

**unesp**  UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA  
"JÚLIO DE MESQUITA FILHO"

FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL

**DESEMPENHO DE REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO  
E DISPOSITIVOS DE PRÉ E PÓS-TRATAMENTO UTILIZANDO  
EFLUENTES LÍQUIDOS DE CURTUME NO PROCESSO DE  
AMPLIAÇÃO DE ESCALA.**

**Olivaldo Peron Filho**

Dissertação apresentada à  
Faculdade de Engenharia de Ilha  
Solteira como parte dos requisitos  
para obtenção do título de Mestre  
em Engenharia Civil – área de  
concentração: Recursos Hídricos e  
Tecnologias Ambientais.

**Orientador: Prof. Dr. Tsunao Matsumoto**

**ILHA SOLTEIRA – SP**

agosto, 2005

# **Livros Grátis**

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

# Dedicatória

Às minhas avós Djanira Rocha e  
Oliver Gallo Peron.

## Agradecimentos

Para que nos tornemos mestres é necessário: a nossa dedicação e a atenção de outros em nossa pesquisa, sendo que, as pessoas citadas aqui também deveriam receber o título de mestres por este trabalho.

À DEUS, por sua palavra ser luz em meu caminho, pois em nenhum momento do mestrado tive pensamentos de derrota, desânimo, ou passado por problemas que eram maiores que as soluções.

Aos meus pais, Olivaldo Peron e Maria José Ramos Peron, pelo amor compreensão e à minha irmã Andressa Mirian Peron, pelo carinho e preocupação.

Ao Professor Tsunao Matsumoto, pela orientação, amizade e por ter apostado em meu potencial.

Aos pesquisadores Luís Fernando Rossi Léo e Aline Yamaguchi Yendo cujos trabalhos de mestrado foram a base de estudos da pesquisa.

À FAPESP, pela bolsa de estudos e pelo financiamento da pesquisa, demonstrando entusiasmo no projeto tecnológico proposto.

Ao Programa de Pós-Graduação de Engenharia Civil (PPGEC) e ao Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira por atenderem prontamente as necessidades dos alunos para o desenvolvimento da pesquisa.

À Família Zagato de Ilha Solteira, pela alegria sempre presente, em especial à Karoline Fazanha Zagato, que tenho um carinho especial.

Ao senhor Fabrício Fuga, pela oportunidade do desenvolvimento da pesquisa e aos Senhores Adilson Dalprá e Antônio pela atenção dispensada na condução da estação experimental.

Aos colegas do laboratório, os estagiários Sílvio, Rossi, Roberto e Gabriel e os técnicos Sílvio e Cavassano.

Aos colegas de mestrado: Fernando, Marcelo, Mário, Otoniel, Tarso, Joel, Carol, Marcos e Humberto e em especial ao meu grande amigo Wagner.

Sou grato por terem me ajudado nesta vitória, acredito que todos eles também fossem merecedores de diplomas de mestres por este trabalho.

## Resumo

O reator anaeróbio do tipo UASB utilizado na presente pesquisa tem uma estrutura simplificada com separador de fases em forma de “Y”, seguido de um Biofiltro Aerado Submerso de fluxo ascendente, preenchido com material poroso. O sistema anaeróbio proposto foi precedido por dispositivo de pré-tratamento físico-químico, sendo testados dois tipos de pré-tratamento: decantador de coluna e floculador de manta de lodo.

No presente estudo de avaliação do desempenho foi realizado o monitoramento do sistema de tratamento para efluente de curtume, o qual foi dimensionado para operar com TDH mínimo (Tempo de Detenção Hidráulica) de 8 horas, tendo como base a taxa de COV (Carga Orgânica Volumétrica) aplicada, visando produzir efluentes adequados à legislação de lançamento vigente.

O monitoramento foi iniciado desde os primeiros ensaios envolvendo a partida do sistema, ou seja, a fase de adaptação dos microrganismos anaeróbios do reator ao efluente de curtume. Assim sendo, o monitoramento foi dividido em 04 fases distintas: fase I, a partida; fase II, adição de coagulante; fase III, substituição do pré e pós-tratamento e fase IV, redução da taxa de aplicação da COV. Todas as alterações operacionais foram decorrentes da resposta do reator quanto à eficiência de remoção de carga orgânica aplicada.

Ao final do trabalho de monitoramento, as eficiências de remoção de DQO e DBO foram, em geral, superiores a 65%. Porém, considerando apenas a fase IV, chegou-se a uma eficiência de 80% devido a adequação de carga hidráulica no Biofiltro Aerado Submerso.

Portanto, o sistema estudado mostrou ser adequado ao tratamento de efluente de curtume, indicando que poderá ser mais eficiente necessitando de estudos de refinamentos e ajustes de carga orgânica e hidráulica aplicada.

## Abstract

The anaerobic reactor used in this research has a simplified UASB reactor with “Y” type phase separator, followed by a Submerged Aerated Biofilter reactor in up-flow, filled with a porous material. Precede the anaerobic treatment; a two physic-chemical pre-treatment device were used: the column settler and the sludge blanket flocculator.

In the current study, the experimental system was used to treat the tanning wastewater, designed to operate with 8 hours HRT minimum (Hydraulic Retention Time). The HRT were estimate according to VLR (Volumetric Loading Rate), aimed to produce appropriate discharged effluent to in force legislation.

The experimental system was observed since the first test that involved the start-up of the anaerobic microorganisms' adaptation time on the reactor. Thus, present research had been conducted at 04 distinct phases: phase I, the start-up; phase II, coagulant addition in pre-treatment device phase III, pre and post-treatment devices substitution and phase IV, reduction of the loading rate. All the alterations were made depending on the reactor's reaction, according to the removal efficiency of the applied organic load rate.

The COD removal efficiency was, in general, upper to 65% in this research. However, considering only the phase IV, it was achieved 80% of the removal efficiency due to adaptation of hydraulic load rate on the Submerged Aerated Biofilter.

Therefore, the experimental treatment system showed to be adequate for the treatment of tanning wastewater indicated that it can be more efficient with refinements studies of the adjust of organic and hydraulic applied rate.

# Sumário

<b>LISTA DE FIGURAS</b>	<b>x</b>
<b>LISTA DE QUADROS</b>	<b>xii</b>
<b>LISTA DE TABELAS</b>	<b>xiii</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS</b>	<b>xv</b>
<b>1.0 INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
<b>2.0 OBJETIVO GERAL E ESPECÍFICO</b>	<b>3</b>
<b>3.0 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>4</b>
3.1 O PROCESSO DE CURTIMENTO DE PELES	5
3.1.1 Aspectos gerais	5
3.1.2 Tipos de pele	5
3.1.2.1 Peles Frescas	6
3.1.2.2 Peles salgadas	6
3.1.3 Etapas de processo	6
3.1.3.1 Ribeira	7
3.1.3.1.1 Pré-remolho	8
3.1.3.1.2 Remolho	8
3.1.3.1.3 Depilação e caleiro	9
3.1.3.1.4 Descarne e divisão	10
3.1.3.1.5 Desencalagem e purga	11
3.1.3.2 Curtimento	12

3.1.3.2.1 Píquel	12
3.1.3.2.2 Curtimento	12
3.1.3.3 Acabamento	13
3.1.3.3.1 Enxugamento e rebaixamento	13
3.1.3.3.2 Classificação	14
3.1.3.3.3 Neutralização	15
3.1.3.3.4 Recurtimento	15
3.1.3.3.5 Tingimento e engraxe	16
3.1.3.3.6 Secagem	16
3.1.3.3.7 Condicionamento	16
3.1.3.3.8 Amaciamento	17
3.1.3.3.9 Estanqueamento e recorte	17
3.1.3.3.10 Lixamento e despoamento	17
3.1.3.3.11 Impregnação	17
3.1.3.3.12 Acabamento	17
3.1.3.3.13 Prensagem e medição	18
3.2 EFLUENTES LÍQUIDOS	18
3.3 EFLUENTES DE CURTUME	21
3.4 SISTEMA COMBINADO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES DE CURTUME	24
3.5 TRATAMENTO DE EFLUENTES EM REATORES ANAERÓBIOS	26
3.5.1 Descrição dos diferentes tipos de reatores	27

3.5.2	Reatores anaeróbios de manta de lodo de fluxo ascendente (UASB)	28
3.5.2.1	Produção de lodo	28
3.5.2.2	Carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica	29
3.6	PROCESSO ANAERÓBIO	32
3.7	GENERALIDADES DO PROCESSO ANAERÓBIO	35
3.8	CINÉTICA DE CRESCIMENTO CELULAR ANAERÓBIO	37
3.9	INTERFERENTES DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	40
3.9.1	Temperatura	40
3.9.2	pH	41
3.9.3	Alcalinidade	41
3.9.4	Nutrientes	41
3.9.5	Nitrogênio amoniacal	42
3.9.6	Oxigênio	43
3.9.7	Sulfetos e outros compostos de enxofre	43
3.9.8	Cianetos	44
3.9.9	Fenóis	45
3.9.10	Cromo	45
3.10	REATORES UASB	45
3.10.1	Características dos reatores UASB	46
3.11	REATOR UASB SIMPLIFICADO, COM DECANTADOR EM FORMA DE “Y”	47
3.12	PRÉ-TRATAMENTO DE EFLUENTES	48

3.12.1	Processo de separação físico-química	49
3.12.2	Sedimentação e decantação	50
3.12.2.1	Coagulação	53
3.12.2.2	Mistura rápida	55
3.12.2.3	Floculação	57
3.13	PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES	59
3.13.1	Reatores com biofilme	61
3.13.2	Biofiltro aerado submerso	64
<b>4.0</b>	<b>MATERIAL E MÉTODO</b>	<b>67</b>
4.1	LOCALIZAÇÃO DO EXPERIMENTO	67
4.2	SISTEMA EXPERIMENTAL PROPOSTO	71
4.3	CARACTERÍSTICAS DOS REATORES PILOTO	78
4.4	PROGRAMA DE MONITORAMENTO DO SISTEMA	80
4.5	ROTINA OPERACIONAL	82
4.5.1	FASE I – Desenvolvimento do monitoramento de partida	82
4.5.2	FASE II – Adição de coagulante no sistema de pré-tratamento	83
4.5.3	FASE III – Implantação do floculador de manta de lodo e aumento do volume do biofiltro	84
4.5.4	FASE IV – Aumento do TDH	84
4.6	COLETA DE AMOSTRAS	85
<b>5.0</b>	<b>RESULTADOS OBTIDOS</b>	<b>86</b>
5.1	PH	86
5.2	TEMPERATURA	88

5.3 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO)	88
5.4 NITROGÊNIO	90
5.5 FÓSFORO TOTAL	92
5.6 SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS	92
5.7 SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS E VOLÁTEIS	95
5.8 SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS	98
5.9 CROMO TOTAL	98
5.10 SULFATO E SULFETO	100
5.11 DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO)	103
5.12 AMPLIAÇÃO DE ESCALA	105
<b>6.0 CONCLUSÕES</b>	<b>107</b>
<b>7.0 RECOMENDAÇÕES</b>	<b>109</b>
<b>8.0 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>110</b>
<b>9.0 ANEXO</b>	<b>119</b>

## Lista de Figuras

FIGURA 3.1: Chegada do couro verde (cru) na indústria para início do processo de curtimento	7
FIGURA 3.2: Couro hidratado após processo de remolho	9
FIGURA 3.3: Fulão com couro (saída do processo de depilação e caleiro)	10
FIGURA 3.4: Couro depilado seguindo para máquina divisora	11
FIGURA 3.5: Retirada do couro “wet blue” do fulão	13
FIGURA 3.6: Couro passando pela enxugadeira após retirado do fulão de curtimento	14
FIGURA 3.7: Classificação do couro após enxugamento	15
FIGURA 3.8: Aspecto visual do efluente de curtume	23
FIGURA 3.9: Fluxograma e objetivos de cada etapa do processo	25
FIGURA 3.10: Esquema da digestão anaeróbia de matéria orgânica complexa	34
FIGURA 3.11: Exemplos de partículas de biofilme	61
FIGURA 4.1: Localização da cidade onde o sistema foi implantado	68
FIGURA 4.2: Entrada principal do curtume FUGA COUROS Ltda. onde foi montado o sistema de tratamento	69
FIGURA 4.3: Sistema contendo as principais unidades do sistema de tratamento do curtume FUGA COUROS JALES Ltda.	70
FIGURA 4.4: Representação esquemática da estação experimental	71
FIGURA 4.5: Caixa de nível constante e decantador de coluna.	73
FIGURA 4.6: Floculador de manta de lodo e reservatório de coagulante	74
FIGURA 4.7: Biofiltro aerado submerso de 300mm de diâmetro	75

FIGURA 4.8: Enchimento utilizado como meio suporte para o biofilme	76
FIGURA 4.9: Biofiltro Aerado Submerso de 400mm de diâmetro	77
FIGURA 4.10: Estação experimental	78
FIGURA 5.1: Valores de pH nas unidades de tratamento	87
FIGURA 5.2: Resultados de DQO (mg/L)	89
FIGURA 5.3: Eficiência de remoção de DQO no sistema (%)	90
FIGURA 5.4: Resultados de nitrogênio (mg/L)	91
FIGURA 5.5: Sólidos suspensos totais no sistema durante 54 semanas (g/L)	93
FIGURA 5.6: Sólidos suspensos totais no tratamento sem os valores do efluente equalizado (g/L)	94
FIGURA 5.7: Sólidos suspensos no efluente equalizado (mg/L)	96
FIGURA 5.8: Sólidos suspensos no pré-tratamento (mg/L)	96
FIGURA 5.9: Sólidos suspensos no reator UASB (mg/L)	97
FIGURA 5.10: Sólidos suspensos no biofiltro aerado submerso (mg/L)	97
FIGURA 5.11: Resultados de cromo total no sistema (mg/L)	99
FIGURA 5.12: Resultados de cromo total somente nos efluentes dos dispositivos de tratamento (mg/L)	99
FIGURA 5.13: Quantidade de sulfato no sistema (mg/L)	101
FIGURA 5.14: Quantidade de sulfeto no sistema (mg/L)	101
FIGURA 5.15: Quantidade de sulfato x quantidade de ar	102
FIGURA 5.16: Quantidade de sulfeto x quantidade de ar	102
FIGURA 5.17: Resultados de DBO no sistema durante as 54 semanas de monitoramento (mg/L)	104
FIGURA 5.18: Eficiência de remoção de DBOI no sistema (%)	105

## Lista de Quadros

QUADRO 3.1: Principais contaminantes em tratamento de águas residuárias	19
QUADRO 3.2: Características físicas, químicas e biológicas das águas residuárias e suas fontes.	20
QUADRO 3.3: Algumas reações de oxidação e redução importantes no processo anaeróbio	36
QUADRO 3.4: Efeito do nitrogênio amoniacal na digestão anaeróbia	43
QUADRO 3.5: Efeitos dos sulfetos solúveis na digestão anaeróbia	44
QUADRO 3.6: Principais mecanismos de remoção de poluentes no tratamento de esgotos	50
QUADRO 3.7: Tipos de sedimentação observada no tratamento de esgoto	51
QUADRO 3.8: Estágios da formação do biofilme no meio suporte	63
QUADRO 4.1: Análises referentes à eficiência de tratamento do sistema	81
QUADRO 4.2: Metodologias de análise utilizadas	81

## Lista de Tabelas

TABELA 3.1:	Características do efluente de curtume tratado	22
TABELA 3.2:	Característica dos efluente de curtume de diversos autores	22
TABELA 3.3:	COV aplicável a reatores anaeróbios de manta de lodo, com lodo floculento e granular, em relação à concentração da água e a fração de DQO insolúvel.	30
TABELA 3.4:	Parâmetros para reatores anaeróbios de manta de lodo <sup>(+)</sup> em funcionamento que tratam efluentes industriais.	31
TABELA 4.1:	Características dos reatores presentes no sistema	80
TABELA 4.2:	Tempo de partida em relação a COV aplicada	83
TABELA 5.1:	Porcentagem média de sólidos suspensos fixos e voláteis	95
TABELA 9.1:	Dados operacionais do sistema de tratamento para efluente de curtume (pH)	120
TABELA 9.2:	Dados operacionais do sistema de tratamento para efluente de curtume (DQO em mg/L)	124
TABELA 9.3:	Dados operacionais do sistema de tratamento para efluente de curtume (NITROGÊNIO em mg/L)	126

TABELA 9.4:	Dados operacionais do sistema de tratamento para efluente de curtume (SST em g/L)	127
TABELA 9.5:	Dados operacionais do sistema de tratamento para efluente de curtume (CROMO TOTAL em mg/L)	128
TABELA 9.6:	Dados operacionais do sistema de tratamento para efluente de curtume (SULFETO E SULFATO em mg/L)	129
TABELA 9.7	Dados operacionais do sistema de tratamento para efluente de curtume (DBO em mg/L)	130

## Lista de Abreviaturas

BFS	Biofiltro Aerado Submerso
COV	Carga Orgânica Volumétrica
Cr	Cromo
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO <sub>total</sub>	Demanda Química de Oxigênio Total
Fe	Ferro
L	Litro
m	Metro
mm	Milímetro
mg	Miligrama
mg/L	Miligrama por Litro
ml	Mililitro
m <sup>3</sup>	Metro cúbico
N	Nitrogênio
NL	Normal Litro
Ni	Níquel
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
P	Fósforo
pH	Potencial hidrogeniônico
S	Enxofre
SSed.	Sólidos sedimentáveis
SST	Sólidos suspensos totais
SV	Sólidos voláteis
SVT	Sólidos voláteis totais
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket

## 1.0) INTRODUÇÃO

O presente estudo pautou-se no aumento de escala da estação piloto operado por Léo (2002) e Yendo (2003) segundo os critérios e parâmetros técnicos existentes na literatura que, devido ao tamanho e vazão reduzidos, obtiveram dificuldades de analisar alguns parâmetros como variação da COV (Carga Orgânica Volumétrica) e do TDH (Tempo de Detenção Hidráulico) e relação DQO (Demanda Bioquímica de Oxigênio) com a idade do lodo.

Este sistema, inicialmente montado por Léo (2002), com vazão máxima de 4L/h, era composto por um decantador de coluna de 50L, um reator anaeróbio de 32L de volume total e um Biofiltro Aerado Submerso (BFS), operado por Yendo (2003), de 20L, em vazão contínua, mostraram que a eficiência de remoção da DQO resultante oscilou em torno de 75%. Em ensaio exploratório de DQO filtrada do efluente do Biofiltro Aerado Submerso, constataram a redução de 40% em relação aos 75% mencionados anteriormente, mostrando desta forma, a necessidade de separação de materiais suspensos e particulados mais efetivamente, principalmente as parcelas que contribuem na DQO do sistema de tratamento.

No presente processo de ampliação, o reator UASB simplificado em forma de "Y" foi aumentado em 50 vezes em volume, submetido a maiores vazões, testando assim sua adaptação ao novo regime hidráulico. O BFS foi aumentado em 7 vezes em volume, testado como unidade de pós-tratamento do reator UASB simplificado, avaliando a formação do biofilme e a vazão de ar necessária para remoção biológica de matéria orgânica.

O dimensionamento dos separadores de fases do sistema foi embasado nas dimensões do reator UASB simplificado, sendo este dimensionamento, de acordo com a literatura existente. A determinação do volume de um reator

biológico tal qual um reator UASB é definido pela vazão de água residuária a ser tratada e o TDH que se deseja aplicar. (van HAANDEL, 1999-A).

Após dimensionamento e execução do sistema de tratamento conforme recomendações, iniciou-se o monitoramento desde os primeiros ensaios envolvendo a partida para adaptação dos microrganismos anaeróbios ao efluente no reator UASB simplificado. Seguindo as recomendações preconizadas para partida de reatores anaeróbios, a operação do sistema foi iniciada com baixa vazão (32L/h) sem auxílio de coagulantes no sistema de pré-tratamento. No BFS, inoculado com efluente da lagoa facultativa do sistema de tratamento do curtume.

A carga orgânica aplicada foi aumentada gradativamente de acordo com a resposta de assimilação do reator UASB simplificado, chegando a vazão esperada ao final do quarto mês. Com a diminuição do TDH, tornou-se necessária a adição de coagulante no pré-tratamento para retenção de materiais particulados, ainda na fase de aumento de carga hidráulica.

No decorrer do período de monitoramento foram testados diferentes tipos de pré-tratamento, decantador de coluna e floculador de manta de lodo, e também foi modificado o BFS, utilizado como pós-tratamento, aumentando o seu volume e reduzindo a altura do enchimento.

A taxa de remoção da DQO era o parâmetro utilizado como indicativo do sistema, quando havia estabilidade no resultado, com indicativo de baixa remoção, poderia estar ocorrendo sobrecarga orgânica ou ainda, presença de substâncias inibidoras ou tóxicas em excesso.

## 2.0) OBJETIVO GERAL E ESPECÍFICO

Esta pesquisa teve por objetivo principal o estudo do comportamento de um sistema de tratamento de efluentes de curtumes composto por um reator UASB simplificado (com separador de fase em forma de “Y”), com dispositivo de Pré-Tratamento de separação Físico-Química; e, um BFS como dispositivo de Pós-Tratamento submetido ao aumento de escala na avaliação do seu potencial de aplicação.

Os objetivos específicos foram:

Quanto à eficiência de tratamento foram analisados as remoções de: Sólidos Suspensos Totais, DBO e DQO.

Quanto ao controle operacional foram analisados as variações de: Sólidos Sedimentáveis, pH, Temperatura, Alcalinidade e Sólidos Suspensos Voláteis;

Quanto à remoção de nutrientes foram analisados: Fósforo Total, Nitrogênio, Nitrogênio Amoniacal e Sulfato;

Quanto à presença de elemento inibidor foram analisados e quantificados: Sulfeto e Cromo.

### **3.0) REVISÃO BIBLIOGRÁFICA:**

Os processos de curtimento de peles utilizados por estas empresas geram efluentes com agentes poluidores como sólidos suspensos, matérias orgânicas, nutrientes, metais pesados. Tal como o cromo e microrganismos produtores de toxinas, que além de dificultar o processo de tratamento biológico desse tipo de efluente (ANDREOLI et.al, 2001), também contribuem para a degradação de recursos hídricos quando lançados em mananciais sem o devido tratamento.

Para evitar problemas e adequar-se a legislação vigente, grande parte destas empresas possui sistema de tratamento de efluentes, quase sempre compostos de unidades de precipitação e reciclo do cromo, seguida de uma unidade de tratamento físico-químico, na qual ocorre oxidação de sulfetos, ajuste de pH, coagulação e floculação com produtos químicos. Na seqüência, invariavelmente são utilizadas lagoas de estabilização (anaeróbias, facultativas aeradas mecanicamente, facultativas sem aeração e de polimento), ou sistemas de lodos ativados, nas suas mais diversas variações. (LÉO, 2002).

Atualmente no Brasil há a uma tendência de utilização de sistemas alternativos anaeróbios como primeira etapa do tratamento de águas residuárias de alta carga poluidora, devido à adequação dos reatores anaeróbios de suportar altas taxas. Como o sistema tem dificuldade de produzir um efluente que atenda aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental brasileira (CONAMA 20/86 substituída pela 357/05), impõe, quase sempre, a necessidade de pós-tratamento de seus efluentes. (CHERNICHARO, 2001).

Para um tratamento eficiente, segundo recomendações sugeridas por Class & Maia (1994), é necessário instalação de sistemas de pré-tratamento de separação físico ou físico-químico e de homogeneização no tratamento de efluentes de curtume.

### **3.1) O PROCESSO DE CURTIMENTO DE PELES**

Neste item serão apresentadas as diversas etapas que envolvem o curtimento de peles e o potencial de geração de águas residuárias.

#### **3.1.1) ASPECTOS GERAIS**

Curtimento é um processo através do qual, peles de animais são convertidas em couro. As peles, após remoção da carne, pêlos e gorduras, são tratadas com produtos químicos para transformar num material maleável, estável e durável. Após o curtimento, o couro é processado de acordo com sua finalidade de uso (SILVA, 1996).

Para transformação da pele em produto final são necessárias mais de 20 etapas no processamento em um curtume completo. Tais etapas se dividem em operações físicas e processos químicos. Estas operações podem ser agrupadas em 3 grandes fases denominadas: ribeira, curtimento e acabamento, que são explicadas em Hoinack (1989) apud Yendo (2003).

As operações de curtimento são realizadas em meio aquoso, as quais requerem agitação para acelerar o tempo de processamento e favorecer o contato das peles com as soluções contendo os diferentes produtos químicos. Tais operações podem ser realizadas em diferentes tipos de recipientes, sendo o mais utilizado o fulão, um grande recipiente feito de madeira em formato cilíndrico e tem fixado nas paredes internas travessas ou tornos destinados a revirar os couros e favorecer a movimentação dos mesmos.

#### **3.1.2) TIPOS DE PELE**

Existem dois tipos de peles aceitas para curtimento que são:

- Peles Frescas
- Peles Salgadas

### **3.1.2.1) PELES FRESCAS**

As peles recém removidas do animal, em operação denominada esfolagem, constituem a pele fresca ou couro verde (FIGURA 3.1). Neste estado, em função do teor de água, as peles estão sujeitas à deterioração por ação bacteriana.

Muitas vezes, este tipo de couro necessita passar por processos de conservação. Os processos de conservação têm como objetivo interromper todas as causas que favorecem a decomposição das peles até o início do seu processamento. O processo de conservação mais indicado para pele fresca seria o resfriamento.

### **3.1.2.2) PELES SALGADAS**

Dentre estes processos de conservação, a mais empregada é a desidratação da pele pelo sal (NaCl), um agente conservante por ser desidratante e bactericida, é largamente utilizado num processo chamado salga ou salmora e posterior secagem e armazenamento de pele não curtida. Este procedimento era o mais tradicional na conservação da pele para curtimento até há pouco tempo, substituído atualmente por processos de resfriamento ou pelo curtimento direto.

### **3.1.3) PROCESSO CURTIMENTO**

As múltiplas etapas que compõem o processo de curtimento de peles podem ser divididas em três fases:

- Ribeiro;
- Curtimento; e,
- Acabamento.

Cada uma das fases será comentada, conforme tipo de pele processada, pele fresca ou salgada.



FIGURA 3.1 – Chegada do couro verde (cru) na indústria para início do processo de curtimento

### 3.1.3.1) RIBEIRA

A ribeira é a fase do curtimento responsável por até 80% da produção de resíduos. Subdivide-se nas seguintes etapas:

- Pré-remolho;
- Remolho;
- Depilação e caleiro;
- Descarne e divisão;
- Desencalagem e purga.

### **3.1.3.1.1) PRÉ-REMOLHO**

No pré-remolho ocorre a lavagem do sal e a reposição de parte da água das peles. É realizado com 200% de água em relação ao peso de peles e a duração do banho depende do tipo de conservação utilizado. Em relação a quantidade total de DQO o resíduo líquido do pré-molho varia entre 6 e 7%.

### **3.1.3.1.2) REMOLHO**

O remolho é um processo que tem a finalidade de repor o teor de água, além de promover a limpeza, eliminando impurezas aderidas aos pêlos, como proteínas e materiais interfibrilares.

Esta operação é importante, pois a água em todas as operações posteriores funciona como veículo, levando os diferentes produtos químicos, que estão em solução, a entrarem em contato com as fibras.

Alguns agentes auxiliares são utilizados como: álcalis, ácidos, tensoativos, bactericidas e enzimas. Neste processo, a contribuição na percentagem global de DQO é aproximadamente 12%. A FIGURA 3.2 mostra o couro após o remolho.



FIGURA 3.2 – Couro hidratado após o processo de remolho

### 3.1.3.1.3) DEPILAÇÃO E CALEIRO

A depilação e caleiro é um processo que tem como função remover ou destruir os pêlos e o sistema epidérmico, bem como preparar as peles para as operações posteriores.

Este processo utiliza cal e sulfeto de sódio, sendo considerado altamente poluidor e a quantidade de água pode variar de 200 a 300%, em relação ao peso de peles.

Em sistemas de depilação como destruição dos pêlos, têm-se estes processos como responsável por até 85% de sólidos suspensos, segundo Class & Maia (1994) da ordem de 42,9g/L. Para a DQO global, sua contribuição é de aproximadamente 45%. Na FIGURA 3.3 vê-se um fulão finalizando a etapa de depilação.



FIGURA 3.3 – Fulão com couro (saída do processo de depilação e caleiro)

#### **3.1.3.1.4) DESCARNE E DIVISÃO**

Após o caleiro, as peles são encaminhadas para a operação de descarne, na qual eliminam-se os materiais aderidos do lado carnal, através de uma máquina de descarnar. Os resíduos desta fase são denominados carnaça.

Na divisão, indicada na FIGURA 3.4, há separação da pele em duas camadas: a superficial, denominada flor e a camada inferior, raspa. A flor constitui a camada mais nobre. A raspa é utilizada na confecção de peças que não necessitam acabamento como luvas de procedimento grosseiro e para produção de ração animal.



FIGURA 3.4 – Couro depilado seguindo para a máquina divisora

#### **3.1.3.1.5) DESENCALAGEM E PURGA**

Na desengalagem as peles são neutralizadas com sais amoniacais (sulfato de amônio e cloreto de amônio), sais ácidos (bissulfito de sódio), ácidos orgânicos (lático, fórmico, butírico e sulfoftálico) e ácidos inorgânicos (bórico). O volume de água pode variar entre 20 - 100% em comparação ao volume de pele.

Na operação denominada purga, as peles são tratadas com enzimas proteolíticas, similares àquelas encontradas no sistema digestivo, para remoção dos pêlos remanescentes e gorduras. Esta fase é responsável por 15% do percentual de DQO.

### **3.1.3.2) CURTIMENTO**

A fase de curtimento pode ser subdividida em:

- Píquel;
- Curtimento.

#### **3.1.3.2.1) PÍQUEL**

A piquelagem consiste em preparar o colágeno, que é a proteína mais importante para o processo de curtimento, para melhor absorção dos produtos químicos, nos poros e tecidos. Nesta etapa, completam-se a desengalgação, desidratação e interrupção da atividade enzimática. Para isso, utilizam-se soluções salino-ácidas de ácido sulfúrico (1,0 - 1,5%), 6 - 10% de cloreto de sódio e 60 - 100% de água.

#### **3.1.3.2.2) CURTIMENTO**

Após a piquelagem, as peles estão prontas para receber os agentes curtentes que podem ser vegetais ou minerais.

