi realizado durante trinta e uma semanas através de amostragens compostas, realizadas para determinação de parâmetros físico-químicos e bacteriológicos do esgoto bruto, do efluente do reator UASB e do efluente do filtro anaeróbio.

Foram analisados os seguintes parâmetros físico-químicos: temperatura, pH, alcalinidade total, ácidos graxos voláteis (AGV), DQO total, DQO filtrada, DBO total, DBO filtrada, SST, SSV, óleos e graxas, nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal e nitrato. Os parâmetros bacteriológicos analisados foram: coliformes totais e fecais. As amostras foram analisadas no laboratório de análises físico-químicas e bacteriológicas da SANEPAR. Em Maringá foram analisados os parâmetros de pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO total, DQO filtrada, DBO total, DBO filtrada, óleos e graxas, nitrogênio total, nitrogênio amoniacal e nitrato e em Curitiba os parâmetros de SST e SSV. Os procedimentos das análises realizadas nesses laboratórios seguiram o estabelecido pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater – 20ª edição (AWWA/APHA/WEF, 1998), com exceção da determinação de óleos e graxas que foi realizado de acordo com o descrito em SILVA (1977).

#### **3.4.1. Procedimento de Coleta das amostras**

Foram coletadas amostras de três pontos no sistema de tratamento, denominados de ponto 1, 2 e 3. Conforme pode ser observado nas figuras 16 e 17, a localização dos pontos de coleta é a seguinte: ponto 1, localizado após o desarenador; ponto 2, localizado na saída do reator UASB e ponto 3, localizado na saída do filtro anaeróbio.

Foram analisadas amostras compostas, com coletas individuais a cada hora no período de 18:00 de segunda-feira às 18:00 de terça-feira, totalizando 24 horas, com exceção das coletas das duas últimas semanas do mês de dezembro que foram coletadas amostras de cada hora em um período de 12 horas, devido aos feriados de final de ano do laboratório. O horário de início e término das coletas foi definido em função dos horários da empresa transportadora, de maneira que estas chegassem ao laboratório de Maringá e Curitiba no menor tempo. O dia da semana de início das coletas foi escolhido em função da disponibilidade do laboratório. A frequência das coletas foi semanal, ao longo de trinta e uma semanas. As alíquotas coletadas foram

proporcionais à vazão afluyente ao sistema (medida na calha Parshall). A amostra destinada à análise de óleos e graxas foi coletada separadamente, de maneira pontual e no próprio tubo destinado a realização da análise, segundo a norma NBR 9898, Preservação e Técnicas de Amostragem de Efluentes Líquidos e Corpos Receptores, da ABNT (Associação Brasileira de Normas Técnicas). As alíquotas coletadas foram conservadas em caixa de isopor com gelo à temperatura média de 4°C e no final das coletas uma quantidade era separada para ser encaminhada para o laboratório de Curitiba para realização das análises de SST e SSV, as quais não puderam ser realizadas no laboratório de Maringá devido a problemas operacionais.

O transporte das amostras até o laboratório foi feito por empresa transportadora habituada a prestar esse serviço à SANEPAR, salientando que as mesmas foram mantidas acondicionadas em gelo e transportadas em caixas padrão do laboratório à temperatura de 4°C.

A coleta das amostras foi de forma manual, realizada por técnicos da SANEPAR os quais receberam as orientações necessárias para realização do serviço.

FOTOGRAFIA 5 - COLETA DAS AMOSTRAS – PONTO 1



FONTE: A autora

FOTOGRAFIA 6 - COLETA DAS AMOSTRAS – PONTO 2



FONTE: A autora

FOTOGRAFIA 7 - COLETA DAS AMOSTRAS – PONTO 3



FONTE: A autora

FOTOGRAFIA 8 - ACONDICIONAMENTO DAS AMOSTRAS



FONTE: A autora

### 3.4.2. Procedimentos de Análise dos Parâmetros

Os parâmetros analisados foram escolhidos com a finalidade de verificar o desempenho do sistema na remoção da matéria orgânica, nutrientes e coliformes, e na estabilidade operacional.

A seguir, serão apresentados os parâmetros analisados e os respectivos métodos de análise:

**DQO total e DQO filtrada:** realizado com digestão da amostra com dicromato de potássio em um reator DQO HACH, seguida de determinação colorimétrica no espectrofotômetro HACH DR 2010 ajustado a GBC-UV/VIS-916 com padrão de biftalato de potássio. Para realização da análise de DQO filtrada foi analisada a amostra que passou através de papel filtro quantitativo faixa preta para detecção de precipitado leve ;

**DBO total e DBO filtrada:** realizado pelo método da DBO de 5 dias e OD determinado pelo método Winckler, de acordo com o procedimento constante no Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998);

Para realização da análise de DBO filtrada foi analisada a amostra que passou através de papel filtro quantitativo faixa preta para detecção de precipitado leve;

**pH:** medição realizada com um equipamento microprocessado GEHAKA de bancada tipo-HI-8417 (eletrodo da platina imerso em solução eletrolítica). Método eletrométrico/potenciométrico segundo Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998).

Devido a falta de equipamento de medição, o pH não pode ser medido no momento da coleta.

**Temperatura Ambiente e do Esgoto:** medição realizada no local das coletas com o auxílio de termômetro de máxima e mínima providos de filamentos de mercúrio, método termométrico;

**Óleos e Graxas:** análise realizada pelo método descrito em SILVA (1977), o qual é baseado na medida indireta da massa de um ou mais constituintes de uma amostra. Neste método os óleos e graxas dissolvidos ou emulsificados são extraídos da amostra através de contato íntimo com o solvente extrator (éter de petróleo);

**Sólidos Suspensos Totais:** análise realizada pelo método gravimétrico segundo Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998), pelo qual uma amostra é filtrada em um filtro padrão de fibra de vidro com abertura # 30 glass. A porção retida no filtro evapora a 103°C - 105°C e o resultado expresso em miligramas por litro (mg/L).

**Sólidos Suspensos Voláteis:** análise realizada pelo método gravimétrico segundo Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998), pelo qual uma amostra é filtrada em um filtro padrão de fibra de vidro com abertura # 30 glass. A

porção retida no filtro é submetida a uma temperatura de 550°C e o resultado expresso em miligramas por litro (mg/L).

**Alcalinidade Total:** análise realizada pelo método titulométrico segundo Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998);

**Acidez Volátil:** análise realizada pelo método titulométrico segundo Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998);

**Nitrogênio Amoniacal:** Realizado pelo método titulométrico no qual o nitrogênio amoniacal é separado da amostra por evaporação através de um destilador. A amônia desalojada é recolhida em ácido bórico e determinada por titulação com solução padrão de ácido sulfúrico, conforme descrito no Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998);

**Nitrogênio Total Kjeldahl:** somatória do nitrogênio amoniacal com o nitrogênio orgânico, sendo este último analisado através do método Macro-Kjeldahl descrito no Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998);

**Nitrato:** análise realizada pelo método espectrofotométrico descrito no Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998);

**Coliformes Totais e Fecais:** quantificação de coliformes totais e fecais realizada pelo método de membrana filtrante pelo qual a amostra é filtrada através de membrana de celulose com porosidade de 0,45 µm, segundo o descrito no Standard Methods 20ª edição (APHA, AWWA & WEF, 1998);

### 3.4.3. Procedimentos de Tabulação dos Resultados

Com a finalidade de facilitar a visualização da tendência dos resultados obtidos nesta pesquisa, esses sofreram um tratamento estatístico através do qual foram excluídos, da média mensal e da média total do período, os valores que excederam ao intervalo média mais ou menos desvio padrão ( $x \pm \sigma$ ) para a DQO total do afluente, conforme BONA et al. (2002).

Para verificação do impacto do tratamento estatístico, foi calculada a média da eficiência de remoção de carga orgânica dos valores brutos obtidos e dos valores com a utilização da metodologia estatística. Conforme observado no apêndice D, a variação da eficiência não foi muito significativa. Assim, a análise estatística citada foi considerada para o processamento dos resultados.

Após o tratamento estatístico os resultados foram apresentados em forma de gráficos e tabelas com as médias mensais e a média do período.

### 3.5. MUDANÇAS NA UNIDADE OCORRIDAS NO PERÍODO

#### 3.5.1. Mudanças Construtivas

Com o início do procedimento de coleta e amostragem, foi observada a necessidade de algumas alterações construtivas para adequar o sistema de tratamento executado com o projetado. As alterações realizadas foram:

- Construção de um desvio (“by-pass”) após o desarenador, já que o indicado em projeto não havia sido executado;
- Ajuste na altura das placas de concreto do desarenador, construídas com altura superior à projetada;
- Modificação na drenagem dos leitos de secagem os quais estavam sendo drenados para o filtro anaeróbio, passando a ser direcionada para o reator UASB.

#### 3.5.2. Mudanças operacionais

O sistema de coleta de esgoto da cidade Imbituva apresenta elevada ocorrência de infiltração, o que acarreta, em dias chuvosos, uma vazão afluyente a estação de tratamento muito maior do que a vazão de projeto. A falta de um desvio (“by-pass”) para não permitir a entrada deste volume excessivo no sistema, ocasionava

uma velocidade muito elevada, provocando o arraste do manto de lodo do reator UASB para dentro do filtro anaeróbio, causando a obstrução do leito filtrante. Desta forma foi necessário a execução de medidas para limpeza do filtro anaeróbio através de diversas descargas, conforme o item 2.9.3.4, de maneira a desobstruir o leito filtrante. Verificou-se também, que o reator UASB apresentava uma quantidade elevada de lodo em excesso, sendo necessário sua remoção. Contudo, os leitos de secagem não foram suficientes para receber todo lodo do sistema, sendo necessário o descarte na estação de tratamento de Irati.

As descargas de lodo excedente do sistema ocorreram, seguindo os padrões da área operacional do sistema, nas seguintes datas e com as seguintes quantidades:

- dia 25/09/2003 – limpeza do FA e retirada de 112 m<sup>3</sup> de lodo;
- dia 26/09/2003 – limpeza do FA e retirada de 64 m<sup>3</sup> de lodo;
- dia 24/10/2003 – 80 m<sup>3</sup> de lodo;
- dia 14/11/2003 – 50 m<sup>3</sup> de lodo;
- dia 01/12/2003 – 8 m<sup>3</sup> de lodo;
- dia 08/12/2003 – 15 m<sup>3</sup> de lodo;
- dia 12/01/2004 – 40 m<sup>3</sup> de lodo;
- dia 09/03/2004 – 30 m<sup>3</sup> de lodo.

Além dos procedimentos descritos anteriormente, foi necessária a redução da vazão das bombas das estações elevatórias, que recalcam o esgoto para a estação de tratamento, através do fechamento, em parte, dos registros das tubulações de recalque. Assim, as 03 (três) estações elevatórias juntas ficaram com vazão de 10 L/s. Este procedimento foi uma medida emergencial, sendo que já foi solicitada a instalação de inversor de frequência em todas as estações elevatórias.

O ajuste da vazão das estações elevatórias não foi suficiente para que essa ficasse mais próxima da projetada, pois nos horários de pico do sistema, a vazão é bastante elevada. Neste caso o excedente é encaminhado, através do “by-pass” para a

estação elevatória de lodo e desta para a entrada do sistema. Desta forma a vazão afluyente ao UASB fica próxima à vazão de projeto, sendo que picos podem ser tolerados, segundo o item 2.9.2.3.

Outro procedimento adotado, para melhoria no sistema de tratamento, foi a eliminação do lançamento de caminhões limpa-fossa na estação. Esse lançamento acarretava sobrecargas orgânicas, além de ser difícil identificar a origem dos mesmos (industrial ou doméstico).

## **4. RESULTADOS E DISCUSSÕES**

### **4.1. RESULTADOS**

#### **4.1.1. Apresentação e Tabulação dos Resultados**

Neste item serão apresentados os resultados obtidos para os parâmetros de controle e também as características do esgoto bruto afluente, conforme capítulo Materiais e Métodos. Tais resultados, já tabelados, constam nas tabelas 1, 2, 3, 4 e 5.

Os valores apresentados na tabela 1 são as médias mensais de temperatura. A tabela 2 apresenta os resultados médios de temperatura obtidos no período de monitoramento. Os dados na íntegra, que originaram esta tabulação, estão apresentados no apêndice A.

As tabelas 3 e 4 apresentam as médias mensais dos resultados obtidos do comportamento espacial temporal dos parâmetros analisados no reator UASB e no filtro anaeróbio. Os valores apresentados nesta tabela são as médias aritméticas mensais, com exceção dos valores de coliformes totais e fecais os quais são apresentados através de média geométrica. Os dados na íntegra, que originaram esta tabulação, estão apresentados no apêndice B.

A tabela 5 traz os valores das médias aritméticas e dos desvios padrão aritméticos dos parâmetros analisados para todo o período de monitoramento do sistema, com exceção dos valores de coliformes totais e fecais os quais são apresentados através das médias geométricas e dos desvios padrão aritméticos conforme recomendado por SPERLING (2001). Os valores apresentados nesta tabela, assim como nas tabelas 1, 3 e 4, sofreram tratamento estatístico, conforme capítulo Materiais e Métodos item 3.4.3.

TABELA 1 TEMPERATURAS MÍNIMAS, MÉDIAS E MÁXIMAS MENCIAIS

Ponto de Amostragem	Temperatura (°C)	Meses						
		Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro	Janeiro	Fevereiro	Março
Ponto 1	Mínima	16	17	18	21	21	12	23
	Média	18	19	21	22	23	22	24
	Máxima	21	21	24	25	25	25	26
Ponto 2	Mínima	17	18	18	21	21	12	22
	Média	18	19	21	22	23	22	24
	Máxima	21	20	24	24	25	25	25
Ponto 3	Mínima	17	17	16	20	19	11	20
	Média	18	19	21	23	23	22	24
	Máxima	22	22	26	26	30	28	29
Temperatura Ambiente (C°)	Mínima	10	10	7	15	13	14	17
	Média	18	17	21	24	21	22	24
	Máxima	30	23	32	31	30	29	31

TABELA 2 - TEMPERATURAS MÍNIMAS, MÉDIAS E MÁXIMAS NO PERÍODO

Ponto de Amostragem	Temperatura (°C)		
	Mínima	Média	Máxima
Ponto 1	12	21	26
Ponto 2	12	21	25
Ponto 3	11	21	30
Temperatura Ambiente	7	21	32

TABELA 3 - COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO REATOR UASB

Parâmetros	Vazão Média	Temperatura Média do Afluente	DQO <sub>Total</sub>			DQO <sub>Filtrada</sub>		DBO <sub>Total</sub>			DBO <sub>Filtrada</sub>		n
			Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	
Mês	L/s	°C	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	-
Setembro	5,73	18,45	693,33	294,00	57,60	360,33	146,33	282,00	114,67	59,34	149,00	60,00	3
Outubro	7,12	19,32	552,25	277,75	49,71	222,25	124,25	220,50	100,75	54,31	91,00	44,25	4
Novembro	7,03	21,05	614,67	267,67	56,45	295,33	105,00	222,67	67,00	69,91	86,33	25,67	3
Dezembro	8,84	22,37	441,67	213,00	51,77	201,00	77,00	162,67	39,33	75,82	59,33	22,00	3
Janeiro	7,57	23,05	502,50	175,75	65,02	213,00	79,75	147,25	35,25	76,06	57,00	17,25	4
Fevereiro	5,56	22,03	602,00	176,00	70,76	256,25	84,25	178,00	39,50	77,81	85,00	19,75	4
Março	5,02	24,04	719,00	279,50	61,13	364,00	122,00	221,50	50,50	77,20	85,00	22,50	2
Média	6,69	21,47	600,83	236,61	60,22	268,26	106,22	204,87	64,30	69,28	87,09	30,43	23
Mínimo	1	12	418,00	107,00	42,16	167,00	53,00	82,00	21,00	42,11	30,00	10,00	-
Máximo	14	26	832,00	364,00	77,80	409,00	169,00	298,00	142,00	85,87	165,00	68,00	-

\* A vazão apresentada é a media mensal, calculada em relação aos valores lidos nas 24 horas na Calha Parshall

TABELA 3 - COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO REATOR UASB - CONTINUAÇÃO

Parâmetro	Sólidos Suspensos Totais			Sólidos Suspensos Voláteis			n	Coliformes Totais			Coliformes Fecais			n
	Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	Remoção	-	Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	Remoção	-
Mês	L/s	L/s	%	L/s	L/s	%	-	$\frac{NMP}{100mL}$	$\frac{NMP}{100mL}$	%	$\frac{NMP}{100mL}$	$\frac{NMP}{100mL}$	%	-
Setembro	533,58	211,67	60,33	471,42	173,15	63,27	3	6,4E+07	1,2E+07	65,84	3,7E+07	1,2E+07	67,00	3
Outubro	270,03	124,75	53,80	259,28	104,50	59,70	4	5,1E+07	1,5E+07	76,19	1,6E+07	4,6E+06	72,24	4
Novembro	240,23	133,43	44,46	172,60	105,52	38,86	3	2,9E+08	4,0E+07	86,12	5,2E+07	1,8E+07	64,45	3
Dezembro	202,23	100,50	50,30	160,00	74,13	53,67	3	3,3E+08	6,3E+07	80,81	2,0E+08	1,9E+07	90,50	2
Janeiro	240,29	96,18	59,97	210,46	74,85	64,43	3	4,6E+08	1,1E+08	76,09	2,9E+08	9,1E+07	68,62	1
Fevereiro	212,38	73,65	65,32	139,28	44,13	68,32	3	6,3E+08	6,8E+07	89,11	2,7E+08	3,1E+07	88,72	4
Março	359,32	163,57	54,48	323,28	134,96	58,25	2	3,8E+08	1,1E+08	70,53	1,2E+08	2,1E+07	82,20	1
Média	288,37	127,06	52,33	254,42	99,55	55,73	21	1,9E+08	3,7E+07	70,70	6,9E+07	1,5E+07	68,86	18
Mínimo	117,60	64,28	23,47	40,00	15,00	0,00	-	8,0E+06	3,2E+06	26,67	4,2E+06	1,4E+06	34,62	-
Máximo	847,00	225,00	75,78	788,00	190,00	75,89	-	9,0E+08	3,8E+08	97,72	7,5E+08	1,2E+08	98,00	-

\* n = número de amostras

TABELA 3 - COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO REATOR UASB - CONTINUAÇÃO

Parâmetro	pH		Alcalinidade		AGV		Nitrogênio Total Kjeldahl		Nitrogênio Amoniacal		n	Nitrato		Óleos e Graxas		
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		-	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Mês			mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	-	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	%
Setembro	7,20	7,23	293,00	444,33	23,00	28,33	125,63	156,40	60,09	74,85	3	0,81	1,13	325,33	109,33	66,39
Outubro	6,83	6,85	220,25	289,25	32,00	31,75	86,68	97,47	41,51	46,80	4	0,73	1,26	534,50	68,50	87,18
Novembro	7,40	6,97	279,67	357,00	21,67	40,33	94,72	109,46	45,56	53,42	3	0,46	0,90	273,33	63,33	76,83
Dezembro	6,90	6,90	176,67	289,33	24,00	36,00	64,41	96,43	30,48	48,16	3	0,52	1,06	291,33	68,00	76,66
Janeiro	7,05	6,85	204,75	296,25	29,25	39,50	82,62	87,50	41,17	48,86	4	0,36	0,73	173,00	52,00	69,94
Fevereiro	6,95	6,88	233,25	338,50	31,75	40,75	84,39	121,06	37,99	59,92	4	0,42	1,07	637,50	30,00	95,29
Março	7,00	7,40	225,50	334,00	45,00	42,50	101,63	155,00	50,01	77,47	2	0,00	0,29	248,00	52,00	79,03
Média	7,05	6,98	236,87	332,70	29,74	37,13	92,84	115,12	44,30	57,37	23	0,55	0,93	359,30	64,00	70,49
Mínimo	6,5	6,6	154,00	198,00	0,00	18,00	54,54	65,58	25,70	31,08	-	0,00	0,01	114,00	14,00	31,75
Máximo	8,3	7,5	342,00	492,00	58,00	56,00	134,12	170,01	66,41	84,11	-	1,72	3,05	1822,0	138,00	98,24

\* AGV = Ácidos Graxos Voláteis

TABELA 4 - COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO FILTRO ANAERÓBIO

Parâmetros	Vazão Média	Temperatura Média do Afluente	DQO <sub>Total</sub>			DQO <sub>Filtrada</sub>		DBO <sub>Total</sub>			DBO <sub>Filtrada</sub>		n
			Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	
Mês	L/s	°C	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	%	mg/L	mg/L	-
Setembro	5,73	18,40	294,00	201,67	31,41	146,33	114,67	114,67	77,00	32,85	60,00	41,33	3
Outubro	7,12	19,36	277,75	188,00	32,31	124,25	100,75	100,75	65,00	35,48	44,25	40,25	4
Novembro	7,03	21,03	267,67	201,67	24,66	105,00	103,00	67,00	62,33	6,97	25,67	28,33	3
Dezembro	8,84	22,41	213,00	140,33	34,12	77,00	68,67	39,33	30,33	22,88	22,00	17,33	3
Janeiro	7,57	22,70	175,75	123,75	29,59	79,75	87,75	35,25	22,75	35,46	17,25	17,75	4
Fevereiro	5,56	22,17	176,00	120,50	31,53	84,25	78,25	39,50	28,50	27,85	19,75	17,50	4
Março	5,02	23,74	279,50	201,50	27,91	122,00	148,00	50,50	41,00	18,81	22,50	26,00	2
Média	6,69	21,40	236,61	166,61	29,42	106,22	99,26	64,30	46,70	25,89	30,43	26,96	23
Mínimo	1	12	107,00	81,00	0,50	53,00	46,00	21,00	13,00	-13,24	10,00	7,00	-
Máximo	14	25	364,00	286,00	47,91	169,00	154,00	142,00	109,00	47,11	68,00	56,00	-

\* A vazão apresentada é a media mensal, calculada em relação aos valores lidos nas 24 horas na calha Parshall.