O curtimento é um processo que consiste na transformação das peles em material estável e imputrescível, ou seja, a transformação da pele em couro.

O curtimento mineral mais empregado é ao cromo, no qual as peles são mantidas em contato com uma solução de íons  $\text{Cr}^{+3}$  que se ligam ao colágeno. Isto faz com que o couro fique resistente à bactéria e a altas temperaturas. Denomina-se "wet blue" o couro após o processo de curtimento ao cromo (FIGURA 3.5). Geralmente é utilizado de 2 a 3% de óxido crômico ( $\text{Cr}_2\text{O}_3$ ) em relação ao volume das peles.

O curtimento vegetal emprega-se de 15 a 30% de extrato tanante, o qual é uma mistura complexa de muitas substâncias naturais. Os taninos vegetais utilizados são normalmente compostos polifenólicos de dois tipos: os hidrolisáveis

(castanheiro e carvalho), derivados de pirogalol e os condensados (quebraxo e mimosa), derivados do catecol.



FIGURA 3.5 – Retirada do Couro “wet blue” do Fulão

### **3.1.3.3) ACABAMENTO**

A fase de acabamento compõe-se de 13 etapas distintas para tornar a pele em couro pronto para ser manufaturado em produto industrial, são descritas a seguir:

#### **3.1.3.3.1) ENXUGAMENTO E REBAIXAMENTO**

Em seguida ao curtimento, os couros passam por uma máquina de enxugar, por processo mecânico, para remover o excesso de água e, após tal, são submetidos à operação mecânica de rebaixamento, para igualar a sua espessura (FIGURA 3.6).



FIGURA 3.6 – Couro passando pela enxugadeira após retirado do fulão de curtimento.

### 3.1.3.3.2) CLASSIFICAÇÃO

Finalmente, o couro é classificado (FIGURA 3.7) em uma escala que varia de A a E, dependendo do número de marcas e imperfeições que ele contém.



FIGURA 3.7 – Classificação do couro após enxugamento.

#### **3.1.3.3.3) NEUTRALIZAÇÃO**

Este processo visa remover o excesso de acidez livre do couro, sem prejuízo das fibras, utilizando-se produtos auxiliares de ação suave tais como:

- Sais de ácidos fracos: bicarbonatos, carbonatos e bórax;
- Agentes complexantes: polifosfatos, acetatos e formiatos;
- Sais de tanino sintético: na forma de sais de amônio ou de sódio.

Estes produtos são empregados na proporção de 1% e o volume de água varia entre 80 - 100% em relação ao volume de peles.

#### **3.1.3.3.4) RECURTIMENTO**

Com o recurtimento completa-se o curtimento, corrigindo-se algumas imperfeições do couro. Pode ser realizado com curtentes minerais (sais de cromo,

alumínio e zircônio) ou curtentes vegetais. Esta etapa facilita o lixamento, o amaciamento e a estampagem.

#### **3.1.3.3.5) TINGIMENTO E ENGRAXE**

O tingimento tem por finalidade dar cor ao couro. Para isso, são usados: corantes a base de anilinas ou corantes complexo-metálicos, cuja composição é indicada pelo fabricante. O volume do banho por pele varia de acordo com o grau de tingimento desejado.

No engraxe, o couro adquire maciez e elasticidade. Nesta operação, as fibras ficam envolvidas pelo material de engraxe que funciona como lubrificante, evitando a aglutinação das mesmas durante a secagem. Os processos de engraxe são realizados com emulsões de óleos vegetais, animais ou minerais.

#### **3.1.3.3.6) SECAGEM**

A secagem tem como objetivo eliminar o excesso de água indesejável apresentada pelo couro após a última etapa realizada no fulão.

Inicialmente, os couros são secados ao ar livre, atingindo cerca de 70% de umidade. Depois, completa-se a secagem até 18% de umidade em máquinas de enxugar e secar.

#### **3.1.3.3.7) CONDICIONAMENTO**

Nesta etapa, o couro é reumidificado até alcançar um teor de 30%. Pode ser realizado em máquina de reumectar ou em câmara úmida. A umidade adicionada vai facilitar principalmente a operação posterior de amaciamento.

### **3.1.3.3.8) AMACIAMENTO**

Uma vez reumidecidos, os couros podem ser amaciados mecanicamente, com o objetivo de melhorar a flexibilidade e o toque macio.

### **3.1.3.3.9) ESTANQUEAMENTO E RECORTE**

No estanqueamento, parte da elasticidade do couro é retirada, obtendo-se um ganho de área, importante durante a operação de medição. O recorte é feito manualmente com facas, e as dobras e partes inaproveitáveis são retiradas, uniformizando o contorno do couro, visando facilitar o processo de lixamento.

### **3.1.3.3.10) LIXAMENTO E DESPOAMENTO**

Todas as correções da flor, como eliminação de defeitos e melhoria do aspecto do material, são executadas em máquina de lixar.

O pó aderido à camada flor, após o lixamento, deve ser eliminado em operação mecânica denominada despoamento.

### **3.1.3.3.11) IMPREGNAÇÃO**

Na impregnação ocorre a aplicação de uma significativa quantidade de polímeros termoplásticos sobre a superfície do couro, os quais promovem a aderência da flor à camada reticular.

### **3.1.3.3.12) ACABAMENTO**

No acabamento, são aplicadas sucessivas misturas à base de ligantes e pigmentos, conferindo ao couro sua apresentação e aspecto definitivos. Poderá melhorar o brilho, o toque e, características físico-mecânicas: como impermeabilidade à água, resistência à fricção e à luz.

### **3.1.3.3.13) PRENSAGEM E MEDIÇÃO**

A prensagem é uma operação mecânica para conferir ao couro características de lustro, fixação da flor e garantir ao acabamento. Na medição é avaliada a área dos couros, para posterior venda.

## **3.2) EFLUENTES LÍQUIDOS**

Um efluente líquido pode ser definido como a combinação de resíduos líquidos ou diluídos em água, removidos de residências, instituições, estabelecimentos comerciais e industriais, junto a águas subterrâneas, superficiais ou pluviais que possam estar presentes (METCALF & EDDY, 1991).

O lançamento de efluentes líquidos em corpos receptores pode causar sérias conseqüências, comprometendo sua qualidade. As águas do território brasileiro são protegidas por leis federais (Resolução CONAMA 357/05) e leis estaduais (Lei 997/78 e Decreto 8.486/78), estabelecendo os padrões de lançamento de parâmetros relevantes para preservação das águas.

Para atender às exigências legislativas, as fontes poluidoras devem dispor de sistemas de tratamento de efluentes líquidos para emissão em corpos receptores, e a forma de tratamento estará relacionada intimamente com as características do efluente gerado. Metcalf & Eddy (1991) citam os principais contaminantes em tratamento de águas residuárias (QUADRO 3.1) e as principais características físicas, químicas e biológicas das águas residuárias, bem como suas fontes (QUADRO 3.2).

QUADRO 3.1 - Principais contaminantes em tratamento de águas residuárias

POLUENTE	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 e DQO. 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	Algumas doenças podem ser transmitidas por organismos patogênicos em águas residuárias.
Nutrientes	Tanto nitrogênios quanto fósforo, juntos ao carbono, são nutrientes essenciais para o crescimento. Quando lançados no ambiente aquático estes nutrientes podem levar ao crescimento de uma vida aquática não desejável. Quando lançamos 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 destes compostos são encontrados em águas residuárias.
Orgânicos Refratários	Estes 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 às águas residuárias de atividade 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 e devem ser removidos se o efluente for reutilizado.

Fonte: METCALF & EEDDY (1991)

QUADRO 3.2- Características físicas, químicas e biológicas das águas residuárias e suas fontes

<b>CARACTERÍSTICAS</b>	<b>FONTE</b>
<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 matéria orgânica
→ 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, industriais e comerciais

Fonte: METCALF & EEDDY (1991)

### 3.3) EFLUENTES DE CURTUMES:

Efluentes industriais, como os gerados pelo curtimento de peles, possuem características únicas quando comparados com o efluente doméstico e alguns tipos de efluentes industriais.

Dentre as diversas etapas realizadas no processo de curtimento das peles, o remolho, caleação, lavagem, piquelagem e purga são responsáveis por 65% dos despejos. Os 35% restantes são gerados nas etapas de curtimento de acabamento e lavagem final, porém, estas duas últimas atividades são responsáveis por 60% da DBO presente no efluente, sendo os 40% restantes provenientes das cinco primeiras atividades.

As principais características qualitativas dos efluentes de curtumes são:

- Cal e sulfetos livres.
- Elevado pH.
- Cromo hexavalente potencialmente tóxico.
- Elevada DBO (sangue, soro e subprodutos da decomposição de proteínas).
- Elevado teor de sólidos em suspensão (pêlos, graxa, fibras e sujeira).
- Coloração leitosa devido à cal, verde ou azul devido aos corantes de tingimento.
- Elevada salinidade.
- Elevada DQO.

Na TABELA 3.1 têm-se os valores máximo e mínimo de diversos parâmetros das águas residuárias coletadas no curtume onde foi montada a pesquisa.

TABELA 3.1 - Características do efluente de curtume tratado.

Parâmetro	Valores	
	Mínimo	Máximo
pH	8,0	9,7
Demanda bioquímica de oxigênio - DBO (mg/l)	1100	2900
Demanda química de oxigênio - DQO (mg/l)	4500	1900
Sólidos em suspensão (mg/l)	1100	7400
Nitrogênio total (mg/l)	440	510
Cromo (mg/l)	2,3	4,7
Sulfato (mg/l)	3200	4000
Sulfeto (mg/l)	55	75
Sólidos Sedimentáveis (ml/l)	20	70

Ferrari Júnior et al (1997), baseado em três diferentes autores, faz caracterização dos efluentes líquidos de curtumes, mostrada na TABELA 3.2

TABELA 3.2 – Características dos efluentes de curtumes de diversos autores.

DQOt (mg/l)	DQOf (mg/l)	DBO (mg/l)	S <sup>2-</sup> (mg/l)	Cr total (mg/l)	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> (mg/l)	SST (mg/l)	pH
6.000	2.550	1.000	240	60	2.000	2.000	7,3
	3.300	1.700		160	3.300	4.000	8,3
7.250	-	2.350	26	94	-	-	8,6
1.575	-	869	23	24,2	-	-	6,9
4.080		1250	91	42,0			7,8

Fonte: Adaptado de Ferrari Júnior et al (1997).

Como principais adjuvantes da complexidade deste tipo de efluente podem ser citados os sulfetos ( $S^{2-}$ ) e cromo (Cr), cujo teor pode ser acentuado se os procedimentos de recirculação e reaproveitamento do cromo e de dos sulfetos não forem bem executados.

Braile & Cavalcanti (1993) cita os efeitos de despejos deste tipo de efluente sem tratamento em cursos d'água. Este despejo possui grande quantidade de material putrescível, como sangue e proteínas, e também materiais tóxicos como sais de cromo, sulfeto de sódio e compostos arsenicais. Além disso, as altas concentrações de DBO, DQO e a alta alcalinidade contribuem para que a água do corpo receptor se torne imprópria para fins de abastecimento público, industrial, irrigação e recreativo e também seja imprópria para a vida aquática. O despejo apresenta aspecto e cheiro repugnantes. Na FIGURA 3.8 pode-se observar o aspecto do efluente do curtume FUGA COUROS JALES.

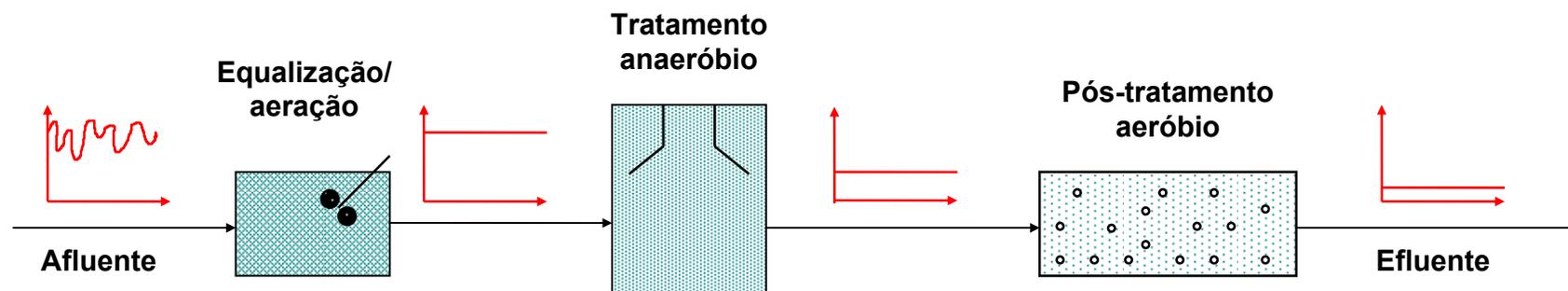


FIGURA 3.8: Aspecto visual do efluente de curtume

### **3.4) SISTEMA COMBINADO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES DE CURTUME:**

O fluxograma da FIGURA 3.9 ilustra os objetivos para cada uma das etapas do tratamento proposto no trabalho. No QUADRO 05 é analisado o impacto de cada etapa do tratamento, os principais poluentes do efluente de um curtume: DBO/DQO, sólidos em suspensão, amônia e sulfeto. O monitoramento que será realizado visa qualificar a eficiência de redução dos principais parâmetros de controle citados.

FIGURA 3.9 - Fluxograma e objetivos de cada etapa do processo



Poluente	Afluente	Equalização / aeração	Tratamento anaeróbio	Pós-tratamento aeróbio	Efluente
<i>DBO / DQO</i>	Elevadas concentrações	<ul style="list-style-type: none"> <li>Amortecimento das variações</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Maior parte: conversão a metano e gás carbônico (grande parte escapa com o biogás)</li> <li>Restante: saída com o efluente</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Maior parte: conversão a gás carbônico e água</li> <li>Restante: saída com o efluente</li> </ul>	Concentrações mais baixas
<i>SS</i>	Elevadas concentrações	<ul style="list-style-type: none"> <li>Amortecimento das variações</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Maior parte: hidrólise e decomposição de SS biodegradáveis, e acumulação de SS inertes</li> <li>Restante: saída com o efluente</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Maior parte: decomposição, retenção na biomassa, sedimentação ou aderência a biofilmes</li> <li>Restante: saída com o efluente</li> </ul>	Concentrações mais baixas
<i>Amônia</i>	Elevadas concentrações	<ul style="list-style-type: none"> <li>Amortecimento das variações</li> <li>Eventual aumento da concentração, por conversão de N orgânico em amônia</li> </ul>	-	<ul style="list-style-type: none"> <li>Maior parte: oxidação a nitrato (com eventual parcial redução a nitrogênio gasoso em sistema com aeração intermitente)</li> <li>Restante: saída com o efluente</li> </ul>	Concentrações mais baixas
<i>Sulfeto</i>	Elevadas concentrações	<ul style="list-style-type: none"> <li>Amortecimento das variações</li> <li>Oxidação a sulfato</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Redução a sulfeto (parte presente no biogás, parte no efluente líquido)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Oxidação a sulfato</li> </ul>	Concentrações mais baixas

FONTE: CHERNICHARO, C. A. L. (1996).

### **3.5) TRATAMENTO DE EFLUENTES EM REATORES ANAERÓBIOS**

Diversos pesquisadores apontam como vantagens dos reatores anaeróbios a menor produção de lodo, minimizando o tamanho e a capacidade das instalações para manejo, disposição e acondicionamento do lodo, produção de gás metano, que eventualmente pode ser usado como combustível, e a não necessidade de equipamentos para aeração, o que em geral conduz a menores custos de construção, operação e manutenção das instalações, quando comparados aos processos anaeróbios. Por outro lado, a menor taxa de produção de lodo, que é uma grande vantagem do ponto de vista econômico, sob o aspecto técnico implica em um período de tempo muito grande para a formação da biomassa inicial (CAMPOS & DIAS, 1995).

Um reator, de forma geral, é qualquer dispositivo onde em seu interior ocorram reações físicas, químicas e biológicas. Um reator anaeróbio é então qualquer dispositivo ou estrutura destinado a abrigar as reações que compõem o processo anaeróbio (LÉO, 2002). Variando quanto às características como tempo de detenção hidráulica, retenção celular, vazão, separação de fases, dimensões hidráulicas entre outras.

O registro do primeiro reator anaeróbio que se tem conhecimento foi o desenvolvido em 1872, na França, por Jean Louis Mouras, que segundo Azevedo Netto (1985) patenteou seu invento com o nome de “Eliminador Automático de Excrementos”. Em 1903, na Grã-Bretanha, o Engenheiro Donald Cameron patenteou um tipo de decanto-digestor com o nome de “Tanque Séptico”, e muitos outros tipos de tanques foram concebidos, como exemplo o Tanque Imhoff. Todos estes tipos de reatores com uma mesma característica: possuíam pequenas populações de bactérias.

Os tipos de reatores mais modernos, de biomassa suspensa ou aderida foram concebidos para manter em seu interior uma população bacteriana grande, com o intuito de aumentar sua capacidade de tratamento. Sob este conceito, surgiram os filtros anaeróbios (YOUNG & McCARTY, 1969; YOUNG, 1991), o

reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (LETTINGA et al, 1980; VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 1997) e os reatores anaeróbios de leito expandido e fluidizado (CAMPOS, 1999).

### 3.5.1) DESCRIÇÃO DOS DIFERENTES TIPOS DE REATORES

As configurações básicas e características dos modelos de reatores desenvolvidos com a finalidade de implementar o tratamento anaeróbio estão descritas sucintamente neste capítulo.

**Reator de Contato:** a biomassa suspensa é retida em um decantador externo ou em centrífuga, retornando, em seguida ao reator.

**Filtro Anaeróbio:** um material de suporte inerte, distribuído em camadas ordenadas ou não, possibilita a formação de biofilme. Também ocorre a formação de grânulos nos interstícios do leito do reator. Pode ser operado com fluxo ascendente ou descendente.

**Reator de Leito Fluidificado:** um leito com partículas inertes de pequenas dimensões, oferecendo grande superfície específica para fixação de microrganismos, é submetido a um fluxo ascendente suficiente para provocar a sua fluidificação. Por sua densidade ser maior que a dos microrganismos, possibilita a aplicação de cargas hidráulicas relativamente elevadas.

**Reator Anaeróbio com Chicanas:** trata-se de um reator com divisões internas possibilitando a operação de digestão anaeróbia em dois estágios, segundo Fox e Pohland (1994) apud. Barijan (1995), no primeiro estágio ocorrem as reações de hidrólise

e fermentação e no segundo estágio ocorrem as reações de acetogênese e metanogênese.

**Reator Anaeróbio de Manta de Lodo de Fluxo Ascendente (UASB ou RAFA):**

trata-se de um reator com dispositivos separadores trifásico, constituídos de: decantador e defletores localizados na parte superior do reator, propiciando a separação de sólidos, gás e líquido, favorece o contato e a aglutinação com tendência das bactérias em formar flocos ou grânulos de consistência floculenta ou densos e compactos.

**3.5.2) REATORES ANAERÓBIOS DE MANTA DE LODO DE FLUXO ASCENDENTE (UASB)**

Neste item serão focadas as características de reatores tipo UASB, descrevendo as informações sobre a produção de lodo, carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica usuais do reator.

**3.5.2.1) PRODUÇÃO DE LODO**

Em reatores anaeróbios, a qualidade e a quantidade do lodo são fatores relevantes para a eficiência do tratamento de efluentes líquidos. Os cálculos para estimar a produção de lodo são baseados no coeficiente de produção de biomassa observado,  $Y_{obs}$ , ver equação 12, no item 3.8. A concentração da biomassa é analisada em termos de sólidos suspensos voláteis produzidos no reator e a concentração do substrato, em DQO efluente.

Barijan (1995) avalia a produção de um reator de manta de lodo, operando com esgoto sanitário, com TDH de 20 horas. Os valores observados de  $Y_{obs}$  foram de 0,29mgST/mgDQO e 0,181mgST/mgDBO. Mostrando que para esses valores não houve necessidade de descarte de lodo durante os 30 meses da pesquisa.

Na digestão anaeróbia, a expectativa de produção de lodo é em torno de  $Y_{obs} = 0,10\text{mgSSV/mgDQO}$ , maior que o valor encontrado para a metanogênese, (McCARTY, 1990 apud. VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994), mas ainda menor que aquela encontrada em sistemas aeróbios, onde há produção mínima de  $0,20\text{mgSSV/mgDQO}$  para esgotos sanitários. Isto ocorre devido às outras etapas do processo de digestão anaeróbia de materiais orgânicos complexos, resultando na formação de várias populações bacterianas e à floculação de sólidos orgânicos, inertes ao afluente.

### 3.5.2.2) CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA E TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA

Para águas residuárias com concentrações menores a  $1.000\text{mg/L}$  de DQO, o volume do reator será independente da concentração de matéria orgânica de seu fluxo afluente e pode ser determinado pelo TDH admissível, derivado da equação 3.1.

$$V_R = \Theta_H \cdot Q_v \quad (\text{eq. 3.1})$$

Onde:

$V_R$  = volume útil do reator ( $\text{L}^3$ )

$\Theta_H$  = tempo de detenção hidráulica (T)

$Q_v$  = vazão ( $\text{L}^3 \cdot \text{T}^{-1}$ )

Quando a concentração da matéria orgânica é elevada, o volume do reator é dependente desta concentração e da carga volumétrica, equação 3.2.

$$V_R = \frac{DQO \cdot Q}{COV} \quad (\text{eq. 3.2})$$

Onde:

COV = carga orgânica volumétrica ( $\text{M} \cdot \text{L}^{-3} \cdot \text{T}^{-1}$ )

Lettinga & Hulshoff Pol (1991) apresentam os valores de COV para reatores anaeróbios de manta de lodo, TABELA 3.3 para tratamento de águas residuárias complexas, ou seja, águas com efluentes insolúveis e compostos capazes de provocar inibição ou toxicidade aos microrganismos presentes, formação de espuma, flotação do lodo ou modificação de seu formato ou densidade.

TABELA 3.3 – COV aplicável a reatores anaeróbios de manta de lodo, com lodo floculento e granular, em relação à concentração da água e a fração de DQO insolúvel.

CONCENTRAÇÃO DE DQO DA ÁGUA RESIDUÁRIA (mg/L de O <sub>2</sub> )	FRAÇÃO DE DQO INSOLÚVEL (%)	CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA A 30°C (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )		
		LODO FLOCULENTO	LODO GRANULAR	
			PEQUENA REMOÇÃO DE SST	GRANDE REMOÇÃO DE SST
Até 2.000	10 a 30	2 a 4	8 a 12	2 a 4
	30 a 60	2 a 4	8 a 14	2 a 4
	60 a 100	*	*	*
2.000 a 6.000	10 a 30	3 a 5	12 a 18	3 a 5
	30 a 60	4 a 6	12 a 24	2 a 6
	60 a 100	4 a 8	*	2 a 6
6.000 a 9.000	10 a 30	4 a 6	15 a 20	4 a 6
	30 a 60	5 a 7	15 a 24	3 a 7
	60 a 100	6 a 8	*	3 a 8
9.000 a 18.000	10 a 30	5 a 8	5 a 8	4 a 6
	30 a 60	Questionável a SST > 6 a 8g/L	Questionável a SST > 6 a 8g/L	3 a 7
	60 a 100	*	*	3 a 7

Fonte: Adaptado de Lettinga & Hulshoff Pol (1991)

Nota: \* a aplicação de reatores anaeróbios de manta de lodo não faz sentido nas condições dispostas.

Borzacconil & Lopez (1994) fazem um levantamento dos reatores anaeróbios de manta de lodo em funcionamento para efluentes industriais, TABELA 3.4, constituídos na América Latina.

TABELA 3.4 – Parâmetros para reatores anaeróbios de manta de lodo<sup>(+)</sup> em funcionamento que tratam efluentes industriais.

EFLUENTE	VALORES	TDH (d)	COV (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	EFICIÊNCIA (%)
CERVEJARIA	Máximo	0,55	17,9	80
	Mínimo	0,18	5,59	75
	Médio	0,33	9,0	81
MALTEARIA	Máximo	-	8,3	-
	Mínimo	-	2,69	-
	Médio	0,63*	6,98	77*
DESTILARIA	Máximo	2,4	17,5**	-
	Mínimo	1,0	8,0	-
	Médio	1,8	14	95*
LEVEDURAS	Máximo	2,0	12,4	70
	Mínimo	1,0	5,0	55
	Médio	1,54	8,0	66
REFRESCOS	Máximo	0,86	3,4	-
	Mínimo	0,125	0,39	-
	Médio	0,58	2,13	-
LÁCTEOS	Máximo	1,52	10	-
	Mínimo	0,38	1,2	-
	Médio	0,78	5,2	78*

Fonte: Borzacconil & Lopez (1994)

Notas:

Não foram incluídos sucos cítricos, que em geral apresentam cargas mais altas.

(+) Os reatores anaeróbios de manta de lodo constituem 87% dos reatores industriais deste levantamento

\* Único valor pesquisado

\*\* Existe um reator termofílico com carga de 30kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

### 3.6) PROCESSO ANAERÓBIO

O processo anaeróbio baseia-se na utilização de microrganismos na ausência de oxigênio livre, para a degradação de matéria orgânica. Esta degradação refere-se às reações que reduzem as dimensões de partículas, tornando-as solúveis ou, molecularmente, quebram as cadeias ou ligações triplas ou duplas existentes.

No processo de conversão da matéria orgânica em condições de ausência de oxigênio, são utilizados aceptores de elétrons inorgânicos como  $\text{NO}_3^-$  (redução de nitrato),  $\text{SO}_4^{2-}$  (redução de sulfato), ou  $\text{CO}_2$  (formação gás carbônico). A formação de metano não ocorre ou forma-se em quantidade desprezível em ambientes no qual o oxigênio, o nitrato ou o sulfato encontra-se prontamente disponíveis como aceptores de elétrons (LÉO, 2002).

A produção de metano ocorre em diferentes ambientes naturais tais como pântanos, solo, sedimentos de rios, lagos e mares, assim como nos órgãos digestivos de animais ruminantes. Estima-se que a digestão anaeróbia com formação de metano seja responsável pela completa mineralização de 5 a 10% de toda a matéria orgânica disponível na terra. A digestão anaeróbia representa um sistema ecológico delicadamente balanceado, onde cada microrganismo tem uma função essencial.

Os principais microrganismos empregados no processo anaeróbio, comentados por Malina (1992), são as bactérias. A capacidade de uma bactéria anaeróbia decompor um determinado substrato é específica, dependendo principalmente das enzimas que possui (as enzimas, responsáveis pelas reações do processo de decomposição, apresentam alto grau de especificidade). Conhecimentos sobre as reações podem ser obtidos através de Pelczar (1980).

Na literatura, as bactérias do processo anaeróbio são apresentadas em grupos relativos aos substratos a que tem afinidade, as reações que realizam ou aos produtos que formam.

As bactérias metanogênicas desempenham duas funções primordiais: elas produzem gás insolúvel (metano) possibilitando a remoção do carbono orgânico

do ambiente anaeróbio, além de utilizarem o hidrogênio, favorecendo o ambiente para que as bactérias acidogênicas fermentem compostos orgânicos com a produção de ácido acético, o qual é convertido em metano.

A digestão anaeróbia de compostos orgânicos é normalmente considerada um processo de dois estágios.

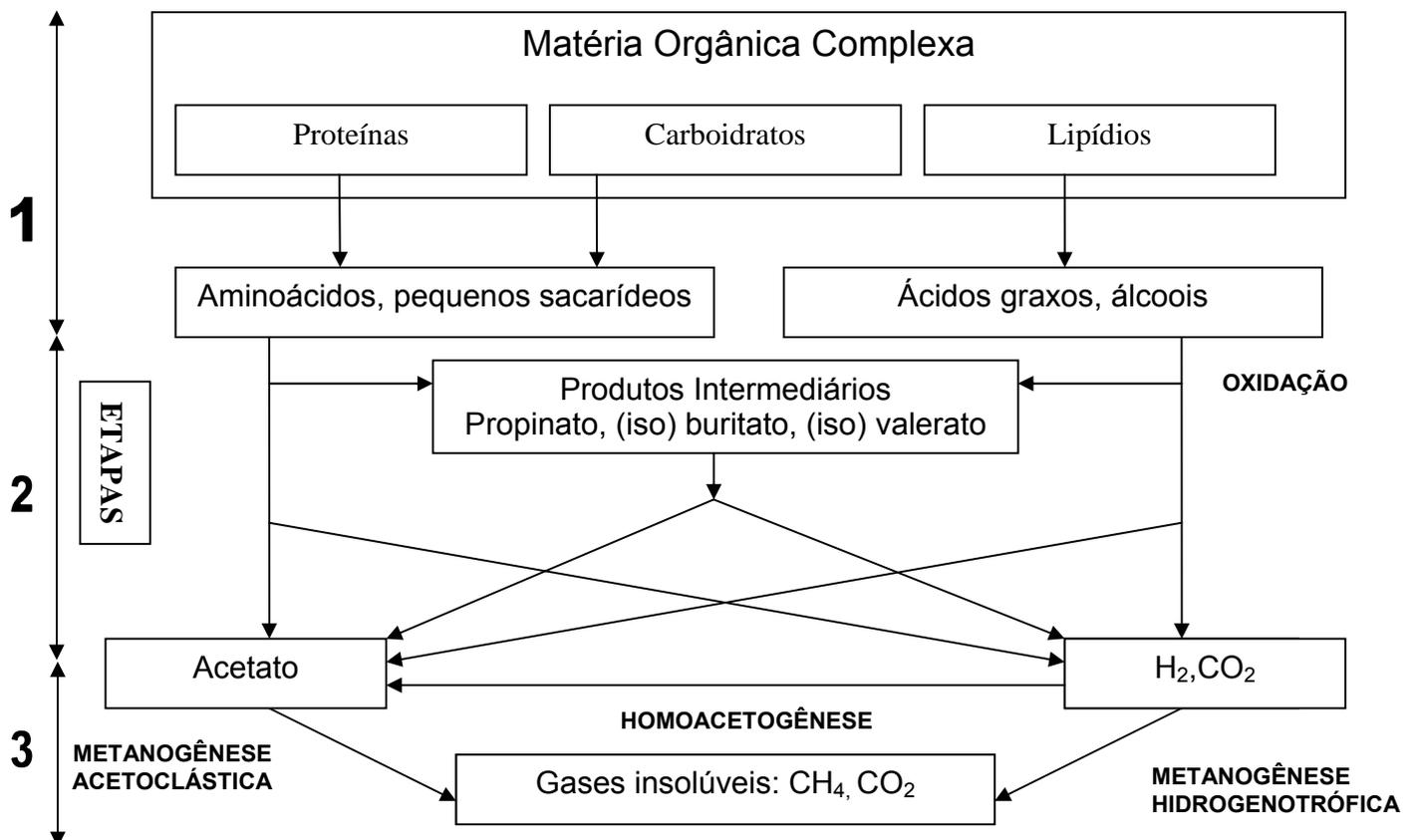
No primeiro estágio, um grupo de bactérias facultativas e anaeróbias, denominadas formadoras de ácidos ou fermentativas, converte os orgânicos complexos em outros compostos.

Compostos orgânicos complexos como carboidratos, proteínas e lipídios são hidrolisados, fermentados e biologicamente convertidos em materiais orgânicos mais simples, principalmente ácidos voláteis.

No segundo estágio ocorre a conversão dos ácidos orgânicos, gás carbônico e hidrogênio em produtos finais gasosos, o metano e o gás carbônico. Esta conversão é efetuada por um grupo especial de bactérias, denominadas formadoras de metano, as quais são estritamente anaeróbias. As bactérias metanogênicas dependem do substrato fornecido pelas acidogênicas, configurando desta forma, uma interação comensal.

Uma vez que as bactérias metanogênicas são responsáveis pela maior parte da degradação do resíduo, a sua baixa taxa de crescimento e de utilização dos ácidos orgânicos normalmente representa o fator limitante no processo de digestão como um todo.

Henze & Harremões (1983) dividem este processo em três etapas: (a) hidrólise, (b) degradação de moléculas orgânicas pequenas, gerando ácidos graxos voláteis, e (c) produção de metano. Estas duas últimas etapas também são conhecidas como acidogênese e metanogênese. Todas as etapas citadas podem ser observadas na FIGURA 3.10.



Etapa 1- Hidrólise e Acidogênese, Etapa 2- Acetogênese, Etapa 3- Metanogênese

FIGURA 3.10 – Etapas da digestão anaeróbia de matéria orgânica complexa (adaptado de Gujer e Zender (1983) apud. De Aquino (2005)).

As reações que compõem estas etapas ocorrem em série e paralelo. Estas reações são realizadas por grupos interdependentes de bactérias e podem ocorrer ao mesmo tempo no mesmo meio. O produto da atividade de um determinado grupo de bactérias é usado como alimento por outro grupo, criando a idéia que estas reações ocorrem em série. A idéia da ocorrência em paralelo fica clara quando se considera a presença simultânea dos produtos da atividade de todos os grupos e a realização destas atividades no mesmo meio e simultaneamente (LEMA et. al, 1991).

Com isso, a inter-relação desses microrganismos faz com que o processo anaeróbio se torne um processo lento quando comparado ao processo aeróbio e que os parâmetros determinantes para cada etapa estejam sempre dentro da faixa necessária a realização de todas as etapas.

### 3.7) GENERALIDADES DO PROCESSO ANAERÓBIO

As generalidades sobre bactérias anaeróbias são apresentadas quanto à reprodução, forma de nutrição (heterotrofismo), locomoção, desenvolvimento e liberação de energia. O crescimento dessas bactérias é detalhado, com alguns exemplos da aplicação da cinética de crescimento na determinação de produção de lodo, e as condições requeridas para sua sobrevivência e melhor atuação na conversão de matéria orgânica. (NASCIMENTO, 1996-A).

A reprodução das bactérias, segundo Branco (1986), ocorre basicamente por simples divisão ou pela formação de esporos, não correspondendo em geral à reprodução sexuada.

Durante o processo anaeróbio, ocorrem reações de hidrólise, de oxidação e de redução. As reações de oxidação liberam energia, que é utilizada, inclusive, para as demais reações envolvidas. O QUADRO 3.3 apresenta exemplos de reações de oxidação e redução, com a energia liberada (energia livre de Gibbs, ou  $\Delta G_0$  positiva) ou absorvida ( $\Delta G_0$  negativa), respectivamente.

O processo pode formar além de gás carbônico, metano, hidrogênio e gás sulfídrico, outros compostos menos oxidados que poderiam fornecer ainda alguma energia como álcoois ou ácidos orgânicos.

QUADRO 3.3 – Algumas reações de oxidação e redução importantes do processo anaeróbio.

<b>Oxidações (Reações que doam elétrons)</b>		<b><math>\Delta G_0, \text{kJ}</math></b>
Propinato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + \text{H}_2$	+ 76,1
Butirato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+ 48,1
Etanol → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+ 9,6
Lactato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	- 4,2
Acetato → Metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	- 31,0
<b>Reduções (Reações que recebem elétrons)</b>		
$\text{HCO}_3^- \rightarrow$ Acetato	$\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	- 104,6
$\text{HCO}_3^- \rightarrow$ Metano	$\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	- 135,6
Sulfato → Sulfeto	$\text{SO}_4^{-2} + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	- 151,9
	$\text{SO}_4^{-2} + \text{CH}_3\text{COOH} + \text{H}^+ \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{S}$	- 59,9
Nitrato → Amônia	$\text{NO}_3^- + 4\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3\text{H}_2\text{O}$	- 599,6
	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{HCO}_3^-$	- 511,4
Nitrato → Nitrogênio	$2\text{NO}_3^- + 5\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{N}_2 + 6 \text{H}_2\text{O}$	- 1120,5

Fonte: Harper & Pohland (1986) apud. Nascimento (1996-A)

### 3.8) CINÉTICA DE CRESCIMENTO CELULAR ANAERÓBIO

A taxa de crescimento da biomassa refere-se à fase de crescimento logarítmico e envolve a taxa de geração de novas células. Porém, a taxa líquida de crescimento para uma cultura em fase de crescimento logarítmico deve incluir, a taxa de decaimento proporcionada pela atividade de células em outras fases.

$$r_g' = r_g + r_d \quad (\text{eq. 3.3})$$

Onde:

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

$r_g$  = taxa de crescimento da biomassa ( $\text{M.L}^{-3}.\text{T}^{-1}$ )

$r_d$  = taxa de decaimento da biomassa ( $\text{M.L}^{-3}.\text{T}^{-1}$ )

Segundo Metcalf & Eddy (1991), a razão de crescimento das células de bactérias pode ser definida na seguinte relação:

$$r_g = \mu \cdot X = \frac{dX}{dt} \quad (\text{eq 3.4})$$

Onde:

$r_g$  = taxa de crescimento de bactérias,

$\mu$  = taxa de crescimento específica ( $\text{T}^{-1}$ )

$X$  = concentração de microrganismos ( $\text{M.L}^{-1}$ )

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

A equação demonstra que a taxa de crescimento da biomassa é proporcional à concentração de biomassa presente e a proporcionalidade é chamada de taxa específica de crescimento, no qual a taxa de crescimento específica é limitada pelo substrato:

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{Su}{K_{Su} + Su} \quad (\text{eq. 3.5})$$

Onde:

$\mu_{m\acute{a}x}$  = taxa específica de crescimento ( $T^{-1}$ )

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

$K_{Su}$  = concentração de substrato para  $\mu = 0,5 \cdot \mu_{m\acute{a}x}$  ( $M.L^{-3}$ )

Assim, substituindo 3.4 em 3.5 obtém-se a equação 3.6.

$$r_g = \mu_{m\acute{a}x} \cdot X \cdot \frac{Su}{K_{Su} + Su} \quad (\text{eq. 3.6})$$

Metcalf & Eddy (1991) explica que uma parcela do substrato é convertida em novas células e outra parcela é oxidada em produtos orgânicos e inorgânicos. Em razão da observação de que a quantidade de novas células produzidas esta relacionada ao substrato disponível, a equação 3.7 foi desenvolvida relacionando a taxa de utilização de substrato e a taxa de crescimento:

$$r_g = -Y \cdot r_{Su} \quad (\text{eq. 3.7})$$

Onde

$Y$  = coeficiente de produção de biomassa máximo, definido como uma relação entre a biomassa gerada e a massa de substrato consumido, medidos durante a fase de crescimento logarítmico.

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

A partir de 3.6 e 3.7 obtêm-se o valor de  $r_{Su}$  dada pela equação 3.8:

$$r_{Su} = -\frac{\mu_{máx} \cdot X}{Y} \cdot \frac{Su}{K_{Su} + Su} \quad (\text{eq. 3.8})$$

Para taxa de decaimento da biomassa tem-se a equação 3.9:

$$r_d = -k_d \cdot X \quad (\text{eq. 3.9})$$

Onde

$k_d$  = coeficiente de decaimento ( $T^{-1}$ )

Finalmente, substituindo a equação 3.9, obtêm-se as equações 3.10 e 3.11:

$$r'_g = \mu_{máx} \cdot X \cdot \frac{Su}{K_{Su} + Su} - k_d \cdot X \quad (\text{eq. 3.10})$$

$$r'_g = -Y \cdot r_{Su} - k_d \cdot X \quad (\text{eq. 3.11})$$

Os efeitos da atividade em fase endógena de bactérias presentes, no coeficiente de produção de biomassa, equação 3.12, são avaliados por Ribbons (1970) e van Uden (1967), ambos citados por Metcalf & Eddy (1991).

$$Y_{obs} = \frac{r'_g}{r_{Su}} \quad (\text{eq. 3.12})$$

Uma utilização das equações de cinética de crescimento da biomassa de interesse em sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes é a determinação da

produção de lodo, pelo coeficiente de produção de biomassa observado. (NASCIMENTO, 1996-A).

Quantificando a produção do lodo podem-se comparar sistemas de tratamento, dimensionar unidades de disposição de lodo, ou seja, estimar custos.

Sendo um processo biológico, o meio deve oferecer as condições requeridas por microrganismos para que realizem as reações de interesse (isto é, convertam o máximo possível da matéria orgânica presente nos produtos finais do processo anaeróbio). Os principais fatores externos ao processo anaeróbio a serem citados são temperatura, pH, alcalinidade e presença de nutrientes, pois podem influenciar todo o desenvolvimento e funcionamento do processo.

### **3.9) INTERFERENTES DA DIGESTÃO ANAERÓBIA**

A atuação das bactérias depende das condições do meio em que se encontram. Para cada parâmetro existe uma faixa ótima para o desenvolvimento e outras prejudiciais, inibitórias ou tóxicas.

#### **3.9.1) TEMPERATURA**

Foresti et al (apud CAMPOS, 1999), comentam que os principais efeitos da temperatura são alterações na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico do meio e na solubilidade dos substratos, principalmente dos lipídios. Em geral, na faixa de temperatura entre 20°C e 25°C, a velocidade específica da utilização do substrato pelas bactérias assume valor inferior à metade daquela observada a 35°C (Mesofílica).

Na digestão anaeróbia de um sistema há um máximo relativo a 35°C (mesofílica) e um máximo absoluto a 55°C (termofílica), aproximadamente (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

### **3.9.2) pH**

O pH é fator importante no crescimento das bactérias, sendo que a maioria delas não tolera pH acima de 9,5 ou abaixo de 4,0. Metcalf & Eddy (1991) citam a faixa ótima de pH para o crescimento de bactérias entre 6,5 e 7,5.

Speece (1996) considera que reatores anaeróbios devem ser operados com pH entre 6,5 e 8,2. Para van Haandel & Lettinga (1994), os valores de pH ideais para o desempenho satisfatório do processo anaeróbio estão na faixa entre 6,5 e 7,5. A alcalinidade devido à presença de bicarbonatos possibilita ao meio a neutralização de choques de pH.

### **3.9.3) ALCALINIDADE**

A alcalinidade de um digestor anaeróbio é a medida da capacidade do sistema de impedir variações do pH. Na digestão anaeróbia, é devido, principalmente, à presença de sais de bicarbonato, como o bicarbonato de amônia e sais de ácidos voláteis.

Se a quantidade de ácidos voláteis presente é pequena, a alcalinidade total é praticamente igual à alcalinidade em bicarbonato. Quando os ácidos voláteis aumentam, eles são neutralizados para alcalinidade em bicarbonato e forma-se alcalinidade devido aos ácidos voláteis.

### **3.9.4) NUTRIENTES**

Quanto à presença de nutrientes, Forestil et al apud Campos (1999), cita que compostos de nitrogênio e fósforo são os nutrientes essenciais para qualquer processo biológico. Além destes, enxofre é um dos nutrientes essenciais para que ocorra a metanogênese. Speece (1996) comenta que a escassez de algum dos nutrientes pode afetar o crescimento dos diferentes grupos de bactérias e afetar todo o processo anaeróbio, e cita que a relação DQO: N: P em valores aproximados de 500: 5: 1 é suficiente para atender as necessidades de

micronutrientes dos microrganismos. Para que a metanogênese ocorra de modo satisfatório a concentração de enxofre deve ser de mesma grandeza ou levemente superior à de fósforo.

A constituição típica das células bacterianas, citada por Metcalf & Eddy (1991), é de 80% em água e 20% em material seco, dos quais, 90% orgânico e 10% inorgânico. A fórmula aproximada para a fração orgânica é de  $C_{60}H_{87}N_{12}P$ , com composição de nitrogênio de 12 a 13% do peso da biomassa e fósforo de 2 a 3% (MALINA, 1992).

Baseando-se nesta constituição da célula bacteriana, determina-se a proporção entre o requerimento de carbono, nitrogênio e fósforo.

Barijan (1995) apresenta as proporções entre carbono e nitrogênio, e entre nitrogênio e fósforo como:

$$C/N = 30 \quad (\text{eq. 3.13})$$

$$N/P = 5 \quad (\text{eq. 3.14})$$

Onde:

C = massa de carbono (M)

N = massa de nitrogênio (M)

P = massa de fósforo (M)

Concentrações inferiores àquelas recomendadas ótimas podem ser limitantes ao crescimento ao crescimento bacteriano, concentrações superiores podem causar efeitos inibidores (NASCIMENTO, 1996).

### **3.9.5) NITROGÊNIO AMONIACAL**

Deve-se considerar a toxicidade por nitrogênio amoniacal sempre que houver elevadas concentrações de nitrogênio total no material a ser digerido.

Carvalho (1991) expõe que o íon  $NH_4^+$  é bem menos tóxico que o gás dissolvido  $NH_3$ , portanto, quando o pH do resíduo em digestão é menor ou igual a 7,2, é menos provável a inibição por nitrogênio amoniacal.

McCarty (1969) apud Carvalho (1991) resume os efeitos do nitrogênio amoniacal na digestão anaeróbia como segue no QUADRO 3.4:

QUADRO 3.4 – Efeito do nitrogênio amoniacal na digestão anaeróbia

<b>CONCENTRAÇÃO DE NITROGÊNIO AMONIAICAL (mg/L)</b>	<b>EFEITO NA DIGESTÃO ANAERÓBIA</b>
50~200	Benéfico
200~1000	Sem efeitos adversos
1500~3000	Inibitório a altos valores de pH
> 3000	Tóxico em qualquer pH

Fonte: Carvalho (1991)

### **3.9.6) OXIGÊNIO**

As bactérias metanogênicas são estritamente anaeróbias, por isso, em culturas puras qualquer traço de oxigênio molecular pode lhes ser extremamente prejudicial. Em um digestor, raramente o oxigênio pode conduzir a problemas, visto que existem bactérias facultativas, que removem qualquer traço de OD.

O efluente de curtume é desprovido de oxigênio devido às reações químicas que ocorrem durante os diversos processos de curtimento, fazendo com que o tratamento anaeróbio seja um sistema a se pensar para projeto.

### **3.9.7) SULFETOS E OUTROS COMPOSTOS DE ENXOFRE**

Khan e Trottier apud. Carvalho (1991) estudaram a inibição da digestão anaeróbia por compostos inorgânicos de enxofre e verificaram que a inibição aumentava na seguinte ordem:

SULFATOS → TIOSSULFATOS → SULFITOS → SULFETOS → H<sub>2</sub>S

Com exceção dos sulfatos e sulfetos, os demais compostos de enxofre agiram como inibidores da digestão anaeróbia a concentrações de 290mgS/L.

A digestão anaeróbia é inibida por sulfatos a concentrações acima de 6.750mgSO<sub>4</sub>/L, segundo verificaram Sheehan e Greenfield apud. Carvalho (1991).

Quanto aos sulfetos, os insolúveis não exercem efeitos tóxicos na digestão anaeróbia. O QUADRO 3.5 resume os efeitos dos sulfetos solúveis, segundo Carvalho, (1991).

QUADRO 3.5 – Efeitos dos Sulfetos solúveis na digestão anaeróbia

CONCENTRAÇÕES DE SULFETOS SOLÚVEIS (mg/L)	EFEITOS NA DIGESTÃO ANAERÓBIA
50 a 100	Tolerável com pouca ou nenhuma aclimatação
Até 200	Tolerável com aclimatação
Acima de 200	Bastante tóxico

Fonte: Carvalho (1991)

Os efeitos inibitórios que altas concentrações de sulfeto, S<sup>2-</sup>, podem causar são apresentados por Paula Junior (1992). Seus experimentos foram realizados em reator anaeróbio de manta de lodo, em escala de bancada, utilizando-se de glicose como principal substrato. Verificou-se que, para concentrações de 100mg/L, ocorreram efeitos de estimulação, mas, houve uma redução gradativa da eficiência de remoção de DQO (de 98 para 70%), para concentrações próximas á 500mg/L.

### 3.9.8) CIANETOS

Segundo Yang et al. (1980), as bactérias metanogênicas podem se adaptar à concentrações de cianetos de até 20 a 40mg/L, sem inibição da produção de

metano. A toxicidade dos cianetos pode ser reduzida, em certo grau, adicionando ferro, devido à formação de complexos tóxicos.

### **3.9.9) FENÓIS**

Neufeld et al. (1980) (apud. CARVALHO, 1991), verificam que a degradação anaeróbia de fenóis é efetiva em reatores com idades do lodo superiores a 40 dias; observou-se inibição do processo para concentrações superiores a 700mg/L, mesmo com adaptação adequada da biomassa.

### **3.9.10) CROMO**

No curtimento ao cromo utiliza geralmente o óxido crômico ( $\text{Cr}_2\text{O}_3$ ) onde os íons  $\text{Cr}^{+3}$  ligam-se ao colágeno do couro. Por ser um metal pesado, o cromo tem potencialidade tóxica podendo inibir a ação dos microrganismos na remoção de matéria orgânica. Chernicharo (1996) explica que para não haver interferência do cromo na eficiência do processo biológico deve-se precipitar o cromo juntamente com o lodo sob a forma de hidróxido insolúvel.

## **3.10) REATORES UASB**

O reator tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor), ou Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo foi desenvolvido na Holanda por Lettinga, no final de década de 1970, para o tratamento de efluentes industriais. A partir deste ponto muitos estudos foram desenvolvidos por diversos autores sobre as diversas características e propriedades deste tipo de reator.

Borzacconi & Lopes (1994) apresentam alguns dados sobre reatores UASB tratando efluentes industriais de cervejaria, malteria, destilaria, leveduras, refrescos e laticínios.

Nery et al. (2000) realizaram avaliação em um sistema de tratamento de efluentes de um abatedouro de aves composto de um flotador e dois reatores UASB.

Ferrari Júnior et al. (1997), relata o tratamento de efluentes de curtumes utilizando um reator UASB seguido de reator de lodos ativados com aeração prolongada, tendo sido obtidos resultados satisfatórios do ponto de vista ambiental e legal.

A SANEPAR, no estado do Paraná, possui diversas estações de tratamento de efluentes domésticos que utilizam os reatores UASB. (AISSE et al (2000)).

Vieira (1994) mostra levantamento feito em 200 reatores UASB tratando esgoto sanitário e apresenta custo de implantação da ordem de US\$ 10 a US\$ 15 por habitante. O que aliado aos baixos custos de manutenção e operação viabilizam a implantação deste tipo de reator.

### **3.10.1) CARACTERÍSTICAS DOS REATORES UASB**

As principais características positivas dos reatores UASB, segundo Chernicharo (1997), são:

- a) Sistema compacto, com baixa demanda de área.
- b) Baixo custo de implantação e operação.
- c) Baixa produção de lodo.
- d) Baixo consumo de energia.
- e) Satisfatória remoção de DBO e DQO.
- f) Possibilidade de rápido reinício, mesmo após longas paralisações.
- g) Elevada concentração do lodo excedente.
- h) Boa desidratabilidade do lodo.
- i) Baixa produção de sólidos
- j) Tolerância a elevadas cargas orgânicas

E como características negativas, Chernicharo (1997) apresenta:

- a) Possibilidade de emanção de maus odores.

- b) Elevado intervalo de tempo para partida do sistema.
- c) Remoção limitada de Nitrogênio e Fósforo
- d) Necessidade de uma etapa de pós-tratamento.
- e) Pouca experiência prática

No campo científico, diversas experiências utilizando reatores UASB ou sistemas de tratamento associando estes reatores e outras unidades de tratamento estão sendo realizadas. Campos et al. (2000) mostra a avaliação de um sistema de tratamento de efluentes de suinocultura em escala de bancada, formado por tanque de equalização e acidificação, reator UASB e lagoa facultativa, em que o reator UASB realizou remoção média de DQO de 66 %, com tempo de detenção hidráulica de 28 horas.

### **3.11) REATOR UASB SIMPLIFICADO, COM DECANTADOR EM FORMA DE "Y"**

Os reatores em forma de "Y", em escala piloto, vem sendo utilizados no desenvolvimento de diversas pesquisas, principalmente por van Haandel et al. (1999-A) que determina o efeito da proporção área/profundidade sobre o desempenho de um reator UASB em forma de "Y" testando reatores de altura/diâmetro de 5,0m/0,15m, 2,8m/0,20m e 1,8m/0,25m, concluindo que esta proporção não influi marcadamente na eficiência de remoção de carga orgânica. van Haandel et al. (1999-B), utilizando-se de três reatores UASB simplificados, em forma de "Y" tratando esgoto municipal em escala piloto, com 4m de profundidade e volume de 126L cada, mostra que descargas de 50 a 60 % do volume total do lodo não alteram o desempenho dos reatores.

Medeiros Filho et al. (1999) determina o efeito da variação temporal da vazão do esgoto afluente sobre o desempenho do reator UASB. Para isso utilizou três reatores com 127L cada, variando e interrompendo as vazões. Concluiu que os reatores demonstraram boa capacidade de absorção das severas variações de vazão impostas no experimento, não alterando sua estabilidade operacional.

Coura & van Haandel (1999) associaram um reator UASB simplificado, em forma de "Y" com 2m de altura e 60L de volume a reatores anóxicos e aeróbio de lodo ativado, mostrando qualidade operacional semelhante à de sistemas de lodos ativados com custos operacionais menores e lodo com melhores condições de disposição final.

Leo & Matsumoto, (2002) estudam a eficiência do tratamento de um reator UASB simplificado com 3m de altura e 100mm de diâmetros com pré-tratamento composto por um decantador de coluna de 2m de altura e 250mm de diâmetro. Concluíram que os resultados apresentados, apesar de não atenderem as exigências legais, foram satisfatórios quanto a remoção de matéria orgânica, recomendando um pós-tratamento aeróbio e o aumento de escala para continuidade do estudo podendo analisar parâmetros do sistema que não foram avaliados devido a pequena escala.

### **3.12) PRÉ-TRATAMENTO DE EFLUENTES**

No tratamento de efluentes em geral, o uso do tratamento físico-químico incide principalmente na necessidade de remoção dos sólidos suspensos. Isto porque, o excesso de sólidos, faz-se com que haja o crescimento exagerado de certa classe de bactérias, havendo a inibição do crescimento de outras classes de microrganismos, em especial as metanogênicas, reduzindo consideravelmente a eficiência do reator anaeróbio.

Tais sólidos em geral devem ser retiradas no processo de separação físico-química por meio da coagulação, seguidos pelas operações: de floculação, decantação, filtração ou híbridos (soma de duas ou mais operações).

Adin & Asano (1998), comentam que o tratamento físico-químico de esgoto difere do tratamento de água em muitos aspectos: muito maior concentração de partículas, o tamanho médio das partículas é maior, as partículas contêm maior proporção de matéria orgânica, a partícula é mais hidrófila e reagem com o coagulante de modo diferente.

### 3.12.1) PROCESSO DE SEPARAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA

Antecedendo o pré-tratamento, geralmente, há presente no sistema um tratamento preliminar composto por uma seqüência de grades e caixas para remoção de areia e caixas de gordura. As principais unidades de pré-tratamento utilizadas em sistemas de tratamento de efluentes de curtume são unidades de separação física, de físico-química e de homogeneização.

Na separação físico-química são utilizados dosadores de coagulantes como sulfato de alumínio, cloreto férrico ou polieletrólitos, adicionados ao efluente que seguem para separação em decantadores. A unidade de homogeneização é conhecida como tanque de equalização, onde se acumulam os diversos despejos líquidos do processo de curtimento do couro, além de se proceder a oxidação dos sulfetos por aeração e o ajuste de pH adicionando-se produtos químicos.

Um novo tipo de pré-tratamento foi testado por Song et al. (1999), onde após o tanque de equalização, o efluente do curtume segue para um adensador de lodo e este para um filtro prensa, obtendo-se clarificação do efluente e remoção média de 77,2% dos sólidos suspensos, 12% dos sólidos totais, 38,9% de DQO, 22,9% de DBO e 83,6% de remoção de cromo do efluente líquido. Beal et al. (2000) cita que a redução de cromo em decantadores primários de curtumes tem se situado na faixa de 70 a 80 %.

O fundamento geral dos processos de tratamento de água; para Fellenberg (1980), é a depuração biológica da mesma desenvolvida em três etapas: Sedimentação dos resíduos precipitáveis; aeração e degradação biológica oxidativa de compostos orgânicos e sedimentação de partículas formadas durante a degradação oxidativa biológica; e, purificação posterior.

Para von Sperling (1995), os mecanismos de remoção de poluentes, mostrados no QUADRO 3.6, podem atuar separados ou simultaneamente.

QUADRO 3.6-Principais mecanismos de remoção de poluentes no tratamento de esgoto.

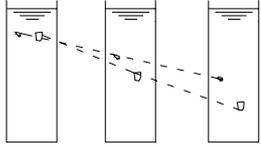
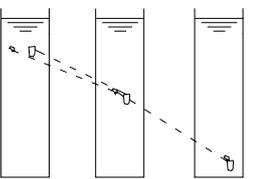
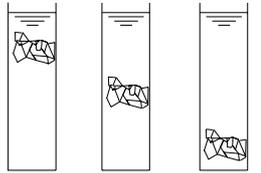
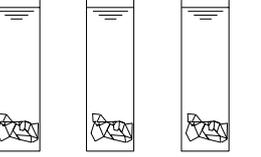
Poluentes	Dimensões	Principais mecanismo de remoção	
Sólidos	Sólidos grosseiros (>~1cm)	Gradeamento	Retenção de sólidos com dimensões superiores ao espaçamento entre barras
	Sólidos em suspensão (>~1 $\mu$ m)	Sedimentação	Separação de partículas com densidade superior à do esgoto
	Sólidos dissolvidos (<~1 $\mu$ m)	Adsorção	Retenção na superfície de aglomerados de bactérias ou biomassa
Matéria orgânica	DBO em suspensão (>~1 $\mu$ m)	Sedimentação	Separação de partículas com densidade superior à do esgoto
		Adsorção	Retenção na superfície de aglomerados de bactérias ou biomassa
		Hidrólise	Conversão da DBO suspensa em DBO solúvel, por meio de enzimas, possibilitando a sua estabilização
		Estabilização	Utilização pelas bactérias como alimento, com conversão a gases, água e outros compostos inertes
Patogênicos		Radiação ultra-violeta	Radiação do sol ou artificial
		Condições ambientais diversas	Temperatura, pH, falta de alimento, competição com outras espécies
		Desinfecção	Adição de algum agente desinfetante, como o cloro

FONTE: von Sperling (1995)

### 3.12.2) PROCESSO DE DECANTAÇÃO

Durante o tratamento primário dos esgotos o que se procura é separar o líquido existente da fração de sólidos. Isso é conseguido fazendo com que os esgotos, após receberem um tratamento preliminar (gradeamento, desarenação), sejam conduzidos aos tanques previamente dimensionados para reter o líquido durante determinado período necessário à decantação da fração sólida (SILVA, 1997). No QUADRO 3.7 pode observar os diversos tipos de sedimentação.

QUADRO 3.7-Tipos de sedimentação observada no tratamento de esgoto.

Tipo	Esquema	Descrição	exemplo de aplicação/ocorrência
Discreta		As partículas sedimentam-se, mantendo a sua identidade,ou seja, não se aglutinam. Desta forma, são conservadas as suas propriedades físicas tais como forma, tamanho e densidade.	Caixa de areia.
Floculenta		As partículas aglomeram-se à medida em que sedimentam. As características são alteradas com o aumento do tamanho (formação de flocos) e, em decorrência, da velocidade de sedimentação.	Decantadores primários. Parte superior dos decantadores secundários.Flocos químicos no tratamento físico-químicos.
Zonal		Quando se tem uma elevada concentração de sólidos, forma-se um manto que sedimenta como uma massa única de partículas . Observa-se uma nítida interfase de separação entre fase sólida e fase líquida, e o nível da interfase se move para baixo como resultado da sedimentação da manta de lodo.	Decantadores secundários.
Compressão		Caso a concentração de sólidos seja ainda mais elevada, a sedimentação pode ocorrer apenas por compressão da estrutura das partículas. A compressão ocorre devido ao peso das partículas. Com a compressão, parte da água, é removida da matriz do floco, reduzindo o seu volume.	Fundo de Decantadores secundários. Adensadores por gravidade.

FONTE: von SPERLING (1996)

Von Sperling (1996), disserta que a sedimentação é uma operação física de separação de partículas sólidas com densidade superior a do líquido circundante. Em um tanque, em que a velocidade de fluxo da água é bem baixa, as partículas tendem a ir ao fundo sob influência da gravidade. O líquido sobrenadante torna-se clarificado, enquanto as partículas no fundo formam uma camada de lodo. A sedimentação é uma operação unitária de grande importância em diversos sistemas de tratamento de esgoto.

A sedimentação das partículas trazidas pelas águas, segundo von Sperling (1996), pode ocorrer de duas formas principais, a saber: como partículas discretas ou como partículas floculentas.