TABELA 4 - COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO FILTRO ANAERÓBIO - CONTINUAÇÃO

Parâmetro	Sólidos Suspensos Totais			Sólidos Suspensos Voláteis			n	Coliformes Totais			Coliformes Fecais			n
	Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	Remoção		-	Afluente	Efluente	Remoção	Afluente	Efluente	
Mês	L/s	L/s	%	L/s	L/s	%	-	$\frac{NMP}{100mL}$	$\frac{NMP}{100mL}$	%	$\frac{NMP}{100mL}$	$\frac{NMP}{100mL}$	%	-
Setembro	211,67	157,40	25,64	173,15	123,45	28,70	3	2,2E+07	1,8E+07	16,75	1,2E+07	1,0E+07	17,84	3
Outubro	124,75	99,35	20,36	104,50	80,55	22,92	4	1,2E+07	4,9E+06	59,64	4,6E+06	2,3E+06	49,28	4
Novembro	133,43	83,13	37,70	105,52	68,77	34,83	3	4,0E+07	2,4E+07	40,08	1,8E+07	1,1E+07	40,79	3
Dezembro	100,50	49,00	51,24	74,13	41,37	44,20	3	6,3E+07	7,7E+06	87,69	1,9E+07	1,9E+06	90,00	2
Janeiro	96,18	45,89	52,29	74,85	41,37	44,73	3	1,1E+08	4,6E+07	58,18	9,1E+07	2,1E+07	76,92	1
Fevereiro	73,65	51,42	30,19	44,13	34,67	21,44	3	6,8E+07	5,0E+07	26,96	3,1E+07	2,0E+07	36,09	4
Março	163,57	57,58	64,80	134,96	54,63	59,52	2	1,1E+08	9,2E+07	17,86	2,1E+07	2,1E+07	0,00	1
Média	127,06	79,79	36,76	99,55	64,84	33,91	21	3,7E+07	1,8E+07	40,84	1,5E+07	9,1E+06	32,97	18
Mínimo	64,28	40,45	-7,14	15,00	10,00	-14,58	-	3,2E+06	9,8E+05	0,00	1,4E+06	9,0E+05	0,00	-
Máximo	225,00	175,86	70,71	190,00	146,00	65,49	-	3,8E+08	3,5E+08	94,84	1,2E+08	9,8E+07	90,00	-

\* n = número de amostras

TABELA 4 - COMPORTAMENTO ESPACIAL TEMPORAL DOS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS E BACTERIOLÓGICOS NO FILTRO ANAERÓBIO - CONTINUAÇÃO

Parâmetro	pH		Alcalinidade		AGV		Nitrogênio Total Kjeldahl		Nitrogênio Amoniacal		n	Nitrato		Óleos e Graxas		
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		-	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
<b>Mês</b>	-	-	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	-	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	%
Setembro	7,23	7,23	444,33	454,67	28,33	29,00	156,40	158,13	74,85	74,24	3	1,13	0,93	109,33	68,00	37,80
Outubro	6,85	6,85	289,25	295,75	31,75	29,00	97,47	103,25	46,80	50,34	4	1,26	1,20	68,50	26,00	62,04
Novembro	6,97	7,20	357,00	355,33	40,33	33,33	109,46	103,34	53,42	54,52	3	0,90	0,74	63,33	28,67	54,74
Dezembro	6,90	6,93	289,33	305,33	36,00	31,67	96,43	97,20	48,16	46,25	3	1,06	0,94	68,00	52,67	22,55
Janeiro	6,85	6,90	296,25	297,75	39,50	35,50	87,50	94,93	48,86	45,31	4	0,73	0,68	52,00	21,50	58,65
Fevereiro	6,88	6,98	338,50	344,50	40,75	34,75	121,06	121,28	59,92	59,11	4	1,07	1,02	30,00	4,00	86,67
Março	7,40	7,30	334,00	425,00	42,50	45,50	155,00	142,32	77,47	60,76	2	0,29	0,67	52,00	67,00	-28,85
Média	6,98	7,03	332,70	345,04	37,13	34,30	115,12	115,39	57,37	55,13	23	0,93	0,88	64,00	37,30	43,46
Mínimo	6,60	6,10	198,00	224,00	18,00	18,00	65,58	63,11	31,08	30,80	-	0,01	0,19	14,00	0,00	-144,44
Máximo	7,50	7,60	492,00	506,00	56,00	50,00	170,01	178,41	84,11	86,29	-	3,05	3,07	138,00	132,00	100,00

\* AGV = Ácidos Graxos Voláteis

TABELA 5 - RESULTADOS MÉDIOS DO SISTEMA

Análises	Parâmetros	Unidade	Afluente UASB ( $x \pm \sigma$ )	Valores		n	Efluente UASB ( $x \pm \sigma$ )	Valores		n	Efluente FA ( $x \pm \sigma$ )	Valores		n
				Máx.	Mín.			Máx.	Mín.			Máx.	Mín.	
Físico Químicas	DBO <sub>T</sub>	mg/L	204,87 ± 64,60	298,00	82,00	23	64,30 ± 33,65	142,00	21,00	23	46,70 ± 23,44	109,00	13,00	23
	DBO <sub>F</sub>	mg/L	87,09 ± 36,83	165,00	30,00	23	30,43 ± 16,42	68,00	10,00	23	26,96 ± 14,25	56,00	7,00	23
	DQO <sub>T</sub>	mg/L	600,83 ± 118,44	832,00	418,00	23	236,61 ± 63,24	364,00	107,00	23	166,61 ± 53,04	286,00	81,00	23
	DQO <sub>F</sub>	mg/L	268,26 ± 68,19	409,00	167,00	23	106,22 ± 28,09	169,00	53,00	23	99,26 ± 30,25	154,00	46,00	23
	SST	mg/L	288,37 ± 150,95	847,00	117,60	21	127,06 ± 46,70	225,00	64,28	21	79,79 ± 41,25	175,86	40,45	21
	SSV	mg/L	245,42 ± 147,38	788,00	40,00	21	99,55 ± 43,54	190,00	15,00	21	64,84 ± 34,53	146,00	10,00	21
	AGV	mg/L	29,74 ± 11,09	58,00	0,00	23	37,13 ± 9,28	56,00	18,00	23	34,30 ± 9,28	50,00	18,00	23
	Óleos e Graxas	mg/L	359,30 ± 420,87	1822,00	114,00	23	64,00 ± 33,99	138,00	14,00	23	37,30 ± 34,83	132,00	0,00	23
	Alcalinidade Total	mg/L	236,87 ± 47,45	342,00	154,00	23	332,70 ± 74,39	492,00	198,00	23	345,04 ± 69,93	506,00	224,00	23
	pH	-	7,05 ± 0,33	8,30	6,50	23	6,98 ± 0,22	7,50	6,60	23	7,03 ± 0,29	7,60	6,10	23
	NTK	mg/L	92,84 ± 22,09	134,12	54,54	23	115,12 ± 29,87	170,01	65,58	23	115,39 ± 28,68	178,41	63,11	23
	N-Amoniacal	mg/L	44,30 ± 11,80	66,41	25,70	23	57,37 ± 14,53	84,11	31,08	23	55,13 ± 13,22	86,29	30,80	23
	Nitrato	mg/L	0,55 ± 0,52	1,72	0,00		0,93 ± 0,61	3,05	0,01		0,88 ± 0,56	3,07	0,19	
	Temperatura	°C	21,35 ± 2,08	25,00	17,64	23	21,32 ± 2,02	23,80	17,60	23	21,37 ± 2,19	24,36	17,48	23
Microbiológicas	Coliformes Totais	<u>NMP</u> 100mL	1,9E+08 ± 2,7E+08	9,0E+08	8,0E+06	18	3,7E+07 ± 1,1E+08	3,8E+08	3,2E+06	18	1,8E+07 ± 9,0E+07	3,5E+08	9,8E+05	17
	Coliformes Fecais	<u>NMP</u> 100mL	6,9E+07 ± 1,8E+08	7,5E+08	4,2E+06	17	1,5E+07 ± 3,7E+07	1,2E+08	1,4E+06	17	9,1E+06 ± 2,4E+07	9,8E+07	9,0E+05	16

#### 4.1.2. Eficiência de Remoção

As eficiências apresentadas nesta tabela são médias do período. A totalidade desses valores de eficiência, calculados para todas as semanas, são apresentadas no apêndice C.

TABELA 6 – EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO

Análises	Parâmetros	Unidade	UASB ( $x \pm \sigma$ )	FA ( $x \pm \sigma$ )	Sistema ( $x \pm \sigma$ )
Físico Químicas	DBO <sub>T</sub>	%	69,28 ± 10,99	25,89 ± 14,44	77,58 ± 7,88
	DQO <sub>T</sub>	%	60,22 ± 9,62	29,42 ± 11,53	72,14 ± 7,51
	SST	%	52,33 ± 14,75	36,76 ± 19,32	70,66 ± 11,22
	SSV	%	55,73 ± 16,61	33,91 ± 18,03	71,59 ± 10,59
	Óleos e Graxas	%	70,49 ± 19,85	43,46 ± 51,68	82,84 ± 14,06
Biológicas	Coliformes Totais	%	70,70 ± 21,55	40,84 ± 30,80	81,02 ± 16,75
	Coliformes Fecais	%	68,86 ± 19,38	32,97 ± 33,18	77,59 ± 19,14

#### 4.1.3. Avaliação dos Critérios e Parâmetros de Dimensionamento

Neste item é apresentada a tabela 7 elaborada com os resultados apresentados nas tabelas 3 a 5, onde se podem observar os parâmetros de dimensionamento do reator UASB e filtro anaeróbio em estudo, encontrados em condições reais de operação.

TABELA 7 - TAXAS DE APLICAÇÃO ENCONTRADAS PARA O REATOR UASB E FA EM ESTUDO

Parâmetros verificados	Reator UASB		FA	
	Q <sub>média</sub>	Q <sub>máxima</sub>	Q <sub>média</sub>	Q <sub>máxima</sub>
Vazão (L/s)	6,69	14	6,69	14
Velocidade ascensional superficial (m/h)	0,23	0,48	-	-
Velocidade ascensional no nível de fundo (m/h)	1,23	2,57	-	-
Tempo de detenção hidráulica (h) *	12,46	5,95	25,92	12,38
Taxa de aplicação superficial (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d)	5,47	11,44	2,55	5,33
Carga hidráulica volumétrica (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .d) *	1,93	4,03	0,93	1,94
Carga orgânica volumétrica (kgDBO/m <sup>3</sup> .d) *	0,39	0,83	0,06	0,12
Carga orgânica volumétrica no meio suporte (kgDBO/m <sup>3</sup> .d) **	-	-	0,08	0,17

\*Considerando o volume total do UASB e do FA.

\*\*Considerando o volume total do meio suporte do FA.

#### 4.1.4. Análise de Relação Entre Variáveis

Neste item, através do quociente, são investigadas relações entre variáveis de monitoramento da avaliação do desempenho do sistema, no intuito de apreender as magnitudes de tais relações.

Tais investigações são desenvolvidas para o esgoto bruto ou para os três pontos de amostragem e entre algumas variáveis.

- DBO<sub>5</sub>/DQO

A tabela 8 apresenta a relação DBO<sub>5</sub>/ DQO do esgoto bruto para todos os resultados obtidos durante o período de pesquisa, já com tratamento estatístico.

TABELA 8 – RELAÇÃO DBO<sub>5</sub>/DQO DO ESGOTO BRUTO

Data	Relação DBO <sub>5</sub> /DQO	Data	Relação DBO <sub>5</sub> /DQO	Data	Relação DBO <sub>5</sub> /DQO
16/09/03	0,41	11/11/03	0,35	27/01/04	0,17
23/09/03	0,40	25/11/03	0,34	03/02/04	0,32
30/09/03	0,41	02/12/03	0,44	10/02/04	0,33
07/10/03	0,44	16/12/03	0,34	17/02/04	0,21
14/10/03	0,36	23/12/03	0,19	24/02/04	0,30
21/10/03	0,39	06/01/04	0,30	02/03/04	0,30
28/10/03	0,41	13/01/04	0,25	09/03/04	0,31
04/11/03	0,40	20/01/04	0,42		

- Ácidos voláteis/Alcalinidade total

A tabela 9 mostra os resultados para a relação ácidos voláteis/alcalinidade total para todos os resultados obtidos durante o período de pesquisa, já com tratamento estatístico.

TABELA 9 - RELAÇÃO AGV/ALCALINIDADE TOTAL

Data	Relação AGV/ Alcalinidade total			Data	Relação AGV/ Alcalinidade		
	Ponto 1	Ponto 2	Ponto 3		Ponto 1	Ponto 3	Ponto 3
16/09/03	0,04	0,06	0,04	23/12/03	0,14	0,14	0,15
23/09/03	0,11	0,07	0,08	06/01/04	0,16	0,13	0,12
30/09/03	0,08	0,07	0,07	13/01/04	0,15	0,12	0,10
07/10/03	0,13	0,09	0,08	20/01/04	0,15	0,14	0,12
14/10/03	0,10	0,06	0,07	27/01/04	0,12	0,14	0,13
21/10/03	0,20	0,16	0,13	03/02/04	0,16	0,12	0,11
28/10/03	0,14	0,11	0,10	10/02/04	0,11	0,11	0,09
04/11/03	0,00	0,09	0,05	17/02/04	0,16	0,11	0,10
11/11/03	0,11	0,12	0,11	24/02/04	0,13	0,13	0,09
25/11/03	0,15	0,13	0,12	02/03/04	0,17	0,10	0,11
02/12/03	0,14	0,13	0,12	09/03/04	0,23	0,20	0,11
16/12/03	0,14	0,12	0,11				

## 4.2. DISCUSSÃO

### 4.2.1. Avaliação dos Critérios e Parâmetros de Dimensionamento

Comparando os resultados encontrados na tabela 7 com os critérios de dimensionamento citados no item 2.9.2.3, pode-se verificar que o reator UASB em estudo está de acordo com as recomendações citadas.

No que diz respeito ao FA, observa-se na tabela 7 que o tempo de detenção hidráulica foi de 25,92 horas, em condições reais de operação do sistema, quando a vazão média foi de 6,69 L/s. A respectiva taxa de aplicação superficial foi de 2,55 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d, enquanto a carga orgânica volumétrica de 0,06 kgDBO/m<sup>3</sup>.d para o volume total do FA e 0,08 kgDBO/m<sup>3</sup>.d para o volume do meio suporte.

No entanto, ao comparar tais dados com aqueles citados na bibliografia, algumas questões cabem serem abordadas. Ao comparar com os valores apresentados no item 2.9.3.3, observa-se que a faixa recomendada para o tempo de detenção hidráulica é de 4 a 10 horas. Portanto, o valor encontrado está bem acima desta faixa. Já para a taxa de aplicação superficial, o valor verificado é inferior ao valor mínimo do intervalo de 6 a 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d. Igualmente, os valores da carga orgânica volumétrica para o volume total do FA e para o volume do meio filtrante, acompanham a tendência dos demais parâmetros e apresentam-se inferiores aos valores mínimos dos intervalos de 0,15 a 0,50 kgDBO/m<sup>3</sup>.d e 0,25 a 0,75kgDBO/m<sup>3</sup>.d, respectivamente.

Não obstante, ao compará-los com os valores apresentados por ALEM SOBRINHO e SAID (1991), já citados, observou-se que os autores encontraram eficiências médias no FA de 50 e 23% de remoção de DBO e DQO total, respectivamente, operando com carga orgânica volumétrica mínima, média e máxima de 0,09, 0,51 e 2,09 kgDBO/m<sup>3</sup>.d. No mesmo estudo, foram encontradas eficiências médias de remoção de 40% para DBO total e 41% para e DQO total, operando com carga orgânica volumétrica mínima, média e máxima de 0,27, 0,76 e 1,99 kgDBO/m<sup>3</sup>.d.

Isto posto, considerando as duas comparações anteriores, entende-se cabível supor que o FA sob estudo está superdimensionado, pois seus parâmetros apresentam valores que demonstram isso claramente. Além disso, no caso específico de comparação com os resultados apresentados por ALEM SOBRINHO e SAID (1991), constatou-se também que a eficiência foi menor para o FA em estudo.

Desta suposição, duas questões merecem destaque. O fato do filtro ter apresentado menor eficiência pode estar relacionado com seu superdimensionamento, distribuição do esgoto no fundo, descarte do lodo excedente e picos de vazão bombeada. A outra questão é que se o volume do FA fosse calculado para carga orgânica volumétrica de  $0,15 \text{ kgDBO/m}^3 \cdot \text{d}$  para vazão média de  $6,69 \text{ L/s}$  e DBO média afluente ao FA de  $64,3 \text{ mg/L}$ , seu volume total seria de  $247,78 \text{ m}^3$ , muito inferior ao volume atual de  $624,19 \text{ m}^3$ .

#### **4.2.2. Relação $\text{DBO}_5/\text{DQO}$**

A relação  $\text{DBO}_5/\text{DQO}$  é um importante parâmetro para avaliação da biodegradabilidade do esgoto bruto e também para avaliar, preliminarmente, qual processo de tratamento é o mais adequado.

Conforme comentado no item 2.3, para esgoto doméstico a relação  $\text{DBO}_5/\text{DQO}$  varia entre 0,3 e 0,8. Valores acima de 0,5 assinalam que a fração biodegradável é elevada e o esgoto é considerado facilmente tratável biologicamente, se o valor for inferior a 0,3, provavelmente o esgoto possui algum componente tóxico ou inerte necessitando de um provável tratamento físico-químico preliminar.

Segundo os relatórios operacionais da SANEPAR (2003), para a estação de tratamento de esgoto Belém em Curitiba, os valores dessa relação estão em torno de 0,5.

Analisando-se a tabela 8, podemos observar que durante as primeiras semanas da pesquisa a relação permaneceu em torno de 0,4. A partir da 18ª semana de

monitoramento, alguns resultados foram menores que 0,3, indicando uma mudança na qualidade do esgoto bruto e possível existência de esgoto com características de não doméstico sendo lançado na rede coletora.

#### **4.2.3. Relação Ácidos Voláteis / Alcalinidade Total**

Conforme comentado no item 2.9.2.4, a relação ácidos voláteis / alcalinidade total é o melhor parâmetro para o monitoramento da estabilidade do sistema. Segundo já observado é recomendado que esta relação fique abaixo de 0,3, valores acima indicam perturbação no sistema.

A tabela 9 mostra os resultados para a relação ácidos voláteis / alcalinidade total para todos os resultados obtidos durante o período de pesquisa, já com tratamento estatístico. Analisando-se essa tabela, podemos observar que durante toda fase de pesquisa os valores da relação ácidos voláteis / alcalinidade total permaneceram abaixo de 0,3, demonstrando que o sistema apresentou-se estável durante todo período da pesquisa.

#### **4.2.4. Sobre o Comportamento Espaço-Temporal dos Parâmetros**

O objetivo deste item é discutir o comportamento dos parâmetros ao longo do tempo, para cada um dos pontos analisados.

Os resultados obtidos são apresentados em forma de gráficos, sendo que para os valores de concentração os mesmos apresentam todos os resultados brutos semanais, sem tratamento estatístico. Já os gráficos de eficiência de remoção apresentam os resultados médios mensais com tratamento estatístico, com exceção dos gráficos 22 e 23 que são apresentados com os dados brutos.

#### 4.2.4.1. Características do esgoto bruto

Analisando-se as tabelas de 3 a 5 e, conforme comentado no item 4.2.2, o esgoto bruto afluente à estação de tratamento de Imbituva apresentou algumas características que podem indicar que haveria lançamento de esgoto não doméstico no sistema durante o período de pesquisa.

Quanto à concentração de matéria orgânica, pode-se observar que nas quatro primeiras semanas da pesquisa os valores encontrados para a DBO e DQO foram superiores aos encontrados no decorrer da pesquisa. Este fato foi provocado provavelmente pela estiagem ocorrida nos meses de agosto e setembro.

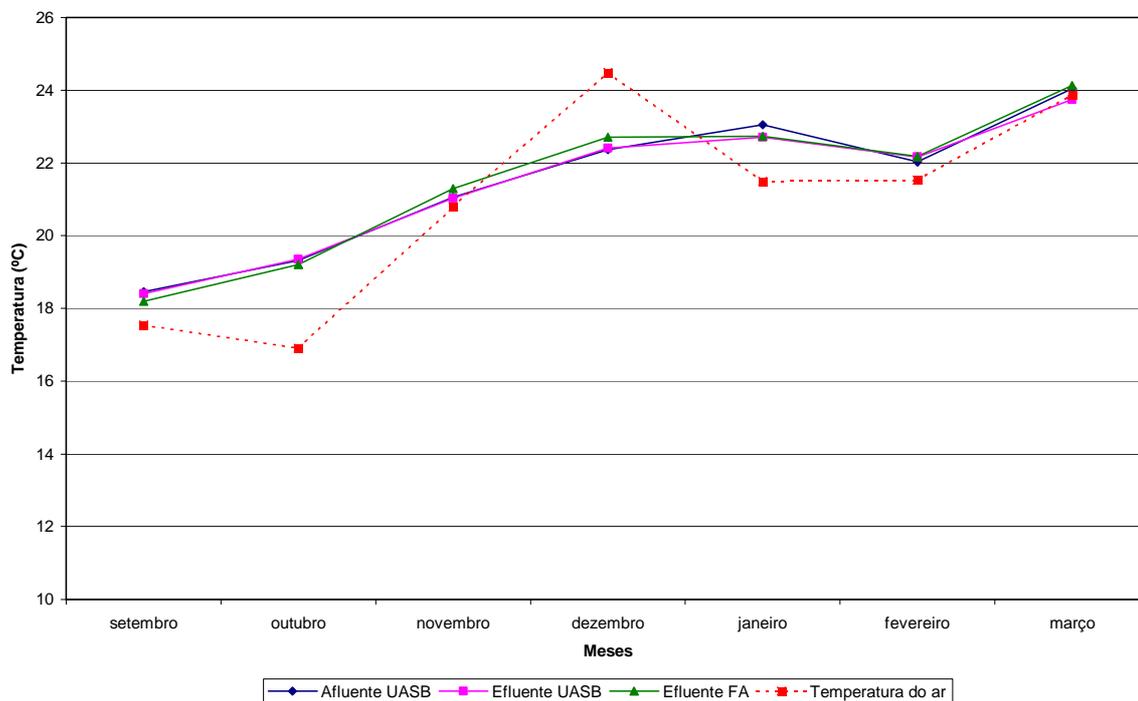
Essa estiagem pode ser observada através dos índices pluviométricos registrados pela estação meteorológica operada pelo Instituto Tecnológico SIMEPAR, localizada em Fernandes Pinheiros, município próximo a Imbituva. Essa estação registrou para o mês de agosto um índice pluviométrico de 15 mm, quando a média mensal para essa região é de 102 mm para o mesmo mês. Já no mês de setembro o índice registrado foi de 73,2 mm, ainda muito inferior à média mensal de 161 mm para o mesmo mês. Com a estiagem, a infiltração na rede coletora diminuiu significativamente, não ocorrendo a diluição do esgoto.

Outro fator que pode ter contribuído para a diminuição dos valores da concentração da DBO e da DQO, foi a eliminação do lançamento de efluentes provenientes de caminhões limpa-fossa, conforme comentado no item 3.5.2.

#### 4.1.1.1 Temperatura

Examinando-se o gráfico 01, assim como as tabelas 1 e 2, constata-se que as temperaturas do esgoto e do ar apresentaram evolução similar, porém no ar as alterações se processam de forma mais pronunciadas. Assim, pode-se dizer que a temperatura do esgoto é influenciada moderadamente pela temperatura ambiente ao longo do tratamento.

GRÁFICO 1 - TEMPERATURAS MÉDIAS MENSAIS (°C) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB, DO EFLUENTE DO FA E TEMPERATURA AMBIENTE.



No período da pesquisa a temperatura do ar apresentou valor médio de 21°C, com mínima de 7°C e máxima de 32°C. As temperaturas do afluente e efluente do reator UASB mantiveram-se sempre muito próximas, com variações sob influência da temperatura ambiente. A média do afluente ficou na faixa de 21°C, com mínima de 12°C e máxima de 26°C. No efluente do reator UASB, a média ficou em de 21°C, com mínima de 12°C e máxima de 25°C. No efluente do FA a influência da temperatura ambiente foi maior, devido ao fato desta unidade ser descoberta. A temperatura média foi na ordem de 21°C, sendo que a mínima medida foi de 11°C e a máxima de 30°C. Observou-se que a variação diária da temperatura ambiente não teve influência imediata sobre o meio líquido, demorando um certo tempo para ser sentida.

O gráfico 01 mostra ainda que, para essa região, os picos de variação da temperatura ambiente não têm influência sobre o meio líquido, permanecendo a temperatura dentro do reator UASB e do FA em uma média mais constante, sem picos acentuados. Desta forma pode-se considerar, para efeito de projeto, nessa região,

quando não se possuem informações quanto à temperatura do meio líquido, a temperatura média ambiente, nos meses de primavera e verão, mais um grau centígrado.

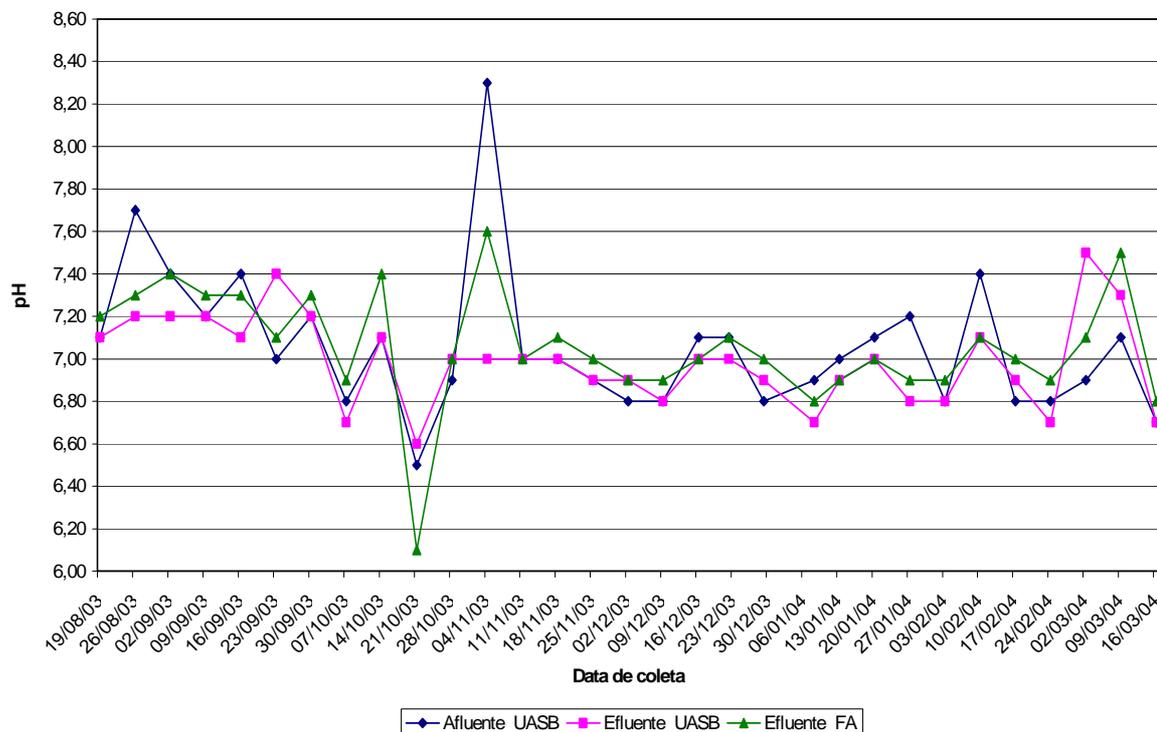
#### 4.2.4.2. pH

Conforme observado no item 2.5.3 verifica-se que as *Archaea* produtoras de metano têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,3 e 7,8, embora se possa conseguir a estabilidade na formação de metano numa faixa mais ampla, entre 6,0 e 8,2. Valores abaixo de 6,0 e acima de 8,2 devem ser evitados, uma vez que estes podem inibir completamente as *Archaea* metanogênicas.

As tabelas 3 e 4 e apresentam os valores de pH mensal para o afluente e efluente do reator UASB e do FA. A tabela 5 apresenta os valores médios do pH para todo período da pesquisa e o gráfico 2 os valores brutos de todas as coletas.

Pode-se observar que o pH afluente ao sistema teve valor médio de  $7,0 \pm 0,3$ , com valor máximo de 8,3 e mínimo de 6,5. Os valores do efluente do reator UASB e do FA apresentaram-se mais próximos ao valor neutro. O efluente do reator UASB variou entre 6,6 e 7,5, com média de  $7,0 \pm 0,2$ . Já o efluente do FA ficou com média de  $7,0 \pm 0,3$ , com valores máximo de 7,6 e mínimo de 6,1. De modo geral, observou-se um bom tamponamento no reator, confirmada pela média do pH efluente.

GRÁFICO 2 - VALORES DE pH DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.

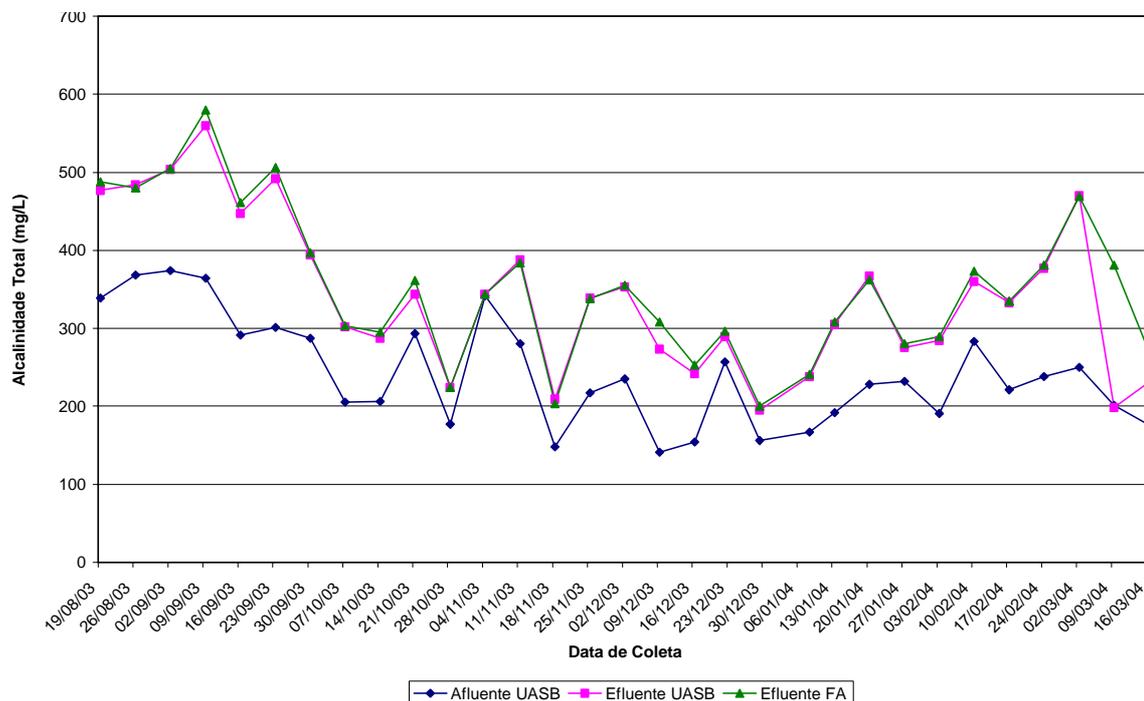


#### 4.1.1.2 Alcalinidade

Conforme citado no item 2.9.2.4, as concentrações de alcalinidade a bicarbonato e a ácidos voláteis são os melhores parâmetros para controle da digestão anaeróbia.

Conforme apresentado na tabela 5, a alcalinidade total do afluente teve média de  $237 \pm 47$  mg de  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ . No efluente do reator UASB a média foi de  $333 \pm 74$  mg de  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ . No efluente do FA obteve-se uma média de  $345 \pm 70$  mg de  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ . Analisando-se as tabelas 3 e 4 e o gráfico 3, pode-se notar que em praticamente todo período da pesquisa, a alcalinidade afluente foi menor que a efluente. Provavelmente isto ocorreu porque durante o processo de digestão anaeróbia ocorre a geração de alcalinidade, devido basicamente a dois processos distintos: remoção de ácidos graxos e amonificação, conforme citado no item 2.9.2.4 da revisão bibliográfica.

GRÁFICO 3 - CONCENTRAÇÕES DE ALCALINIDADE (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA

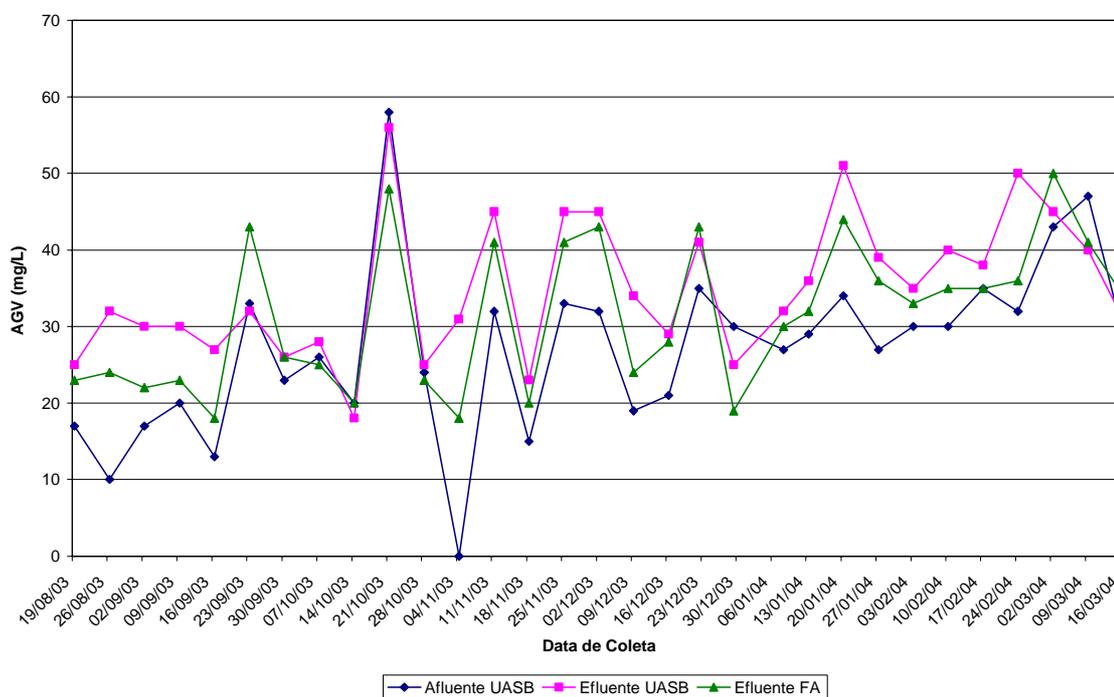


#### 4.2.4.3. Ácidos graxos voláteis

Ao se analisar o desempenho do sistema reator UASB/FA em relação aos ácidos voláteis, observa-se nas tabelas 3 a 5 e no gráfico 4, que no reator UASB a concentração média afluente e efluente foi de  $30 \pm 11$  mg/L e  $37 \pm 9$  mg/L, respectivamente. Já o efluente do FA teve concentração média de  $34 \pm 9$  mg/L.

Pode-se observar que as concentrações encontradas para ácidos graxos voláteis são muito inferiores às obtidas para a alcalinidade total e que a relação alcalinidade total / ácidos graxos voláteis sempre permaneceu abaixo de 0,3. Este fato, conforme já mencionado, permite concluir que o sistema permaneceu estável durante todo período da pesquisa.

GRÁFICO 4 - CONCENTRAÇÕES DE ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.



#### 4.2.4.4. Demanda química de oxigênio

Os dados apresentados nos gráficos 5 e 7 ilustram os valores de DQO total e DQO filtrada para a totalidade dos dados, sem tratamento estatístico. Analisando-se estas figuras, observa-se que o afluente apresentou grande variação de concentração, conforme já comentado, este fato deve-se à grande infiltração existente no sistema coletor, que em dias chuvosos, dilui o esgoto bruto.

O gráfico 6 apresenta a média mensal, já com tratamento estatístico, da remoção de DQO total no reator UASB, no FA e no sistema. As tabelas 3 a 6 apresentam as eficiências de remoção, os valores de DQO média e média mensal para todo o período da pesquisa no sistema de tratamento estudado.

Observando-se as figuras citadas, verifica-se que o reator UASB apresentou remoção média de DQO total de  $60 \pm 10\%$  chegando a 78%. A concentração média de

DQO total no afluente foi de  $601 \pm 118$  mg/L e efluente de  $237 \pm 63$  mg/L. A remoção média de DQO total no FA foi de  $29 \pm 12\%$ , chegando a 48%. A concentração média de DQO total efluente foi de  $167 \pm 53$  mg/L, correspondendo à eficiência média de remoção de DQO total no sistema reator UASB/ filtro anaeróbio de  $72 \pm 8\%$ , chegando a 83%.

Observa-se nas tabelas 4 e 5 e no gráfico 5 que o sistema reator UASB/FA, nas 13 primeiras semanas de monitoramento, apresentou apenas um resultado inferior à concentração máxima admitida pelo Instituto Ambiental do Paraná – IAP, que é 150 mg/L para a grande maioria dos sistemas licenciados. Mesmo após a operação de limpeza do FA, realizada nos dias 25 e 26 de setembro, o sistema continuou, por várias semanas, operando com concentrações de DQO total efluentes maiores que a máxima admitida. Após a 14ª semana, verificou-se que a concentração efluente diminuiu. Observa-se que deste ponto em diante, o sistema permaneceu com a maioria dos resultados abaixo do máximo exigido mas com vários picos de concentração influenciados pela concentração afluente.

A diminuição da concentração efluente pode estar relacionada à melhoras na rotina de descarte do lodo e ao aumento da temperatura conforme observado no gráfico 1.

GRÁFICO 5 - CONCENTRAÇÕES DE DQO TOTAL (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.

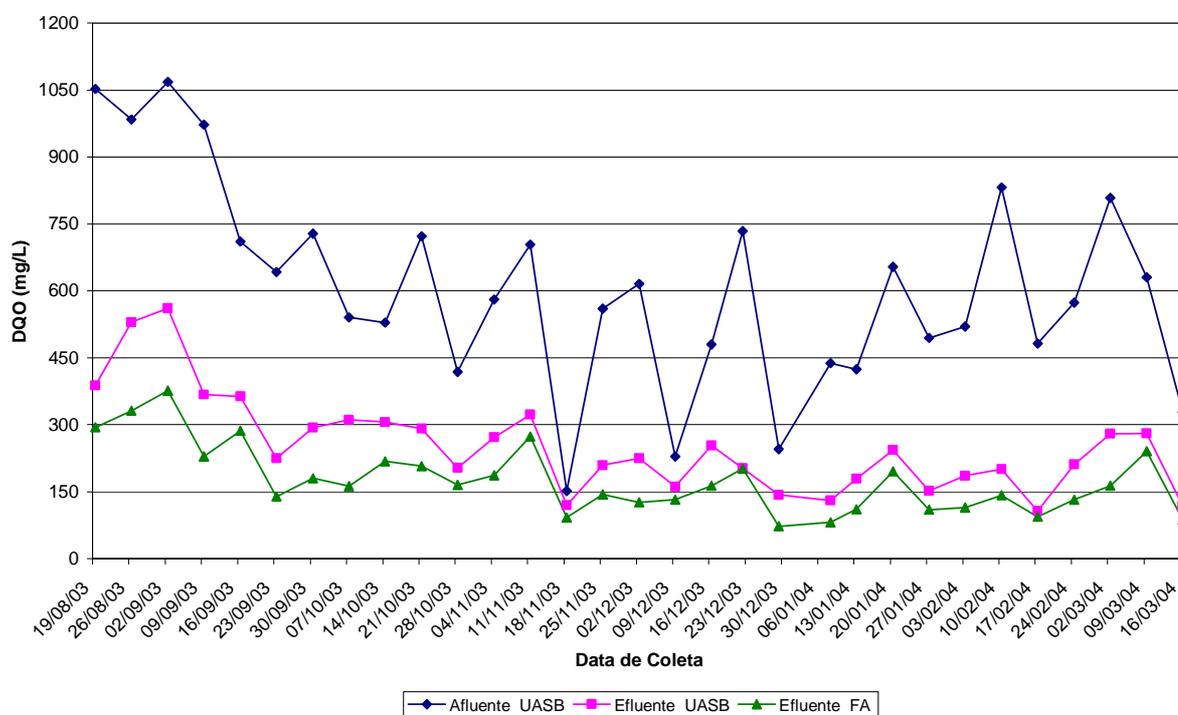
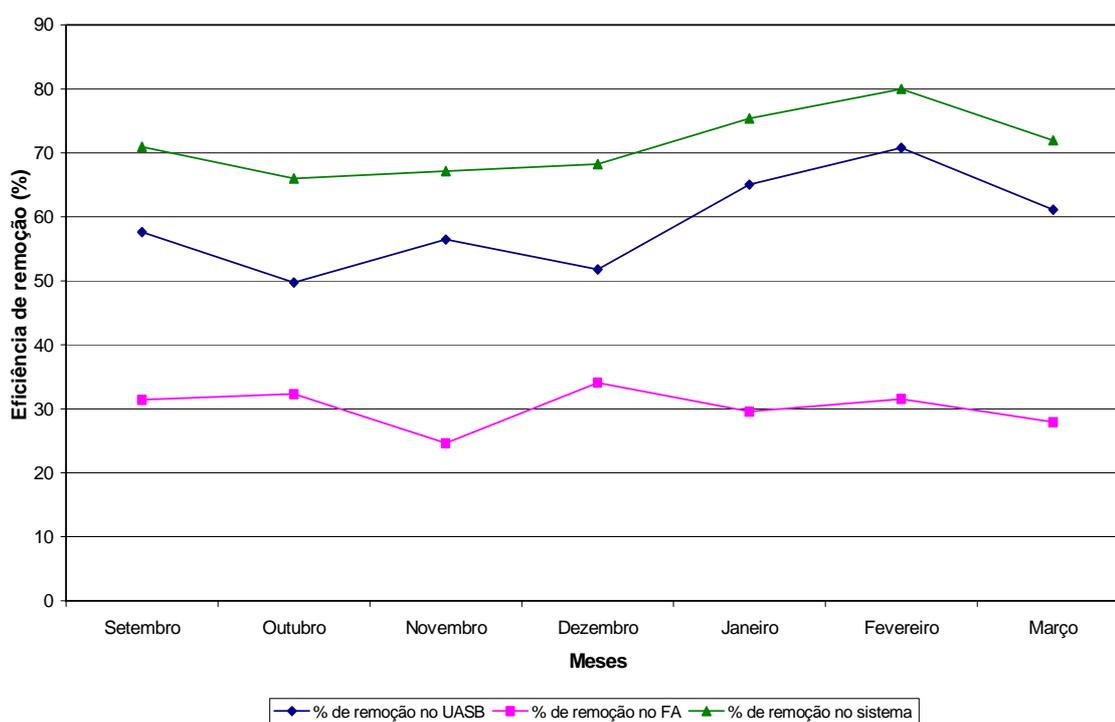
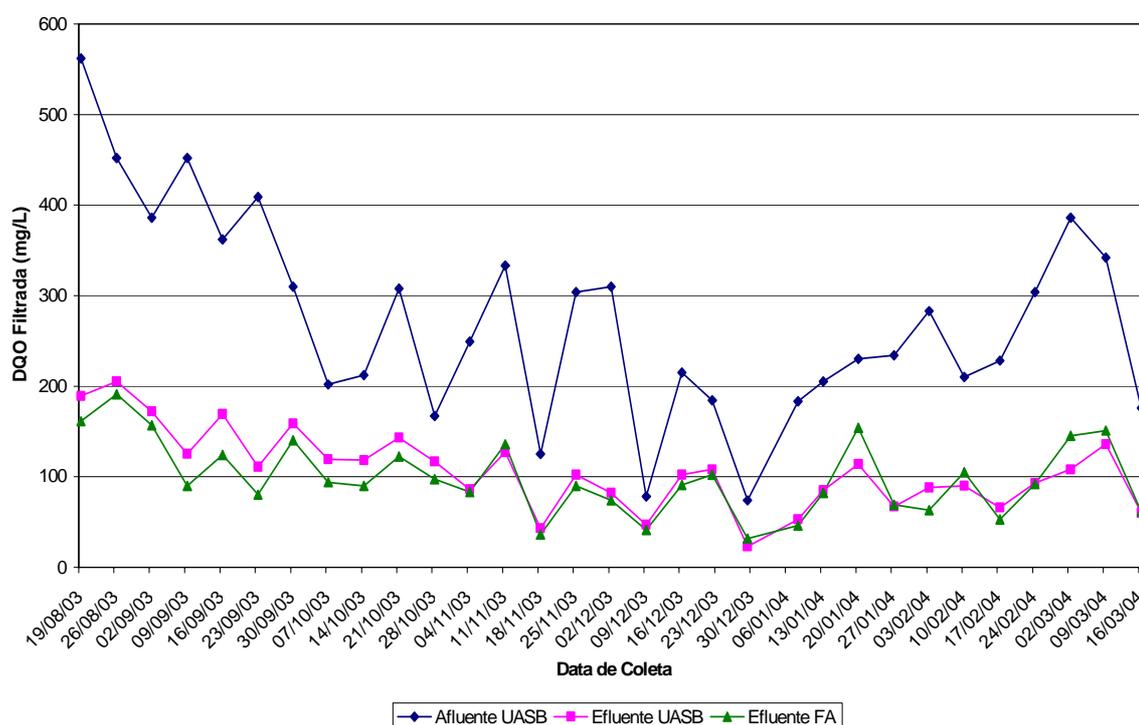


GRÁFICO 6 - EFICIÊNCIA MÉDIA MENSAL DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA.



Em termos de DQO filtrada (solúvel), nas tabelas 3, 4, e 5 e gráficos 7, observa-se que a concentração média afluyente e efluente do reator UASB foi de  $268 \pm 68$  mg/L e  $106 \pm 28$  mg/L, respectivamente. Já o FA apresentou concentração efluente média de  $99 \pm 30$  mg/L.

GRÁFICO 7 - CONCENTRAÇÕES DE DQO FILTRADA (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.



O comportamento do FA quanto à redução de DQO filtrada indica o comportamento deste sistema na redução de matéria dissolvida pela ação dos microrganismos presentes tanto no biofilme quanto no lodo contido nos interstícios do meio suporte. Ou seja, indica a influência do FA na redução da DQO total não somente por mecanismos físicos de adsorção e filtração, mas também, por via bioquímica, ao atuar sobre a parcela dissolvida da matéria orgânica.

Assim, observando-se os gráficos 5 e 7, e os resultados encontrados para a concentração média de DQO filtrada ( $106 \pm 28$  mg/L afluyente e  $99 \pm 30$  mg/L

efluente) e média de DQO total ( $237 \pm 63$  mg/L afluyente e  $167 \pm 53$  mg/L efluente), verifica-se que, apesar do FA também remover matéria orgânica solubilizada por via bioquímica, o mecanismo de adsorção e filtração é mais acentuado.

Ainda observando-se o gráfico 7, pode-se notar que o FA de fluxo ascendente em estudo, atua com certa irregularidade na parcela da DQO solúvel. Resultados semelhantes foram encontrados por GUIMARÃES et al. (1999), já citados anteriormente, onde foi avaliado o desempenho de um sistema compacto decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio ascendente e descendente. Esse autor verificou que o conjunto tanque séptico seguido de filtro anaeróbio de fluxo ascendente atua na remoção de DQO total e o filtro anaeróbio de fluxo descendente atua na redução de DQO solúvel e confere ao sistema um efluente mais estável.

#### 4.2.4.5. Demanda bioquímica de oxigênio

Os dados apresentados no gráfico 8 ilustram os valores de DBO total com a totalidade dos dados, sem tratamento estatístico. Analisando-se esta figura, observa-se que, como ocorreu com a DQO, o afluyente apresentou grande variação de concentração. Conforme já comentado, este fato deve-se a grande infiltração existente no sistema coletor.

GRÁFICO 8 - CONCENTRAÇÕES DE DBO TOTAL (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.

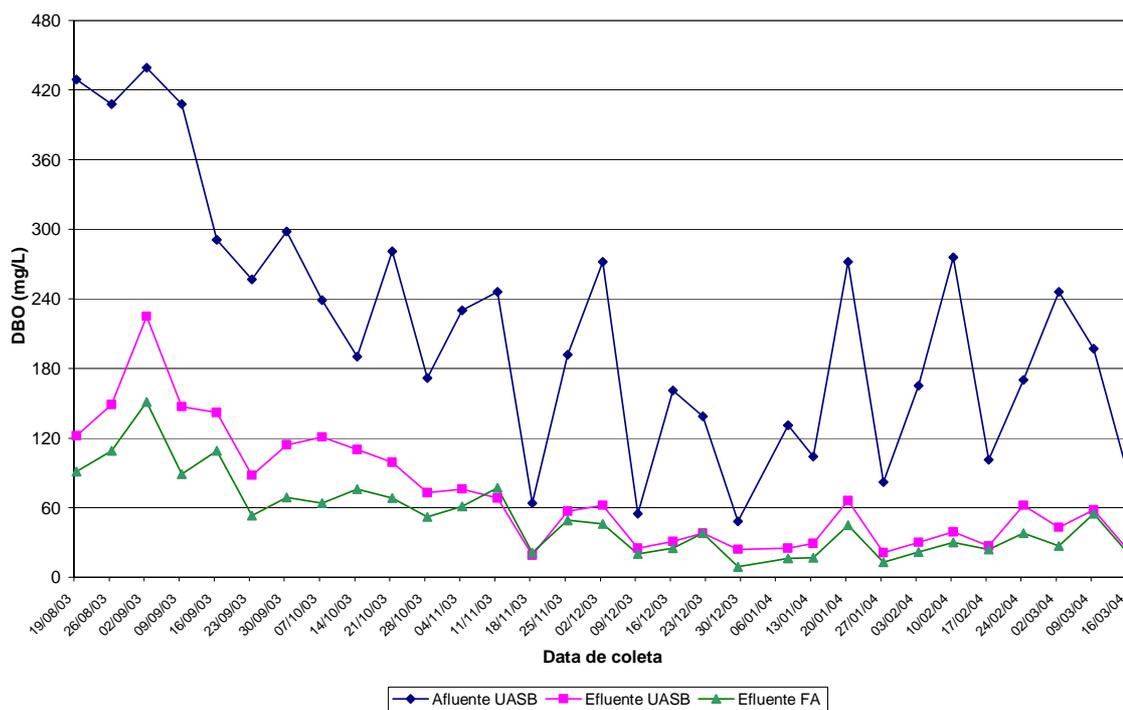
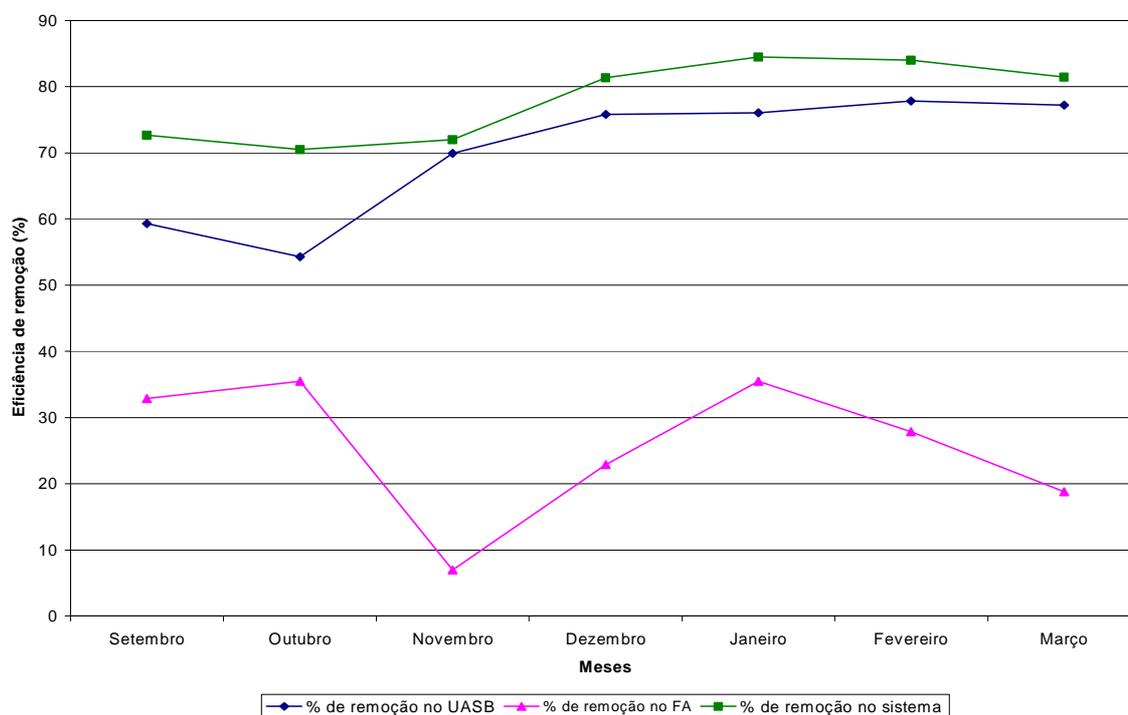


GRÁFICO 9 - EFICIÊNCIA MÉDIA MENSAL DE REMOÇÃO DE DBO TOTAL (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA.