O primeiro caso aplica-se principalmente, no tratamento de água, aos desarenadores, enquanto que o segundo caso aplica-se aos decantadores instalados após floculadores.

Para von Sperling (1996), na sedimentação floculenta, as partículas se aglomeram, formando flocos, que tendem a crescer de tamanho a medida em que sedimentam. Com o aumento do tamanho das partículas (flocos), aumenta a velocidade de sedimentação. Assim, na sedimentação floculenta, a velocidade não é constante, como na sedimentação discreta, mas tende a crescer.

Como a floculação ocorre à medida que as partículas se dirigem para o fundo, quanto mais chance de contato elas tiverem, maior será formação de flocos. Em decorrência a sedimentação floculenta tem sua eficiência aumentada com o aumento da profundidade e do tempo de detenção hidráulica (diferentemente da sedimentação discreta).

Nos efluentes industriais, Nunes (1996), tem verificado que os flocos formados necessitam de maior densidade para poderem sedimentar em decantadores. Recorre-se, então, aos auxiliares de coagulação, que são os polieletrólitos que aumentam a velocidade de sedimentação dos flocos e a resistência às forças de cisalhamento. O tipo de polieletrólito adequado deveria ser pesquisado em laboratório, através de ensaios de floculação e pode-se prever a redução, no consumo de coagulantes primários, de até 20%. No caso de ter baixa turbidez, pode-se recorrer a substâncias inertes para melhorar a floculação.

Podem ser utilizados sílica ativada, argila ou lodo fresco como substancia formadora de núcleos de flocos, melhorando sensivelmente a solução.

### **3.12.2.1) COAGULAÇÃO**

De acordo com Lima, (1993), os polieletrólitos aumentam o tamanho e a densidade dos flocos de impurezas, o que resultam maiores velocidades de sedimentação; em consequência, os períodos de retenção serão menores e permitem maiores cargas superficiais nos decantadores. Com o emprego de polieletrólitos a eficiência dessa fase de tratamento não é afetada quando a turbidez da água bruta se eleva extraordinariamente, durante o período chuvoso.

Segundo Nunes (1996), os polieletrólitos são moléculas de cadeias longas, constituídas de associações de monômeros (polímeros) orgânicos sintéticos ou naturais, possuindo cargas elétricas ou grupos ionizáveis. São polímeros naturais: amidos de mandioca, de milho, de batata, etc.

Os polieletrólitos são fabricados a partir da homopolimerização de um monômero ou pela copolimerização de dois monômeros. Os polímeros sintéticos podem ser manipulados para produzir polieletrólitos de diferentes pesos moleculares, cargas elétricas e diferentes tipos de estruturas de cadeias, lineares ou ramificadas (MONTGOMEY, 1985).

Classificam-se conforme o tipo de carga em: catiônico quando a carga é positiva; aniônicos, quando a carga é negativa; não-iônicos, quando não possuem cargas. Geralmente são utilizados como auxiliares de floculação, podendo ser utilizados também como coagulantes primários e no condicionamento de lodos. Às vezes reduz até 20% a dosagem do coagulante primário, quando se usa polieletrólito como auxiliar. As soluções são preparadas com concentrações baixas, em torno de 0,5% devido à sua viscosidade. Pode ser adquirido em soluções concentradas, ou no estado sólido. A preparação da solução aquosa de polieletrólito (sólido) requer cuidado redobrado, devido à formação de grumos (aglomeração) (NUNES, 1996).

Os polieletrólitos catiônicos neutralizam as cargas negativas das partículas anulando o Potencial Zeta, ou seja, podendo atuar como coagulantes primários. Os aniônicos e não-iônicos não interferem no Potencial Zeta, ou seja, não neutralizam as cargas, eles são adsorvidos pela superfície formando pontes entre as partículas.

O mecanismo de coagulação-floculação entre polieletrólitos partículas coloidais, segundo Hespanhol (1982), é o seguinte:

1. A adsorção inicial ocorre quando uma parte da cadeia de polieletrólito adere à superfície coloidal em um ou mais “sítios” de adsorção, ficando o restante da cadeia estendida na solução.

Os segmentos estendidos podem ser adsorvidos em “sítios” de adsorção vazios, em outra partícula desestabilizada, formando uma “ponte química”, entre as partículas.

2. Se o segmento estendido não encontrar um sítio de adsorção adequado em uma outra partícula, ele poderá vir a ser adsorvido na mesma partícula, provocando a sua reestabilização, o que não é conveniente. Isso se caracteriza quando existe dosagem excessiva de polieletrólito.

Narkis (1991), em trabalho utilizando um polieletrólito catiônico, observou que na dosagem ótima a mobilidade eletroforética quase não se alterava e que uma pequena redução desta era suficiente para provocar floculação. Mesmo em pequena quantidade de polieletrólito com a sua respectiva carga positiva era adsorvida pelas cargas negativas das partículas, formando pontes de ligação com as outras partículas negativas, gerando assim, flocos. Com isso provou que além da adsorção, o principal mecanismo da floculação, utilizando polieletrólitos catiônicos como coagulantes, eram as pontes de ligação.

Lima (1993), diz que os segmentos de polieletrólitos ligam-se à superfície das partículas de impurezas por adsorção (fenômeno de ordem físico-química que consiste na ligação de um átomo ou grupo químico da superfície do polímero com um átomo ou grupo químico da superfície da partícula de impureza).

Sobre a mesma partícula de impureza podem fixar-se muitos segmentos de polieletrólitos (o número destes últimos é centena de vezes superior ao de partículas de impurezas, em águas medianamente turvas), e um segmento pode ligar-se a várias partículas formando ponte de ligação entre elas; com a agitação da água, os segmentos carregados de impurezas se emaranham mecanicamente, formando flocos; tais flocos são grandes, densos e resistentes à desagregação, quando sujeitos a esforços de cisalhamento.

As ações de adsorção realizam-se logo após a dispersão do polieletrólito na água (em 10 segundos completa-se cerca de 85% do fenômeno).

Dada a extrema variedade de polieletrólitos disponíveis no comércio e dada à diversidade de composição química das águas, as doses recomendáveis somente podem ser determinadas mediante ensaios laboratoriais.

Di Bernardo (1998), propôs o uso de uma nova metodologia de dosagem na utilização de polieletrólitos como auxiliares de coagulação. Traçam-se as curvas de turbidez remanescente e selecionam-se os pontos de menor dosagem do coagulante primário nas curvas de diferentes valores de turbidez, para os quais variam as dosagens de polieletrólitos a serem estudados. Anteriormente reduzia-se a dosagem de sulfato de alumínio mantendo-se constante o pH, o que resultava em um desperdício de coagulante.

Rout (1999), relatou em seu artigo a experiência na substituição do sulfato de alumínio por um polieletrólito orgânico no tratamento de água com elevadíssima turbidez. O uso de sulfato neste tipo de água produzia um elevado volume de lodo no decantador e o uso da cal para regular o pH provocava o aumento da alcalinidade da água, além da alta concentração de sulfato utilizado para reduzir a turbidez. Com a utilização do polieletrólito o volume de lodo produzido, reduziu-se em torno de 50% do volume além de ter eliminado o uso da cal como regulador de pH.

### **3.12.2.2) MISTURA RÁPIDA**

A mistura rápida ocorre quando o coagulante adicionado se dispersa por todo efluente em um curto espaço de tempo. A mistura do coagulante e o efluente

provocam hidrolização, polimerização e a reação com a alcalinidade, formando flocos hidróxidos denominados gel, produzindo, na solução, íons positivos. Estes íons desestabilizarão as cargas negativas dos colóides e sólidos em suspensão, reduzindo o potencial Zeta a um ponto próximo de zero, denominado ponto isoelétrico, permitindo a aglomeração das partículas e, conseqüentemente, a formação de flocos (NUNES, 1996).

Os flocos assim formados poderão ser separados da água através de decantação, flotação ou filtração.

A mistura do coagulante, em meio líquido, pode ser feita de várias maneiras, desde que sejam garantidas as condições de mistura total dos coagulantes. As condições de mistura são dadas pelo tempo de mistura e pelo gradiente de velocidade na mistura (GUILHERME, 2001).

A mistura rápida tem por finalidade promover a dispersão do coagulante a água e vencer a barreira formada pela dupla camada ao redor do colóide. As unidades de mistura rápida podem ser hidráulicas ou mecânicas.

A mistura rápida em unidades hidráulicas pode ocorrer através do uso de ressaltos hidráulicos causados pela mudança brusca de nível em canais retangulares, mudança de declividade do mesmo. Outra unidade de mistura rápida hidráulica é o medidor calha de Parshall que é utilizada como medidor de vazão nas estações de tratamento de água e determina uma melhor qualidade de mistura.

Os vertedores retangulares também são utilizados como unidades de mistura rápida hidráulica. Já as unidades de mistura rápida mecanizadas utilizam agitadores tipo turbina é um aparelho mecânico que produz movimento em líquido através do movimento rotativo dos impulsores. Para melhor distribuição do coagulante nas unidades de mistura rápida são utilizados difusores no intuito de provocar maior agitação e mistura dos coagulantes no meio.

Amirtharajah et al (1982), em ensaios com aparelhos de Jar-test comprovaram a influência do gradiente de velocidade e do tempo de mistura rápida, apenas nas zonas do diagrama de coagulação, onde ocorre coagulação por adsorção, tendo registrado pouca influência na zona de varredura.

Rossini et al (1999) em ensaios de Jar-test com água residuária proveniente de curtume e com turbidez elevada, próxima a 1000UT, evidenciou a influência do gradiente de velocidade e tempo de mistura rápida na remoção da turbidez. Os melhores resultados foram obtidos com gradiente de velocidade acima de  $400\text{s}^{-1}$  e tempo de mistura rápida abaixo de 15 segundos, para pH fixado em torno de 6,5 e 4 mg/L de sulfato de alumínio .

### 3.12.2.3) FLOCULAÇÃO

A água coagulada vai para a floculação que se desenvolve através de estágios. O primeiro estágio ocorre na fase de coagulação e envolve a otimização de dosagem de coagulantes, onde se deve reduzir o potencial Zeta do colóide para que haja a aproximação das partículas suspensas na água. Após a diminuição da força de repulsão deve haver a aproximação das partículas que é dada na forma de colisão. As colisões ocorrem através da própria difusão das partículas no meio líquido, devido ao movimento Browniano das moléculas do fluido, esse estágio é conhecido como pericinésia, e através de aplicação de gradiente de velocidade, como ortocinésia. O número de colisões causado por gradiente de velocidade é muito maior do que o causado pela difusão da partícula, sendo assim, o maior alvo da floculação é a ortocinésia (GUILHERME, 2001).

Um outro estágio de floculação, conforme Libânio (2000), é a sedimentação diferenciada que é causada pela variação das velocidades de sedimentação dos flocos, tendo como consequência o contato entre eles.

Libânio et al (1997), em ensaios de floculação realizados em flocladores de escoamento contínuo, comprovaram a melhor eficiência de floculação quando se utilizam gradientes de velocidades variáveis em cada câmara de floculação. Neste mesmo trabalho foi possível verificar, através de análises estatísticas, a dependência da eficiência de floculação de variáveis como a qualidade da água, velocidade de sedimentação e a seqüência dos gradientes de velocidade empregados em cada câmara de floculação. Às mesmas conclusões chegaram Di Bernardo et al (1998).

Vianna (1992), cita alguns dos principais tipos de flocladores hidráulicos com suas vantagens e desvantagens.

- Floclador de Chicanas: pode ser de chicanas horizontais ou verticais. O ultimo tipo é mais comum em estações de pequena capacidade. Embora os dois tipos assegurem maior homogeneidade à mistura da água em tratamento, apresentam como desvantagem o grande numero de compartimentos.
- Floclador tipo Cox: Trata-se de um floclador muito utilizado em estações de tratamento de água do interior de Minas Gerais. Sua denominação deve ao professor norte-americano Cox, que foi consultor da Fundação SESP, e que teria projetado o primeiro modelo desse tipo de unidade. O autor não tem conhecimento de critérios de projeto que tenham sido deixados, por escrito, pelo citado professor. Como vantagens, cita-se o reduzido número de compartimentos. Ao mesmo tempo, e como desvantagem decorrente desse fato, cita-se a desuniformidade do grau de agitação conferido à massa líquida.
- Floclador tipo Alabama: nesse tipo de floclador, todas as passagens de água de um compartimento para o outro localizam-se na parte inferior. A água em tratamento, ao entrar num compartimento através da passagem que o interliga com o de montante, é defletida para cima. Em seguida, para que ela passe ao compartimento de jusante, devera descer, pois é também embaixo que se encontra a próxima passagem de interligação. Os flocos trazidos pela corrente afluyente, de sentido ascendente, chocam-se com os levados pela corrente efluente, de sentido descendente. Resulta daí o crescimento dos flocos.

Outro tipo de floclador, pouco utilizado no Brasil, mas de grande importância, é o floclador Manta de Lodo, que utiliza o próprio lodo produzido para realizar a floclação (GUILHERME, 2001).

Tangerino et al (1998) comparam o desempenho de floculadores de manta de lodo e do tipo Alabama para diferentes taxas de aplicação superficial no decantador e de diferentes níveis de turbidez da água bruta sendo que o floculador manta de lodo apresentou melhores resultados que o floculador do tipo Alabama. No caso do floculador manta de lodo, a taxa de remoção das partículas apresentou, para todos os níveis de turbidez e taxa de aplicação superficial no decantador, valores acima de 85%. Tangerino et. al, (1998) ressaltou, também, que a taxa de formação da manta, no modulo, aumentava conforme se aumentava a turbidez da água bruta.

Head (1997), em trabalho de revisão bibliográfica sobre o assunto obteve algumas conclusões qualitativas, entre elas a de que a concentração da manta de lodo, assim como a velocidade do fluxo ascendente da água, são fatores de extrema importância para a eficiência do sistema e propôs que a concentração dos flocos na manta deveria ser medida pela porcentagem ocupada por uma amostra de 100ml da manta em um frasco cilíndrico após a decantação de 30 minutos.

### **3.13) PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES**

Os reatores anaeróbios necessitam de um pós-tratamento aeróbio para que haja a garantia da adequação do efluente final às exigências da legislação vigente e para a não degradação do meio ambiente.

Pelo menos 70% do material carbonáceo afluente ao conjunto é metabolizado anaerobiamente no reator UASB, sendo realizado à jusante o pós-tratamento no BFS, objetivando a remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos remanescentes.

Conseqüentemente, baixa produção de lodo e uma significativa economia de energia são vantagens desta associação, quando comparada a estações de tratamento convencionais (GONÇALVES et al., 1997).

Segundo Ferrari Junior (1997), a alternativa de tratamento para efluentes líquidos de curtumes envolvendo a combinação de processos anaeróbios e

aeróbios se apresenta como uma alternativa viável, tanto do ponto de vista científico, quanto do ponto de vista econômico-financeiro, comprovado através dos estudos de estimativas de custos efetuados.

No seu estudo, foram pesquisadas duas alternativas, sendo a primeira: UASB + Lodos Ativados com aeração intermitente, e a segunda alternativa: Filtro Anaeróbico + biofiltro aerado. Apresentando com menor custo de implantação um híbrido das duas alternativas: o reator anaeróbico composto pelo reator UASB e o reator aeróbico composto pelo BFS. A estimativa de custos operacionais para a opção de menor custo de implantação teve como objetivo comparar com os custos de operação de uma estação de tratamento convencional.

Os custos operacionais das alternativas de tratamento citadas são significativamente inferiores aos custos da alternativa convencional. As diferenças, a favor das alternativas não-convencionais, são da ordem de 37% e 46%, para curtume de 100 e 200peles/d, respectivamente. Podendo esta diferença ser ainda maior quanto maior for o porte do curtume (FERRARI JÚNIOR, 1997) necessitando de estudos para curtumes de maior porte.

Yendo (2003) usou como pós-tratamento de um reator UASB simplificado, um BFS de 2,5m de altura e 100mm de diâmetro, usando bolas de isopor de 5mm como material suporte concluindo que os reatores se compensavam obtendo tratamentos satisfatórios, chegando esporadicamente ao patamar das exigências ambientais. Por este motivo, a autora recomendou a realização do aumento de escala para um estudo mais detalhado.

### **3.13.1) REATORES COM BIOFILME**

Os biofilmes formados no tratamento biológico são compostos de populações ou comunidades de microrganismos, como espécies de bactérias, fungos, protozoários, algas, leveduras entre outros, que se desenvolvem aderidos ou não à uma superfície sólida. Estes podem ser encontrados em todo ambiente, contendo essencialmente uma umidade relativa presente (YENDO, 2003).

Os reatores com biofilme são de grande interesse em pesquisas de biotecnologia devido principalmente a três fatores principais:

- a) elevados volumes de efluentes domésticos e industriais gerados;
- b) facilidade de utilização das populações naturais ou mistas que formam o biofilme;
- c) operação do processo pode ser feita com elevadas concentrações de biomassa, sem necessidade de promover retenção e/ou recirculação de biomassa.

Nos processos de tratamento, a biomassa pode crescer nos reatores de duas maneiras: na forma de flocos ou aderida a partículas sólidas formando uma fina camada chamada de biofilme.

Pode-se observar na FIGURA 3.11 a estrutura do biofilme aderido a uma partícula sólida e em forma de flocos.

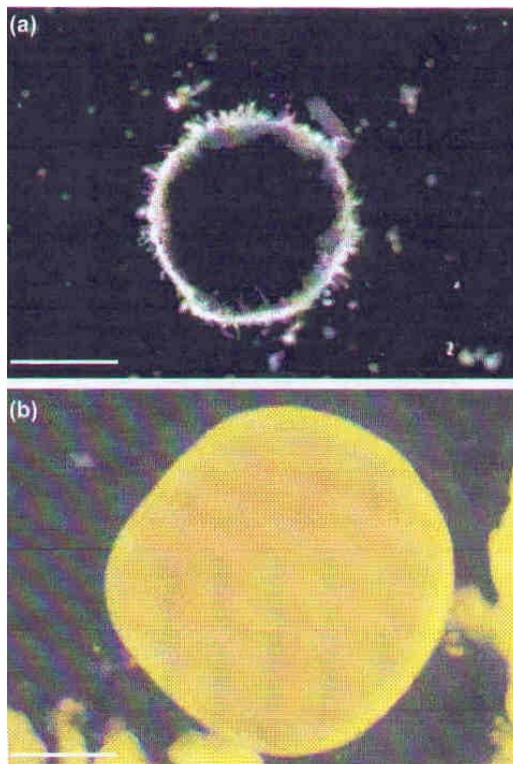


FIGURA 3.11 : Partículas de biofilme – (a) Biofilme aderido a uma partícula sólida; (b) biofilme na forma de flocos.(Fonte: Nicollela et al,2000b)

Em um reator aeróbio, o oxigênio é consumido à medida que penetra no biofilme, até atingir valores que definem condições anóxicas ou anaeróbias. Pode-se ter, portanto, uma camada externa com oxigênio, e outra interna, sem oxigênio (YENDO, 2003).

O processo de formação de um biofilme pode ser compreendido como ocorrendo em três estágios (IWAI e KITAO, 1994). O QUADRO 3.8 e a FIGURA 3.11 apresentam as principais características destas três etapas, associadas à espessura do biofilme:

O desenvolvimento do biofilme é caracterizado como a diferença entre o crescimento dos microrganismos somado com a aderência e o seu desprendimento (NICOLELLA et al, 2000-A). Esta diferença determina a estrutura física do biofilme.

A formação do biofilme é fortemente influenciada pelas condições hidrodinâmicas dos reatores, alterando sua espessura e densidade. A condição de fluxo turbulento garante uma maior interação entre as partículas por meio do atrito, ocasionando o controle da espessura e melhorando a condição do transporte de nutrientes às regiões mais profundas através de processos difusivos (NICOLELLA et al, 2000a).

Além do atrito, as tensões de cisalhamento entre o meio líquido e a superfície também provocam alterações de espessura.

O aspecto negativo da influência da hidrodinâmica, é que dependendo das condições de fluxo, o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa aderida poderá ocorrer e conseqüentemente serem lavadas do reator devido à alta velocidade de escoamento.

Os substratos (matéria orgânica, micronutrientes) e fontes de oxigênio precisam atravessar a interface sólido-líquido, e serem transportados através do agregado para alcançar as células microbianas e, conseqüentemente, serem consumidos. Este transporte é em geral por difusão e resulta em um gradiente de concentração dentro do agregado. A profundidade da penetração de substratos em biofilmes depende principalmente da sua porosidade, concentração de

substrato na maior parte do líquido, transferência de massa na interface Biofilme-líquido e velocidade de reação no biofilme (HEIJNEN, 1984).

O desenvolvimento do biofilme se torna mais rápido em sistemas de escoamento, nos quais os nutrientes são disponíveis em quantidades adequadas (YENDO, 2003).

QUADRO 3.8 – Estágios da formação do biofilme em meio suporte (baseado em IWAI e KITAO, 1994)

<b>Espessura do biofilme</b>	<b>Características</b>
	O filme é fino e frequentemente não cobre toda a superfície do meio suporte
Fina	O crescimento bacteriano se dá Segundo uma taxa logarítmica
	Todos os microrganismos crescem nas mesmas condições, Com o crescimento sendo similar ao de uma biomassa dispersa
	A espessura do filme torna-se muito maior
	A taxa de crescimento bacteriano torna-se constante
	A espessura da camada ativa permanece inalterada, independentemente do aumento da espessura total do biofilme
Intermediária	Caso o suprimento de matéria orgânica seja limitado, os microrganismos assumem um metabolismo suficiente apenas para a sua manutenção, não havendo crescimento bacteriano
	Caso o suprimento de matéria orgânica seja inferior aos requisitos para manutenção, a espessura do biofilme torna-se menor
	A espessura do biofilme atinge um valor bastante elevado
	O crescimento microbiano é contraposto pelo próprio decaimento dos organismos, pelo consumo por outros organismos e pela tensão de
Elevada	Cisalhamento
	Partes do biofilme podem ser desalojadas do meio suporte
	Caso o biofilme continue a crescer, sem ser desalojado do meio suporte ocorrerão entupimentos do biofiltro

FONTE: von SPERLING (1996)

### 3.13.2) BIOFILTRO AERADO SUBMERSO (BFS)

Segundo Gonçalves et al (1997) as principais características do BFS são: compactidade, alta concentração de biomassa ativa no volume reacional, idade do lodo elevada, pequena produção de lodo, resistência aos choques (hidráulicos e de carga orgânica) e possibilidade de cobertura evitando problemas com odores e impacto visual. Sendo assim o BFS apresenta-se como sistema de pós-tratamento mais indicado. Além de apresentar outras características em comum com o reator UASB.

Gonçalves et al (1997), comenta também que, dentre os novos processos aeróbios com biomassa fixa, os BFS foram os que experimentaram o maior processo de desenvolvimento industrial, a partir dos anos 70.

Constituído por um tanque com recheio para agregação de matéria, chamado de material suporte ou meio suporte, através do qual ar e efluente percorrem em regime permanente. O BFS, para Chernicharo (2001), dentre os processos existentes, o meio suporte é mantido sob total imersão pelo fluxo hidráulico, caracterizando-os como reatores trifásicos compostos por:

- Fase sólida: constituído pelo meio suporte e pelas colônias de microrganismos que nele se desenvolvem, sob a forma de um filme biológico (biofilme);
- Fase líquida: composta pelo líquido em permanente escoamento através do meio poroso;
- Fase gasosa: formada pela aeração artificial e, em reduzida escala, pelos gases subprodutos da atividade biológica.
- O princípio de purificação dos efluentes nos BFS está baseado na biofiltração através de um meio granular que serve para dois propósitos (1996):
  - a) Conversão biológica da matéria orgânica pela biomassa aderida ao meio suporte;
  - b) Retenção física de partículas suspensas por meio de filtração através do leito filtrante.

Vários aspectos tecnológicos são essenciais para a diferenciação das diversas configurações de BFS. Entre eles, estão:

- tipo de material suporte;
- sentido de fluxo hidráulico;
- sistema de aeração;
- sistema de lavagem do meio filtrante.

O sentido do fluxo hidráulico pode influenciar na retenção de sólidos suspensos, transferência de oxigênio para o líquido, evolução da perda de carga, tipo de lavagem, gastos energéticos e produção de odores (YENDO & MATSUMOTO, 2004).

O fluxo de ar só é viável no fluxo ascendente, devido ao estado de permanente imersão do meio suporte. Portanto, existem duas possibilidades de fluxo hidráulico:

- co-corrente: fluxos de ar e líquido ascendentes;
- contra-corrente: fluxo de ar e líquido em direções opostas.

Este reator possui biomassa fixa a um suporte, proporcionando elevadas concentrações de biomassa ativa no seu interior, mesmo sem recirculação do lodo, gerando várias facilidades operacionais. Além disso, a biomassa aderida ao recheio aumenta o tempo de retenção dos sólidos (ou idade do lodo), tornando o sistema mais resistente a choques de cargas hidráulica e orgânica.

Com relação ao material do meio suporte, os materiais granulares de origem mineral são os mais utilizados nas estações de tratamento de esgotos (ETEs) em operação atualmente. Grãos de argila calcinada ou xisto expandido da família dos silicatos filitosos são os mais comuns (YENDO & MATSUMOTO, 2004).

Por outro lado, a utilização de material sintético intensificou-se no início dos anos 90, utilizando nos tratamentos meio flutuante ou estruturado (não granular). Meios granulares compostos por materiais tais como poliestireno, polipropileno, poliuretano, PVC e plástico, têm sido utilizados (CHERNICHARO, 1997).

Associados em série a reatores UASB, os BFS, vêm recentemente sendo utilizados como unidades de pós-tratamento de efluentes em pequenos e médios municípios.

Os BFS podem se constituir numa excelente opção de pós-tratamento de reatores UASB devido a sua capacidade de remover os compostos solúveis e reter as partículas em suspensão do efluente anaeróbio no mesmo reator, caracterizando assim uma etapa de polimento do efluente.

#### **4.0) MATERIAL E MÉTODO**

O capítulo relata o desenvolvimento da pesquisa quanto ao local do experimento, sistema proposto, características dos reatores piloto, rotina operacional, programa de monitoramento, coleta de amostras e avaliação geral do sistema.

##### **4.1) LOCAL DO EXPERIMENTO**

A montagem da estação de tratamento experimental utilizada será descrita no item 4.2. A estação foi montada na cidade de Jales, junto a estação de tratamento do curtume FUGA COUROS JALES Ltda.

O município de Jales está localizado no noroeste do Estado de São Paulo, FIGURA 4.1, na região atualmente denominada de Grandes Lagos, dista 584km da capital, próximo do Mato Grosso do Sul, Minas Gerais e Goiás, com uma população de aproximadamente 45.000 habitantes. A cidade tem como principais atividades econômicas: a fruticultura, o comércio regional e a industrialização de carne e couro bovino.

O curtume FUGA COUROS JALES Ltda. (FIGURA 4.2), recebe para curtimento cerca de 2000 couros bovinos/dia e processa até a etapa *wet-blue* gerando cerca de 1.000m<sup>3</sup> efluentes/dia.



FIGURA 4.1 – Localização da cidade onde o sistema foi implantado.

Os  $1.000\text{m}^3$  de efluentes gerados por dia são tratados na estação de tratamento própria, localizada numa área afastada da unidade de processamento dentro da propriedade do curtume. Esta estação é composta por um tanque de retenção de gordura, micro-peneira rotativa, tanque de homogeneização, sistema de coagulação e floculação, decantação primária, lagoa aerada de mistura completa com aeração prolongada, decantação secundária, lagoa aerada facultativa e lagoa de maturação, com TDH médio aproximado de 18 dias, produz efluente final com DBO inferior a  $100\text{mg/L}$ . Além das instalações citadas, possui leito de secagem do lodo com 3 células e sistema de reciclo de banho de caleiro.



FIGURA 4.2 – Entrada principal do curtume FUGA COUROS Ltda local da instalação do sistema experimental de tratamento.

A FIGURA 4.3 mostra um esquema das unidades do sistema de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros Jales LTDA.

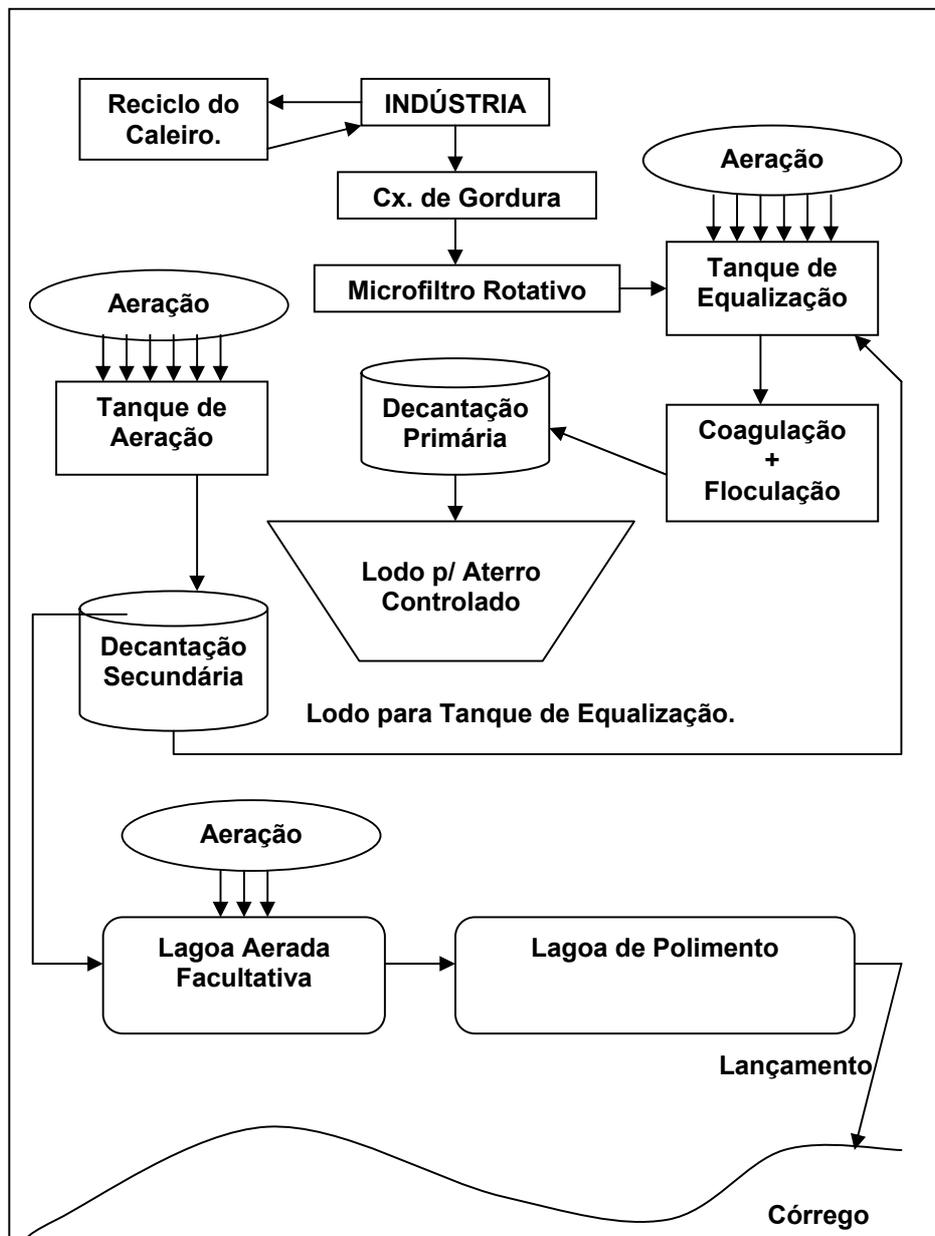


FIGURA 4.3 – Sistema contendo as principais unidades do sistema de tratamento (LÉO,2002).