Observa-se, nas tabelas 3 a 6 e nos gráficos 8 e 9 que as concentrações médias de DBO total afluentes e efluentes do reator UASB foram de  $205 \pm 65$  mg/L

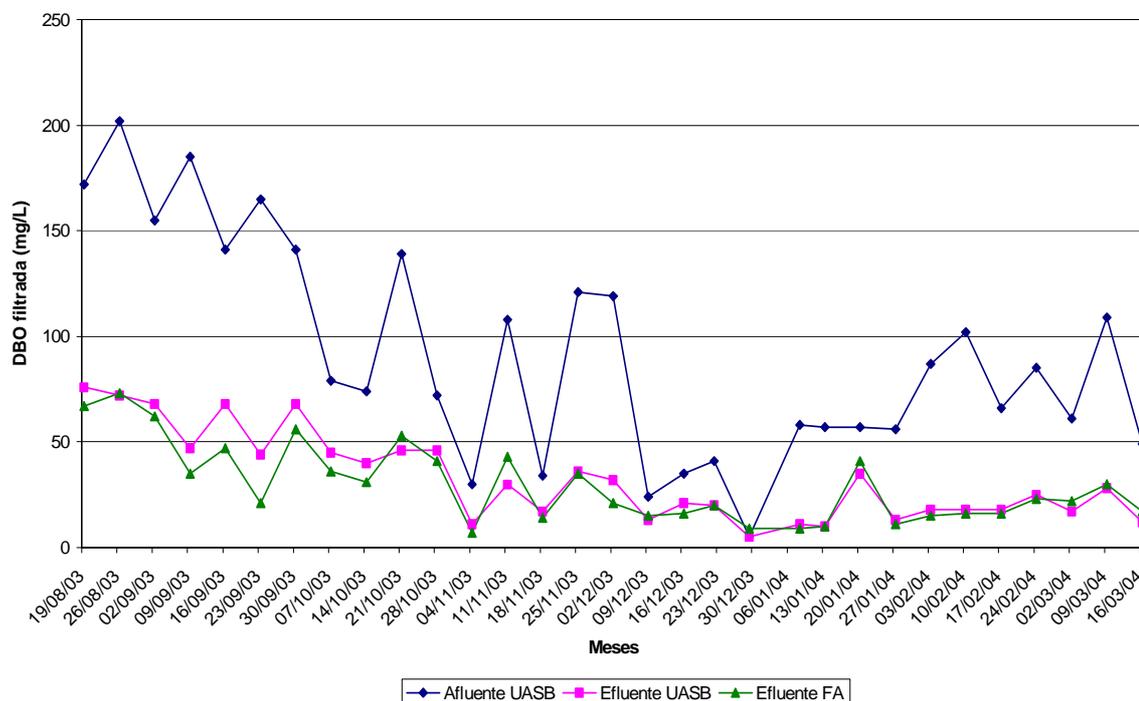
e  $64 \pm 34$  mg/L, respectivamente, resultando em remoção média de  $69 \pm 11\%$ .

A eficiência média de remoção de DBO total no sistema reator UASB/FA foi de  $78 \pm 8\%$ , com concentração média efluente de  $47 \pm 23$  mg/L e eficiência média de remoção no FA de  $26 \pm 14\%$ .

Comparando-se os resultados de eficiência de remoção de DBO total do sistema com a eficiência esperada no dimensionamento de 50% (item 3.3.3), verifica-se que esta não foi obtida.

Em termos de DBO filtrada (solúvel), os resultados podem ser observados nas tabelas 3 a 5 e gráfico 10. No reator UASB as concentrações médias de DBO filtrada afluente e efluente foram de  $87 \pm 37$  mg/L e  $30 \pm 16$  mg/L, respectivamente. Observa-se que o desempenho do FA quanto à redução de DBO filtrada, apresentou a mesma tendência encontrada para a DQO filtrada com concentração média efluente no FA de  $27 \pm 14$  mg/L.

GRÁFICO 10 - CONCENTRAÇÕES DE DBO FILTRADA (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.



#### 4.2.4.6. Sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV)

As tabelas 3 a 6 e os gráficos 11 a 14 apresentam as concentrações de SST e SSV no sistema em estudo, assim como a eficiência de remoção.

Quanto a remoção de SST, o reator UASB foi responsável pela remoção de  $52 \pm 15\%$ , com concentrações médias afluente e efluente de  $288 \pm 151$  mg/L e  $127 \pm 47$  mg/L, respectivamente. A remoção no FA foi de  $37 \pm 19\%$  com concentração efluente de  $80 \pm 41$  mg/L, resultando em uma eficiência total do sistema quanto à remoção de SST de  $71 \pm 11\%$ .

Para remoção de SSV, o reator UASB apresentou uma eficiência de  $56 \pm 17\%$ , com concentrações médias afluente e efluente de  $245 \pm 147$  mg/L e  $100 \pm 44$  mg/L, respectivamente. A concentração média efluente do FA foi de  $65 \pm 35$ ,

resultando em uma remoção média de SSV de  $34 \pm 18\%$ . Já o sistema reator UASB/FA apresentou eficiência média de remoção de SSV de  $72 \pm 11\%$ .

Observa-se, nas tabelas 4 e 5 e nos gráficos 11 a 14, um aumento na remoção dos SST e SSV ao longo do período da pesquisa. Este fato provavelmente está relacionado à limpeza do FA ocorrida nos dias 25 e 26/09/03 e ao maior controle operacional na descarga de lodo excedente do reator UASB e do filtro anaeróbio, conforme descrito no item 3.5.2. Já, no final da pesquisa, fevereiro de 2004, uma diminuição na remoção dos SST e SSV no FA, este fato demonstra a necessidade de nova limpeza na unidade, o que coincide com observações realizadas “*in loco*” onde visualizou-se um acúmulo de lodo sobre o meio suporte.

Analisando-se os resultados obtidos, pode-se verificar que o filtro anaeróbio é responsável por um polimento complementar na remoção de SST e SSV. Porém, as concentrações encontradas estão acima das citadas na literatura para sistemas similares: concentrações médias globais de SS no efluente variando entre 13 e 25 mg/L (MACHADO et al., 1997); concentrações de SS no efluente final abaixo de 20 mg/L (SOUZA et al., 1999); concentração de SS no efluente final de 16 mg/L (ANDRADE NETO et al., 2001); concentrações de SS no efluente menores que 20 mg/L (ANDRADE NETO et al., 2002); concentração média de SS no efluente de 21 mg/L (CASSEB et al., 1997).

Vale ressaltar que, as conclusões sobre os resultados de SS são realmente complicadas, principalmente no que diz respeito aos SSV, pois é difícil concluir se a remoção encontrada é sobre a parcela afluente ao sistema ou sobre a parcela que foi gerada no reator UASB.

GRÁFICO 11 - CONCENTRAÇÕES DE SST (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATORUASB E DO EFLUENTE DO FA.

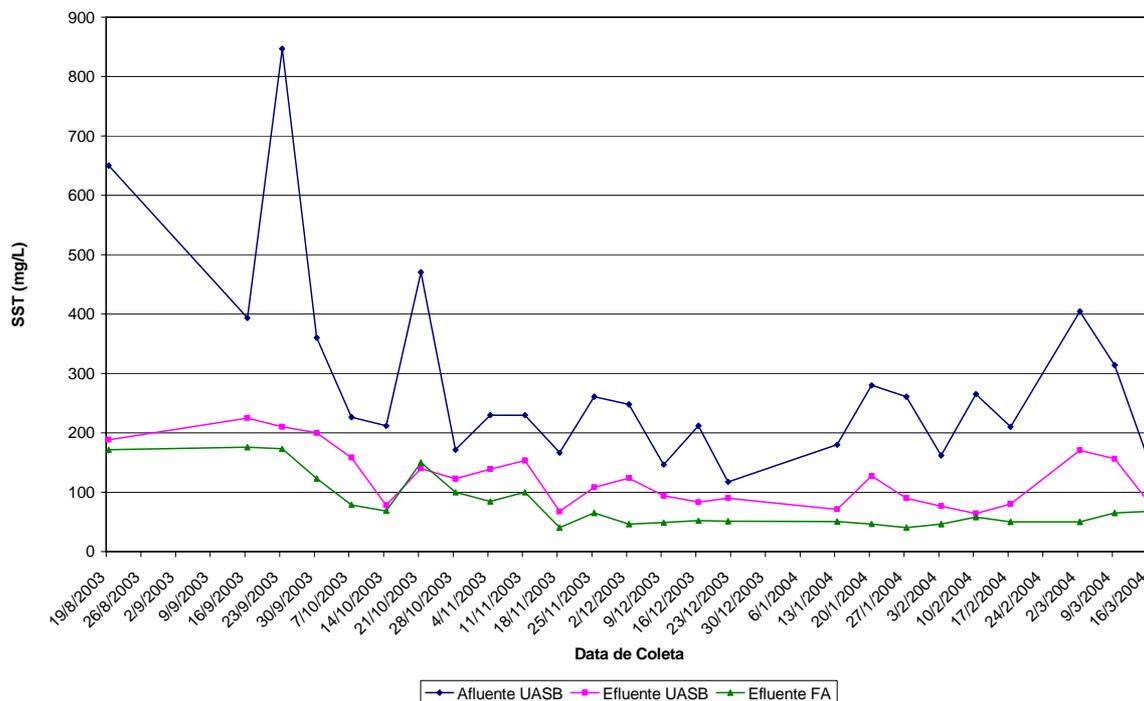


GRÁFICO 12 - EFICIÊNCIA MÉDIA MENSAL DE REMOÇÃO DE SST (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA

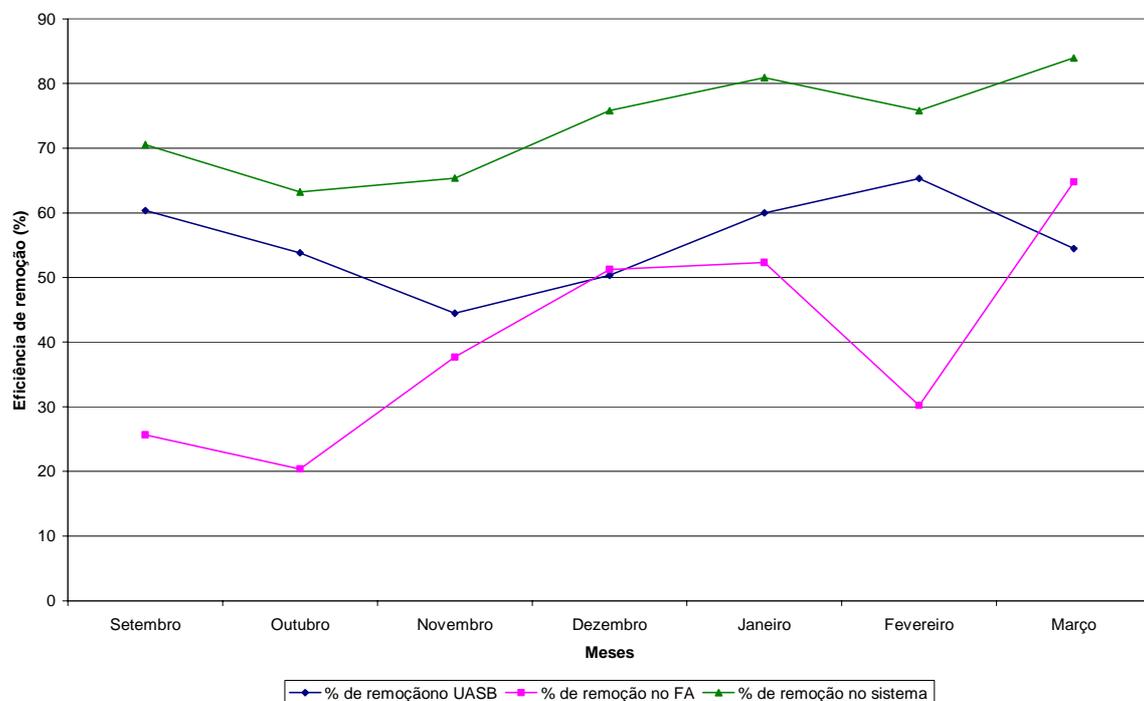


GRÁFICO 13 - CONCENTRAÇÕES DE SSV (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.

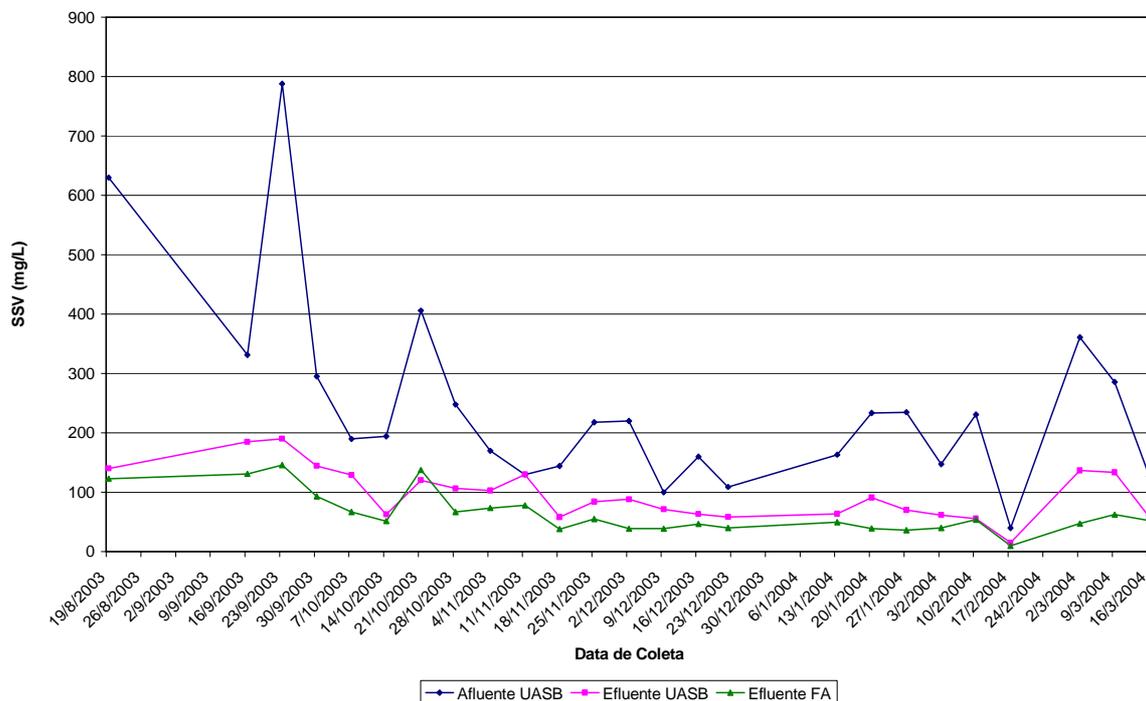
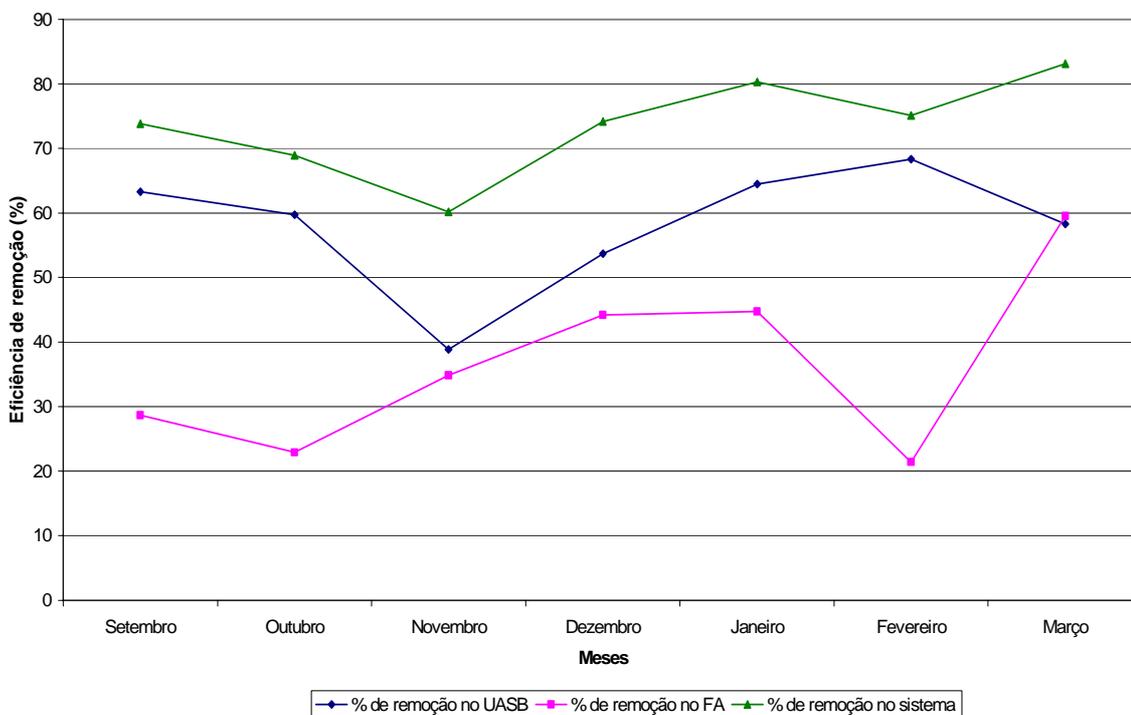


GRÁFICO 14 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SSV (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA.



#### 4.2.4.7. Coliformes totais e fecais

Da tabela 5 e gráficos 15 e 17, observa-se que as concentrações médias de coliformes totais e fecais do afluente ao sistema em estudo ficaram em  $1,9E+08 \pm 2,7E+08$  e  $6,9E+07 \pm 1,8E+08$ , respectivamente. Para o efluente do reator UASB os valores médios das concentrações de coliformes totais e fecais foram de  $3,7E+07 \pm 1,1E+08$  e  $1,5E+07 \pm 3,7E+07$ , respectivamente. Pela tabela 6 e gráficos 16 e 18, observa-se que a eficiência média de remoção de coliformes totais e fecais no reator UASB foi de  $71 \pm 22 \%$  e  $69 \pm 19 \%$ , respectivamente.

No que diz respeito às eficiências de remoções médias de coliformes totais e fecais no FA, pode-se verificar na tabela 6 e nos gráficos 16 e 18 que as mesmas foram de  $41 \pm 31\%$  e  $33 \pm 33\%$ , respectivamente. As concentrações médias efluentes do FA foram de  $1,8E+07 \pm 9,0E+07$  e  $9,1E+06 \pm 2,4E+07$  para coliformes totais e fecais.

Analisando os resultados encontrados verificamos que a remoção de coliformes totais e fecais não foi significativa, conforme esperado para sistemas anaeróbios (ANDRADE NETO et al., 1999; GONÇALVES et al., 2001). Assim, conforme descrito no item 2.9.3.1 o efluente do sistema reator UASB e filtro anaeróbio necessita de desinfecção para adequar-se aos padrões de lançamento exigidos pela legislação ambiental.

GRÁFICO 15 - CONCENTRAÇÕES DE COLIFORMES TOTAIS (NMP/100mL) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.

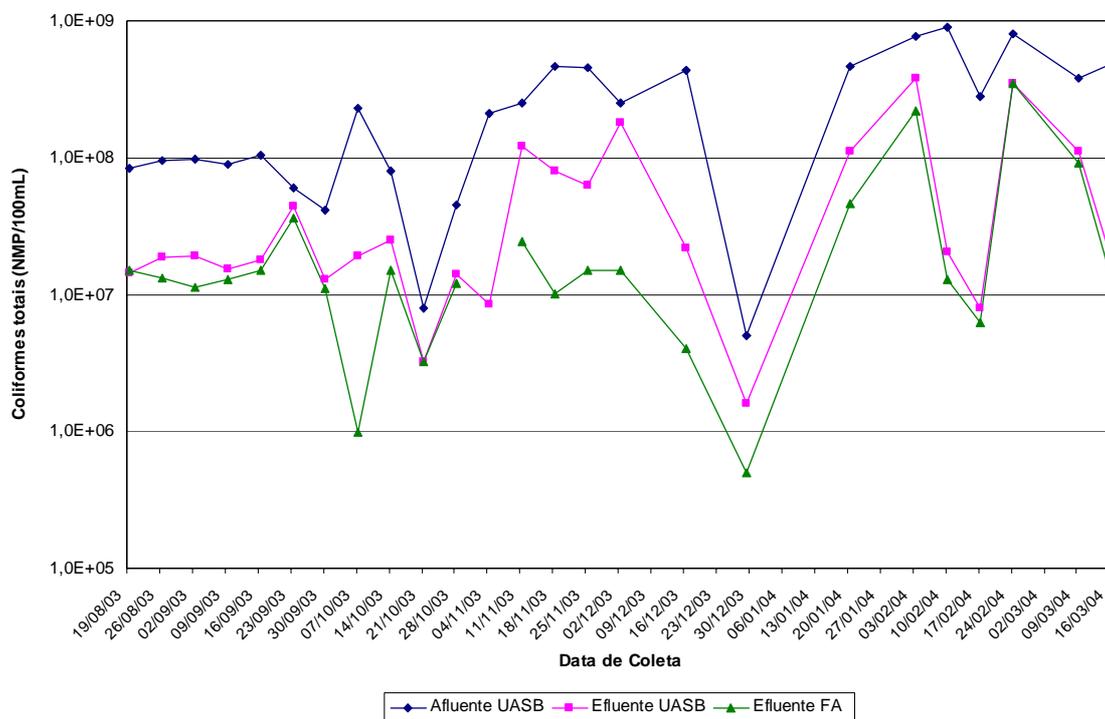


GRÁFICO 16 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COLIFORMES TOTAIS (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA.

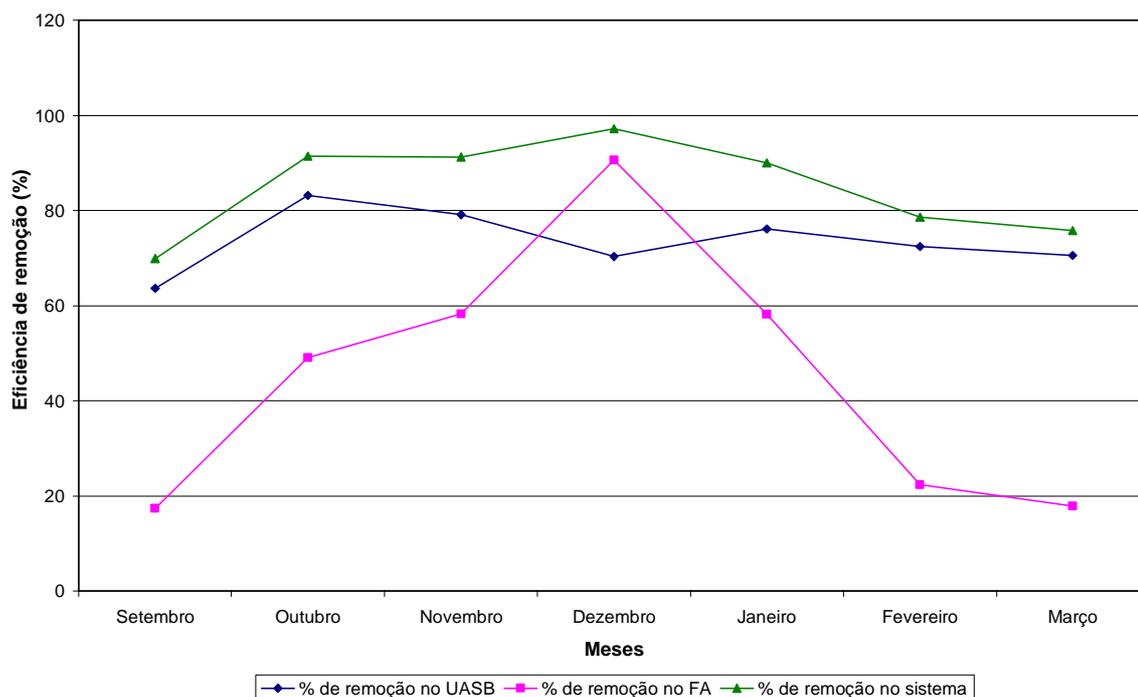


GRÁFICO 17 - CONCENTRAÇÕES DE COLIFORMES FECAIS (NMP/100mL) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.