#### 4.2) SISTEMA EXPERIMENTAL INSTALADO:

A estação piloto foi concebida de forma a incorporar unidades de tratamento físico-químico e biológico, com interesse na combinação de processos anaeróbios e aeróbios. Dessa forma, o fluxograma adotado é uma linha contínua da equalização dos efluentes, do tratamento físico-químico e seguido de tratamento biológico, composto de um reator anaeróbio de fluxo ascendente de manta de lodo (UASB) seguido de um BFS. Na FIGURA 4.4 observa-se uma representação esquemática da estação experimental.

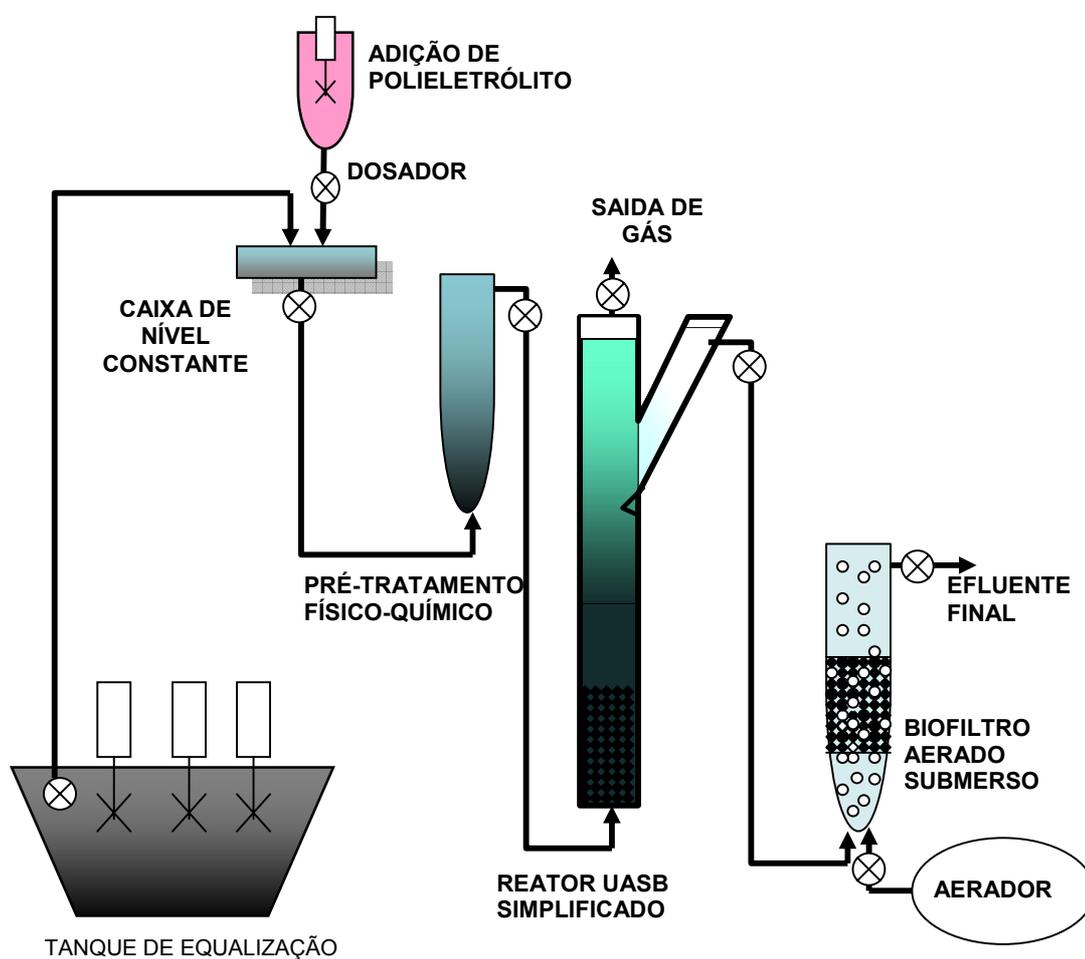


FIGURA 4.4 – Representação esquemática da estação experimental.

Foi montada ao lado do tanque de equalização uma estrutura suporte em madeira de 4,5m de comprimento e 2,5m de largura por 7m de altura devido as dimensões da proposta da estação piloto, aproximadamente 50 vezes maior que a estudada por Léo (2002). Foi escolhida a estrutura em madeira devido a agressividade do ambiente local onde foi instalado a estação experimental. Posteriormente foram montados as redes elétrica e hidráulica, iluminação e itens de segurança.

#### **4.2.1 OPERAÇÃO DO SISTEMA**

A operação do sistema foi dividida em 4 fases, as quais estão descritas detalhadamente no ítem 4.4. As fases foram, a saber:

**FASE I** – Início de operação do sistema com a partida do reator UASB, do BFS e do pré-tratamento físico-químico, (decantador de coluna, sem adição de coagulante).

**FASE II** – Adição de coagulante no decantador de coluna.

**FASE III** – Flocculador de manta de lodo com adição de coagulante e troca do BFS.

**FASE IV** – Aumento do TDH e conseqüente redução da carga hidráulica e orgânica.

Inicialmente o efluente do tanque de equalização era bombeado até uma caixa de nível constante projetada para permitir a adição de polieletrólito e regulagem de vazão do tratamento nas diversas etapas da proposta de trabalho.

Da caixa de nível constante, o efluente seguia por gravidade para um decantador de coluna com fluxo ascendente. O decantador de coluna foi confeccionado com tubo de PVC de 300mm de diâmetro, altura de 2m, volume de 140L, dotado com sistema de descarte de lodo com registros na parte inferior.

Na FIGURA 4.5, observa-se a caixa de nível constante e o decantador de coluna instalados na estrutura de apoio.

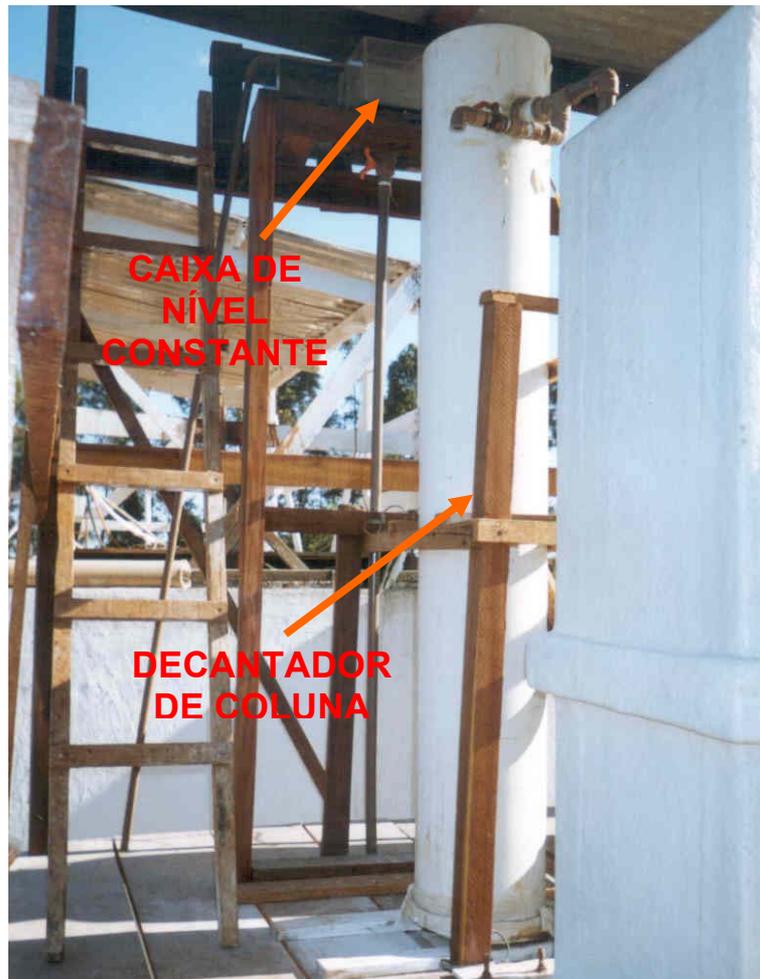


FIGURA 4.5 – Caixa de nível constante e decantador de coluna

O Floculador de Manta de Lodo foi o segundo sistema de pré-tratamento utilizado, tem formato de pirâmide invertido com inclinação das paredes de  $75^\circ$  com 75L de volume e 3,5m de altura. O TDH de 35 minutos para vazão máxima.

Na FIGURA 4.6 observa-se o floculador de manta de lodo, a bomba dosadora usada para adição de polieletrólito e o reservatório do coagulante já pronto para mistura.



FIGURA 4.6 – Floculador de Manta de Lodo e reservatório de coagulante.

Da saída do pré-tratamento o efluente continuava escoando por gravidade para o reator UASB simplificado em forma de “Y”. O corpo do reator UASB foi montado em fibra de vidro, seção quadrada de 50cm de lado e 5m de altura. O braço do reator (decantador) foi montado em fibra de vidro de 45cm de largura, inclinação de 60° com relação à horizontal e possui registros para determinar o perfil dos sólidos e amostragem de lodo, ou da mistura lodo/efluente, em diversas alturas com relação à sua base: 50, 100, 150, 200, 300, 400cm. O volume do reator é de 1.600L.

Após deixar o reator UASB, continuando ainda com escoamento por gravidade, o efluente seguia para o sistema de pós-tratamento, um BFS de fluxos

ascendente tanto do efluente como do ar, pois a conformação co-corrente proporciona melhor desempenho hidrodinâmico (Domingues et. al., 2005). Foram utilizados durante o período de investigação, em diferentes fases, dois BFS.

O primeiro BFS tinha 300mm de diâmetro e 2m de altura com volume de 140L, FIGURA 4.7, o material de enchimento (recheio) utilizado, FIGURA 4.8, era composto por anéis de PVC feitos de tubos de ½” e segmentados com 1,5cm de comprimento, completando uma altura do meio suporte de 1,60m, utilizando como difusor de ar, uma placa perfurada com furos de 1mm de diâmetro, produzindo bolhas de grandes diâmetros, sempre maiores que 5mm.



FIGURA 4.7 –Biofilto Aerado Submerso de 300mm de diâmetro



FIGURA 4.8 – Enchimento utilizado como meio suporte para o biofilme

O segundo BFS, FIGURA 4.9, tinha 400mm de diâmetro, 2,0m de altura e volume útil de 250L, utilizou-se o mesmo meio suporte, mantendo a mesma quantidade de recheio, com altura do enchimento foi de 0,7m devido ao aumento do diâmetro e foi utilizado um difusor de ar de 300mm que permitia a formação de pequenas bolhas (<3mm), o difusor foi fornecido pela Filsan.

O fornecimento do ar foi por um compressor de ar comprimido com capacidade de deslocamento de ar de aproximadamente de 17m<sup>3</sup>/h, e para controle da vazão de ar foi utilizado um rotâmetro (Medidor Conault para 3m<sup>3</sup>/h), sendo a pressão ajustada em 40kPa através de regulador de pressão de saída (marca: Arprex).

O ar foi injetado em fluxo ascendente na base do corpo do BFS, por meio de difusor de borracha de 300mm de diâmetro para pequenas bolhas, ligado por uma mangueira acoplada ao compressor. Este difusor promove a aeração do sistema, em fluxo ascendente, no mesmo sentido do efluente por meio de pequenas bolhas.



FIGURA 4.9 –Biofilto Aerado Submerso de 400mm de diâmetro

A partida do BFS foi feita com inóculo do efluente lagoa aerada facultativa existente no tratamento do curtume. Início-se o funcionamento do BFS com 1/3 de água da lagoa aerada e 2/3 do efluente do reator UASB simplificado.

A carga hidráulica projetado foi suficiente para o funcionamento adequado do sistema, o BFS operou continuamente, com eventuais paralisações para manutenção, tempo nunca maiores que uma hora.

A FIGURA 4.10 mostra a estação experimental instalada com vista a todos os dispositivos utilizados.



FIGURA 4.10: Estação experimental

#### 4.3) CARACTERÍSTICAS DOS REATORES PILOTO

O volume útil do reator anaeróbio experimental foi de 1.600L, operado com vazão de 200L/h, ou seja, para um TDH mínimo de 8 horas.

A velocidade ascensional média recomendada para este tipo de reator pode variar entre 0,5m/h e 1,0m/h (LEO, 2002). Para o cálculo da velocidade ascensional do líquido para a vazão máxima, levando em consideração a ausência

de picos no sistema devido a vazão constante. A vazão máxima do sistema de projeto foi 200L/h para que a velocidade ascensional do sistema permaneça dentro da média recomendada, ficando na faixa de 0,8m/h, e os sistemas de pré e pós-tratamento trabalham com TDH determinado em projeto. As vazões utilizadas durante o projeto estão descritas no QUADRO 16; e, com vazão nominal de 125L/h, o TDH do reator anaeróbio será de 12,5h para atingirmos uma velocidade ascensional de 0,5m/h garantindo a retenção dos sólidos suspensos de menor densidade.

O reator UASB de um modo geral tem sido submetido com sucesso a elevadas cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COV), da ordem de até 45KgDQO/m<sup>3</sup>.d no desenvolvimento de pesquisas. (CHERNICHARO, 1997).

Para a utilização do reator UASB simplificado, optou-se para a utilização de uma COV máxima de 15KgDQO/m<sup>3</sup>.d, devido a presença de diversos compostos inibidores a ser tratado, principalmente sulfato, com concentração chegando próximo a 5.000mg/L, como poderá ser observado nos resultados do item 5.10.

A razão área / altura interfere no regime do escoamento do líquido e o leito de lodo no reator UASB. Portanto, em reatores altos com áreas reduzidas, a velocidade ascensional é elevada, mas existe a possibilidade de perda do lodo pelo arraste (wash out). De outra forma, se o reator for baixo, a camada de lodo é relativamente pouco espessa, sendo assim, o contato com o material orgânico do afluente com o lodo biológico é restrita, havendo também, a possibilidade de haver curto circuito através do escoamento do efluente em canais preferenciais.

Na TABELA 4.1 são apresentadas as características dos reatores pilotos modificados para a presente pesquisa.

TABELA 4.1 – Características dos reatores presentes no sistema

<b>Características</b>	<b>Reator UASB simplificado</b>	<b>Biofiltro Aerado Submerso (modificado)</b>
Altura Total (m)	5,0	2,0
Altura do meio suporte (m)	-	0,7
Forma	Quadrática	Cilíndrica
Dimensões (m)	0,5 x 0,5	0,4
Volume Total (L)	1850	250
Volume do meio suporte (L)	-	113
Volume Útil (L)	1600	250

#### **4.4) PROGRAMA DE MONITORAMENTO DO SISTEMA:**

O monitoramento da estação experimental se estendeu por um período aproximado de 54 semanas. Durante esse período foi adotado o programa de monitoramento apresentado a seguir, onde são identificados os pontos de coleta, frequência e parâmetros físico-químicos analisados.

Os parâmetros pH, temperatura e sólidos sedimentáveis foram analisados na própria estação piloto, através de instrumentação básica disponível no local. Os demais parâmetros foram avaliados no laboratório de saneamento da UNESP – Ilha Solteira.

A rotina de monitoramento proposta tem diversas funções, sendo as principais: determinar a eficiência de tratamento de cada unidade e global do sistema, para cada parâmetro testado, além de possibilitar a detecção de problemas de operação.

O QUADRO 4.1 mostra as análises referentes aos parâmetros em que foi determinada a eficiência de tratamento.

QUADRO 4.1 Análises referentes à eficiência de tratamento do sistema.

<b>Parâmetro</b>	<b>Frequência</b>
pH	Semanal
Temperatura	Semanal
Sólidos Suspensos Totais	Quinzenal
Sólidos Suspensos Fixos	Quinzenal
Sólidos Suspensos Voláteis	Quinzenal
Sólidos Sedimentáveis	Semanal
DQO total	Semanal
DBO total	Semanal
Fósforo total	Mensal
Nitrogênio Total	Quinzenal
Sulfetos	Quinzenal
Sulfatos	Quinzenal
Alcalinidade	Semanal
Cromo total	Quinzenal

A metodologia utilizada na realização de cada análise laboratorial pode ser vista no QUADRO 4.2.

QUADRO 4.2: Metodologias de análise utilizadas.

<b>Análise</b>	<b>Metodologia Utilizada</b>
Sólidos Sedimentáveis	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)
Sólidos Suspensos Totais	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)
Sólidos Totais	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)
DQO <sub>total</sub>	ESPECTROFOTOMETRIA HACH
DBO <sub>total</sub>	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)
Sulfetos	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)
Alcalinidade Total	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)
Acidez Volátil	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)
Cromo	STANDARD METHODS - APHA, AWWA, WPCF (1985)

#### **4.5) ROTINA OPERACIONAL**

Objetivando uma operacionalização adequada das unidades que compõem a estação piloto, foi estabelecido um protocolo de partida do sistema e de aumento progressivo das cargas aplicadas. A rotina operacional do sistema foi dividida em quatro fases conforme apresentado no item 4.2.

Os aspectos mais relevantes da rotina operacional implementada são abordados neste capítulo.

##### **4.5.1) FASE I – DESENVOLVIMENTO DO MONITORAMENTO DE PARTIDA**

A partida de reatores biológicos, notadamente os anaeróbios, tende a ser um processo demorado que demanda relativo cuidado, principalmente quando não se tem disponível um inóculo adaptado ao efluente a ser tratado, passando a ter o tempo de partida estendido.

Em especial, no caso de curtumes, por se tratar de um efluente bastante complexo, com a presença de diversos elementos potencialmente tóxicos, inibidores ou de difícil degradação, os cuidados devem ser ainda maiores.

Por não haver inóculo adaptado na região da pesquisa, optou-se pela partida sem inóculo com uma estratégia de aumento progressivo das cargas aplicadas controlando a vazão de entrada do sistema. O controle era feito por meio de uma caixa de nível constante.

A **FASE I** foi iniciada no dia 14 de junho de 2004 com carregamento do reator com o efluente do curtume conforme a TABELA 4.2, a qual mostra as etapas da partida do reator anaeróbio em relação a COV aplicada.

O sistema foi inicialmente alimentado usando uma bomba de eixo helicoidal marca Geremia, modelo HD-10, instalada ao lado do tanque de equalização, com um filtro em PVC perfurado na extremidade submersa do tubo para filtragem do material grosseiro, evitando assim entupimentos.

A vazão inicial foi de 35L/h para a otimização da partida do reator UASB simplificado em forma de “Y” aumentando gradativamente chegando a vazão máxima na 20ª semana de funcionamento para 125 L/h.

TABELA 4.2 – Tempo de partida em relação à COV aplicada

Período dia	Duração dia	TDH (*) hora	Carga Orgânica Volumétrica(*) (kgDQO/m <sup>3</sup> .d)		Vazão (m <sup>3</sup> /h)
			UASB	BIOF.	
1 – 29	30	50	2,40	0,68	0,032
30 – 49	20	46	2,63	0,74	0,035
50 - 69	30	40	3,00	0,85	0,040
70 - 79	10	32	3,75	1,06	0,050
80 - 89	10	25	4,50	1,27	0,060
90 - 109	20	23	5,25	1,48	0,070
110 - 119	20	20	6,00	1,69	0,080
120 - 129	10	16	7,50	2,11	0,100
130 - 140	11	12,5	9,38	2,65	0,125

(\*) Refere-se aos reatores anaeróbios

#### 4.5.2) FASE II – ADIÇÃO DE COAGULANTE NO SISTEMA DE PRÉ-TRATAMENTO.

Devido a necessidade de baixa vazão para partida do reator UASB, nos primeiros meses de operação não foi necessário adição de coagulante. Sendo iniciada a **FASE II**, com a adição de coagulante no decantador de coluna á partir do terceiro mês de funcionamento do sistema, mesmo estando o reator ainda em fase de partida.

O polieletrólito adicionado foi o ART-FLOC 30 (catiônico), com dosagem equivalente de 552mg/L de polieletrólito, tendo em vista os resultados de Jar-Test realizados por Santana & Matsumoto (2003), sendo bombeado através de uma bomba dosadora de diafragma, marca Milton Roy.

Santana & Matsumoto (2003) realizaram testes para determinação da dosagem e diferenciação entre os ensaios de Jar-Test e chegaram a uma dosagem ideal de 375mg/L em ensaio de laboratório, mas nas dosagens de

campo, os resultados chegam a variação da ordem de 30% superior de polieletrólito quando adicionado ao sistema.

#### **4.5.3) FASE III – IMPLANTAÇÃO DO FLOCULADOR DE MANTA DE LODO (PRÉ-TRATAMENTO) E AUMENTO DO VOLUME DO BFS (PÓS-TRATAMENTO).**

A partir do sexto mês, foi denominado de **FASE III**, o decantador de coluna, primeiro sistema de pré-tratamento previsto em projeto, foi substituído pelo floculador de manta de lodo, FIGURA 16, implantado no dia 10 de dezembro de 2004, como segundo pré-tratamento do reator anaeróbio a fim de, determinar as características de cada tipo de pré-tratamento físico químico.

O novo BFS, FIGURA 17 foi implantado no dia 10 de dezembro de 2004 (25ª semana). O desempenho do BFS também foi testado com relação à quantidade de ar injetado. O BFS foi operado inicialmente com 1440NL/h, quantidade utilizada no primeiro biofiltro de menor escala, aumentando 100NL/h a cada 15 dias.

Entre a 33ª e 38ª semana, não houve análises do efluente do BFS devido a ao rompimento do suporte de apoio do BFS, houve a necessidade de construir outro BFS com as mesmas características, de forma emergencial.

#### **4.5.4) FASE IV – AUMENTO DO TDH**

No décimo terceiro mês de monitoramento foi reduzida a vazão de entrada do reator UASB e conseqüentemente, reduziu-se a carga orgânica, com finalidade de observar a reação do mesmo quanto a remoção da carga orgânica carbonácea. A redução de vazão foi direta sem patamares de vazões intermediárias, passando de 125L/h para 32L/h, vazão inicial adotada como mínima no sistema. Com a redução de vazão foi notada uma redução sensível da DQO e DBO efluente dos

sistemas biológicos que compõem o tratamento experimental, os resultados destes parâmetros serão discutidos nos itens 5.3 e 5.11, respectivamente.

#### **4.6) COLETA DE AMOSTRAS**

A coleta de amostras dos diversos pontos monitorados era efetuada sistematicamente pela tarde, sendo permitido um tempo de amostragem de cerca de 1 hora. Embora não tenha sido possível a coleta de amostras compostas (em função da quantidade de pontos amostrados), se demonstra que o elevado tempo de coleta tenha sido suficiente para garantir a representatividade das amostras coletadas. Após a coleta, as amostras eram preservadas de acordo com as recomendações contidas no “*Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*”, 20ª edição.

## 5.0) RESULTADOS

Os resultados obtidos no período de realização dos ensaios no sistema, entre junho de 2004 e agosto de 2005, estão apresentados neste capítulo.

Objetivando facilitar a análise e discussão dos principais resultados obtidos, foram elaboradas as FIGURAS 22 a 36, cujos valores estão demonstrados em anexo, dos diversos parâmetros monitorados do sistema de tratamento relacionados como segue:

- pH,
- DQO,
- Sólidos Suspensos,
- Nitrogênio,
- Sulfato e Sulfeto,
- Cromo,
- DBO.

### 5.1) pH

Devido ao reciclo das águas do banho de caleiro, ou seja, o retorno do líquido alcalino para a utilização no processo e a maior parte dos líquidos despejados serem ácidos (pH do efluente apresenta-se sempre abaixo de 7,0), sendo corrigido sistematicamente no tanque de equalização com adição de cal hidratada para atingir valores de pH entre 8,0 e 10,0 evitando a emissão de maus odores e auxiliando na precipitação de sólidos.

Na FIGURA 5.1 são apresentados os valores de pH do efluente do tanque de equalização e tratado em cada unidade de tratamento da estação experimental.

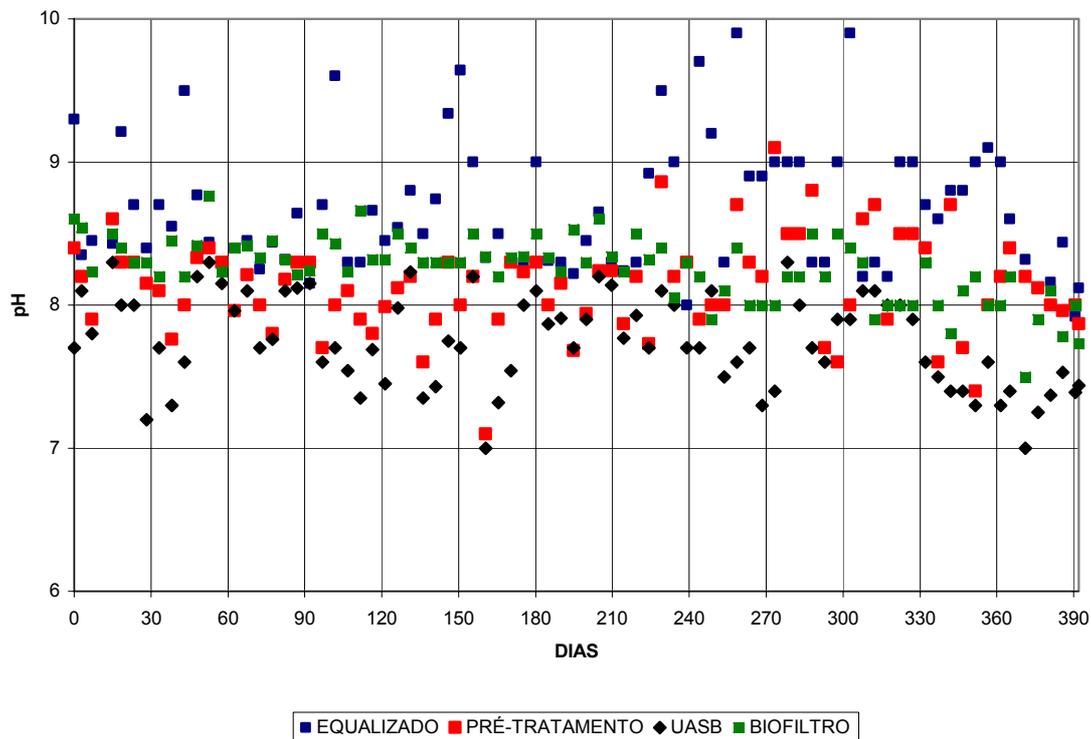


FIGURA 5.1: Valores de pH nas unidades de tratamento

O pH do efluente do decantador apresentou-se valores sempre abaixo do pH do efluente equalizado talvez devido a precipitação da cal em suspensão ou da fermentação da matéria orgânica, mas, seus valores não foram inferiores a 7,5 durante o período experimental.

Ao final do período de estudo, o valor de pH do reator anaeróbico UASB vinha decaindo, indicando acidificação, aproximando de 7,0, o que pode indicar a intensa atividade das bactérias acidogênicas, e a estabilidade do valor de pH na faixa neutra podem indicar o efeito de tamponamento devido à presença de elementos alcalinizantes como a cal hidratada.

Entretanto no BFS, os valores do pH se apresentaram maiores devido a oxidação do efluente, seus valores variaram entre 8,0 e 9,0 indicando, principalmente a oxidação da matéria orgânica, sendo mais provável, os ácidos voláteis.

Os valores médios encontrados foram respectivamente para o efluente equalizado, pré-tratamento, UASB e BFS de 8,7; 8,1; 7,7 e 8,2. Nestes valores de pH, a emissão de maus odores fica bastante reduzida, principalmente oriundos dos sulfetos.

## **5.2) TEMPERATURA**

Juntamente com o pH, a temperatura também foi aferida nos efluentes de cada unidade de tratamento. Devido ao volume de efluente e ao clima constantemente quente a variação não se mostra significativa entre as unidades e não há variações bruscas, oscilando muito lentamente entre 25 e 30°C, raramente a temperatura reduzia para 20°C quando esfriava com entrada de frentes frias.

## **5.3) DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO)**

A DQO afluente ao sistema apresentou variações ao longo do período, a qual influenciou nas concentrações de DQO dos efluentes das unidades subsequentes. As concentrações de DQO afluentes tiveram tendência geral de crescimento ao longo do período de estudo, motivado pelo aumento da produção da indústria no período e a diminuição do uso de água devido ao teste de novos produtos, como o HIDROMIL, para redução do consumo de água.

O reator UASB proporcionou uma redução aceitável nas concentrações de DQO. Pois a partir do momento em que o UASB passou a trabalhar com um tempo de detenção de 12,5h, as eficiências de remoção médias variaram de 10% a 30% com concentrações efluentes médias do UASB de 1.000 a 2.800mg/L. Apesar das eficiências de remoção obtidas, o efluente do UASB apresentou elevadas concentrações de DQO, o que vem justificar a necessidade de monitoramento detalhado do reator e a implantação de uma etapa de pós-tratamento, no presente caso, o uso de um processo aeróbio.

No BFS, as eficiências de remoção médias de DQO em cada fase variaram de 8% a 62% e os valores das concentrações efluentes médias do BFS (efluente final do sistema) variaram de 670 a 1.470mg/L.

Os resultados da  $DQO_{total}$  obtidos na estação experimental são mostrados na FIGURA 5.2:

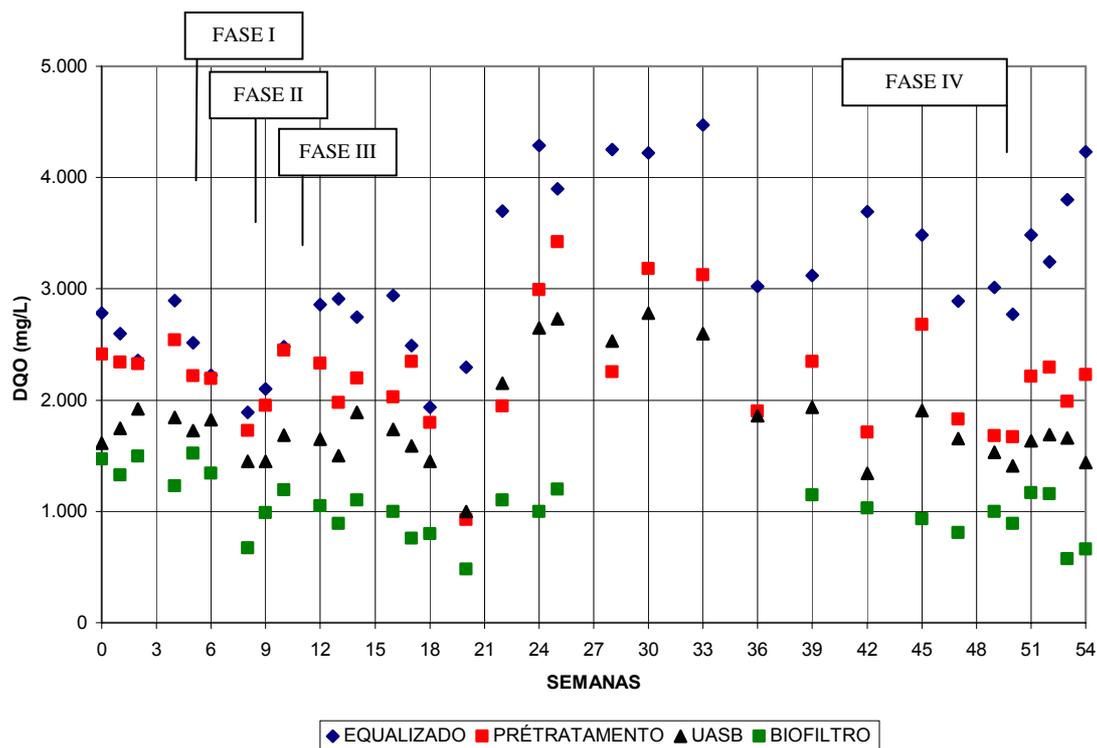


FIGURA 5.2: Resultados de DQO (mg/L)

O desempenho global do sistema conduz a eficiências variando entre 37 a 84%. A FIGURA 5.3 apresenta os valores médios de DQO efluente de cada unidade. Pelo observado, nota-se uma queda da eficiência global a partir da 24ª semana decorrente a paralisação do BFS devido a ruptura na estrutura de sustentação, o qual somente retomou a atividade na 38ª semana.

Ao analisar a DQO, pelos resultados apresentados não somente indica a remoção dos materiais biodegradáveis, mas também de produtos químicos inorgânicos e de difícil estabilização, torna-se, no caso do estudo de efluentes

industriais, o principal indicativo da potencialidade de aplicação das unidades de tratamento propostas.

Os valores da DQO da fase IV, tem apresentado remoção bastante significativa do sistema, diferentemente das demais fases que a eficiência global esteve estacionada no patamar de 65%, demonstrando que o sistema poderia estar sobrecarregado ou ainda, necessitando de ajustes adequados para melhorar a eficiência de tratamento.

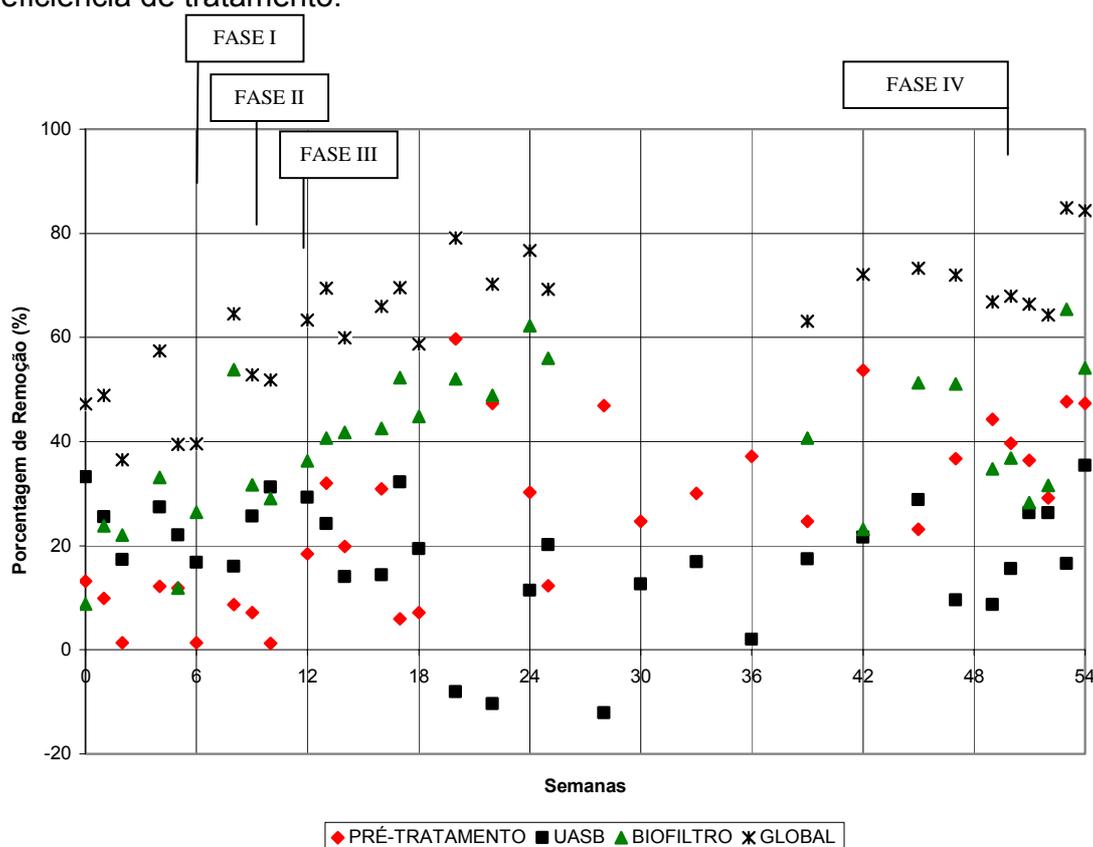


FIGURA 5.3: Eficiência de remoção de DQO no sistema (%).

#### 5.4) NITROGÊNIO

A proporção DQO/NTK mínima desejável para tratamento anaeróbio relatada por Speece (1996) é de 100/1. No afluente ao tratamento, o nitrogênio encontra-se predominantemente na forma de nitrogênio orgânico e amoniacal (medidos conjuntamente como NTK). Durante a equalização e no tratamento anaeróbio, o nitrogênio orgânico sofre o processo de amonificação, sendo

convertida a amônia. Desta forma, a maior parte do NTK afluente à etapa aeróbia esteja presente na forma de amônia.

O tratamento aeróbio tem como objetivo a nitrificação, isto é, a conversão de amônia a nitrato, por meio de bactérias nitrificantes. A nitrificação é bastante dependente das condições ambientais no reator aeróbio (pH, oxigênio dissolvido, compostos tóxicos etc), pelo fato das bactérias nitrificantes serem bastante sensíveis.

A relação DQO/NTK no efluente do sistema foi de 6/1, ou seja, quantidade excessiva de nitrogênio para tratamento, mas com o desenvolvimento da manta de lodo no reator anaeróbio e adaptação do BFS, as remoções de nitrogênio mostraram significativas. Os valores afluentes de Nitrogênio Total, FIGURA 5.4, ao sistema situaram-se entre 480mg/L para a entrada, 290mg/L para o pré-tratamento, 270mg/L para o reator UASB e as concentrações de NTK do biofiltro aerado (aproximadamente iguais à de amônia) é em média de 175mg/L.

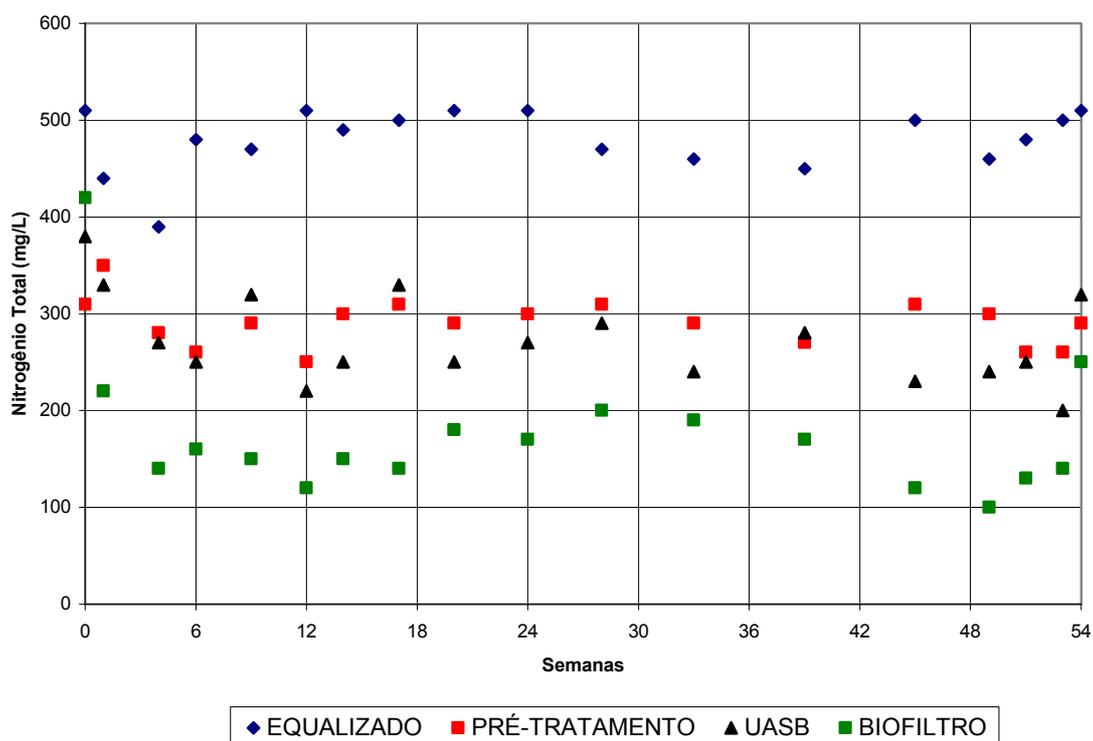


FIGURA 5.4 – Resultados de Nitrogênio (mg/L).

Os elevados valores encontrados no efluente de curtume devem-se a utilização de produtos químicos nitrogenados no processo de curtimento e amaciamento do couro como; sulfato de amônia.

### **5.5) FÓSFORO TOTAL**

A quantidade de fósforo, presente no efluente como ortofosfato, é maior que a proporção mínima DQO/P desejável de 500/1 para processo anaeróbio, também citada por Speece (1996), pois a relação encontrada no sistema foi de 30/1, ou seja, o sistema apresenta quantidade de fósforo em excesso. Os resultados encontrados no efluente foram em média de: 104mg/L para o efluente equalizado, 96mg/L para o pré-tratamento, 46mg/L para o reator UASB e 35mg/L para o BFS. Diferentemente do período de pesquisa de Yendo (2003) que tinha a falta de fósforo no efluente era o limitante na evolução da biomassa no BFS, pois na ocasião foi adicionado fósforo para melhorar a eficiência de remoção da carga orgânica.

### **5.6) SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS**

As análises de determinação de sólidos suspensos apresentaram resultados bastante variados no efluente equalizado devido à vazão do efluente apresentar-se, em horários de pico, bem maior do que a máxima admitida pela peneira rotativa, isto ocasionava sobrecarga no dispositivo e resultando desta forma numa deficiência de remoção de sólidos. Após a adição de coagulante nos sistemas de pré-tratamento, esta variação não mais teve interferência na qualidade do afluente ao reator UASB.

No BFS, os valores apresentaram-se um pouco maiores que do reator UASB, pois após a 5ª semana há indicativo de um possível carreamento de partículas que se desprendem do biofilme. A FIGURA 5.5 mostra os valores referentes às análises de Sólidos Suspensos Totais em cada uma das unidades de tratamento.

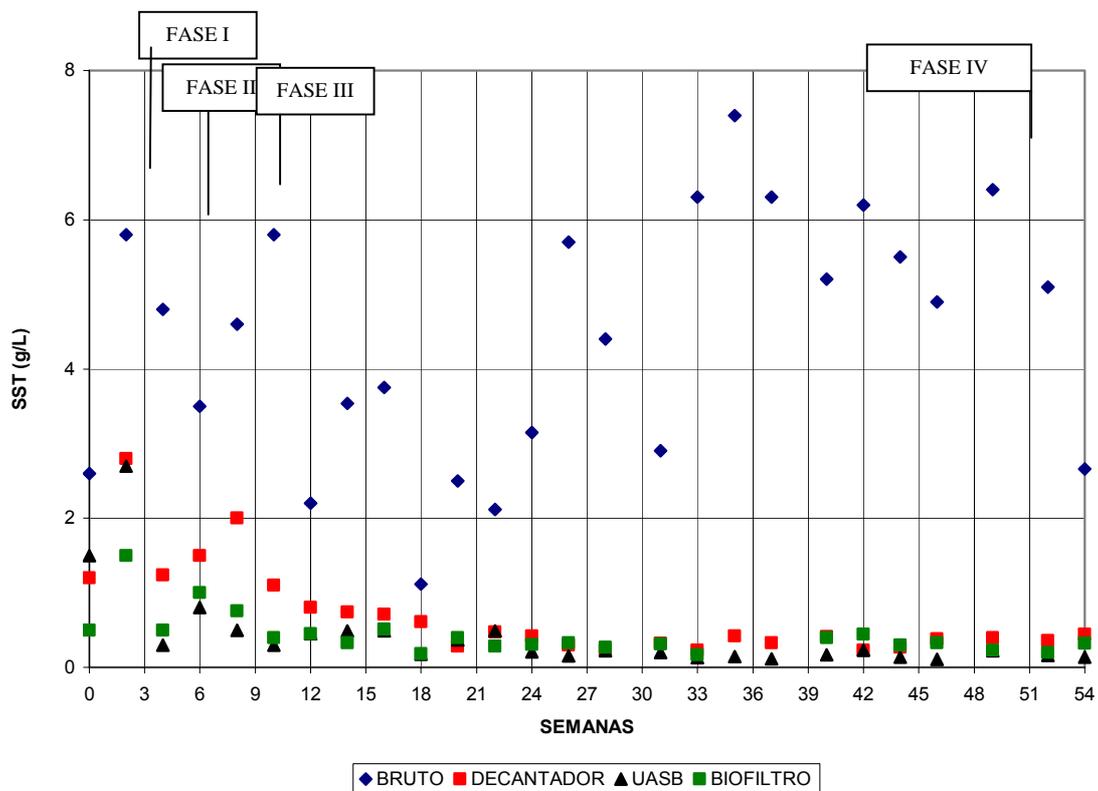


FIGURA 5.5: Sólidos suspensos totais no sistema durante as 54 semanas.

Para melhor visualização da remoção de partículas suspensas, são apresentados na FIGURA 5.6, os valores de sólidos suspensos totais no sistema de tratamento sem os valores do efluente equalizado, isto permite comparar as parcelas removidas pelos demais dispositivos de tratamento utilizados no sistema.

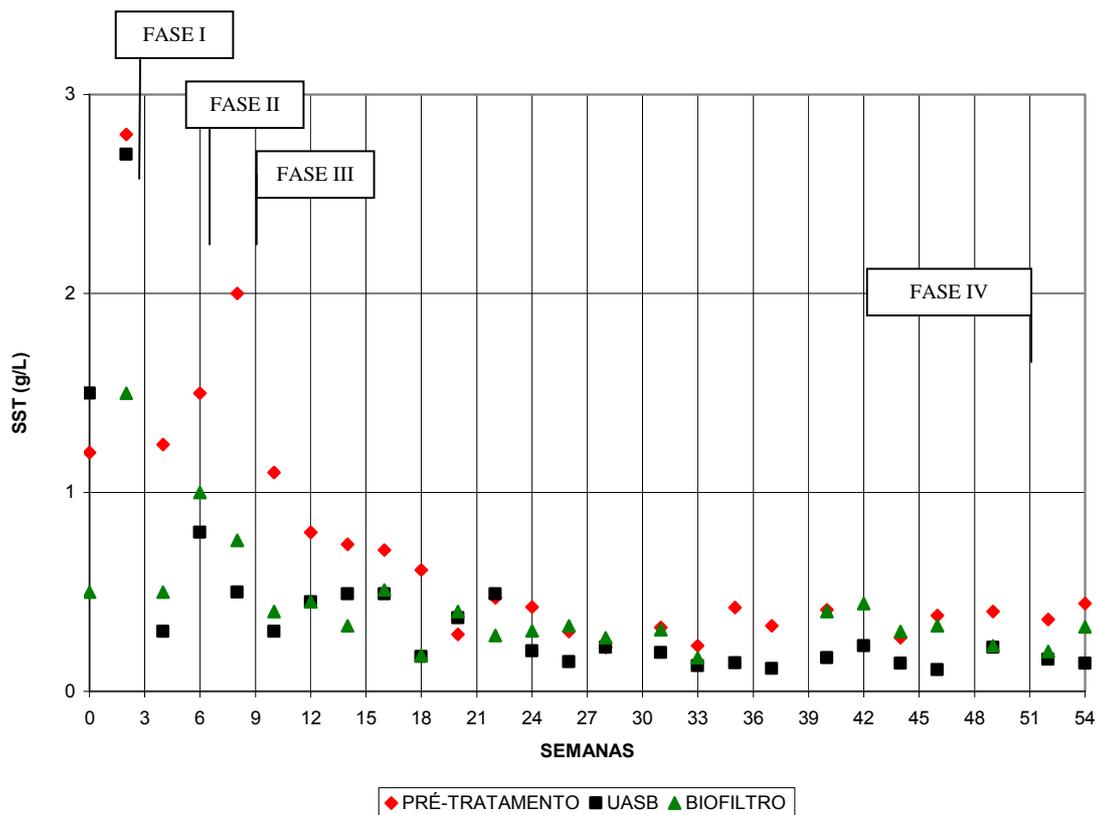


FIGURA 5.6: Sólidos suspensos totais no tratamento sem os valores do efluente equalizado (g/L).

Nota-se que com o início da fase II quando foi adicionado coagulantes, houve uma melhoria significativa na remoção de sólidos suspensos de aproximadamente 60% em média.

Por ocasião da instalação, na 25ª semana, do sistema de floculação manta de lodo este apresentou resultados semelhantes ao decantador de coluna, sendo que uma das vantagens observadas no floculador está relacionada ao TDH que pode ser menor e obter os mesmos resultados do decantador.

Assim, no oitavo mês de funcionamento, a peneira rotativa usada como tratamento preliminar do sistema de tratamento do curtume foi retirada de operação por problemas mecânicos, somente houve a substituição na 50ª semana, esta retirada ocasionou um aumento expressivo de sólidos no tanque de equalização e uma maior solicitação do sistema de pré-tratamento.

### 5.7) SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS E VOLÁTEIS

Os ensaios da quantidade de sólidos suspensos fixos e voláteis presentes em cada unidade do sistema podem permitir a análise da quantidade de matéria orgânica presente em cada fase do tratamento.

Na TABELA 5.1 têm-se as porcentagens médias para cada etapa do tratamento.

TABELA 5.1 – Porcentagem média de sólidos suspensos fixos e voláteis.

<b>ETAPA DO TRATAMENTO</b>	<b>PORCENTAGEM DE SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS</b>	<b>PORCENTAGEM DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS</b>
TANQUE DE EQUALIZAÇÃO	40%	60%
PRÉ-TRATAMENTO	43%	57%
REATOR UASB	64%	36%
BIOFILTRO AERÓBIO SUBMERSO	75%	25%

A redução da porcentagem de sólidos suspensos voláteis é um indicativo positivo no tratamento biológico, mostrando que houve mineralização ou remoção da matéria orgânica por meio de reações biológicas, principalmente no presente trabalho no BFS.

Para verificar aos indicativos citados anteriormente, podem verificar nas FIGURAS 5.7 a 5.10 a quantidade de sólidos suspensos totais fixos e voláteis para cada unidade do sistema, porém os resultados apresentados foram a partir da FASE II de tratamento.

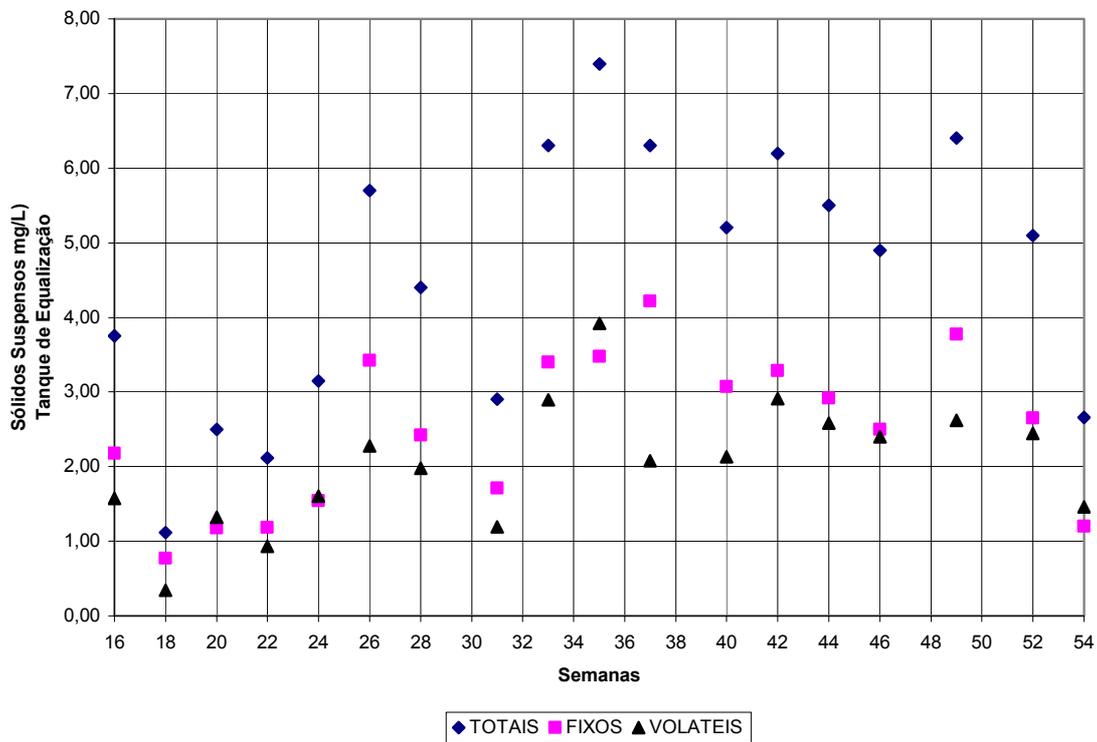


FIGURA 5.7 –Sólidos suspensos no efluente equalizado (mg/L)

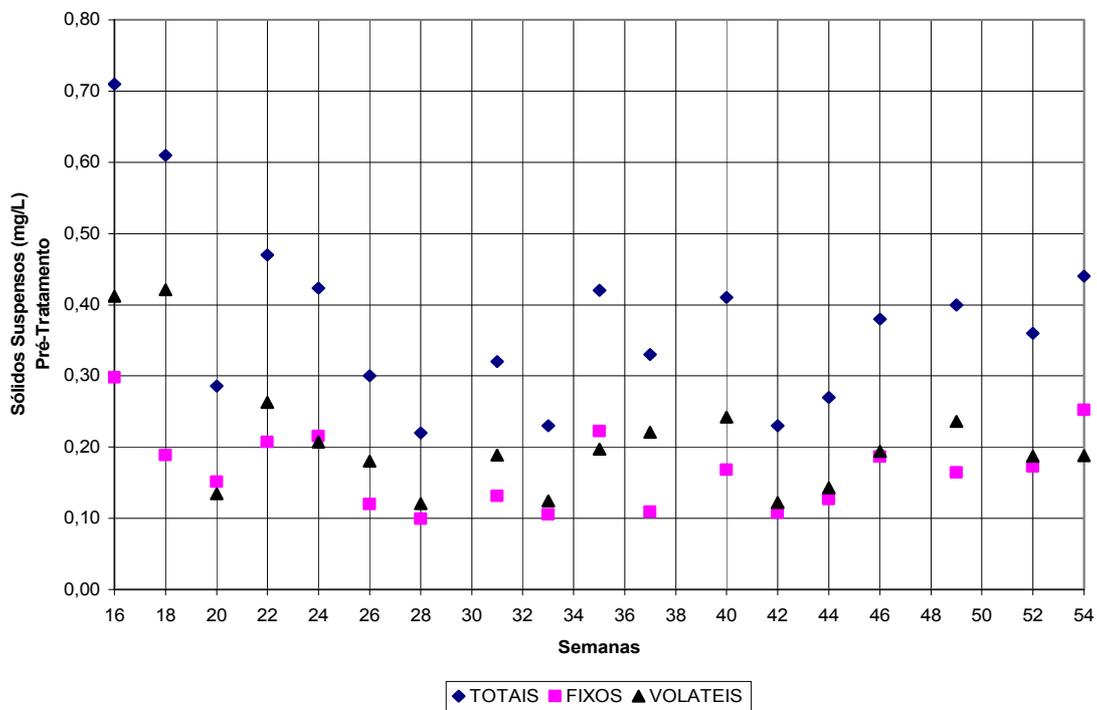


FIGURA 5.8 –Sólidos Suspensos no Pré-Tratamento (mg/L)

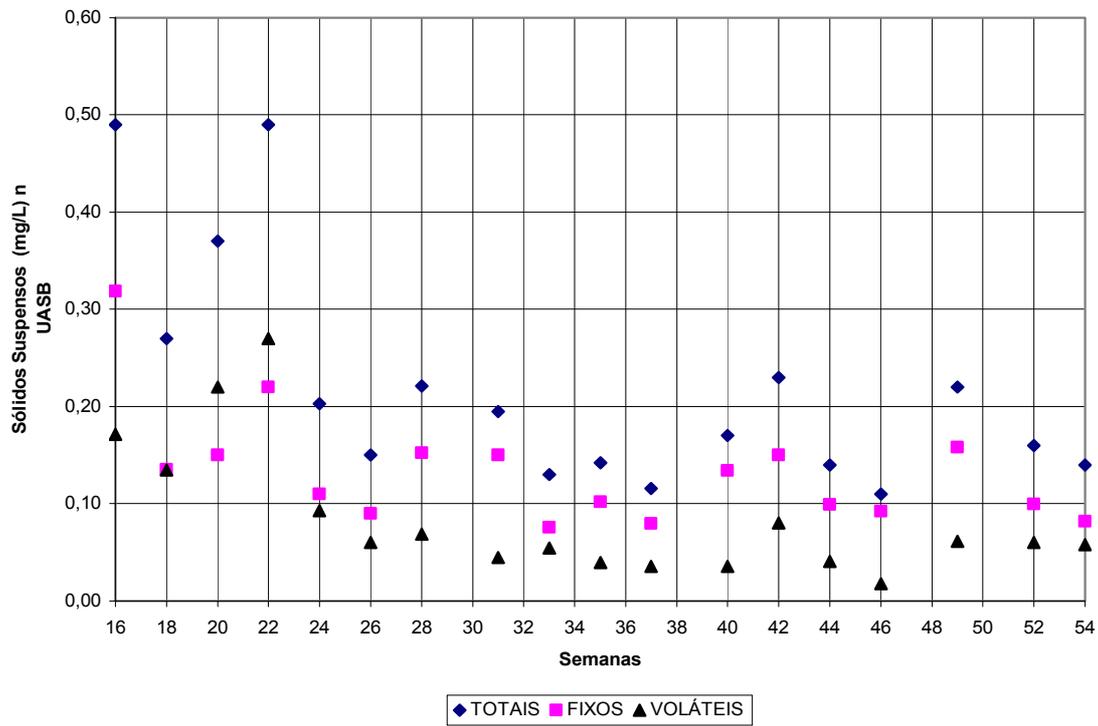


FIGURA 5.9 – Sólidos Suspensos no Reator UASB (mg/L)

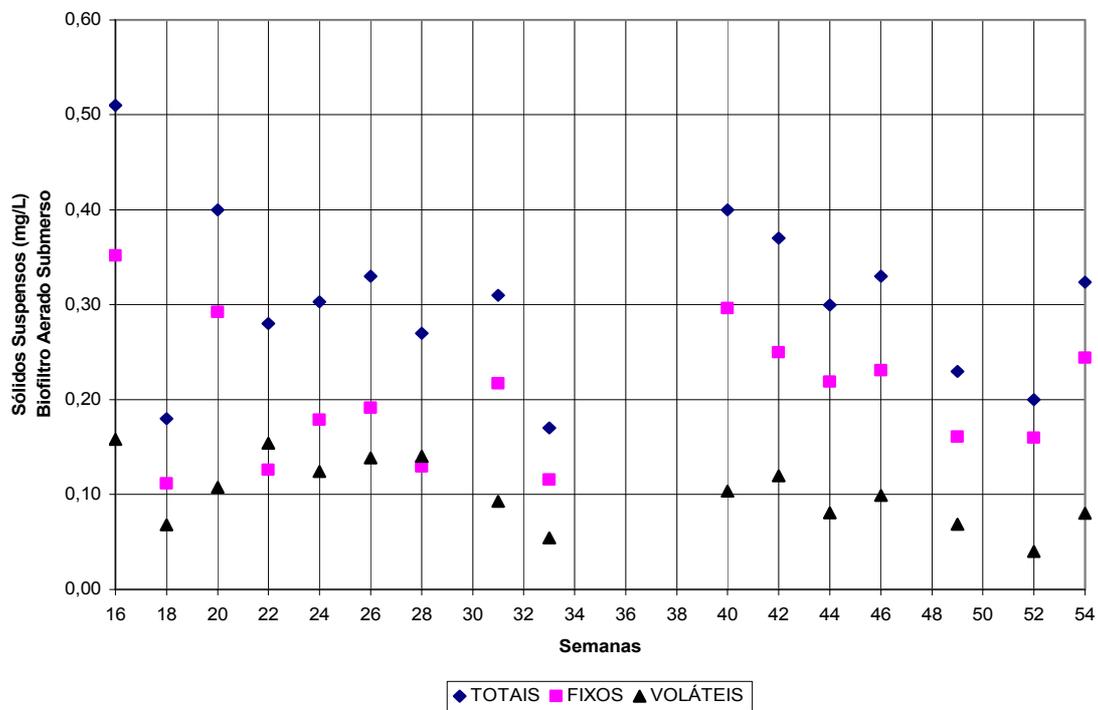


FIGURA 5.10 – Sólidos suspensos no Biofiltro Aerado Submerso (mg/L)

### **5.8) SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS**

Quanto aos Sólidos Sedimentáveis, estavam presentes no efluente equalizado, com média de 30mL/L e depois do aumento da produção e retirada da peneira rotativa, passou para uma média de 45mL/L, sendo completamente removidos no dispositivos de pré-tratamento, tanto no decantador de coluna como no floculador de manta de lodo.