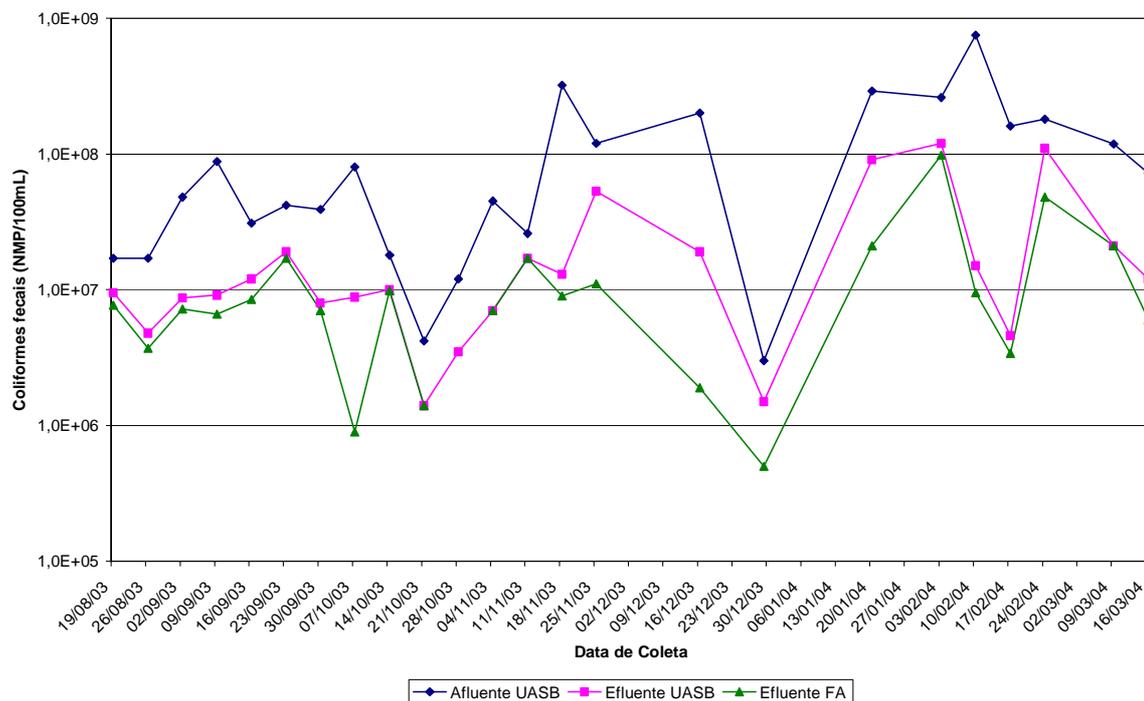
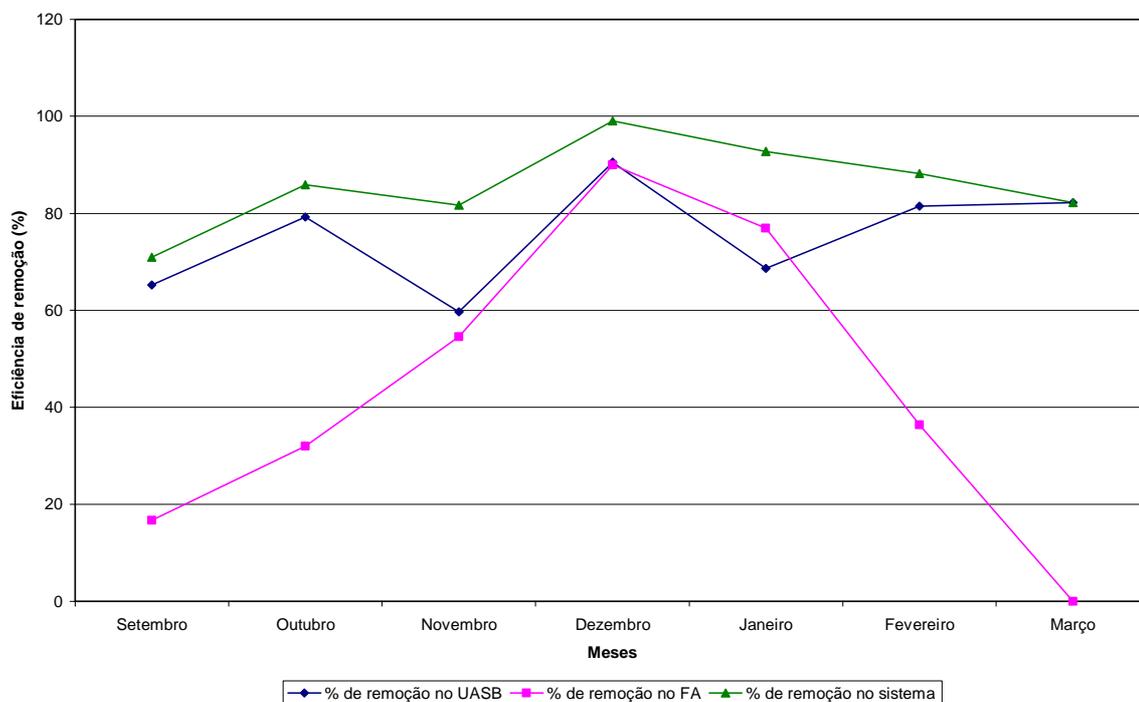


GRÁFICO 18 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COLIFORMES FECAIS (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA.



#### 4.2.4.8. Nutrientes

Como na maioria dos sistemas de tratamento anaeróbio, a redução de nitrogênio não é satisfatória, não atingindo os limites de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental.

As tabelas 3 a 5 apresentam os valores médios mensais e de nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal para o período da pesquisa. O gráfico 19 ilustra as concentrações de nitrogênio total Kjeldahl para todas as semanas da pesquisa.

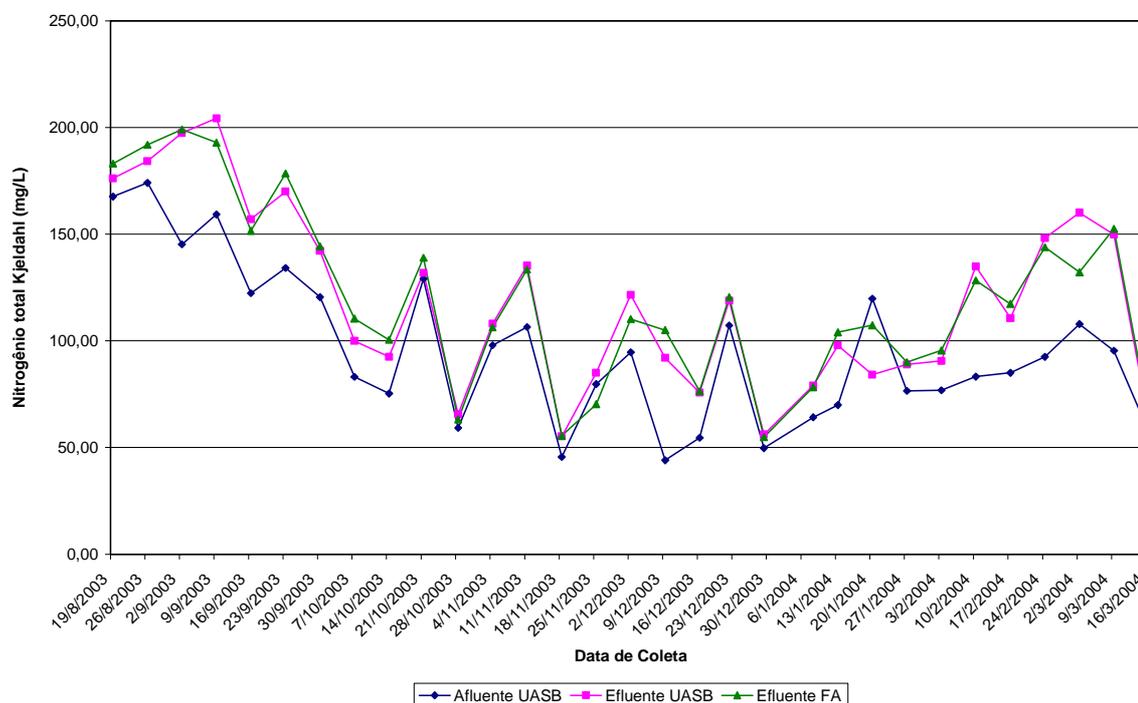
Conforme se pode observar, as concentrações médias de nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal no afluente ao sistema foram de  $93 \pm 22$  mg/L e  $44 \pm 12$  mg/L, respectivamente. As concentrações efluentes do reator UASB foram de  $115 \pm 30$  mg/L e  $57 \pm 14$  mg/L, para , as concentrações médias de nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal. O efluente do FA teve concentrações de  $115 \pm 29$  mg/L e  $55 \pm 13$  mg/L para os dois parâmetros citados.

Observando-se o quadro 4 do item 2.3, pode-se verificar que os valores encontrados para as concentrações de nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal, no esgoto bruto, estão bem acima das concentrações típicas, para esgoto doméstico, encontrados na literatura. Estas concentrações elevadas podem ser resultado de lançamento de esgoto de origem industrial na rede coletora.

Observa-se ainda, que grande parte dos valores efluentes supera os valores afluentes, demonstrando que não havia oxigênio nos reator UASB e no filtro anaeróbio para oxidar o nitrogênio, e que provavelmente houve hidrólise de proteínas gerando nitrogênio amoniacal, conforme destacado no item 2.9.2.1 da revisão bibliográfica.

Quanto ao nitrato, pode-se observar nas tabelas 3 a 5 que conforme esperado para um tratamento anaeróbio, as concentrações no efluente do reator UASB e do FA não tiveram aumento significativo em relação ao afluente. Este fato ocorre pela falta de oxigênio no sistema para oxidar a amônia a nitrito e este a nitrato.

GRÁFICO 19 -. CONCENTRAÇÕES DE NITROGÊNIO TOTAL KJELDAHL (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.



#### 4.2.4.9. Óleos e graxas

As tabelas 3 a 6 apresentam as médias mensais e totais das concentrações e remoções de óleos e graxas para o reator UASB e para o FA. Os gráficos 20 e 21 apresentam as concentrações e a eficiência de remoção média mensal.

As concentrações médias afluentes e efluentes do reator UASB foram de  $359 \pm 421$  mg/L e  $64 \pm 34$  mg/L, respectivamente. Resultando em remoção média de  $70 \pm 20$  %. A remoção média no FA foi de  $43 \pm 52$  %, com concentração média efluente de  $37 \pm 35$  mg/L. No sistema a remoção foi de  $83 \pm 14$  %.

Verifica-se no quadro 4 do item 2.3 que os valores encontrados na literatura para esgoto bruto doméstico, são bem inferiores aos encontrados no sistema em estudo. Este fato pode ser resultado de lançamento de esgoto industrial na rede coletora, ou ainda resultado do método de análise. Conforme comentado anteriormente, no método utilizado para quantificar óleos e graxas, estes são extraídos

da amostra através de contato íntimo com o solvente extrator (éter de petróleo), mas outras substâncias, solúveis em éter, podem ser retiradas juntamente com os óleos e graxas.

Apesar dos resultados serem considerados altos, verifica-se que o sistema apresentou uma grande capacidade para retenção de óleos e graxas.

GRÁFICO 20 - CONCENTRAÇÕES DE ÓLEOS E GRAXAS (mg/L) DO AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR UASB E DO EFLUENTE DO FA.

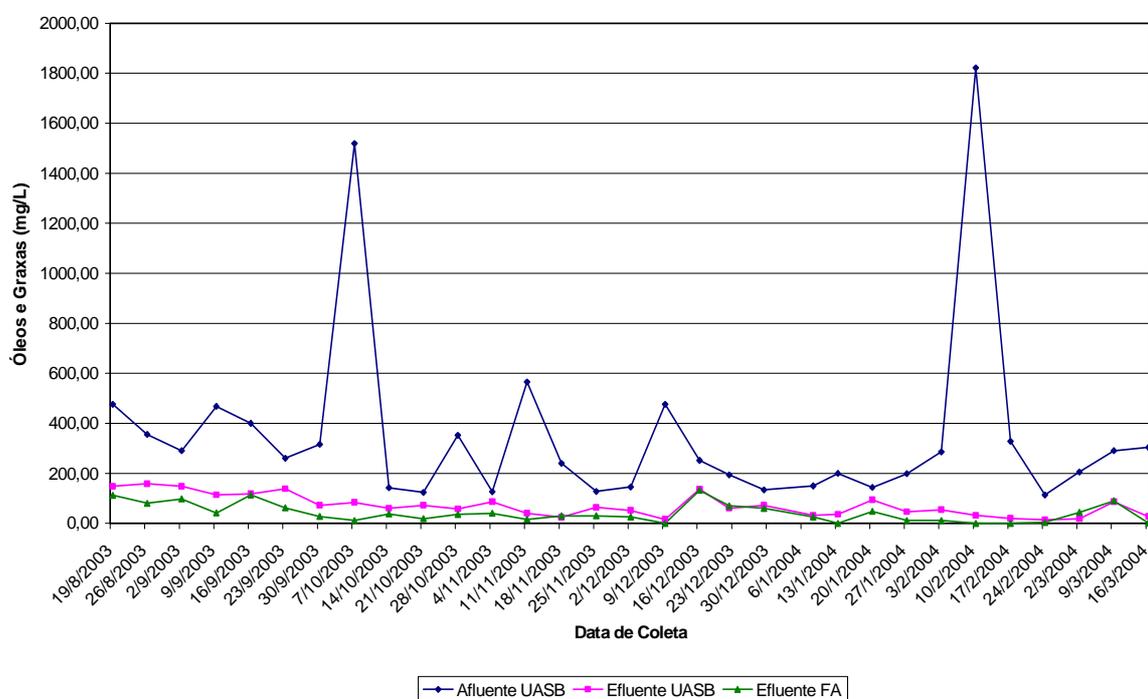
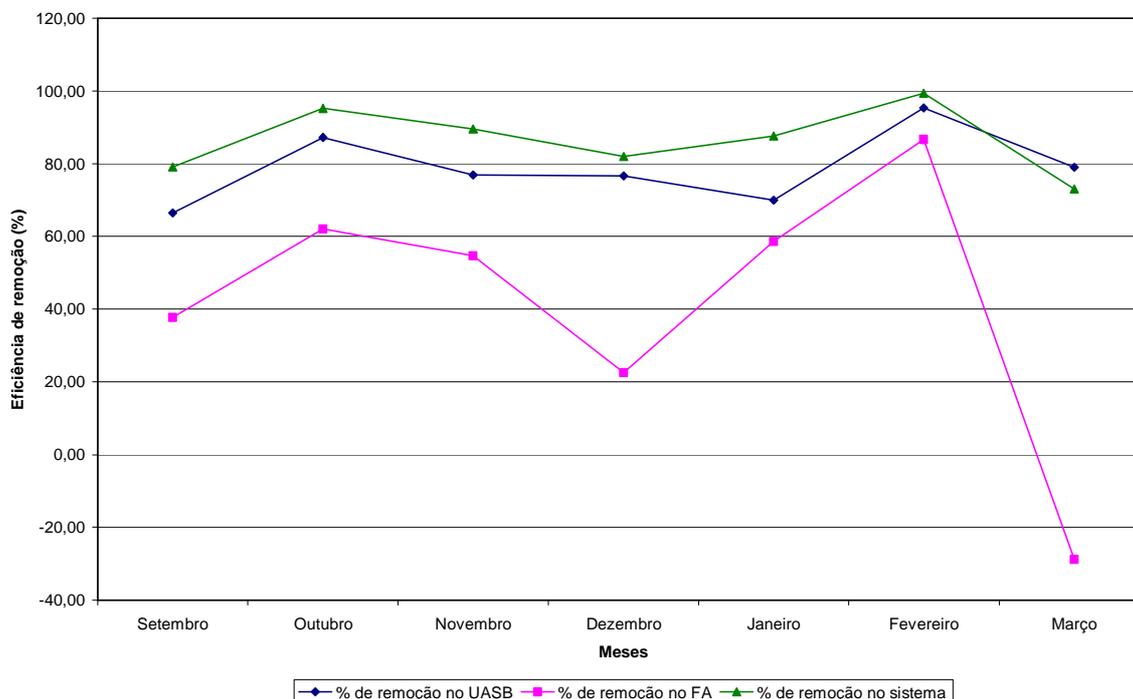


GRÁFICO 21 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE ÓLEOS E GRAXAS (%) NO REATOR UASB, NO FA E NO SISTEMA.



#### 4.2.5. Sobre as Relações Verificadas Entre as Variáveis

O objetivo deste item é discutir o comportamento da relação entre as variáveis, para cada um dos pontos analisados.

##### 4.2.5.1. $DQO_T$ e $DBO_T$ x temperatura

Nos gráficos 6 e 9, observa-se o aumento da eficiência de remoção de DQO total e de DBO total no reator UASB e no sistema nos meses de temperaturas mais elevadas, demonstrando maior atividade biológica com o aumento da temperatura. Pode-se verificar que para o filtro anaeróbio o aumento da temperatura não teve efeito tão significativo, sendo a eficiência de remoção mais afetada pela concentração afluenta. Assim, quando a concentração afluenta foi maior houve maior eficiência de remoção. Pode-se também verificar uma menor atividade biológica do FA e maior capacidade de filtração e adsorção, no período em que a concentração afluenta foi menor, já que a redução de DQO e DBO solúveis foram mínimas.

#### 4.2.5.2. Concentrações de $DQO_T$ e $DBO_T$ afluente x remoção de $DQO_T$ e $DBO_T$

Os gráficos 22 e 23 apresentam a eficiência de remoção de DQO e DBO totais no reator UASB e no FA para todas as semanas da pesquisa, sem tratamento estatístico. Observa-se que, de um modo geral, o FA respondeu com maiores percentuais de remoção nos intervalos onde a DQO e a DBO total afluente foram elevadas, como nas primeiras quatro semanas e em outros pontos de pico. Observa-se que nas semanas onde o reator UASB apresentou maior eficiência de remoção resultando em menor concentração de carga orgânica afluente ao FA, este apresentou menores valores de remoção. Assim, além de outros fatores como temperatura, tipo de esgoto e operação do sistema, a eficiência do FA depende também da concentração afluente. Quanto maior a carga orgânica afluente, maior a taxa de remoção. Este fato confirma a capacidade do FA em receber maior carga orgânica e que, até certo limite, o aumento dessa carga melhora a eficiência do FA.

GRÁFICO 22 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL (%) NO REATOR UASB E NO FA.

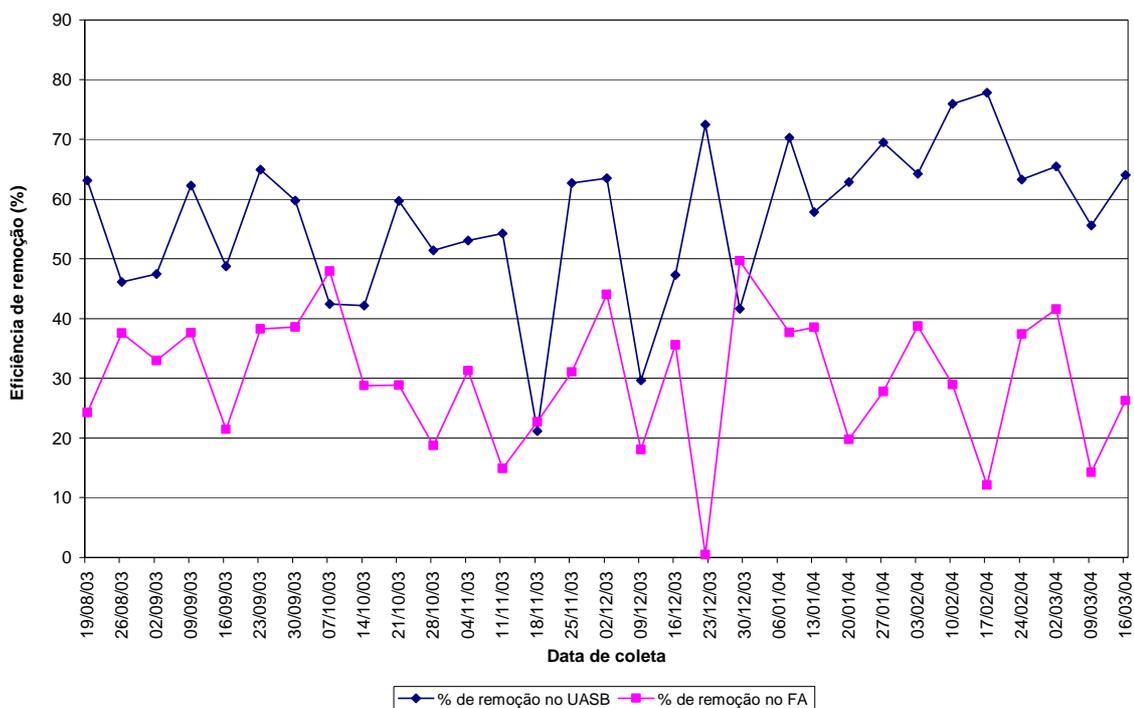
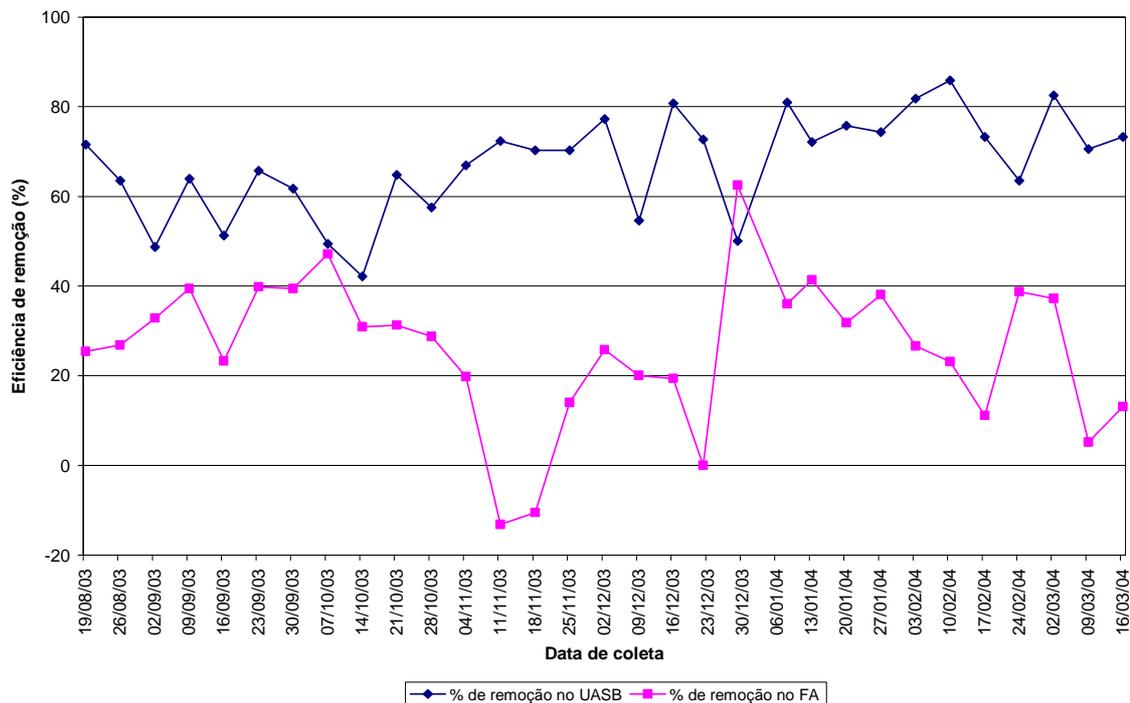


GRÁFICO 23 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DBO TOTAL (%) NO REATOR UASB, E NO FA.



#### 4.2.6. Aplicação de Modelos Cinéticos

O objetivo deste item é a determinação da velocidade de remoção do substrato  $k$  através da aplicação das equações descritas no item 2.6.3 para estimativa da concentração efluente de uma dada substância no FA. Com a constante  $k$  torna-se possível a determinação de uma equação que represente o sistema em estudo. Neste item, também é verificada qual equação, apresentada no item 2.9.3.3, mais se adapta para o sistema em estudo.

##### 4.2.6.1. Determinação da velocidade de remoção do substrato $k$

Considerando-se  $k$  como uma constante de primeira ordem, do item 2.6.3 tem-se a equação (3.2) para reator sob regime de mistura completa ideal em condições estacionárias e a equação (3.4) para reator sob regime de fluxo pistão ideal em condições estacionárias.

$$S_e = S_0 / (1 + k.t_h) \quad (3.2)$$

$$S_e = S_0 . e^{-k.t_h} \quad \text{ou} \quad \ln \frac{S_e}{S_0} = -k.t_h \quad (3.4)$$

Onde:

$S_e$  = concentração da DQO total efluente mg/L;

$S_0$  = concentração da DQO total afluyente em mg/L;

$k$  = constante da reação ou constante de remoção do substrato em dias<sup>-1</sup>; e

$t_h$  = tempo de detenção hidráulico calculado em relação ao volume útil total do FA de 453,95 m<sup>3</sup>.