### **5.9) CROMO TOTAL**

Os valores de cromo encontrados no tanque de equalização variaram durante o monitoramento entre 3,3 e 4,8mg/L estando presente no efluente final com valores sempre menores a 0,3mg/L, como apresentados nas FIGURAS 5.11 e 5.12.

Os resultados obtidos têm indicado que o sistema de pré-tratamento teve papel importante no desenvolvimento e formação do lodo do reator anaeróbio, pois promoveu a precipitação do cromo no sistema, impedindo a intoxicação ou a inibição dos microrganismos do reator UASB pelo metal considerado pesado, mas por outro lado, ocorre a transferência do problema com relação à deposição de cromo no lodo, o qual irá requerer locais adequados na disposição deste resíduo.

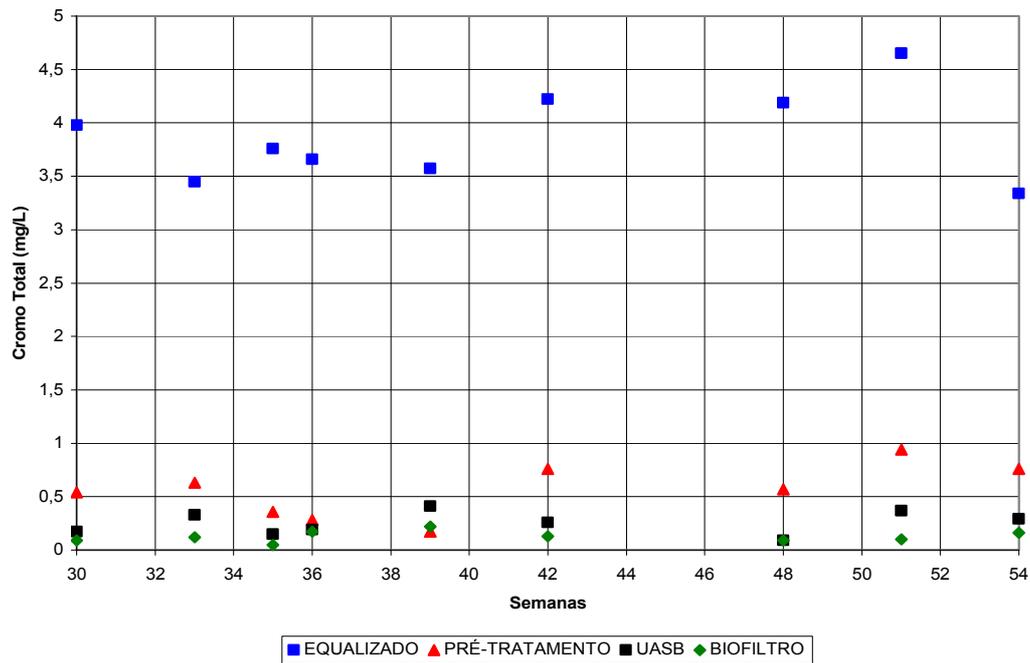


FIGURA 5.11 – Resultado de Cromo Total no sistema (mg/L)

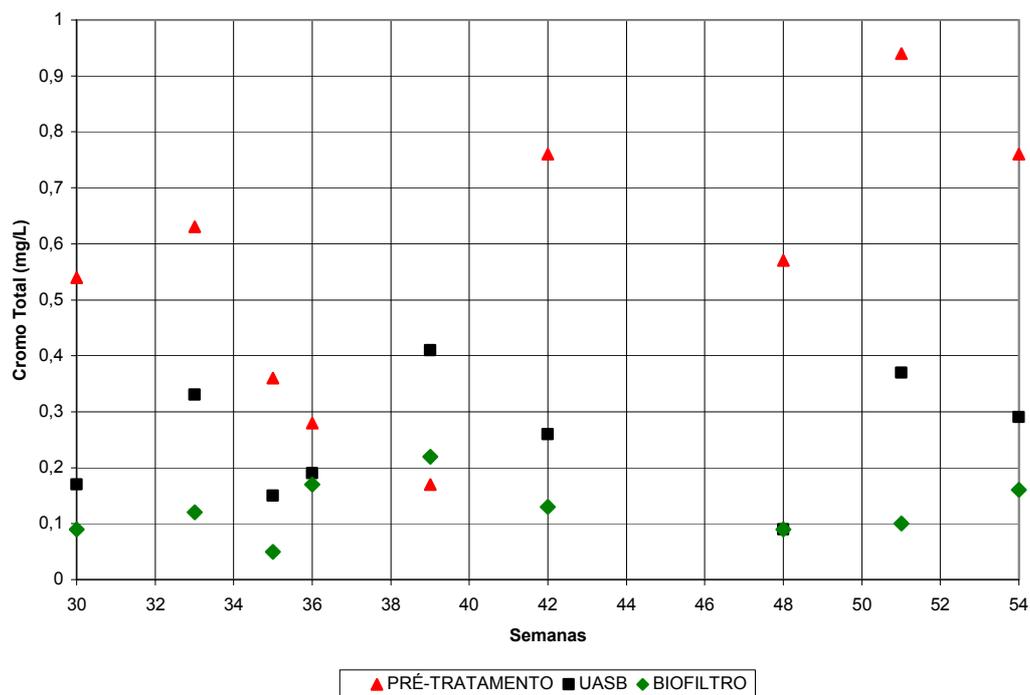


FIGURA 5.12 – Resultados de cromo total somente nos efluentes dos dispositivos de tratamento (mg/L).

### 5.10) SULFATO E SULFETO

Após a troca do BFS, de 300mm de diâmetro para outro de 400mm, na fase III, foram monitorados os resultados de sulfato e sulfeto nas unidades de tratamento, cujos resultados são mostrados nas FIGURAS 5.13 e 5.14.

Na maioria dos casos, a oxidação de sulfetos é conseguida por meio de insuflação de ar no BFS. Para aumentar a eficiência de oxidação, foi utilizado um aerador para formação de micro-bolhas, dispositivo fornecido pela Filsan, o qual tem a dupla finalidade: a de promover a oxidação de sulfetos e a redução da matéria orgânica no biofilme formado.

Pode-se observar que as concentrações de sulfato no afluente foram elevadas quando comparados a valores de esgotos domésticos, atingindo picos superiores a 3.500mg/L. As concentrações de sulfato no efluente do reator anaeróbio se mantiveram mais baixas, geralmente inferiores a 500mg/L, demonstrando a ocorrência da redução de sulfato a sulfeto, por meio das bactérias redutoras de sulfato (BRS). Tal correspondência pode ser também verificada através da análise de sulfetos na FIGURA 5.14, que demonstra elevadas concentrações no efluente do reator UASB, com picos superiores a 300mg/L.

Ainda em relação aos sulfetos, observa-se que as concentrações no efluente final, após a passagem pelo biofiltro, são quase sempre menores que 100mg/L, mostrando a eficiência do sistema de aeração na oxidação dos sulfetos novamente a sulfatos. Alguns poucos picos de sulfetos no efluente final foram provocados por problemas com o dispositivo de aeração do BFS.

O aumento da vazão de ar na aeração pode ter permitido uma maior oxidação dos sulfetos como observados nas FIGURAS 5.13 e 5.14. As figuras demonstram a relação de sulfato e sulfeto nos reatores anaeróbio e aeróbio a fim de indicar a presença de bactérias que utilizam o substrato como alimento.

A quantidade de ar injetado no BFS foi aumentada gradativamente a cada semana de coleta e os resultados de sulfato e sulfeto pela quantidade de ar injetada estão apresentados nas FIGURAS 5.15 e 5.16.

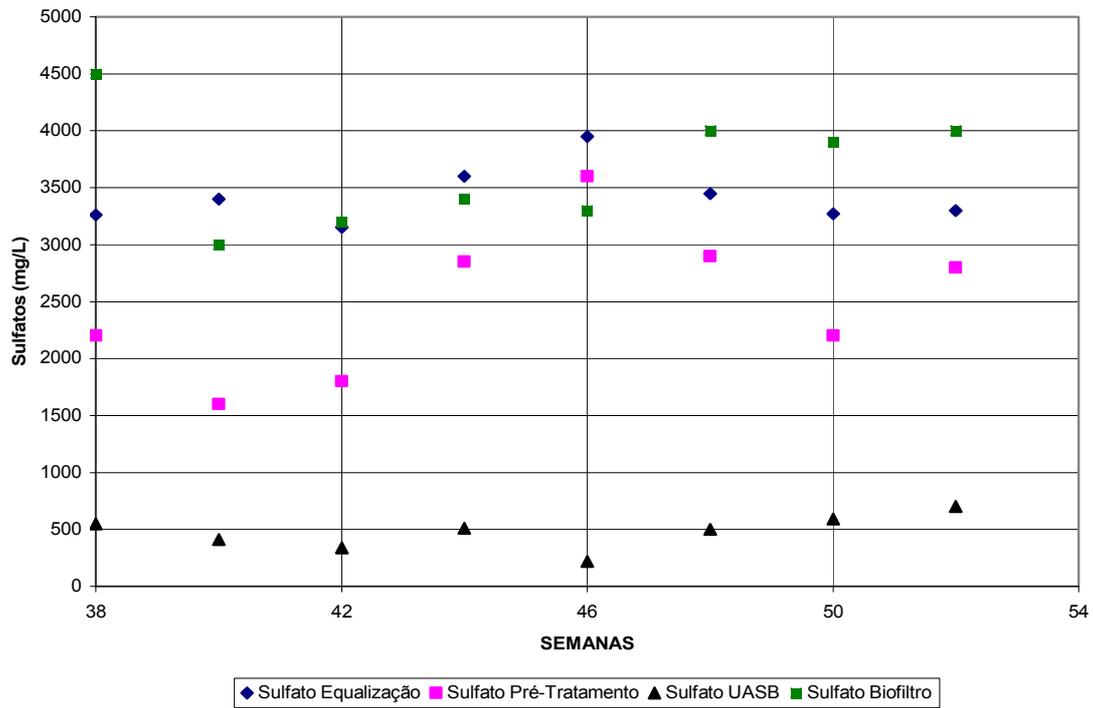


FIGURA 5.13 – Quantidade de sulfato no sistema (mg/L)

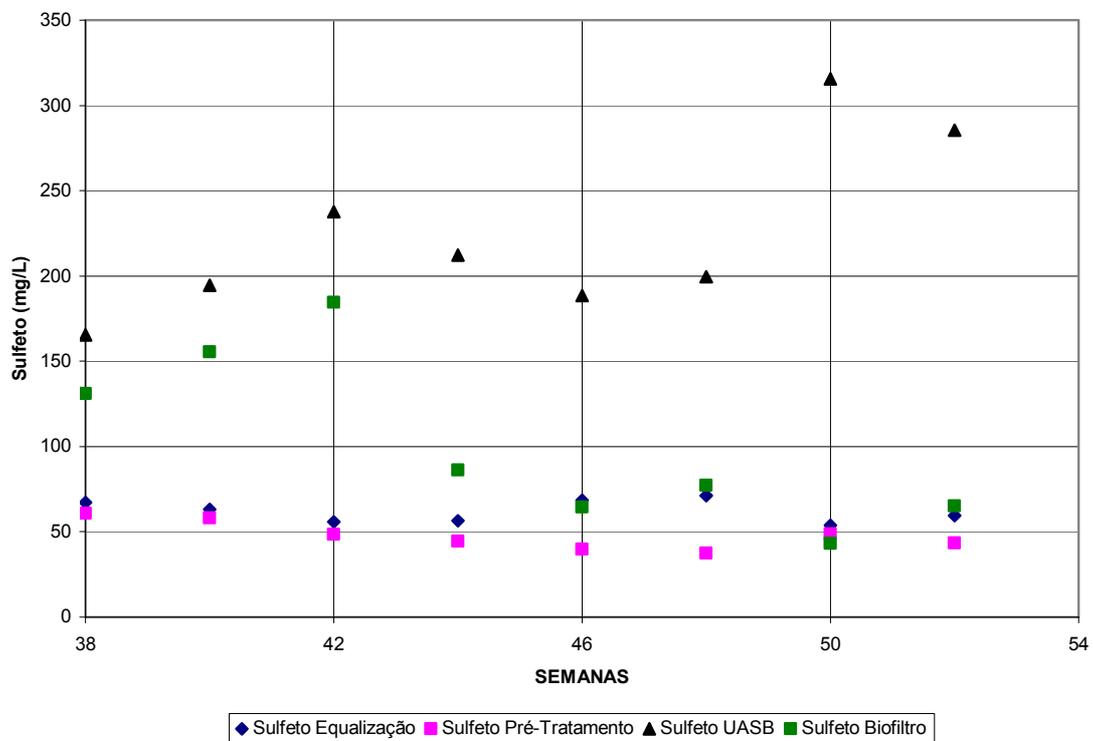


FIGURA 5.14 – Quantidade de sulfeto no sistema (mg/L)

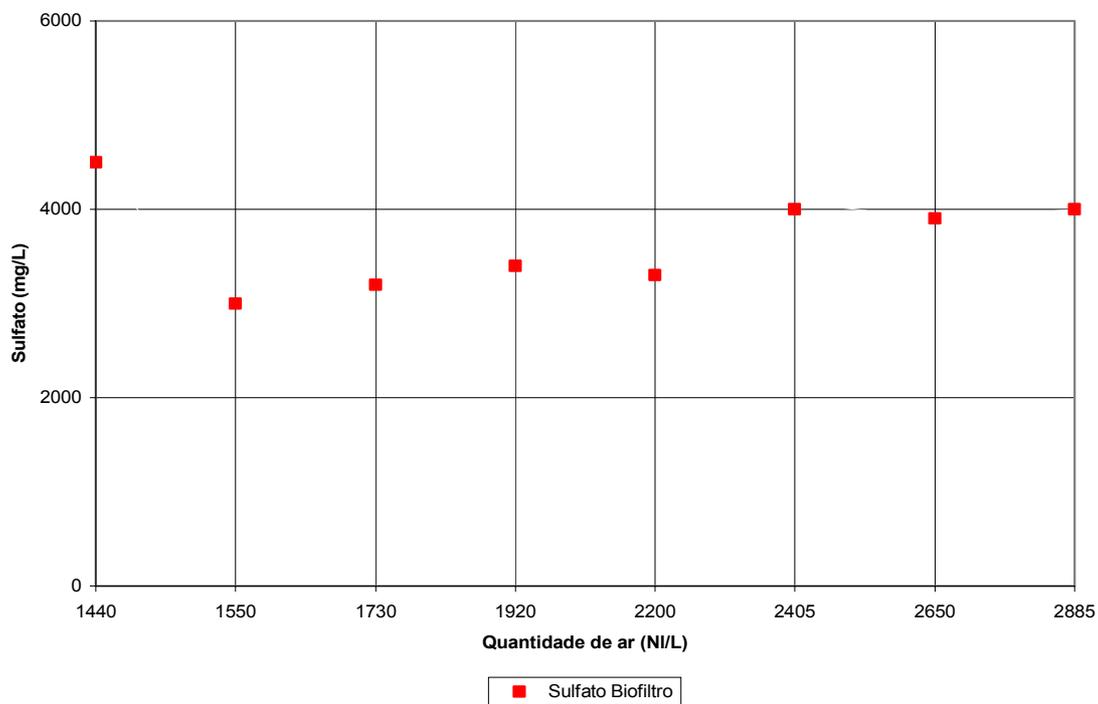


FIGURA 5.15 – Quantidade de sulfato X Quantidade de ar

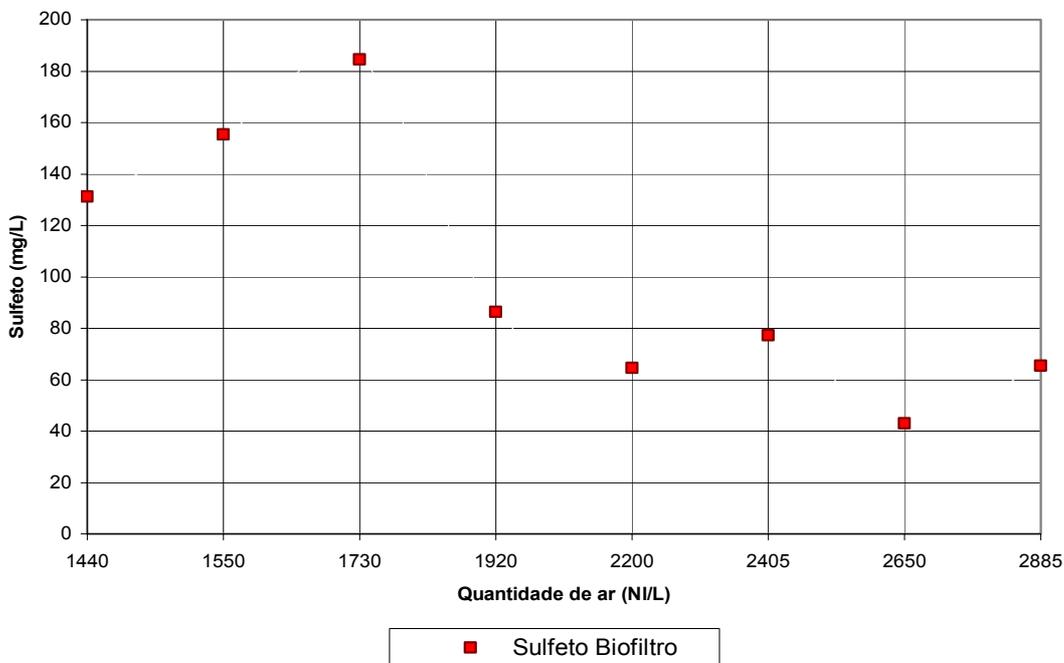


FIGURA 5.16– Quantidade de sulfeto X Quantidade de ar

### 5.11) DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO)

Os resultados das análises de DBO no sistema de tratamento, mostrados na FIGURA 5.17, não foram satisfatórios no início de operação. Apresentou uma baixa remoção para reator anaeróbio, um pouco dissonante quando analisado com os demais resultados apresentados nos itens anteriores. Mas, a partir da 8ª semana, foi notado uma estabilização na remoção da DBO no reator, isso pode ser devido ao aumento de microrganismos mais adaptados ao efluente na manta de lodo do reator e também o reator estar se adequando a COV (carga orgânica volumétrica) aplicada.

Assim que o reator UASB passou a trabalhar com um TDH de 12,5h (30ª semana), a eficiência de remoção média ficou estabilizada em torno de 20%. A concentração média do efluente do UASB variou entre 760 e 2.340mg/L. o percentual apresentado está muito aquém das eficiências apresentadas para reatores anaeróbios tratando efluentes menos concentrados como o esgoto sanitário, com o qual gira em torno de 70%.

No BFS a eficiência de remoção média foi de 37%, pode ser considerada satisfatória, tendo em vista os problemas operacionais como a ruptura do suporte de sustentação do biofiltro ocasionando vazamentos e o tempo de operação submetido a variação da vazão de ar injetado. As concentrações efluentes médias do biofiltro (efluente final do sistema) variaram de 520 a 1.230mg/L.

Uma vez tendo lodo adaptado no reator UASB e biofilme no BFS, e o aumento no TDH na fase IV, notou-se um aumento significativo na eficiência do sistema com remoção da DBO para 44% no reator UASB e 54% para o BFS, chegando a uma eficiência global de 79%.

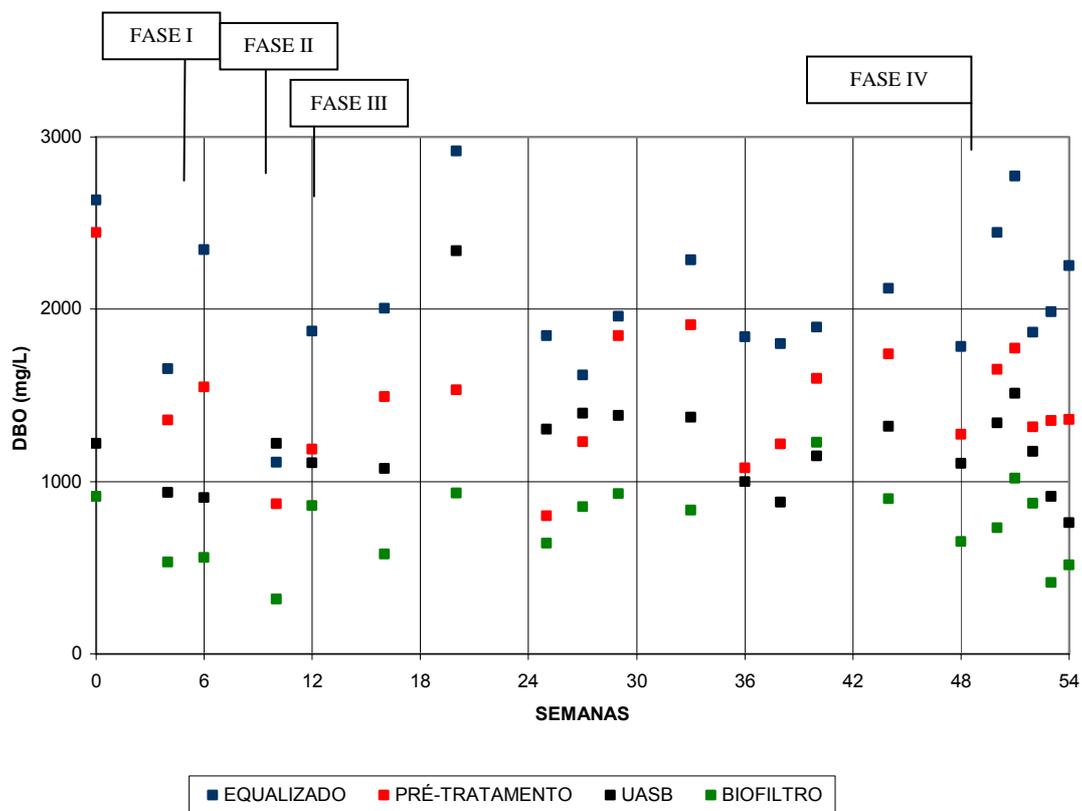


FIGURA 5.17: Resultado de DBO no sistema durante as 54 semanas de monitoramento (mg/L).

O desempenho global do sistema conduziu a eficiências de remoção de DBO variando entre 45% e 79%, como pode ser observado na FIGURA 5.18, na qual é apresentada as eficiências médias de remoção da DBO de cada unidade de tratamento.

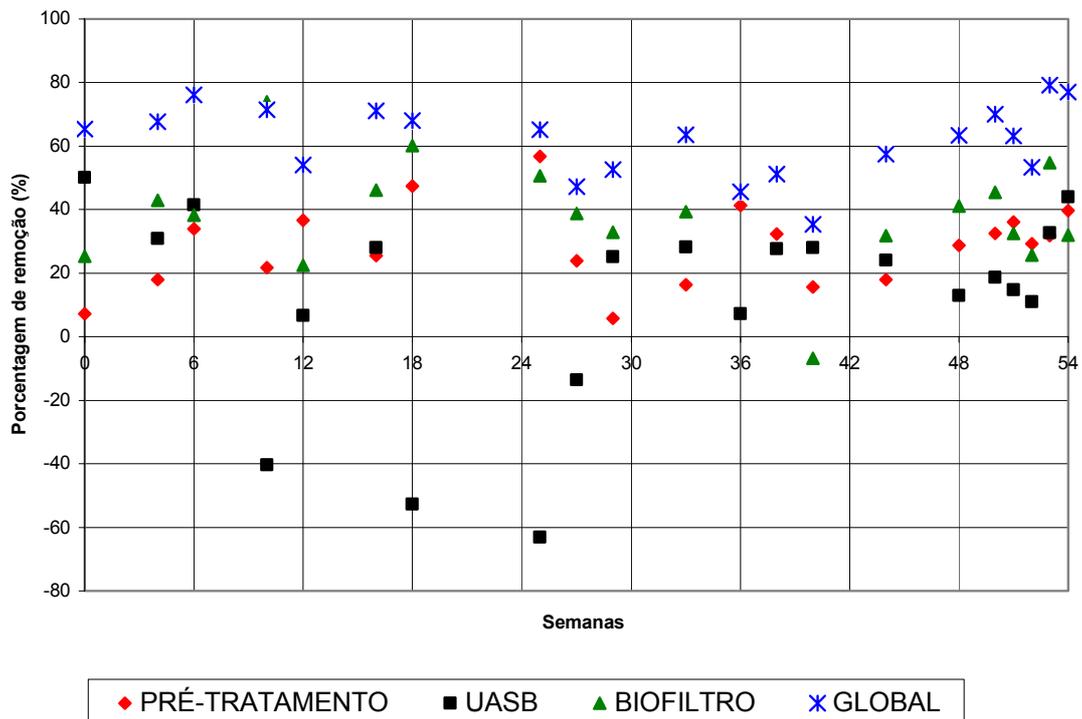


FIGURA 5.18: Eficiência de remoção de DBO no sistema (%).

## 5.12 AMPLIAÇÃO DE ESCALA

As principais vantagens do aumento de escala do sistema apresentado comparando com o sistema piloto de Léo (2002) e Yendo (2003) são as possibilidades de alteração do sistema operacional, podendo variar sem muito sobressalto:

- a vazão e conseqüentemente a taxa de aplicação,
- a quantidade injetada de ar no sistema aeróbio,
- variação do sistema de pré-tratamento,

além de estar em escala mais próxima às solicitações de um sistema em escala real.

Os resultados nesta pesquisa foram semelhantes aos apresentados por Léo (2002) e Yendo (2003) obtidos quando aplicado o mesmo TDH de projeto. Porém, quando o reator anaeróbio operava com menor carga hidráulica e

consequentemente menor carga orgânica aplicada, obteve-se uma maior eficiência.

O TDH do BFS operado era 2,5 vezes menor em relação ao reator UASB operado por Yendo (2003), mesmo assim foram obtidos melhores rendimentos à medida que a quantidade de ar insuflado era aumentada.

No período de operação não foi necessário o descarte do lodo do reator anaeróbio de manta de lodo, mas, houve a necessidade da remoção dos outros sistemas, principalmente do pré-tratamento. O sistema piloto também se assemelha a um sistema em escala real quanto à necessidade de manutenção.

A principal modificação esperada com as alterações do BFS e o aumento do TDH e a proporcional diminuição da espessura do meio suporte foi a melhoria na qualidade final obtida no efluente e a verificação da relação entre espessura do meio suporte, TDH e vazão de ar.

Sendo assim, os resultados mostraram a possibilidade de implantação do sistema na indústria de curtimento de peles, sendo que, os próximos passos para investigação e confirmação dos resultados estão apresentados nas recomendações no item 7.0.

## 6.0) CONCLUSÕES

A avaliação do sistema proposto, tratando efluente de curtume, realizado nas 54 semanas de monitoramento da estação piloto, permitem concluir que:

- O reator UASB demonstra ser uma unidade de tratamento a ser considerada no tratamento de efluentes, removendo, na fase IV da pesquisa 45% da DBO do efluente sem adição de produtos químicos e sem utilização de energia elétrica.
- Os sistemas de pré-tratamento mostraram serem indispensáveis para o desenvolvimento do lodo do reator anaeróbio removendo os sólidos particulados.
- O Floculador de manta de lodo mostrou-se mais eficiente que o decantador de coluna para remoção de sólidos suspensos quando comparados os TDH de ambos.
- A grande concentração de sulfetos, 230mg/L em média, teve efeitos tóxicos e inibidor para os microrganismos do reator UASB, provavelmente reduzindo eficiência de remoção de matéria orgânica. Houve oxidação a sulfato nos reatores aeróbios, em praticamente todos os períodos operacionais.
- As eficiências de remoção de DQO e DBO para o sistema (global) de tratamento foram, em geral, superiores a 65% no período. Nos períodos em que a remoção foi inferior a 65%, alguns fatores operacionais contribuíram para o fato, com por exemplo, aumento da produção da indústria.
- O alto pH do efluente equalizado pode ser considerado uma boa característica para o desenvolvimento da massa bacteriana anaeróbia.
- A inexistência de sólidos sedimentáveis e a quantidade de sólidos suspensos no efluente do reator UASB mostram que a massa bacteriana está se

desenvolvendo da forma mais desejável, apresentando grânulos de bom tamanho e peso, o que impede o arraste para fora do reator, aumentando desta forma a massa de lodo no reator.

- A associação do Biofiltro Aerado Submerso como pós-tratamento ao efluente de reator anaeróbio UASB, vem mostrando ser uma boa alternativa, pois fornece resultados de remoção de matéria orgânica compatíveis com o tempo de operação. Com relação ao crescimento microbiológico, houve o indicativo de aumento devido a relação de SST e SSV diminuir em função do tempo.
- Em termos gerais, os resultados do sistema implantado, quando operava nas mesmas condições de tratamento de Léo (2002) e Yendo (2003), foram melhores que aqueles obtidos pelos autores.
- O sistema poderia ser implantado em escala real pela empresa se houvesse a reciclagem completa do cromo podendo ser implantado também um sistema de reuso da água tratada que, apesar de alguns parâmetros não se adequarem a legislação vigente, não afetariam algumas das fases dos processos de curtimento, podendo a água tratada ser usada, por exemplo, na operação de descarte ou na divisão de peles.