A tabela 10 traz os valores encontrados para a constante  $k$  para regime de mistura completa e fluxo pistão. Os valores que se apresentaram fora da tendência geral do processo, média mais ou menos desvio padrão, não foram incluídos para aplicação do modelo.

Calculando-se a média dos resultados encontrados para a constante  $k$ , obtém-se os seguintes valores:

$k = 0,56 \text{ d}^{-1}$  para mistura completa e

$k = 0,46 \text{ d}^{-1}$  para fluxo pistão.

Verifica-se que os valores médios encontrados para a constante  $k$  são bem inferiores ao valor de  $2,0 \text{ d}^{-1}$  proposto por HENZE e HARREMÖES (1983), para culturas mistas aplicada a despejo bruto (quadro 7 do item 2.5.5. da revisão bibliográfica). Esta diferença significativa no valor da constante  $k$ , provavelmente deve-se à pequena atividade biológica no FA acarretada pela baixa concentração afluyente.

Os gráficos 24 e 25 apresentam as taxas de remoção do substrato para a mistura completa e fluxo pistão, respectivamente. Nestes gráficos observa-se que o coeficiente de regressão linear entre o  $t_h$  e  $(S_0 - S_e)/S_e$  para regime de mistura completa foi  $r^2 = 0,3713$ . Para o regime de fluxo pistão o coeficiente de regressão linear entre o  $t_h$  e  $\ln(S_0/S_e)$  foi  $r^2 = 0,3578$ . Como se pode observar não se obteve uma boa regressão para os dois regimes, desta forma não é possível concluir qual desses regimes mais explica o funcionamento do FA, operando como pós-tratamento de reatores anaeróbios.

TABELA 10 - CÁLCULO DA CONSTANTE  $k$  PARA MISTURA COMPLETA E FLUXO PISTÃO

Data	Q (L/s)	$t_h$ (dias)	$S_0$ (mg/L)	$S_e$ (mg/L)	$\ln S_0/S_e$	$(S_0 - S_e)/S_e$	$k$ ( $d^{-1}$ ) (m.completa)	$k$ ( $d^{-1}$ ) (fl.pistão)
16/09/03	6,48	0,81	364	286	0,24	0,27	0,34	0,30
23/09/03	5,68	0,93	225	139	0,48	0,62	0,67	0,52
30/09/03	5,04	1,04	293	180	0,49	0,63	0,60	0,47
14/10/03	7,52	0,70	306	218	0,34	0,40	0,58	0,49
21/10/03	6,00	0,88	291	207	0,34	0,41	0,46	0,39
28/10/03	9,19	0,57	203	165	0,21	0,23	0,40	0,36
04/11/03	6,88	0,76	272	187	0,37	0,45	0,60	0,49
25/11/03	7,76	0,68	209	144	0,37	0,45	0,67	0,55
16/12/03	7,44	0,71	253	163	0,44	0,55	0,78	0,62
13/01/04	5,52	0,95	179	110	0,49	0,63	0,66	0,51
20/01/04	6,08	0,86	243	195	0,22	0,25	0,28	0,25
27/01/04	9,36	0,56	151	109	0,33	0,39	0,69	0,58
10/02/04	5,36	0,98	200	142	0,34	0,41	0,42	0,35
24/02/04	4,92	1,07	211	132	0,47	0,60	0,56	0,44
02/03/04	5,16	1,02	279	163	0,54	0,71	0,70	0,53
Média	6,56	0,83	245	169	0,38	0,47	0,56	0,46

GRÁFICO 24 - TAXA DE REMOÇÃO DE SUBSTRATO - k CONSIDERANDO REGIME DE MISTURA COMPLETA IDEAL.

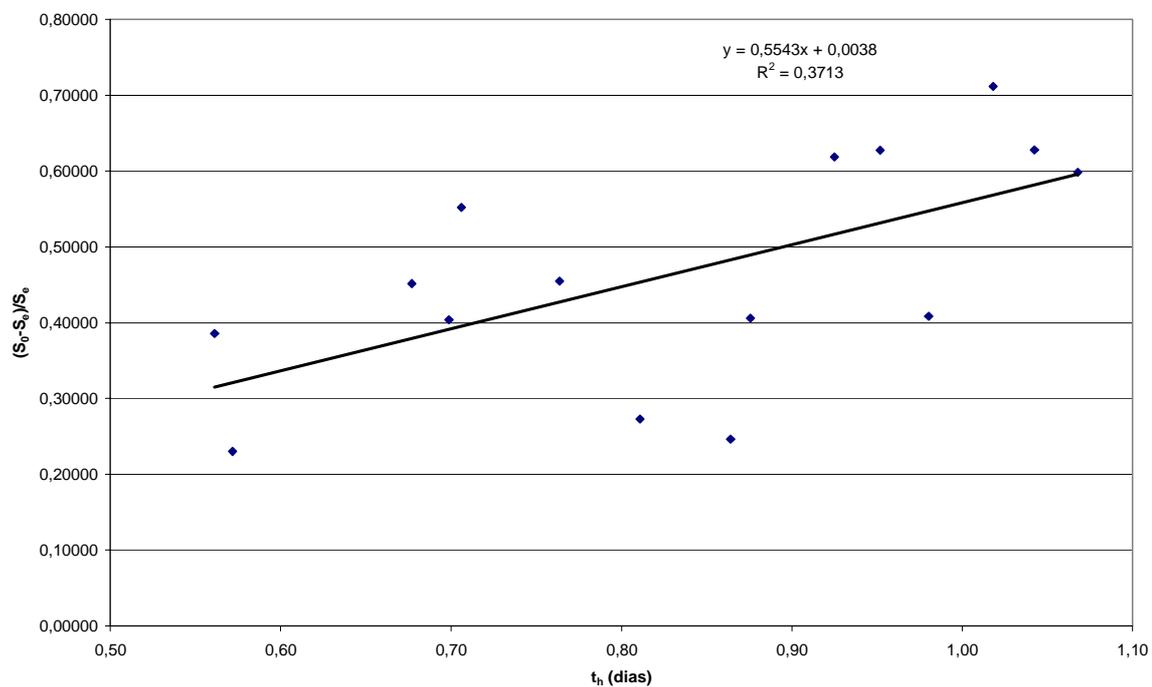
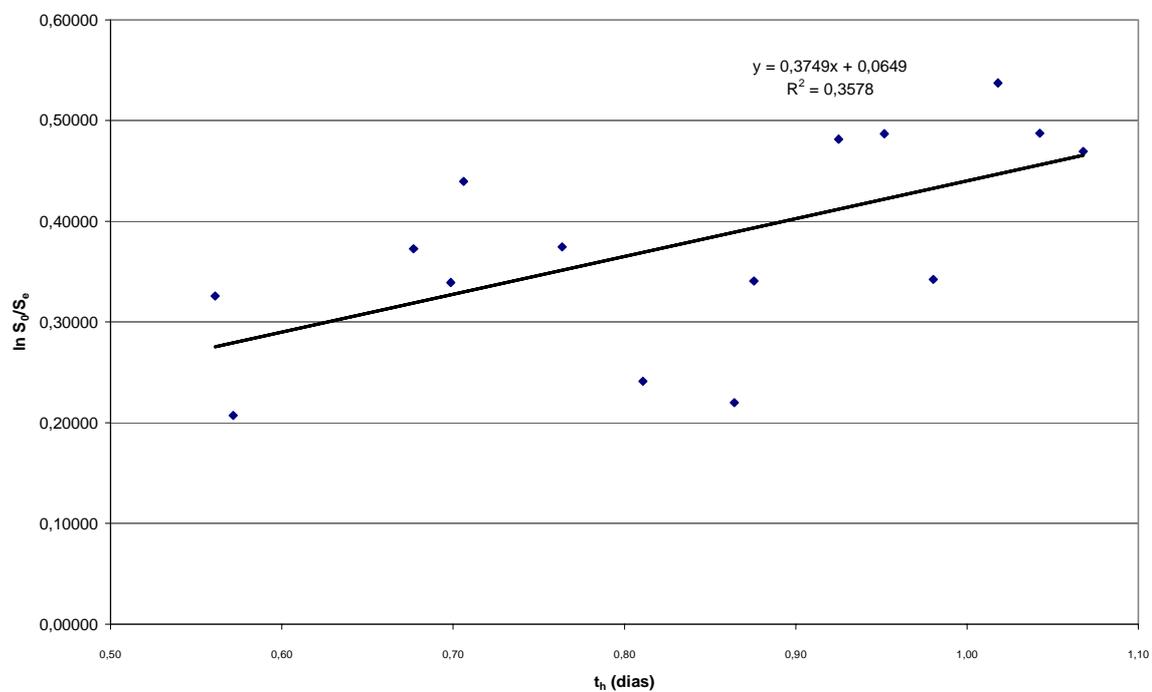


GRÁFICO 25 - TAXA DE REMOÇÃO DE SUBSTRATO - k CONSIDERANDO REGIME DE FLUXO PISTÃO IDEAL.



#### 4.2.6.2. Verificação das equações de dimensionamento

Através dos valores das concentrações de DQO total afluente e efluente ao FA, observados na tabela 10, calcula-se a eficiência real média do FA pela equação (2.7), conforme segue:

$$E = \frac{S_0 - S_e}{S_0} \cdot 100 \quad (2.7)$$

Da tabela 10, tem-se:

$$S_0 = 245,27 \text{ mgDQO}_t/\text{L}; \text{ e}$$

$$S_e = 169,33 \text{ mgDQO}_t/\text{L}.$$

Eficiência real do sistema em estudo,  $E = 31,00\%$ .

Conforme citado no item 2.9.3.3 as eficiências dos filtros anaeróbios podem ser estimadas através das relações de desempenho apresentadas nas equações descritas a seguir:

- Equação (6.5) proposta por YOUNG (1991):

$$E = 100(1 - S_k \cdot t_h^{-m}) \quad (6.5)$$

Da tabela 10, tem-se  $t_h = 0,83$  dia ou 19,92 horas;

$S_k$  = coeficiente do sistema, utilizado 0,87 conforme proposto por HAANDEL e LETTINGA (1994); e

$m$  = coeficiente do meio suporte, utilizado 0,50 conforme propostos por HAANDEL e LETTINGA (1994).

Assim, tem-se a eficiência calculada pela equação (6.5) de 83,42%.

- Equação (6.6) proposta por YOUNG (1990):

$$E = 1 - (t_h^{-0,4}) \quad (6.6)$$

Da tabela 10, tem-se  $t_h = 0,83$  dia ou 19,92 horas.

A eficiência calculada pela equação (6.6) é = 73,45%.

- Equação (6.7) proposta por FROSTELL (1979):

$$E = 100 \left( 1 - \left( \frac{1}{1 + kt_h} \right) \right) \quad (6.7)$$

Da tabela 10, tem-se:

$k = 0,56 \text{ d}^{-1}$  , para reator sob regime de mistura completa;

$k = 0,46 \text{ d}^{-1}$  , para reator sob regime de fluxo pistão; e

$t_h = 0,83$  dia ou 19,92 horas.

A eficiência calculada pela equação (6.7) é = 31,85% para reator sob regime de mistura completa e 27,59% para reator sob regime de fluxo pistão.

- Equação (6.8) proposta por YOUNG e MACCARTY (1968):

$$E = 100 \left( 1 - \frac{e}{t_h} \right) \quad (6.8)$$

Da tabela 10, tem-se  $t_h = 0,83$  dia ou 19,92 horas; e

Utilizando a DQO como uma aproximação da DBO última e o coeficiente  $e = 0,4$ , para temperatura de 20 °C (KOBAYASHI et al. 1983).

A eficiência calculada pela equação (6.8) é = 80,02%

Na tabela 11, tem-se um resumo da eficiência real média do FA em estudo calculada pela equação (2.7) e as eficiências calculadas pelas equações descritas no item 2.9.3.3, apresentadas na literatura.

Observa-se que a equação (6.7) proposta por FROSTELL (1979) utilizando  $k$  para mistura completa, resultou em uma eficiência muito próxima à real. As demais equações, encontradas na literatura para a eficiência do FA, apresentaram resultados muito mais elevados que o resultado encontrado na prática para a eficiência real. Assim, estas equações não são adequadas para o dimensionamento do FA em estudo, por tratar-se de um sistema que recebe o afluente com um tratamento prévio em um reator UASB, ou seja com baixa concentração de carga orgânica (carga orgânica volumétrica média afluente ao FA,  $COV = 0,06 \text{ kgDBO}_{\text{total}}/\text{m}^3.\text{dia}$ ). As equações encontradas na literatura são para afluentes sem tratamento prévio, ou seja com concentrações de matéria orgânica mais elevadas.

TABELA 11 - CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DO FA

Equação	Referência	Eficiência em %
$E = \frac{S_0 - S_e}{S_0} \cdot 100$ (3.8)	-	31,00
$E = 100(1 - S_k \cdot t_h^{-m})$ (6.5)	YOUNG (1991)	83,42
$E = 1 - (t_h^{-0,4})$ (6.6)	YOUNG (1990)	73,45
$E = 100(1 - (\frac{1}{1 + kt_h}))$ (6.7)	FROSTELL (1979)	31,85 (utilizando $k$ para mistura completa)
$E = 100(1 - (\frac{1}{1 + kt_h}))$ (6.7)	FROSTELL (1979)	27,59 (utilizando $k$ para fluxo pistão)
$E = 100 \left( 1 - \frac{e}{t_h} \right)$ (6.8)	YOUNG & MCCARTY (1968)	80,02

## 5. CONCLUSÕES

Em relação aos parâmetros avaliados, algumas conclusões podem ser tiradas:

- Pela análise dos resultados de pH, o qual permaneceu 7,03 em média, e da relação ácidos graxos voláteis/alcalinidade total abaixo de 0,3, pode-se constatar que o sistema operou em condições estáveis, apresentando boa capacidade de tamponamento.
- DQO e DBO total: Os resultados obtidos neste estudo demonstram que o filtro anaeróbico de fluxo ascendente promove uma remoção complementar de DQO e DBO total de efluentes de reatores UASB na ordem de 29,42 e 25,89%, respectivamente.
- Nitrogênio total Kjeldahl e Nitrato: como já esperado, para sistemas de tratamento anaeróbico, a redução de nitrogênio não foi satisfatória, não atingindo os limites de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental. Quanto ao nitrato, o processo anaeróbico não pode promover a nitrificação, uma vez que a mesma é um processo aeróbico.
- Nitrogênio amoniacal: ocorreu liberação de nitrogênio amoniacal em grande parte do período de pesquisa.
- Coliformes totais e fecais: A eficiência de remoção de coliformes totais e fecais no sistema UASB/FA não foi significativa, resultando em 81% e 76% respectivamente, com concentrações mínimas efluentes de  $9,8E+05$  para coliformes totais e  $9,0E+05$  para coliformes fecais. Assim, o efluente do sistema reator UASB e filtro anaeróbico necessita de desinfecção para adequar-se aos padrões de lançamento exigidos pela legislação ambiental.
- SST: Verificou-se que o filtro anaeróbico é responsável por um polimento complementar na remoção de SST, na média de 37% com concentração efluente média de 80 mg/L. Porém, a concentração média encontrada está acima dos resultados citados na literatura para remoção de SST (concentração efluente entre 20 e 40 mg/L).

- Não foi possível concluir qual regime hidráulico melhor explica o funcionamento do FA, operando como pós-tratamento de reatores anaeróbios.
- A equação proposta por FROSTELL (1979), para cálculo da eficiência do FA utilizando  $k$  para mistura completa igual a  $0,56 \text{ d}^{-1}$  e considerando o volume útil total do FA, resultou em 31,85%, sendo a que mais se aproximou do resultado da eficiência real de 31%, em termos de DQO total.
- A relação  $\text{DBO}_5/\text{DQO}$  do esgoto bruto indicou mudanças na qualidade do mesmo durante o período de pesquisa, demonstrando possível existência de afluentes com características de esgoto não doméstico sendo lançado na rede coletora.
- Através da verificação dos parâmetros e critérios de dimensionamento, concluiu-se que o FA em estudo está superdimensionado. No entanto observou-se que apesar do FA apresentar volume ocioso, o mesmo tem eficiência de remoção de DBO total de apenas 26%, valor significativamente abaixo dos 50% esperados de projeto e abaixo do encontrado por ALEM SOBRINHO e SAID (1991). Aliado a esse fato, verificou-se que o FA apresentou melhor desempenho de remoção de matéria orgânica quando a concentração de DQO e DBO apresentava valores elevados no afluente.
- Observando-se os resultados encontrados no FA para a concentração média de DQO filtrada afluente de  $106 \pm 28 \text{ mg/L}$  e efluente de  $99 \pm 30 \text{ mg/L}$ , e concentração média de DQO total de  $237 \pm 63 \text{ mg/L}$  afluente e  $167 \pm 53 \text{ mg/L}$  efluente, verificou-se que, apesar do FA também remover matéria orgânica solubilizada por via bioquímica, houve predominância dos mecanismos de adsorção e filtração.

## 6. RECOMENDAÇÕES

- Avaliar as concentrações de óleos e graxas pelo método estabelecido pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater – 20ª edição (AWWA/APHA/WEF, 1998).
- Monitorar outros sistemas UASB/FA, em diversas regiões do estado, para estimar parâmetros de projeto mais confiáveis e adequados à realidade.
- Calcular a constante  $k$  para reator sob regime de fluxo disperso.
- Rever os critérios e parâmetros de projetos dos FA para verificar a possibilidade de reduzir o volume dos mesmos.
- Testar outros materiais de recheio para o FA com maior porosidade e maior área superficial específica.
- Tendo em vista as limitações intrínsecas dos processos anaeróbios em atender a legislação ambiental quanto à remoção de nutrientes e coliformes, estudar outros sistemas de pós-tratamento.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALEM SOBRINHO, P.; SAID, M. A. Proposições para alterações do método de dimensionamento do filtro anaeróbico proposto pela NBR 7229 – ABNT. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.16, 1991, v. 2., tomo 1, p. 202-224.1991, **Anais**.Goiânia - Goias.

AISSE, M. M. **Sistemas econômicos de tratamento de esgotos sanitários**. Rio de Janeiro: ABES, 2000.

ANDRADE NETO, C. O. **Sistemas simples para tratamento de esgotos sanitários. Experiência brasileira**. Rio de Janeiro: ABES, 1997, 301p.

ANDRADE NETO, C. O.; CAMPOS, J. R. Introdução. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbico e disposição controlada no solo**. [s.l.: s.n.], 1999. p.1-28.

ANDRADE NETO, C. O.; CAMPOS, J. R.; ALEM SOBRINHO, P.; CHERNICHARO, C. A. L.; NOUR, E. A. Filtros anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbico e disposição controlada no solo**. [s.l.: s.n.], 1999. p.139-154.

ANDRADE NETO, C. O.; HAANDEL, A. V.; MELO, H. N. S. Uso de Filtro anaeróbico para pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios no Brasil. In: ENCONTRO NACIONAL DE SANEAMENTO BÁSICO, 10. E SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SILUBESA, nº.10, 2002, Universidade do Minho - Braga, Portugal. **Anais eletrônicos**.

ANDRADE NETO, C. O.; MELO, H. N. S.; PEREIRA, M. G.; LUCAS FILHO, M. **Filtros Anaeróbios com enchimento de diferentes materiais**. In: **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos**. CHERNICHARO, C. A. L. (Coordenador). Belo Horizonte, Projeto Prosab, 2000, 220.

ANDRADE NETO, C. O.; MELO, H. N. S.; LUCAS FILHO, M. Análise comparativa de filtros anaeróbios com fluxo ascendente e fluxo descendente afogado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL – ABES, n.21, 2001, João Pessoa – Paraíba. **Anais eletrônicos**.

ANDRADE NETO, C. O.; MELO, H. N. S.; LUCAS FILHO, M. Variações das concentrações de matéria orgânica em um sistema decanto-digestor e filtros anaeróbios. In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL - AIDIS, n.27, 2000, Porto Alegre. **Anais eletrônico**. Porto Alegre: 2000.

ANDRADE NETO, C. O.; MELO FILHO, C. P.; OLIVEIRA, F. K. D.; MELO, H. N. S.; PEREIRA, M. G. Hidroponia forrageira com efluente de filtro anaeróbio. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.22, 2003, Joinville – Santa Catarina. **Anais eletrônicos**.

ANDRADE NETO, C. O.; PEREIRA, M. G.; SANTOS, H. R.; MELO, H. N. S. Filtros anaeróbios de fluxo descendente afogados, com diferentes enchimentos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.º.20, 1999, Rio de Janeiro - Rio de Janeiro. **Anais eletrônicos**.

ARCEIVALA, S. J. **Wastewater treatment and disposal**. New York: Marcel Dekker, 1981.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 7229**: construção e instalação de fossas sépticas e disposição dos efluentes finais. Rio de Janeiro,1982.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 7229**: construção e instalação de fossas sépticas e disposição dos efluentes finais. Rio de Janeiro,1993.

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.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 9898**: preservação e técnicas de amostragem de efluentes líquidos e corpos receptores. Rio de Janeiro,1997.

AWWA/APHA/WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 20th edition, 1998. Washington.

BITTON, G. **Wastewater Microbiology**. New York: John Wiley Inc. Publication, 1999.

BONA, A.; JÜRGENSEN, D.; GARBOSSA, L. H. P.; LOBATO, M. B.; AISSE, M. M.; ALEM SOBRINHO, P. Avaliação do sistema Ralf e filtro biológico para o tratamento de esgoto sanitário. Revista Sanare, v.18, n.18., p.36-45, Jul/Dez.2002.

BONIFÁCIO, S. N. Estação de tratamento de esgoto – ETE em ferrocimento composta de reator anaeróbio de fluxo ascendente, filtro anaeróbio e leito de secagem. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.21, 2001, João Pessoa – Paraíba. **Anais eletrônicos**.

BRANCO, S. M. **Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária**. 3. ed. São Paulo: CETESB, 1986.

CAMARGO, S. A. R.; NOUR, E. A. A. Tratamento de esgoto sanitário por filtro anaeróbio utilizando o bambu como meio suporte: partida do sistema. In: IX SIMPOSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Porto Seguro, BH, Brasil. **Anais eletrônicos, 2000.**

CAMARGO, S. A. R.; NOUR, E. A. A.; CORAUCCI FILHO, B.; BROLLEZE, S. T. Desempenho de um filtro anaeróbio com enchimento de bambu para tratamento de esgotos sanitários à diferentes tempos de detenção hidráulico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.21, 2001, João Pessoa – Paraíba. **Anais eletrônicos.**

CAMPOS, J. R.; DIAS, H. G. Potencialidade do filtro anaeróbio. **Revista DAE**, São Paulo, v. 49, n. 154, p. 29-33, jan./mar. 1989.

CAMPOS, J. R.; PEREIRA, J. A. R. Reator anaeróbio de leito expandido/fluidificado. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** [s.l.: s.n.], 1999. p.199-219.

CARVALHO, E. H.; POVINELLI, J. Filtros biológicos anaeróbios: revisão de literatura, projeto e desenvolvimento. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, AIDIS, 25., v.1, tomo 1. **Anais.**1996. p. 358-365.

CASSEB, M. M. S.; CHERNICHARO, C. A. L. Avaliação do desempenho de um sistema UASB/filtro anaeróbio operando em regime hidráulico transiente. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n. 19, 1997, Foz do Iguaçu - Paraná. **Anais eletrônicos.**

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios.** v. 5. Belo Horizonte: SEGRAC,1997.

CHERNICHARO, C. A. L. ; HAANDEL, A. V. ; AISSE, M. M. ; CAVALCANTI, P. F. F. Reatores anaeróbios de manta de lodo. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** [s.l.: s.n.], 1999. p.155-198.

CHERNICHARO, C. A. L. ; HAANDEL, A. V. ; CAVALCANTI, P. F. F. Controle operacional de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** [s.l.: s.n.], 1999. p.221-247.

CHERNICHARO, C. A. L. ; HAANDEL, A. V. ; FORESTI, E. ; CYBIS, L. F. Introdução. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.** Belo Horizonte: [s.n.], 2001. p.19-34.

CHIANG, C. F.; DAGUE, R. R. Effects of reactor configuration and biomass activity on performance of upflow static media anaerobic reactors. **Water Environment Research**, v. 64, n.º. 02, março/ abril 1992.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. Resolução n.º. 20 de 18 de junho de 1986. Classificação de corpos d'água. Relator: Deni L. Schwartz. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasília, 23 jan. 1990.

COUTO, L. C. C.; FIGUEIREDO, R. F. Filtro anaeróbico com bambu para tratamento de esgotos domésticos. **Ingenieria Sanitária**, AIDIS, v. XLVII, n. 1, p. 77-81, jan./mar. 1993

DALTRO FILHO, J.; POVINELLI, J. Avaliação do efeito da altura da camada suporte de filtros anaeróbios piloto, no tratamento de esgoto sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.15, 1989, Belém. **Anais**. Tomo I, p. 226-240.

DANTAS, M. A. R.; MELO, H. N. S.; ANDRADE NETO, C. O.; Aplicação de traçadores em filtros anaeróbios para avaliação das características hidrodinâmicas. In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL - AIDIS, n.27, 2000, Porto Alegre. **Anais eletrônico**. Porto Alegre: 2000.

DROSTE, R. L. **Theory and practice of water and wastewater treatment**. 2.º. ed. New York: John Wiley & Sons, Inc, 1997.

ELMITWALLI, T. A.; OAHN, K. L. T.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/anaerobic hybrid system at low temperature. **Water Research**, 36, pp. 2225-2232, 2002.

ELMITWALLI, T. A.; VAN DUM, M.; BRUNING, H.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The role of filter media in removing suspended and colloidal particles in anaerobic reactor treating domestic sewage. **Bioresource Technology**, 72, pp. 235-242, 2000.

FORESTI, E. Tratamento Biológico de Resíduos Orgânicos Líquidos VI. IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas, **CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental**. São Paulo, 1989.

FORESTI, E.; DI BERNARDO, L.; CAMPOS, J. R. Filtro anaeróbico piloto para tratamento das águas residuárias de uma indústria de conservas de carnes. In: XVI CONGRESSO INTERNACIONAL DE ENGENHARIA SANITÁRIA, 1978, Santo Domingo, República Dominicana.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; HAANDEL, A. V.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. Fundamentos do tratamento anaeróbico. In: CAMPOS, J. R. (Coord.).

**Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** [s.l.: s.n.], 1999. p.29-52.

FORSTER, C. F. Anaerobic up flow sludge blanket reactors: aspects of their microbiology and their chemistry. **Journal of Biotechnology**, 17 (1991), 221-232.

GOMES, C. S. Controle operacional de um reator anaeróbio de lodo fluidizado RALF-UASB (fluxo ascendente em manta de lodo) para tratamento de esgoto doméstico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.15, 1989, Belém. **Anais**. Tomo I, p. 405-417.

GOMES, C. S. Tratamento anaeróbio de esgoto sanitário – proposição baseada em 8 anos de experiência e utilização pela SANEPAR. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.15, 1989, Belém. **Anais**. Tomo I, p. 155-168..

GONÇALVES, R. F. et al. **Desinfecção de Efluentes Sanitários**. Rio de Janeiro - RJ: ABES, RiMa, Projeto Prosab, 2003, 438p.

GONÇALVES, R. F.; CHERNICHARO, C. A. L. ; ANDRADE NETO, C. O. ; ALEM SOBRINHO, P. ; KATO, M. T. ; RIBEIRO DA COSTA, R. H. ; AISSE, M. M. ; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: [s.n.], 2001. p.171-278.

GUIMARÃES, P.; ANDRADE NETO, C. O.; MELO, H. N. S. Sistema compacto decanto-digestor e filtros anaeróbios ascendente e ascendente. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.20, 1999, Rio de Janeiro - Rio de Janeiro. **Anais eletrônicos**.

GUJER, W.; ZEHNDER, A. J. B. Conversion processes in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, Grã-Bretanha, v. 15, p.127-167, 1983.

HAANDEL, A. V.; CATUNDA, P. F. C.; OLIVEIRA, M. G.; SOUZA, J. T. Influência do tempo de permanência sobre o desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL-ABES, n.17, 1993, Foz do Iguaçu (ver local). **Anais**. Tomo I, p.497-512.

HAANDEL, A. V.; CAVALCANTI, P. F. F.; SOUSA, F. P. Efeito da proporção área/profundidade sobre o desempenho de um reator UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.20, 1999, Rio de Janeiro - Rio de Janeiro. **Anais eletrônicos**.

HAANDEL, A. V., LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos - um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Guerreiro e Catunda, 1994.

HENZE, M.; HARREMOËS, P. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors – a literature review. **Wat. Sci. Tech.** v. 15, pp. 1-101,1983.

KAMIYAMA, H. Revisão e aperfeiçoamento do sistema tanque séptico-filtro anaeróbio para tratamento de esgoto sanitário (parte I e II). **Revista DAE - SABESP**, São Paulo, n. 169, p. 1-17, jan/fev. 1993.

KATO, M. T.; ANDRADE NETO, C. O.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Configuração de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. [s.l.: s.n.], 1999. p.53-99.

KENNEDY, K. J.; DROSTE, R. L. Anaerobic fixed-film reactors treating carbohydrate wastewater. **Water Res.**, v. 20, n. 06, pp. 685-695,1986.

KOBAYASHI, H. A.; STENSTROM, M. K.; MAH, R. A. **Treatment of low strength domestic wastewater using the anaerobic filter**. **Water Res.**, v. 17, n. 08, pp. 903-909 1983.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L. W. Basic aspects of anaerobic wastewater treatment technology. In: INTERNATIONAL COURSE ON ANAEROBIC TREATMENT, 1995, Wageningen. **Trabalho apresentado em curso**. Wageningen: Wageningen Agricultural University/ IHE Delft Wageningen, 17-28 jul 1995.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L.W. UASB - **Process design for various types of wastewater**. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.

MACHADO, R. M. G; CHERNICHARO, C. A. L. Avaliação do desempenho de filtros anaeróbios utilizados para o polimento de efluentes de um reator UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.19, 1997, Foz do Iguaçu - Paraná. **Anais eletrônicos**.

MELO, H. N. S.; MOURA, L. R. B.; ANDRADE NETO, C. O.; OLIVEIRA, F. K. D. Uso de esgoto doméstico tratado em filtros anaeróbios como fonte de macro e micronutrientes para cultivos hidropônicos. In: ENCONTRO NACIONAL DE SANEAMENTO BÁSICO, 10. E SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SILUBESA,10., 2002, Braga. **Anais eletrônicos**: Universidade do Minho - Braga, Portugal: 2002.

METCALF; EDDY. **Wastewater engineering treatment disposal reuse**. 3°. ed. New York: McGraw-Hill, 1991.

METCALF; EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4°. ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

O Saneamento no Brasil do Ano 2000 – Pesquisa Nacional de Saneamento Básico. **Revista Brasileira de Saneamento e Meio Ambiente - BIO**, Brasil. Ano XI nº 22, p.20-34, abril / junho. 2002.

PASSIG, F. H; BLUNDI, C. E. **Filtro anaeróbio de fluxo ascendente: uma nova concepção**. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.19, 1997, Foz do Iguaçu - Paraná. Anais eletrônicos.

PAULA JUNIOR, D. R.; FORESTI, E. Resposta de um reator UASB ao aumento progressivo na concentração de DQO do afluente. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL-ABES, n.17, 1993, Foz do Iguaçu (ver local). **Anais**. Tomo I, p.743-761.

PAWLOWSKY, U. Reaproveitamento e tratamento de resíduos industriais. Notas de aula, 2001.

PELCZAR JR, M. J.; CHAN, E. C. S.; KRIEG, N. R. **Microbiologia: conceitos e aplicações**. São Paulo, v.1, 2. ed.: MAKRON BOOKS, 1996.

PELCZAR JR, M. J.; CHAN, E. C. S.; KRIEG, N. R. **Microbiologia: conceitos e aplicações**. São Paulo, v.2, 2. ed.: MAKRON BOOKS, 1996.

RODA, L. S.; PAWLOWSKY, U.; PATZA, M. G. B. Filtro anaeróbio para tratamento de despejos de laticínios. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL- ABES, n.13, 1985, Maceió, Alagoas. **Anais**. Tomo I, p. 155-168.

SANEPAR. **Projeto de Engenharia do Sistema de Esgoto Sanitário de Imbituva/PR**. Gerência de Projetos, março 1998.

SANEPAR. **Projeto de Engenharia do Sistema de Esgoto Sanitário de Colombo - Sede/PR**. Gerência de Projetos, 1999.

SANEPAR. **Relatórios Operacionais**. Unidade de Serviço de Operação de Esgoto, 2003.

SEDU – Secretaria de Estado do Desenvolvimento Urbano – Serviço Social Autônomo PARANACIDADE. **Dados Gerais dos Municípios do Centro Sul do Paraná**. Disponível em: <[http://www.paranacidade.org.br/municipios/dados\\_gerais.php?id\\_municipio=146](http://www.paranacidade.org.br/municipios/dados_gerais.php?id_municipio=146)> Acesso em: 17 nov. 2003.

SILVA, S. A.; MARA, D. D. **Tratamento biológico de águas residuárias: lagoas de estabilização**. Rio de Janeiro - RJ: ABES, 1979, 140p.

SOUZA, L. S.; CHERNICHARO, C. A. L. Comparação de desempenho de um sistema UASB/filtro anaeróbio operando em regimes hidráulicos transiente e permanente. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - ABES, n.20, 1999, Rio de Janeiro - Rio de Janeiro. **Anais eletrônicos**.

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial waste treatment**. Environment Science and Technology, Philadelphia, v. 17, n. 9, p. 416A-427A, 1983.

SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte, v. 2, 2. ed.: SEGRAC, 1996, 211 p.

SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Belo Horizonte, v.1, 2. ed.: SEGRAC, 1996, 243 p.

SPERLING, M. Coliformes e pH – médias aritméticas, médias geométricas e medianas. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios: aspectos metodológicos**. Belo Horizonte: [s.n.], 2001. p.43-50.

SWITZENBAUM, M. **Anaerobic fixed film wastewater treatment**. Enzyme Microb. Technol., Massachusetts- USA, v. 5, p. 242-250, 1983.

TCHOBANOGLIOUS, G; SCHROEDER, E. D. **Water quality characteristics, modeling modification**. Addison: Wesley, Reading, 1985.

VALENTIM, M. A. A. **Desempenho de Leitos Cultivados (“Constructed Wetland”) para Tratamento de Esgoto**: Contribuições para concepção e operação. Campinas, 2003. Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas.

VIEIRA, S. M. M.; SOBRINHO, P. A. Resultados de operação e recomendações para o projeto de sistema de decanto-digestor e filtro anaeróbio para o tratamento de esgoto sanitário. **Revista DAE - SABESP**, São Paulo, n. 135, p. 51-57, dez. 1983.

VISSER, A. **Anaerobic treatment of sulphate containing wastewater**. In: INTERNATIONAL COURSE ON ANAEROBIC TREATMENT, 1995, Wageningen. **Trabalho apresentado em curso...** Wageningen: Wageningen Agricultural University/ IHE Delft Wageningen, 17-28 jul 1995.

VISSER, A.; GAO, Y.; LETTINGA, G. Effects of short-term temperature increases on the mesophilic anaerobic breakdown of sulfate containing synthetic wastewater. **Water Res.**, Grã-bretanha, v. 27, n. 4, p. 541-550, 1993.

YOUNG, H. W.; YOUNG, J. C. (1988), Hydraulic characteristics of upflow anaerobic filters. **Journal of Environment Engineering**, v. 114, n. 03, junho 1988.

APÊNDICE A  
TEMPERATURAS MÍNIMAS, MÉDIAS E MÁXIMAS DO ESGOTO E DO AR

DATA DA COLETA	TEMPERATURA (°C)											
	ESGOTO									AR		
	Afluente UASB			Efluente UASB			Efluente FA					
	Mínima	Média	máxima	Mínima	Média	máxima	Mínima	Média	máxima	Mínima	Média	máxima
19/08/2003	15	17,96	20	16	17,84	20	11	16,96	21	3	12,16	26
25/08/2003	13	16,84	19	13	17	19	10	15,56	19	1	9,36	18
01/09/2003	14	16,36	18	15	16,48	18	12	15,52	19	7	13,08	20
08/09/2003	17	18,16	20	17	18,24	19	17	18,2	21	16	18,16	22
15/09/2003	16	17,64	19	17	17,6	19	16	17,48	21	14	16,68	21
22/09/2003	17	19,04	21	18	18,84	21	16	18,4	22	11	19,28	30
29/09/2003	17	18,68	20	18	18,76	20	17	18,68	22	10	16,68	22
06/10/2003	19	19,64	21	19	19,76	20	19	19,84	22	16	18,96	23
13/10/2003	17	18,8	20	18	18,72	20	17	18,96	22	10	14,88	21
20/10/2003	19	19,6	20	19	19,8	20	18	19,28	20	14	17,44	22
27/10/2003	18	19,24	20	19	19,14	20	18	18,71	20	14	16,33	19
03/11/2003	18	19,24	21	18	19	20	16	18,88	22	7	14,28	20
10/11/2003	20	21,48	24	20	21,56	23	19	22,08	26	17	23,84	32
17/11/2003	20	21,08	22	20	21	22	20	21,13	23	20	21,25	23
24/11/2003	21	22,44	24	22	22,52	24	21	22,92	25	19	24,24	31
01/12/2003	21	22,40	25	21	22,32	24	20	22,76	26	15	23,08	30
08/12/2003	20	21,37	23	21	21,79	23	20	21,68	24	15	19,84	26

DATA DA COLETA	TEMPERATURA (°C)											
	ESGOTO									AR		
	Afluente UASB			Efluente UASB			Efluente FA			Mínima	Média	máxima
	Mínima	Média	máxima	Mínima	Média	máxima	Mínima	Média	máxima			
15/12/2003	21	22,08	23	23	22,60	24	21	22,60	25	20	23,16	28
22/12/2003	20	22,62	25	21	22,31	24	20	22,77	25	17	27,23	31
29/12/2003	22	22,77	24	22	22,77	24	22	23,77	25	21	26,46	30
05/01/2004	21	22,26	24	21	22,26	24	20	22,26	25	18	22	28
12/01/2004	21	22,24	24	22	22,64	25	20	22,72	26	16	22,16	29
19/01/2004	21	25	25	21	22,96	24	19	22,48	26	13	20,12	26
26/01/2004	22	22,68	24	22	22,95	24	21	23,45	30	15	21,68	30
02/02/2004	22	23,56	25	22	23,60	25	21	23,64	27	14	23,40	29
09/02/2004	21	22,72	25	21	23	24	19	22,24	26	14	18,60	26
16/02/2004	21	23,08	25	22	23,44	25	22	24,12	28	17	22,60	29
23/02/2004	12	18,76	25	12	18,64	25	11	18,72	26	17	21,52	26
01/03/2004	23	24,24	26	22	23,68	25	20	23,88	28	17	24,20	31
08/03/2004	23	23,84	25	22	23,80	25	23	24,36	29	19	23,56	30
15/03/2004	22	22,84	25	21	22,44	24	21	23	27	17	21,24	27
Média	19,16	20,92	22,64	19,48	20,89	22,39	18,29	20,87	24,13	14,32	19,92	26

APÊNDICE B  
RESULTADOS GERAIS DAS ANÁLISES  
MICROBIOLÓGICAS E FÍSICOQUÍMICAS

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	19 e 20/08/2003		Coleta	25 e 26/08/2003		Coleta	01 e 02/09/2003		Coleta	08 e 09/09/2003	
		Análise	21/8/2003		Análise	27/8/2003		Análise	3/9/2003		Análise	10/9/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	429,00	122,00	91,00	408,00	149,00	109,00	439,00	225,00	151,00	408,00	147,00	89,00
	DBO Filtrada (mg/L)	172,00	76,00	67,00	202,00	72,00	73,00	155,00	68,00	62,00	185,00	47,00	35,00
	DQO Total (mg/L)	1052,00	388,00	294,00	984,00	530,00	331,00	1068,00	561,00	376,00	972,00	367,00	229,00
	DQO Filtrada (mg/L)	562,00	189,00	161,00	452,00	205,00	191,00	386,00	172,00	157,00	452,00	125,00	90,00
	SST (mg/L)	650,00	188,50	171,40	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT
	SSV (mg/L)	630,00	140,00	123,00	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT
	AGV (mg/L)	17,00	25,00	23,00	10,00	32,00	24,00	17,00	30,00	22,00	20,00	30,00	23,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	476,00	148,00	112,00	356,00	158,00	80,00	290,00	148,00	98,00	468,00	114,00	42,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	339,00	477,00	488,00	368,00	484,00	480,00	374,00	504,00	505,00	364,00	560,00	580,00
	PH	7,10	7,10	7,20	7,70	7,20	7,30	7,40	7,20	7,40	7,20	7,20	7,30
	NTK (mg/L)	167,58	176,13	183,08	174,10	184,22	191,92	145,20	197,40	199,10	159,20	204,30	192,90
	Nitratos (mgN/L)	1,87	1,87	1,63	1,65	0,87	0,79	1,53	1,10	1,09	1,00	2,30	2,14
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	94,00	88,00	89,00	84,00	95,00	97,00	76,30	96,30	97,20	75,80	100,80	103,80
	Temp. Ambiente (C°)	12,16	12,16	12,16	9,36	9,36	9,36	13,08	13,08	13,08	18,16	18,16	18,16
	Temp. do Esgoto (C°)	17,96	17,84	16,96	16,84	17,00	15,56	16,36	16,48	15,52	18,16	18,24	18,2
Vazão Média (L/s)	6,16			6,08			4,92			6,08			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	8,3E+07	1,5E+07	1,5E+07	9,6E+07	1,9E+07	1,3E+07	9,7E+07	1,9E+07	1,1E+07	9,0E+07	1,6E+07	1,3E+07
	CF (NMP/100mL)	1,7E+07	9,5E+06	7,7E+06	1,7E+07	4,8E+06	3,7E+06	4,8E+07	8,7E+06	7,2E+06	8,8E+07	9,1E+06	6,6E+06

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	15 e 16/09/2003		Coleta	22 e 23/09/2003		Coleta	29 e 30/09/2003		Coleta	06 e 07/10/2003	
		Análise	17/09/2003		Análise	24/09/2003		Análise	01/10/2003		Análise	08/10/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	291,00	142,00	109,00	257,00	88,00	53,00	298,00	114,00	69,00	239,00	121,00	64,00
	DBO Filtrada (mg/L)	141,00	68,00	47,00	165,00	44,00	21,00	141,00	68,00	56,00	79,00	45,00	36,00
	DQO Total (mg/L)	710,00	364,00	286,00	642,00	225,00	139,00	728,00	293,00	180,00	540,00	311,00	162,00
	DQO Filtrada (mg/L)	362,00	169,00	124,00	409,00	111,00	80,00	310,00	159,00	140,00	202,00	119,00	94,00
	SST (mg/L)	393,75	225,00	175,86	847,00	210,00	173,00	360,00	200,00	123,33	226,30	158,30	78,80
	SSV (mg/L)	331,25	185,00	131,03	788,00	190,00	146,00	295,00	144,44	93,33	189,50	129,10	66,70
	AGV (mg/L)	13,00	27,00	18,00	33,00	32,00	43,00	23,00	26,00	26,00	26,00	28,00	25,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	400,00	118,00	114,00	260,00	138,00	62,00	316,00	72,00	28,00	1520,00	84,00	12,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	291,00	447,00	461,00	301,00	492,00	506,00	287,00	394,00	397,00	205,00	302,00	303,00
	PH	7,40	7,10	7,30	7,00	7,40	7,10	7,20	7,20	7,30	6,80	6,70	6,90
	NTK (mg/L)	122,30	157,02	151,60	134,12	170,01	178,41	120,46	142,18	144,37	83,11	99,96	110,43
	Nitratos (mgN/L)	1,34	0,64	0,71	0,83	1,06	0,83	0,26	1,68	1,26	0,00	0,34	0,19
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	59,75	72,68	63,90	63,39	84,11	86,29	57,12	67,76	72,52	38,81	45,58	52,81
	Temp. Ambiente (C°)	16,68	16,68	16,68	19,28	19,28	19,28	16,68	16,68	16,68	18,96	18,96	18,96
	Temp. do Esgoto (C°)	17,64	17,60	17,48	19,04	18,84	18,4	18,68	18,76	18,68	19,64	19,76	19,84
Vazão Média (L/s)	6,48			5,68			5,04			5,76			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	1,1E+08	1,8E+07	1,5E+07	6,0E+07	4,4E+07	3,6E+07	4,1E+07	1,3E+07	1,1E+07	2,3E+08	1,9E+07	9,8E+05
	CF (NMP/100mL)	3,1E+07	1,2E+07	8,5E+06	4,2E+07	1,9E+07	1,7E+07	3,9E+07	8,0E+06	7,0E+06	8,0E+07	8,8E+06	9,0E+05

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	13 e 14/10/2003		Coleta	20 e 21/10/2003		Coleta	27 e 28/10/2003		Coleta	03 e 04/11/2003	
		Análise	15/10/2003		Análise	22/10/2003		Análise	29/10/2003		Análise	5/11/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	190,00	110,00	76,00	281,00	99,00	68,00	172,00	73,00	52,00	230,00	76,00	61,00
	DBO Filtrada (mg/L)	74,00	40,00	31,00	139,00	46,00	53,00	72,00	46,00	41,00	30,00	11,00	7,00
	DQO Total (mg/L)	529,00	306,00	218,00	722,00	291,00	207,00	418,00	203,00	165,00	580,00	272,00	187,00
	DQO Filtrada (mg/L)	212,00	118,00	90,00	308,00	143,00	122,00	167,00	117,00	97,00	249,00	86,00	83,00
	SST (mg/L)	211,80	78,10	68,60	470,60	140,00	150,00	171,40	122,60	100,00	230,00	138,90	84,40
	SSV (mg/L)	194,10	62,50	51,40	405,90	120,00	137,50	247,60	106,40	66,60	170,00	102,70	73,30
	AGV (mg/L)	20,00	18,00	20,00	58,00	56,00	48,00	24,00	25,00	23,00	0,00	31,00	18,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	142,00	60,00	38,00	124,00	72,00	18,00	352,00	58,00	36,00	126,00	86,00	40,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	206,00	287,00	295,00	293,00	344,00	361,00	177,00	224,00	224,00	342,00	344,00	344,00
	PH	7,10	7,10	7,40	6,50	6,60	6,10	6,90	7,00	7,00	8,30	7,00	7,60
	NTK (mg/L)	75,26	92,45	100,52	129,14	131,87	138,93	59,19	65,58	63,11	97,94	108,07	106,29
	Nitratos (mgN/L)	1,72	3,05	3,07	1,19	0,95	1,06	0,00	0,70	0,46	0,62	1,01	0,81
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	36,23	45,52	47,99	62,44	65,01	69,77	28,56	31,08	30,80	47,43	52,30	51,52
	Temp. Ambiente (C°)	14,88	14,88	14,88	17,44	17,44	17,44	16,33	16,33	16,33	14,28	14,28	14,28
	Temp. do Esgoto (C°)	18,8	18,72	18,96	19,6	19,8	19,28	19,24	19,14	18,71	19,24	19,00	18,88
Vazão Média (L/s)	7,52			6,00			9,19			6,88			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	8,0E+07	2,5E+07	1,5E+07	8,0E+06	3,2E+06	3,2E+06	4,5E+07	1,4E+07	1,2E+07	2,1E+08	8,5E+06	NT
	CF (NMP/100mL)	1,8E+07	1,0E+07	9,8E+06	4,2E+06	1,4E+06	1,4E+06	1,2E+07	3,5E+06	NT	4,5E+07	7,0E+06	7,0E+06

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	10 e 11/11/2003		Coleta	17 e 18/11/2003		Coleta	24 e 25/11/2003		Coleta	01 e 02/12/2003	
		Análise	12/11/2003		Análise	19/11/2003		Análise	26/11/2003		Análise	3/12/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	246,00	68,00	77,00	64,00	19,00	21,00	192,00	57,00	49,00	272,00	62,00	46,00
	DBO Filtrada (mg/L)	108,00	30,00	43,00	34,00	17,00	14,00	121,00	36,00	35,00	119,00	32,00	21,00
	DQO Total (mg/L)	704,00	322,00	274,00	151,00	119,00	92,00	560,00	209,00	144,00	616,00	225,00	126,00
	DQO Filtrada (mg/L)	333,00	127,00	136,00	125,00	43,00	36,00	304,00	102,00	90,00	310,00	82,00	74,00
	SST (mg/L)	230,00	153,30	100,00	166,60	67,70	40,50	260,70	108,10	65,00	248,00	124,00	46,25
	SSV (mg/L)	130,00	130,00	78,00	144,40	58,10	37,90	217,80	83,87	55,00	220,00	88,00	38,75
	AGV (mg/L)	32,00	45,00	41,00	15,00	23,00	20,00	33,00	45,00	41,00	32,00	45,00	43,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	566,00	40,00	16,00	240,00	24,00	30,00	128,00	64,00	30,00	146,00	52,00	26,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	280,00	388,00	384,00	148,00	209,00	203,00	217,00	339,00	338,00	235,00	353,00	355,00
	PH	7,00	7,00	7,00	7,00	7,00	7,10	6,90	6,90	7,00	6,80	6,90	6,90
	NTK (mg/L)	106,47	135,24	133,44	45,52	55,21	55,60	79,74	85,06	70,28	94,69	121,57	110,21
	Nitratos (mgN/L)	NT	NT	NT	0,00	0,81	0,62	0,29	0,79	0,66	0,50	0,85	0,64
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	52,02	66,30	68,65	21,61	26,71	27,77	37,24	41,66	43,40	44,74	64,68	46,76
	Temp. Ambiente (C°)	23,84	23,84	23,84	21,25	21,25	21,25	24,24	24,24	24,24	23,08	23,08	23,08
	Temp. do Esgoto (C°)	21,48	21,56	22,08	21,08	21,00	21,13	22,44	22,52	22,92	22,4	22,32	22,76
Vazão Média (L/s)	6,44			8,54			7,76			6,24			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	2,5E+08	1,2E+08	3,8E+07	4,6E+08	8,0E+07	1,0E+07	4,5E+08	6,2E+07	1,5E+07	2,5E+08	1,8E+08	1,5E+07
	CF (NMP/100mL)	2,6E+07	1,7E+07	1,7E+07	3,2E+08	1,3E+07	9,0E+06	1,2E+08	5,3E+07	1,1E+07	NT	NT	NT