## 7.0) RECOMENDAÇÕES

As principais recomendações para a continuidade das pesquisas envolvendo o processo de tratamento adotado para efluente de curtume são:

- Estudar a variação da carga hidráulica e a COV aplicada no reator anaeróbio visando determinar a máxima eficiência do dispositivo concomitante com o estudo da variação da eficiência no sistema.
- Realizar estudo hidrodinâmico do biofiltro aerado submerso com variação de dispositivos de aeração e tipo do material de enchimento visando maior eficiência de transferência de oxigênio e determinação da relação ótima entre carga orgânica aplicada e quantidade de ar insuflado.
- Pesquisar sistemas combinados de pré-tratamento para remoção de cromo, derivados de nitrogênio, derivados de enxofre e realizar balanço de nutrientes para as atividades biológicas envolvidas no processo de tratamento subsequentes.
- Analisar a microbiologia do lodo gerado no reator anaeróbio para determinação da biota envolvida no balanço da digestão anaeróbia e analisar o gás produzido para estudo de atividade bacteriana predominante, metanogênica ou sulforedutora em tratamento de efluente de curtume.
- Pesquisar formas de tratamento e disposição de lodo de descarte do sistema de tratamento de efluente de curtume utilizado visando a minimização dos impactos ambientais.

## 8.0) REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

ADIN, A.; ASANO, T. (1998) The role of physical-chemical treatment in wastewater reclamation and reuse. *Water Science and Technology*, Vol. 37, n.10, p. 70-90.

AICSUL. (1999) Boletim Estatístico do Couro. 30 p.

AISSE, M.M., NOLASCO, M.A., ANDREOLI, F.D.N., LOBATO, M.B., SAVELLI, C.S., JURGENSEN, D., ALÉM SOBRINHO, P. (2000) Pós-Tratamento de Efluentes Provenientes de Reatores Anaeróbios tipo UASB. In: Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia, IV, Recife. Anais, v.1, p. 321-327.

AMIRTHARAJAH, A.; MILLS, K. M. (1982). Rapid-Mix design for mechanisms of alum coagulation, *J. AWWA*, Denver, Colorado, v.74, n. 4, 210-16

ANDREOLI, C.A.; FERREIRA, A.C.; CHERUBINI, C.; CARNEIRO, C.; TELES, C.R.; FERNANDES, F. (2001) Higienização do Lodo de Esgoto cap. 4. In: ANDREOLI, C.V. et al. Resíduos Sólidos do Saneamento: processamento, reciclagem e disposição final. Editora RiMa, Curitiba.

AQUINO, S. F. de; CHERNICHARO, C. A. (2005) Acúmulo de Ácidos Graxos Voláteis (AGVs) Em Reatores Anaeróbios Sob Estresse: Causas e Estratégias de Controle. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, V.10:2, abr-jun, p.152-161.

AZEVEDO NETO, J.M.(1985) Tanques Sépticos: Conhecimentos Atuais. *Revista Engenharia Sanitária*, v.24:2, abr.-jun., p.222-229.

BARIJAN, F.P. O. (1995) Produção de lodo de um reator anaeróbio de fluxo ascendente de manta de lodo Campinas. Dissertação (Mestrado) – Recursos Hídricos e Saneamento, Unicamp, 162p.

BEAL, L.L., BIDONE, F.R.A., MONTEGGIA, L.O. (2000) Acumulação de Cromo em Reatores Biológicos Tratando Efluentes de Curtume. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, XXVII, Anais.

BORZACCONI, L., LÓPEZ, I. (1994) Relevamiento de Reactores Anaerobios en América Latina. In: Taller y Seminario Latinoamericano de Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. *Proceedings ...* Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gómez, p.293-301.

- BRAILE, P.M., CAVALCANTI, J.E.W.A. (1993) Curtumes. In: Manual de Tratamento de Águas Residuárias Industriais. São Paulo: Cetesb, Capítulo 11, p.233-278.
- BRANCO, S. M. (1986) Hidrologia aplicada à engenharia sanitária. 3ed. São Paulo: CETESB,. 616p.
- CAMPOS, J.R. (1999) Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. 1 ed. Rio de Janeiro: ABES. 435p.
- CAMPOS, J.R., DIAS, H. G. (1989) Potencialidade do filtro anaeróbio. Revista DAE, São Paulo, v.49, n.154, p.29-33, jan.-mar.
- CAMPOS, C.M.M., HARDOIM, P.C., DAMASCENO, L.H.S. (2000) Tratamento Anaeróbio de Efluente de Suinocultura em Escala de Bancada - Tanque de Equalização e Acidificação, UASB e Lagoa Aerada Facultativa. In: Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia, IV, Recife. Anais, v.2, p. 65-68.
- CARVALHO, J. L. (1991) Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente, - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, Série Didática.
- CHERNICHARO, C.A.L., von SPERLING, M., da SILVA, P.C., FRANCI, G.R. (1996) Tratamento de Efluentes de Curtumes Através de Filtros Anaeróbios Seguidos por Biofiltros Aerados. DESA – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 10 p.
- CHERNICHARO, C. A. L. (coord.) (1996). Desenvolvimento tecnológico para controle ambiental nos pequenos e médios curtumes de Minas Gerais. Belo Horizonte: DESA/GTZ. UFMG. Tomo I., v. 1 199p.
- CHERNICHARO, C.A.L. (1997) Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias - Reatores Anaeróbios. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG. v.5, 246 p.
- CHERNICHARO, C. A. L. (Org.) (2001) Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. 1. ed. Belo Horizonte: FINEP,. v.1, 544 p.
- CICB - CENTRO DAS INDÚSTRIAS DE CURTUMES DO BRASIL. (2000)Couro, esse negócio vale ouro e rende muito mais que a carne. Brasília, DF, p. 4.
- CLAAS, I.C., MAIA, R.A.M.(1994) Manual Básico de Resíduos Industriais de Curtumes. *Porto Alegre*: SENAI-RS, 664 p.

- CONAMA – CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE, Resolução 357 – 17 de março de 2005. Classificação e diretrizes ambientais para o enquadramento dos corpos de água superficiais, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. 23 p.
- COTA, R.S., CHERNICHARO, C.A.L., von SPERLING, M., GONÇALVES, L.C., ZERBINI, A.M., GOMES, C.C. (2000) Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios em um Sistema de Aplicação Superficial de Esgotos no Solo com o Sistema Operando em Regime Hidráulico Transiente. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, XXVII, Anais.
- COURA, M.A., van HAANDEL, A.C. (1999) Viabilidade Técnica e Econômica do Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente (UASB) no Sistema Anaeróbio/Aeróbio. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 20, Rio de Janeiro, Anais, p. 973-981.
- DAMIANOVIC, M.H.R.Z. (1992) Estudo do Efeito de Nutrientes no Desempenho de Reatores de Manta de Lodo em Escala de Bancada Alimentados com Efluentes de Processamento de Milho. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- DE AQUINO, S.F., CHERNICHARO, C.A.L (2005). Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. Órgão Oficial de Informação técnica da ABES – Rio de Janeiro. V.10, n.2 - abr-jun.
- DI BERNARDO, L. (1993) - Métodos e técnicas de tratamento de água - 2 vol, ABES, Rio de Janeiro, 498 p.
- DI BERNARDO, L., DI BERNARDO, <sup>a</sup> S. (1998): Utilización de polímeros sintéticos y naturales como ayuante de floculación una nueva metodología en base al diagrama de coagulación. In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, XXVI, Lima (Peru).
- DOMINGUES, L. M. ; NOUR, E. A. A. (2005): Estudo hidrodinâmico de um sistema combinado filtro anaeróbio - biofiltro aerado submerso . In CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, XXIII, Campo Grande–MS.
- FELLENBERG, G. (1980) Introdução aos Problemas de Poluição Ambiental;(tradução de Juergen Heinrich Maor, revisão de Cláudio Gilberto Froelhlich)- São Paulo. EPU: Springer: Editora da Universidade de São Paulo
- FERRARI JÚNIOR, M.J.; SILVA, P.C.; CHERNICHARO, C.A.L.; von SPERLING, M.; (1997) Tratamento de Efluentes Líquidos de Curtumes: Uma Concepção

- Alternativa e Apresentação de Custos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, Foz do Iguaçu. Trabalhos Técnicos. Rio de Janeiro: ABES.
- FORESTI, E. (1972) Estudos Preliminares das Características e Tratamento das Águas Residuárias de Curtumes. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- GRASSI, M. T. (2001) As águas do planeta terra. Química Nova na Escola - Caderno Temático:Química Ambiental, n. 1, p. 31-40
- GUILHERME, C. M. (2001) Desempenho do floculador de manta de lodo associado o decantador de alta taxa no tratamento de águas de abastecimento. Ilha Solteira,. 74 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil/ Recursos Hídricos e Tecnológicos Ambiental)- Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.
- GONÇALVES, R.F, ARAÚJO, V.L, CHERNICHARO, C.A. (1997). Tratamento secundário de esgotos sanitário através da associação em série de Reatores UASB e Biofiltros Aerados Submersos – Vitória-E.S. – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade Federal do Espírito Santo, 12 p.
- HEAD, R., HART, J.,GRAHAM, N. (1997) Simulating the Effect of Blanket Characteristics on the Floc Blanket Clarification Process. Water Science Technology, Vol 36, p. 77-84.
- HEIJNEN, J.J (1984). Biological industrial wastewater treatment minimizing biomass production and maximizing biomass concentration. Ph.D. Thesis, Delft University of Technology, Delft.
- HENZE, M., HARREMOËS, P. (1983) Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors, a Literature Review. Water Science and Technology, Oxford, v.15, n.8-9.
- HESPANHOL, I. (1982) Cinética de floculação de suspensões coloidais com polieletrólitos naturais. São Paulo, 232 p. Tese (Livre Docência)- Escola politécnica da Usp.
- IWAI, S., KITAO, T. (1.994). Wastewater treatment with microbial films. Technomic publish-ing Co, Lancaster, EUA, 184 p.
- LEITE, M.A.S., OLIVEIRA, R.A., (2000) Relação entre a Alcalinidade e o Desempenho de Reatores UASB Operados em Série Tratando Águas Residuárias de Suinocultura. In: Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia, IV, Recife. Anais, v.2, p. 215-218.

- LEMA, J.M.; MÉNDEZ, R.; IZA, J.(1991) Chemical Reactor Engineering Concepts in Design and Operation of Anaerobic Treatment Processes. Water Science and Technology, Oxford, v.24, n.8, p.79-86.
- LÉO, L. F. R (2002) Avaliação do comportamento de um reator UASB com separador de fases simplificado no tratamento de efluentes de curtumes. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, 124 p.
- LÉO, L.F.R., MATSUMOTO, T. (2002) Efeito da atividade de bactérias redutoras de sulfato (brs) na eficiência de remoção de demanda química e bioquímica de oxigênio em um reator uasb em forma de “y” tratando efluentes líquidos de curtume. In: XXVIII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Cancun-México 5p.
- LETTINGA, G., VAN VELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W., ZEEUW, W.J., KLAPWINJK, A. (1980) Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment, *Biotechnology and Bioengineering*, XXII: 669-734.
- LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L.W. (1991) UASB – Process design for various types of wastewater. Water Science and Technology, Oxford, v.24, n.8, p.87-107.
- LIBÂNIO, M. (2000) Avaliação em escala real da sedimentação diferencial no desempenho de unidades de decantação de escoamento horizontal. In: Simpósio Luso-Brasileiro de engenharia sanitária e ambiental, IX, Porto Seguro – Brasil.
- LIBÂNIO, M., DE PAULA, V. L., DI BERNARDO, L. (1997) Análise da Influência da Variação dos Gradientes de Velocidade no Desempenho das Unidades de Flocculação. Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, Vol 02 - n. 02, p. 63-69.
- LIMA, A. F. (1993) Problemas de Engenharia Sanitária. Recife: Editora universitária da UFPE.
- MALINA, J. F. B. (1992) Design of biological wastewater treatment systems. In Seminários de transferências de tecnologia – Tratamento de esgotos, 1992, Rio de Janeiro. Trabalhos Apresentados...Rio de Janeiro:ABES/Water Environment Federation, p.165-171.
- MEDEIROS FILHO, C.F., van HAANDEL, A.C., CAVALCANTI, P.F.F.(1999) Efeito da Variação Temporal da Vazão sobre o Desempenho de um Reator UASB

- Tratando Esgoto Sanitário. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 20, Rio de Janeiro, Anais, p. 920-928.
- METCALF, EDDY. (1991) Wastewater Engineering. Treatment. Disposal. Reuse. 3 ed. New York: McGraw-Hill. 1334p.
- MONTGOMERY, J. M.(1995) Precipitation, coagulation, Flocculation in: Water Treatment Principles & Design, a Wiley Interscience Publication.
- NARKIS, N., GHATTAS, B., REBHUN, M.,RUBIN, A. J. (1991) The Mechism of Flocculation With Aluminium Salts in Combination With Polymeric Flocculants as Flocculants Aids. Water Supply, Vol 09, p. 37-44.
- NASCIMENTO, R.A. (1996-a) Desempenho reator anaeróbio de manta de lodo utilizando efluentes líquidos de indústria alimentícia. Campinas, Dissertação (Mestrado) – Recursos Hídricos e Saneamento, Unicamp, 117p.
- NASCIMENTO, R.A.; FEIJÓ, R.F. (1996-b) Tratamento de Efluentes Líquidos de Indústria Alimentícia Através de Reator UASB. In: Congresso Internacional AIDIS, 25, México. Memórias Técnicas. México: AIDIS.
- NASCIMENTO, J.R.S., MONTEGGIA, L.O., GOMES, R.J. (2000) Pós-Tratamento de Efluentes de reatores Anaeróbios em Lagoas de Alta Taxa de Produção de Algas. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, XXVII, Anais.
- NERY, V.D., DAMIANOVIC, M.H.Z., BARROS, F.G., (2000) The Use of Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors in the Treatment of Poultry Slaughterhouse Wastewater. In: Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia, IV, Recife. Anais, v.2, p. 69-72.
- NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M; HEIJENEN, J. J (2.000a). Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. Journal of Biotechnology. v. 80, p. 1 – 33.
- NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M; HEIJNEN, S. J (2.000b). Particle-based biofilm reactor technology. Tibtech, v. 18, p. 312 – 320.
- NUNES, J. A. (1996) Tratamento Físico-químico de Águas Residuárias Industriais. Aracaju: Gráfica Editora J. Andrade.
- PAULA JUNIOR, D. R. (1992) Toxicidade em reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB): efeitos do aumento progressivo na concentração inicial de sulfeto. São Carlos, (Doutorado) Universidade de São Paulo, USP, Brasil.

- PELCZAR, M., REID, R., CHAN, E.C.S. Microbiologia. São Paulo: McGraw-Hill, 1980. 566p.
- PIMENTEL, J. S. (1991) Tratamento Físico-químico e Reuso de Efluente – Departamento de Engenharia Civil da Universidade de Leeds.
- PINTO FILHO, A.C.T., BRANDÃO, C.C.S. (2000) Avaliação do Potencial da Flotação por Ar Dissolvido Sob Pressão Como Pós-Tratamento para Efluentes de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, XXVII, Anais.
- ROSSINI, M., GARRIDO, J. G., GALUZZO, M (1999). Optimization of the coagulation-flocculation treatment: influence of rapid mix parameters. Water Research, Vol 33, n. 08, p. 1817-1826.
- ROUT, D., VERMA R., AGARWAL, S. K. (1999) Polyelectrolyte Treatment-An Approach for Water Quality Improvement. Water Science Thecnology, Vol40, no. 2, p. 137-141.
- SANTANNA, F. S. P. (2002), Tratamento de efluentes industriais. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFSC-Universidade Federal de Santa Catarina.
- SÃO PAULO, Decreto Estadual n. 8.486 – 20 de outubro de 1978. Controle de Poluição Ambiental. Diário Oficial da União, Brasília, 30 jul. 1986
- SILVA, P. C. (1.996) Avaliação do sistema filtro anaeróbio-biofiltro aerado para tratamento de efluentes líquidos de curtumes. Dissertação (Mestrado) – Saneamento de Meio Ambiente, Universidade Federal de Minas Gerais, 117 p.
- SILVA, M. O. S. A. (1997) Análises Físico-químicas Para Controle de Estações de Tratamento de Esgoto. São Paulo: Companhia tecnológica de Saneamento Ambiental.
- SANTOS, H.R. (2001) Aplicação de coagulantes no afluente de reator anaeróbio de leite expandido alimentado com esgoto sanitário. São Carlos, 2001. 151p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SEGATTO, E., MONTEGGIA, L.O. (2000) Tratamento de Efluente de Curtume de Acabamento por Reator Acidogênico Seguidos por Contatores Biológicos Rotatórios. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, XXVII, Anais.

- SPEECE, R.E. (1996) *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville, Tennessee, Archae Press. de diversos autores
- SONG, Z., WILLIAMS, C.J., EDYVEAN, R.G.J. (1999) Pretreatment and Clarification of Tannery Wastewater. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 20, Rio de Janeiro, Anais, p. 4159-4168.
- STEFANUTTI, R., CORAUCCI FILHO, B., FIGUEIREDO, R.F., NOUR, E.A.A., KLUSENER FILHO, L.C., BROLEZE, S.T. (2000) Pós-Tratamento de Efluente de Filtro Anaeróbio: Modelo Reduzido de Valas de Infiltração – ABNT 7.229/1993. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, XXVII, Anais.
- TANGERINO, E. P., MATSUMOTO, T. & DALL'AGLIO SOBRINHO (1998) Floculador de manta de lodo associado a decantador laminar em tratamento de água – in: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANNITÁRIA Y AMBIENTAL, XXVI, Lima, Peru, Anais em CD-ROM.
- VAN HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. (1994) *Tratamento Anaeróbio de Esgotos – Um Manual para Regiões de Clima Quente*. Campina Grande: Guerreiro e Catunda. 125p.
- VAN HAANDEL, A.C., CAVALCANTI, P.F.F., SOUSA, F.P. (1999-A) Efeito da Proporção Área/Profundidade sobre o Desempenho de um Reator UASB. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 20, Rio de Janeiro, Anais, p. 939-948.
- VAN HAANDEL, A.C., CAVALCANTI, P.F.F., MEDEIROS, E.J.S., SILVA, J.K.M. (1999-B) Estratégia de Descarga do Lodo de Excesso de Reatores UASB Tratando Esgoto Municipal. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 20, Rio de Janeiro, Anais, p. 949-962.
- VIANNA, M. R. (1992) *Hidráulica Aplicada às Estações de Tratamento de Águas*. Belo Horizonte: Instituto de Engenharia Aplicada, 334p.
- VIEIRA, S.M.M. (1994) Experiência e Perspectivas do Tratamento Anaeróbio de Esgotos Sanitários no Brasil. In: Taller y Seminario Latinoamericano de Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. Proceedings ... Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gómez, p.293-301.
- von SPERLING, M.(1995) *Introdução à Qualidade da Águas e ao Tratamento de Esgotos*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais. v.1, 243p.

- von SPERLING, M.(1996) Princípios Básicos do Tratamento de Esgoto. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais. v.2, 211p.
- YANG, J.(1980) The response of methane fermentation to cyanide and chloroform, Prog. Wat. Tech., 12: 977-989, TAWPR/Pergamon Press Ltda.
- YENDO, A. Y. (2003) Uso de um Biofiltro Aerado Submerso como unidade de pós-tratamento de efluente de tratamento anaeróbio de curtume Ilha Solteira- SP, Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista. 119 p.
- YENDO, A.Y., MATSUMOTO,T. (2004) USING THE SUBMERSE AERATED BIOFILTER AS THE POST TREATMENT OF TANNER ANAEROBIC EFFLUENT In: XXVIII- Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Cancun – México. 8p.
- YOUNG, J.C., McCARTY, P.L. (1969) The anaerobic filter of waste treatment. J. Water Pollution Control Federation, 41, R-160-R173.
- YOUNG, J.C. (1991) Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. Water Science and Technology, 24, p.133-155.

## 9.0) ANEXO

TABELA 9.1: DADOS OPERACIONAIS DAS UNIDADES DO SISTEMA DE TRATAMENTO PARA EFLUENTES DE CURTUME (pH).

<b>DIAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
1	9,3	8,4	7,7	8,6
3	8,35	8,2	8,1	8,54
7	8,45	7,9	7,8	8,23
15	8,43	8,6	8,3	8,5
19	9,21	8,3	8	8,4
23	8,7	8,3	8	8,3
28	8,4	8,15	7,2	8,3
33	8,7	8,1	7,7	8,2
38	8,55	7,76	7,3	8,45
43	9,5	8	7,6	8,2
48	8,77	8,33	8,2	8,42
53	8,44	8,4	8,3	8,76
58	8,3	8,3	8,15	8,23
63	8,4	7,96	7,96	8,4
68	8,45	8,21	8,1	8,42
72	8,25	8	7,7	8,33
77	8,44	7,8	7,76	8,45
82	8,32	8,18	8,1	8,32
87	8,64	8,3	8,12	8,21
92	8,15	8,3	8,15	8,24
97	8,7	7,7	7,6	8,5
102	9,6	8	7,7	8,43
107	8,3	8,1	7,54	8,23
112	8,3	7,9	7,35	8,66

TABELA 9.1: DADOS OPERACIONAIS DAS UNIDADES DO SISTEMA DE TRATAMENTO PARA EFLUENTES DE CURTUME (pH).  
(continuação)

<b>DIAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
117	8,66	7,8	7,69	8,32
121	8,45	7,99	7,45	8,32
126	8,54	8,12	7,98	8,5
131	8,8	8,2	8,23	8,4
136	8,5	7,6	7,35	8,3
141	8,74	7,9	7,43	8,3
146	9,34	8,3	7,75	8,3
151	9,64	8	7,7	8,3
156	9	8,2	8,2	8,5
161	8,33	7,1	7	8,34
166	8,5	7,9	7,32	8,2
170	8,3	8,3	7,54	8,33
175	8,3	8,23	8	8,34
180	9	8,3	8,1	8,5
185	8,31	8	7,87	8,33
190	8,3	8,15	7,91	8,23
195	8,22	7,68	7,7	8,53
200	8,45	7,94	7,9	8,3
205	8,65	8,24	8,2	8,6
210	8,3	8,24	8,14	8,34
215	8,24	7,87	7,77	8,23
219	8,3	8,2	7,93	8,5

TABELA 9.1: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (pH).

(continuação)

<b>DIAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
224	8,92	7,73	7,7	8,32
229	9,5	8,86	8,1	8,4
234	9	8,2	8	8,05
239	8	8,3	7,7	8,3
244	9,7	7,9	7,7	8,2
249	9,2	8	8,1	7,9
254	8,3	8	7,5	8,1
259	9,9	8,7	7,6	8,4
264	8,9	8,3	7,7	8
268	8,9	8,2	7,3	8
273	9	9,1	7,4	8
278	9	8,5	8,3	8,2
283	9	8,5	8	8,2
288	8,3	8,8	7,7	8,5
293	8,3	7,7	7,6	8,2
298	9	7,6	7,9	8,5
303	9,9	8	7,9	8,4
308	8,2	8,6	8,1	8,3
313	8,3	8,7	8,1	7,9
317	8,2	7,9	8	8
322	9	8,5	8	8
327	9	8,5	7,9	8

TABELA 9.1: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (pH).

(continuação)

<b>DIAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
332	8,7	8,4	7,6	8,3
337	8,6	7,6	7,5	8
342	8,8	8,7	7,4	7,8
347	8,8	7,7	7,4	8,1
352	9	7,4	7,3	8,2
357	9,1	8	7,6	8
362	9	8,2	7,3	8
365	8,6	8,4	7,4	8,2
371	8,32	8,2	7	7,5
376	8,11	8,12	7,25	7,9
381	8,16	8	7,37	8,1
386	8,44	7,96	7,53	7,78
391	7,92	8	7,39	8
392	8,12	7,87	7,44	7,73

TABELA 9.2: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (DQO em mg/L).

<b>SEMANAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
1	2.783	2.415	1.612	1.470
2	2599	2343	1745	1329
3	2356	2324	1920	1496
4	2893	2539	1843	1232
5	2514	2217	1728	1523
6	2222	2192	1823	1342
8	1890	1726	1450	670
9	2100	1950	1450	990
10	2480	2450	1685	1196
12	2859	2333	1649	1050
13	2910	1980	1500	890
14	2745	2199	1890	1100
16	2940	2030	1739	1000
17	2492	2345	1590	759
18	1938	1800	1450	800
20	2295	925	1000	480
22	3700	1948	2150	1100
24	4290	2993	2650	1000
25	3900	3420	2728	1200
28	4251	2256	2530	-
30	4223	3182	2780	-
33	4470	3125	2597	-
36	3021	1899	1860	-

TABELA 9.2: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (DQO em mg/L).

(continuação)

<b>SEMANAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
39	3118	2348	1939	1150
42	3693	1710	1340	1030
45	3485	2679	1907	930
47	2890	1829	1654	810
49	3010	1679	1533	1000
50	2770	1670	1410	890
51	3483	2214	1632	1170
52	3244	2297	1692	1158
53	3800	1990	1660	575
54	4230	2230	1440	660

TABELA 9.3: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (NITROGÊNIO em mg/L).

<b>SEMANAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
1	510	310	380	420
3	440	350	330	220
4	390	280	270	140
6	480	260	250	160
9	470	290	320	150
12	510	250	220	120
14	490	300	250	150
17	500	310	330	140
20	510	290	250	180
24	510	300	270	170
28	470	310	290	200
33	460	290	240	190
39	450	270	280	170
45	500	310	230	120
49	460	300	240	100
51	480	260	250	130
53	500	260	200	140
54	510	290	320	250

TABELA 9.4: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (SST em g/L).

<b>SEMANAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
1	2,6	1,2	1,5	0,5
2	5,8	2,8	2,7	1,5
4	4,8	1,24	0,3	0,5
6	3,5	1,5	0,8	1
8	4,6	2	0,5	0,76
10	5,8	1,1	0,3	0,4
12	2,2	0,8	0,45	0,45
14	3,54	0,74	0,49	0,33
16	3,75	0,71	0,49	0,51
18	1,115	0,61	0,176	0,18
20	2,5	0,286	0,37	0,4
22	2,12	0,47	0,49	0,28
24	3,15	0,423	0,203	0,303
26	5,7	0,3	0,15	0,33
28	4,4	0,22	0,2213182	0,27
31	2,9	0,32	0,1948671	0,31
33	6,3	0,23	0,13	0,17
35	7,4	0,42	0,141965	-
37	6,3	0,33	0,115514	-
40	5,2	0,41	0,17	0,4
42	6,2	0,23	0,23	0,44
44	5,5	0,27	0,14	0,3
46	4,9	0,38	0,11	0,33
49	6,4	0,4	0,22	0,23
52	5,1	0,36	0,16	0,2
54	2,66	0,44	0,14	0,324

TABELA 9.5: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (CROMO TOTAL em mg/L).

<b>SEMANAS</b>	<b>EQUALIZADO</b>	<b>PRÉ-TRAT.</b>	<b>UASB</b>	<b>PÓS-TRAT.</b>
30	3,98	0,54	0,17	0,09
33	3,45	0,63	0,33	0,12
36	3,66	0,28	0,19	0,17
39	3,57	0,17	0,41	0,22
42	4,22	0,76	0,26	0,13
35	3,76	0,36	0,15	0,05
48	4,19	0,57	0,09	0,09
51	4,65	0,94	0,37	0,1
54	3,34	0,76	0,29	0,16

TABELA 9.6: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO PARA EFLUENTES DE CURTUME (SULFETO E SULFATO em mg/L).

SEMANAS	Ar injetado NI/h	ORIGEM DO EFLUENTE							
		Sulfeto				Sulfato			
		Equalizado	Pré-tratamento	UASB	Pós – tratamento	Equalizado	Pré-tratamento	UASB	Pós – tratamento
26	1440	67,12	60,96	165,52	131,2	3260	2200	550	4500
30		63,12	58,03	194,4	155,3	3400	1600	410	3000
34		55,67	48,33	237,56	184,55	3150	1800	340	3200
38	1920	56,48	44,35	212,16	86,4	3600	2850	510	3400
42		68,59	39,86	188,62	64,46	3950	3600	220	3300
46	2405	71,36	37,6	199,52	77,3	3450	2900	500	4000
50		53,76	48,86	315,68	43,02	3270	2200	590	3900
54		59,61	43,52	285,45	65,34	3300	2800	700	4000

TABELA 9.7: DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE TRATAMENTO  
PARA EFLUENTES DE CURTUME (DBO em mg/L).

SEMANAS	EQUALIZADO	DECANTADOR	UASB	BIOFILTRO
2	2634	2445	1222	913
4	1654	1356	936	534
6	2344	1548	906	560
10	1.113	871	1.222	318
12	1873	1188	1109	859
16	2005	1493	1074	578
20	2916	1531	2338	932
25	1844	799	1303	642
27	1616	1230	1397	854
29	1959	1847	1383	928
33	2285	1909	1372	833
36	1838	1078	1000	-
38	1800	1218	880	-
40	1896	1598	1149	1226
44	2120	1740	1320	900
48	1784	1272	1106	652
50	2443	1650	1340	732
51	2773	1772	1510	1020
52	1866	1318	1174	872
53	1985	1354	912	413
54	2251	1358	760	517

# Livros Grátis

( <http://www.livrosgratis.com.br> )

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)  
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)  
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)  
[Baixar livros de Matemática](#)  
[Baixar livros de Medicina](#)  
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)  
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)  
[Baixar livros de Meteorologia](#)  
[Baixar Monografias e TCC](#)  
[Baixar livros Multidisciplinar](#)  
[Baixar livros de Música](#)  
[Baixar livros de Psicologia](#)  
[Baixar livros de Química](#)  
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)  
[Baixar livros de Serviço Social](#)  
[Baixar livros de Sociologia](#)  
[Baixar livros de Teologia](#)  
[Baixar livros de Trabalho](#)  
[Baixar livros de Turismo](#)