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	08 e 09/12/2003		Coleta	15 e 16/12/2003		Coleta	22 e 23/12/2003		Coleta	29 e 30/12/2003	
		Análise	10/12/2003		Análise	17/12/2003		Análise	24/12/2003		Análise	31/12/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	55,00	25,00	20,00	161,00	31,00	25,00	139,00	38,00	38,00	48,00	24,00	9,00
	DBO Filtrada (mg/L)	24,00	13,00	15,00	35,00	21,00	16,00	41,00	20,00	20,00	5,00	5,00	9,00
	DQO Total (mg/L)	229,00	161,00	132,00	480,00	253,00	163,00	734,00	202,00	201,00	245,00	143,00	72,00
	DQO Filtrada (mg/L)	78,00	47,00	41,00	215,00	102,00	91,00	184,00	108,00	102,00	74,00	23,00	32,00
	SST (mg/L)	146,70	94,20	48,75	212,00	83,30	52,00	117,60	90,00	51,20	NT	NT	NT
	SSV (mg/L)	100,00	71,10	38,75	160,00	63,30	46,60	108,80	58,30	40,00	NT	NT	NT
	AGV (mg/L)	19,00	34,00	24,00	21,00	29,00	28,00	35,00	41,00	43,00	30,00	25,00	19,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	476,00	16,00	0,00	252,00	136,00	132,00	194,00	60,00	70,00	134,00	72,00	60,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	141,00	273,00	308,00	154,00	242,00	253,00	257,00	289,00	296,00	156,00	195,00	200,00
	PH	6,80	6,80	6,90	7,10	7,00	7,00	7,10	7,00	7,10	6,80	6,90	7,00
	Nitrogênio Total (mg/L)	44,00	92,00	105,00	54,54	75,72	76,40	107,18	118,89	120,51	49,73	56,11	54,88
	Nitratos (mgN/L)	0,46	1,05	1,01	0,59	1,27	1,17	1,60	0,30	0,32	0,83	0,59	0,53
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	21,00	43,00	53,00	25,70	36,80	39,00	48,72	56,00	55,44	23,24	26,54	27,83
	Temp. Ambiente (C°)	19,84	19,84	19,84	23,16	23,16	23,16	27,33	27,33	27,33	26,46	26,46	26,46
	Temp. do Esgoto (C°)	21,37	21,79	21,68	22,08	22,60	22,60	22,67	22,33	22,75	22,77	22,77	23,77
Vazão Média (L/s)	10,37			7,44			12,75			10,31			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	NT	NT	NT	4,3E+08	2,2E+07	4,0E+06	NT	NT	NT	5,0E+06	1,6E+06	5,0E+05
	CF (NMP/100mL)	NT	NT	NT	2,0E+08	1,9E+07	1,9E+06	NT	NT	NT	3,0E+06	1,5E+06	5,0E+05

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	05 e 06/01/2004		Coleta	12 e 13/01/2004		Coleta	19 e 20/01/2004		Coleta	26 e 27/01/2004	
		Análise	7/1/2004		Análise	14/1/2004		Análise	21/1/2004		Análise	28/1/2004	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	131,00	25,00	16,00	104,00	29,00	17,00	272,00	66,00	45,00	82,00	21,00	13,00
	DBO Filtrada (mg/L)	58,00	11,00	9,00	57,00	10,00	10,00	57,00	35,00	41,00	56,00	13,00	11,00
	DQO Total (mg/L)	438,00	130,00	81,00	424,00	179,00	110,00	654,00	243,00	195,00	494,00	151,00	109,00
	DQO Filtrada (mg/L)	183,00	53,00	46,00	205,00	85,00	82,00	230,00	114,00	154,00	234,00	67,00	69,00
	SST (mg/L)	NT	NT	NT	180,00	71,15	50,63	280,00	127,40	46,60	260,87	90,00	40,45
	SSV (mg/L)	NT	NT	NT	163,30	63,46	49,37	233,30	91,10	38,80	234,78	70,00	35,95
	AGV (mg/L)	27,00	32,00	30,00	29,00	36,00	32,00	34,00	51,00	44,00	27,00	39,00	36,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	150,00	32,00	26,00	200,00	36,00	0,00	144,00	94,00	48,00	198,00	46,00	12,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	167,00	238,00	241,00	192,00	305,00	308,00	228,00	367,00	362,00	232,00	275,00	280,00
	PH	6,90	6,70	6,80	7,00	6,90	6,90	7,10	7,00	7,00	7,20	6,80	6,90
	Nitrogênio Total (mg/L)	64,22	79,03	78,34	69,94	97,83	104,04	119,78	84,16	107,34	76,55	88,98	89,98
	Nitratos (mgN/L)	0,21	0,40	0,43	0,07	0,89	0,86	0,23	0,84	0,74	0,93	0,77	0,67
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	29,17	40,45	40,09	32,42	47,15	50,51	66,41	63,44	46,25	36,68	44,40	44,40
	Temp. Ambiente (C°)	23,16	23,16	23,16	22,16	22,16	22,16	20,12	20,12	20,12	21,68	21,68	21,68
	Temp. do Esgoto (C°)	22,08	22,60	22,60	22,24	22,64	22,72	25,00	22,96	22,48	22,68	22,95	23,45
Vazão Média (L/s)	7,44			5,52			6,08			9,36			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	NT	NT	NT	NT	NT	NT	4,6E+0	1,1E+0	4,6E+0	NT	NT	NT
	CF (NMP/100mL)	NT	NT	NT	NT	NT	NT	2,9E+0	9,1E+0	2,1E+0	NT	NT	NT

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	02 e 03/02/2004		Coleta	09 e 10/02/2004		Coleta	16 e 17/02/2004		Coleta	23 e 24/02/2004	
		Análise	4/2/2004		Análise	11/2/2004		Análise	18/2/2004		Análise	25/2/2004	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	165,00	30,00	22,00	276,00	39,00	30,00	101,00	27,00	24,00	170,00	62,00	38,00
	DBO Filtrada (mg/L)	87,00	18,00	15,00	102,00	18,00	16,00	66,00	18,00	16,00	85,00	25,00	23,00
	DQO Total (mg/L)	520,00	186,00	114,00	832,00	200,00	142,00	482,00	107,00	94,00	574,00	211,00	132,00
	DQO Filtrada (mg/L)	283,00	88,00	63,00	210,00	90,00	105,00	228,00	66,00	53,00	304,00	93,00	92,00
	SST (mg/L)	161,76	76,67	46,25	265,38	64,28	58,00	210,00	80,00	50,00	NT	NT	NT
	SSV (mg/L)	147,06	61,67	40,00	230,77	55,71	54,00	40,00	15,00	10,00	NT	NT	NT
	AGV (mg/L)	30,00	35,00	33,00	30,00	40,00	35,00	35,00	38,00	35,00	32,00	50,00	36,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	286,00	54,00	12,00	1822,00	32,00	0,00	328,00	20,00	0,00	114,00	14,00	4,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	191,00	284,00	289,00	283,00	360,00	373,00	221,00	333,00	335,00	238,00	377,00	381,00
	PH	6,80	6,80	6,90	7,40	7,10	7,10	6,80	6,90	7,00	6,80	6,70	6,90
	Nitrogênio Total (mg/L)	76,83	90,55	95,53	83,21	134,90	128,35	85,05	110,65	117,31	92,45	148,12	143,91
	Nitratos (mgN/L)	0,84	1,71	1,55	0,00	0,70	0,79	0,51	0,97	0,87	0,32	0,91	0,88
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	36,23	44,91	46,53	30,85	66,58	64,29	40,65	54,04	56,67	44,24	74,14	68,93
	Temp. Ambiente (C°)	23,40	23,40	23,40	18,60	18,60	18,60	22,60	22,60	22,60	21,52	21,52	21,52
	Temp. do Esgoto (C°)	23,56	23,60	23,64	22,72	23,00	22,24	23,08	23,44	24,12	18,76	18,64	18,72
Vazão Média (L/s)	7,40			5,36			4,56			4,92			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	7,7E+08	3,8E+08	2,2E+08	9,0E+08	2,1E+07	1,3E+07	2,8E+08	8,0E+06	6,2E+06	8,0E+08	3,5E+08	3,5E+08
	CF (NMP/100mL)	2,6E+08	1,2E+08	9,8E+07	7,5E+08	1,5E+07	9,5E+06	1,6E+08	4,6E+06	3,4E+06	1,8E+08	1,1E+08	4,8E+07

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data		
		Coleta	01 e 02/03/2004		Coleta	08 e 09/03/2004		Coleta	15 e 16/03/2004	
		Análise	3/3/2004		Análise	10/3/2004		Análise	17/3/2004	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1	2	3	1	2	3	1	2	3
Físico Químicas	DBO Total (mg/L)	246,00	43,00	27,00	197,00	58,00	55,00	86,00	23,00	20,00
	DBO Filtrada (mg/L)	61,00	17,00	22,00	109,00	28,00	30,00	49,00	12,00	17,00
	DQO Total (mg/L)	808,00	279,00	163,00	630,00	280,00	240,00	328,00	118,00	87,00
	DQO Filtrada (mg/L)	386,00	108,00	145,00	342,00	136,00	151,00	176,00	60,00	61,00
	SST (mg/L)	404,35	170,73	50,00	314,28	156,40	65,15	150,00	81,66	68,00
	SSV (mg/L)	360,86	136,58	47,14	285,70	133,33	62,12	126,90	58,33	52,00
	AGV (mg/L)	43,00	45,00	50,00	47,00	40,00	41,00	29,00	31,00	34,00
	Óleos e Graxas (mg/L)	206,00	18,00	44,00	290,00	86,00	90,00	304,00	28,00	2,00
	Alcalinidade Total (mg/L)	250,00	470,00	469,00	201,00	198,00	381,00	176,00	231,00	270,00
	PH	6,90	7,50	7,10	7,10	7,30	7,50	6,70	6,70	6,80
	Nitrogênio Total (mg/L)	107,90	160,09	132,10	95,36	149,91	152,54	57,84	63,33	66,47
	Nitratos (mgN/L)	0,00	0,01	0,72	0,00	0,58	0,62	0,00	0,74	0,63
	Nitrogênio Amoniacal (mgN/L)	54,37	79,01	48,72	45,64	75,93	72,80	28,78	32,20	34,32
	Temp. Ambiente (C°)	24,20	24,20	24,20	23,56	23,56	23,56	21,24	21,24	21,24
	Temp. do Esgoto (C°)	24,24	23,68	23,88	23,84	23,80	24,36	22,84	22,44	23,00
Vazão Média (L/s)	5,16			4,88			6,52			
Micro Biológicas	CT (NMP/100mL)	NT	NT	NT	3,8E+08	1,1E+08	9,2E+07	4,8E+08	1,8E+07	1,3E+07
	CF (NMP/100mL)	NT	NT	NT	1,2E+08	2,1E+07	2,1E+07	7,2E+07	1,2E+07	6,0E+06

NTK = Nitrogênio Total Kejeldahl

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

APÊNDICE C  
EFICIÊNCIAS GERAIS

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	19 e 20/08/2003		Coleta	25 e 26/08/2003		Coleta	01 e 02/09/2003		Coleta	08 e 09/09/2003	
		Análise	21/8/2003		Análise	27/8/2003		Análise	3/9/2003		Análise	10/9/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	71,56	25,41	78,79	63,48	26,85	73,28	48,75	32,89	65,60	63,97	39,46	78,19
	DBO Filtrada (%)	55,81	11,84	61,05	64,36	-1,39	63,86	56,13	8,82	60,00	74,59	25,53	81,08
	DQO Total (%)	63,12	24,23	72,05	46,14	37,55	66,36	47,47	32,98	64,79	62,24	37,60	76,44
	DQO Filtrada (%)	66,37	14,81	71,35	54,65	6,83	57,74	55,44	8,72	59,33	72,35	28,00	80,09
	SST (%)	71,00	9,07	73,63	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT
	SSV (%)	77,78	12,14	80,48	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT	NT
	Óleos e Graxas (%)	68,91	24,32	76,47	55,62	49,37	77,53	48,97	33,78	66,21	75,64	63,16	91,03
Micro Biológicas	CT (%)	82,53	-3,45	81,93	80,42	30,32	86,35	80,41	40,53	88,35	82,78	16,77	85,67
	CF (%)	44,12	18,95	54,71	71,76	22,92	78,24	81,88	17,24	85,00	89,66	27,47	92,50

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	15 e 16/09/2003		Coleta	22 e 23/09/2003		Coleta	29 e 30/09/2003		Coleta	06 e 07/10/2003	
		Análise	17/9/2003		Análise	24/9/2003		Análise	1/10/2003		Análise	8/10/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	51,20	23,24	62,54	65,76	39,77	79,38	61,74	39,47	76,85	49,37	47,11	73,22
	DBO Filtrada (%)	51,77	30,88	66,67	73,33	52,27	87,27	51,77	17,65	60,28	43,04	20,00	54,43
	DQO Total (%)	48,73	21,43	59,72	64,95	38,22	78,35	59,75	38,57	75,27	42,41	47,91	70,00
	DQO Filtrada (%)	53,31	26,63	65,75	72,86	27,93	80,44	48,71	11,95	54,84	41,09	21,01	53,47
	SST (%)	42,86	21,84	55,34	75,21	17,62	79,57	44,44	38,34	65,74	30,05	50,22	65,18
	SSV (%)	44,15	29,17	60,44	75,89	23,16	81,47	51,04	35,38	68,36	31,87	48,33	64,80
	Óleos e Graxas (%)	70,50	3,39	71,50	46,92	55,07	76,15	77,22	61,11	91,14	94,47	85,71	99,21
Micro Biológicas	CT (%)	82,86	16,67	85,71	26,67	18,18	40,00	68,29	15,38	73,17	91,74	94,84	99,57
	CF (%)	61,29	29,17	72,58	54,76	10,53	59,52	79,49	12,50	82,05	89,00	89,77	98,88

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	13 e 14/10/2003		Coleta	20 e 21/10/2003		Coleta	27 e 28/10/2003		Coleta	03 e 04/11/2003	
		Análise	15/10/2003		Análise	22/10/2003		Análise	29/10/2003		Análise	5/11/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	42,11	30,91	60,00	64,77	31,31	75,80	57,56	28,77	69,77	66,96	19,74	73,48
	DBO Filtrada (%)	45,95	22,50	58,11	66,91	-15,22	61,87	36,11	10,87	43,06	63,33	36,36	76,67
	DQO Total (%)	42,16	28,76	58,79	59,70	28,87	71,33	51,44	18,72	60,53	53,10	31,25	67,76
	DQO Filtrada (%)	44,34	23,73	57,55	53,57	14,69	60,39	29,94	17,09	41,92	65,46	3,49	66,67
	SST (%)	63,13	12,16	67,61	70,25	-7,14	68,13	28,47	18,43	41,66	39,61	39,24	63,30
	SSV (%)	67,80	17,76	73,52	70,44	-14,58	66,12	57,03	37,41	73,10	39,59	28,63	56,88
	Óleos e Graxas (%)	57,75	36,67	73,24	41,94	75,00	85,48	83,52	37,93	89,77	31,75	53,49	68,25
Micro Biológicas	CT (%)	68,75	40,00	81,25	60,00	0,00	60,00	68,89	14,29	73,33	95,95	NT	NT
	CF (%)	44,44	2,00	45,56	66,67	0,00	66,67	70,83	NT	NT	84,44	0,00	84,44

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	10 e 11/11/2003		Coleta	17 e 18/11/2003		Coleta	24 e 25/11/2003		Coleta	01 e 02/12/2003	
		Análise	12/11/2003		Análise	19/11/2003		Análise	26/11/2003		Análise	3/12/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	72,36	-13,24	68,70	70,31	-10,53	67,19	70,31	14,04	74,48	77,21	25,81	83,09
	DBO Filtrada (%)	72,22	-43,33	60,19	50,00	17,65	58,82	70,25	2,78	71,07	73,11	34,38	82,35
	DQO Total (%)	54,26	14,91	61,08	21,19	22,69	39,07	62,68	31,10	74,29	63,47	44,00	79,55
	DQO Filtrada (%)	61,86	-7,09	59,16	65,60	16,28	71,20	66,45	11,76	70,39	73,55	9,76	76,13
	SST (%)	33,35	34,77	56,52	59,36	40,18	75,69	58,53	39,87	75,07	50,00	62,70	81,35
	SSV (%)	0,00	40,00	40,00	59,76	34,77	73,75	61,49	34,42	74,75	60,00	55,97	82,39
	Óleos e Graxas (%)	92,93	60,00	97,17	90,00	-25,00	87,50	50,00	53,13	76,56	64,38	50,00	82,19
Micro Biológicas	CT (%)	52,00	68,33	84,80	82,61	87,25	97,78	86,22	75,81	96,67	28,00	91,67	94,00
	CF (%)	34,62	0,00	34,62	95,94	30,77	97,19	55,83	79,25	90,83	NT	NT	NT

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	08 e 09/12/2003		Coleta	15 e 16/12/2003		Coleta	22 e 23/12/2003		Coleta	29 e 30/12/2003	
		Análise	10/12/2003		Análise	17/12/2003		Análise	24/12/2003		Análise	31/12/2003	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	54,55	20,00	63,64	80,75	19,35	84,47	72,66	0,00	72,66	50,00	62,50	81,25
	DBO Filtrada (%)	45,83	-15,38	37,50	40,00	23,81	54,29	51,22	0,00	51,22	0,00	-80,00	-80,00
	DQO Total (%)	29,69	18,01	42,36	47,29	35,57	66,04	72,48	0,50	72,62	41,63	49,65	70,61
	DQO Filtrada (%)	39,74	12,77	47,44	52,56	10,78	57,67	41,30	5,56	44,57	68,92	-39,13	56,76
	SST (%)	35,79	48,25	66,77	60,71	37,58	75,47	23,47	43,11	56,46	NT	NT	NT
	SSV (%)	28,90	45,50	61,25	60,44	26,38	70,88	46,42	31,39	63,24	NT	NT	NT
	Óleos e Graxas (%)	96,64	100,00	100,00	46,03	2,94	47,62	69,07	-16,67	63,92	46,27	16,67	55,22
Micro Biológicas	CT (%)	NT	NT	NT	94,88	81,82	99,07	NT	NT	NT	68,00	68,75	90,00
	CF (%)	NT	NT	NT	90,50	90,00	99,05	NT	NT	NT	50,00	66,67	83,33

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	05 e 06/01/2004		Coleta	12 e 13/01/2004		Coleta	19 e 20/01/2004		Coleta	26 e 27/01/2004	
		Análise	7/1/2004		Análise	14/1/2004		Análise	21/1/2004		Análise	28/1/2004	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	80,92	36,00	87,79	72,12	41,38	83,65	75,74	31,82	83,46	74,39	38,10	84,15
	DBO Filtrada (%)	81,03	18,18	84,48	82,46	0,00	82,46	38,60	-17,14	28,07	76,79	15,38	80,36
	DQO Total (%)	70,32	37,69	81,51	57,78	38,55	74,06	62,84	19,75	70,18	69,43	27,81	77,94
	DQO Filtrada (%)	71,04	13,21	74,86	58,54	3,53	60,00	50,43	-35,09	33,04	71,37	-2,99	70,51
	SST (%)	NT	NT	NT	60,47	28,84	71,87	54,50	63,42	83,36	65,50	55,06	84,49
	SSV (%)	NT	NT	NT	61,14	22,20	69,77	60,95	57,41	83,37	70,18	48,64	84,69
	Óleos e Graxas (%)	78,67	18,75	82,67	82,00	100,00	100,00	34,72	48,94	66,67	76,77	73,91	93,94
Micro Biológicas	CT (%)	NT	NT	NT	NT	NT	NT	76,09	58,18	90,00	NT	NT	NT
	CF (%)	NT	NT	NT	NT	NT	NT	68,62	76,92	92,76	NT	NT	NT

CT = Coliformes Totais      CF = Coliformes Fecais      NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB      Ponto 2 = efluente do UASB      Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data			Data		
		Coleta	02 e 03/02/2004		Coleta	09 e 10/02/2004		Coleta	16 e 17/02/2004		Coleta	23 e 24/02/2004	
		Análise	4/2/2004		Análise	11/2/2004		Análise	18/2/2004		Análise	25/2/2004	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	81,82	26,67	86,67	85,87	23,08	89,13	73,27	11,11	76,24	63,53	38,71	77,65
	DBO Filtrada (%)	79,31	16,67	82,76	82,35	11,11	84,31	72,73	11,11	75,76	70,59	8,00	72,94
	DQO Total (%)	64,23	38,71	78,08	75,96	29,00	82,93	77,80	12,15	80,50	63,24	37,44	77,00
	DQO Filtrada (%)	68,90	28,41	77,74	57,14	-16,67	50,00	71,05	19,70	76,75	69,41	1,08	69,74
	SST (%)	52,60	39,68	71,41	75,78	9,77	78,14	61,90	37,50	76,19	NT	NT	NT
	SSV (%)	58,06	35,14	72,80	75,86	3,07	76,60	62,50	33,33	75,00	NT	NT	NT
	Óleos e Graxas (%)	81,12	77,78	95,80	98,24	100,00	100,00	93,90	100,00	100,00	87,72	71,43	96,49
Micro Biológicas	CT (%)	50,65	42,11	71,43	97,72	36,59	98,56	97,14	22,50	97,79	56,25	0,00	56,25
	CF (%)	53,85	18,33	62,31	98,00	36,67	98,73	97,13	26,09	97,88	38,89	56,36	73,33

CT = Coliformes Totais

CF = Coliformes Fecais

NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB

Ponto 2 = efluente do UASB

Ponto 3 = efluente do FA

Análise	Parâmetros	Data			Data			Data		
		Coleta	01 e 02/03/2004		Coleta	08 e 09/03/2004		Coleta	15 e 16/03/2004	
		Análise	3/3/2004		Análise	10/3/2004		Análise	17/3/2004	
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	82,52	37,21	89,02	70,56	5,17	72,08	73,26	13,04	76,74
	DBO Filtrada (%)	72,13	-29,41	63,93	74,31	-7,14	72,48	75,51	-41,67	65,31
	DQO Total (%)	65,47	41,58	79,83	55,56	14,29	61,90	64,02	26,27	73,48
	DQO Filtrada (%)	72,02	-34,26	62,44	60,23	-11,03	55,85	65,91	-1,67	65,34
	SST (%)	57,78	70,71	87,63	50,24	58,34	79,27	45,56	16,73	54,67
	SSV (%)	62,15	65,49	86,94	53,33	53,41	78,26	54,03	10,85	59,02
	Óleos e Graxas (%)	91,26	-144,44	78,64	70,34	-4,65	68,97	90,79	92,86	99,34
Micro Biológicas	CT (%)	NT	NT	NT	70,53	17,86	75,79	96,25	27,78	97,29
	CF (%)	NT	NT	NT	82,20	0,00	82,20	83,33	50,00	91,67

CT = Coliformes Totais      CF = Coliformes Fecais      NT = Não testado

Ponto 1 = afluente do UASB      Ponto 2 = efluente do UASB      Ponto 3 = efluente do FA

APÊNDICE D  
EFICIÊNCIAS MÉDIAS

Análise	Parâmetros	Média Total			Média $\pm$ Desvio Padrão		
		Ponto de Coleta			Ponto de Coleta		
		1 - 2	2 - 3	Sistema	1 - 2	2 - 3	Sistema
Físico Químicas	DBO Total (%)	67,26	25,99	76,34	69,28	25,89	77,58
	DBO Filtrada (%)	61,19	4,44	61,39	63,88	9,55	67,61
	DQO Total (%)	56,58	30,05	69,75	60,22	29,42	72,14
	DQO Filtrada (%)	59,26	5,83	61,93	58,92	6,22	61,73
	SST (%)	51,65	36,55	70,04	52,33	36,76	70,66
	SSV (%)	54,71	33,47	70,72	55,73	33,91	71,59
	Óleos e Graxas (%)	70,84	44,34	82,74	70,49	43,46	82,84
Micro Biológicas	CT (%)	73,46	41,98	83,60	70,70	40,84	81,02
	CF (%)	71,44	33,76	80,42	68,86	32,97	77,59

CT = Coliformes Totais      CF = Coliformes Fecais

Ponto 1 = afluente do UASB      Ponto 2 = efluente do UASB      Ponto 3 = efluente do FA