

*Utilização de Biofiltro Aerado Submerso no Tratamento de
Efluentes de Curtume Submetido a Processo de Pré-
tratamentos Físico-químico e Anaeróbio*

ELIANE LEONORA DA SILVA PEREIRA

Orientador: Prof. Dr. Tsunao Matsumoto

Dissertação apresentada à FEIS – UNESP, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Civil – Área de Concentração em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação
Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação da UNESP - Ilha Solteira.

P436u

Pereira, Eliane Leonora da Silva.

Utilização de biofiltro aerado submerso no tratamento de efluentes de curtume submetido a processo de pré-tratamentos físico-químico e anaeróbio / Eliane Leonora da Silva Pereira. -- Ilha Solteira : [s.n.], 2008
148 p. : il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2008

Orientador: Tsunao Matsumoto

Bibliografia: p. 120-125

1. Efluentes de curtume. 2. Tratamento biológico. 3. Reator UASB. 4. Biofiltro aerado submerso.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: Utilização de Biofiltro Aerado Submerso no Tratamento de Efluentes de Curtume
Submetido a Processo de Pré-tratamentos Físico-químico e Anaeróbio

AUTORA: ELIANE LEONORA DA SILVA PEREIRA

ORIENTADOR: Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

Aprovada como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE em ENGENHARIA CIVIL pela Comissão Examinadora:

Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. DIB GEBARA

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Profa. Dra. MARIA LUCIA RIBEIRO

Departamento de Engenharia Hidráulica e Transportes / Universidade Federal de Mato Grosso do Sul

Data da realização: 22 de fevereiro de 2008.

Presidente da Comissão Examinadora
Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

DEDICATÓRIA

“Aos meus pais, aos meus
irmãos e ao meu amado,
André Luiz Silva Pereira”.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por sempre guiar meus passos, me dando forças e vontade de vencer todos os obstáculos.

Ao meu esposo, pelo carinho, compreensão e motivação.

Aos meus pais, pelo apoio e incentivo em todas as etapas da minha vida.

Ao professor Tsunao Matsumoto, pela orientação e atenção dispensada durante o desenvolvimento da pesquisa.

A toda equipe do curtume Fuga Couros Jales Ltda, em especial ao Sr. Fabrício Fuga, pela oportunidade do desenvolvimento da pesquisa no curtume. Ao Engenheiro Adilson Dalprá e ao operador da ETE Jorge, pela atenção dispensada na condução da estação experimental.

Aos professores Dib Gebara e Caetano, pelo esclarecimento de dúvidas sobre a realização de algumas análises.

Aos técnicos Cavasano e Silvio, pelo auxílio e serviços prestados.

A CAPES pelo auxílio financeiro.

A FAPESP pela concessão de suporte financeiro para a execução do trabalho.

A todos que de alguma forma contribuíram para o desenvolvimento deste trabalho.

RESUMO

Os efluentes de curtume caracterizam-se por possuírem elevadas concentrações de compostos tóxicos, tais como: cromo, amônia, sulfatos e compostos orgânicos de baixa biodegradabilidade, por isso o tratamento desses efluentes é extremamente difícil.

O presente trabalho tem como objetivo comparar a eficiência de tratamento de efluentes de curtume de duas linhas experimentais, em escala piloto, compostas por: reator UASB simplificado em forma de “Y” seguido de um Biofiltro Aerado Submerso (BF) e somente um BF, operadas simultaneamente, recebendo o mesmo efluente pré-tratado físico-quimicamente, por meio de um decantador de coluna e um floculador de manta de lodo. As linhas experimentais foram montadas junto à estação de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros Jales Ltda., na cidade de Jales-SP.

O monitoramento das linhas de tratamento foi dividido em 4 etapas operacionais distintas: 1ª etapa, a partida do sistema experimental, 2ª etapa, adição do coagulante sulfato de alumínio ferroso, 3ª etapa, aumento da taxa de aeração nos BFs e 4ª etapa, aumento do TDH nos reatores. Em cada etapa, foram analisados os seguintes parâmetros: alcalinidade total, acidez volátil, cromo total, DBO_{bruta} , DQO_{bruta} , fósforo total, nitrato e nitrito, nitrogênio total e amoniacal, oxigênio dissolvido, pH, sólidos, sulfato, sulfeto e temperatura.

A eficiência média de remoção de DQO e DBO, na linha 1, foi de 66% e 73%, respectivamente. Na linha 2, a eficiência média de remoção de DQO foi de 47% e de DBO foi de 49%. A baixa eficiência de remoção de DQO, nas duas linhas, é devido as elevadas concentrações de sulfato afluentes ao tratamento biológico, resultando numa baixa relação DQO/SO_4^{2-} , cerca de 1,2.

Apesar da eficiência de remoção de DBO, na linha 1, estar próxima da porcentagem mínima estipulada na legislação estadual, cerca de 80%, o efluente das duas linhas de tratamento não atende aos padrões de lançamento de efluentes, estabelecidos pela legislação ambiental.

PALAVRAS-CHAVE: Efluentes de curtume, reator UASB simplificado, Biofiltro Aerado Submerso.

ABSTRACT

The tanning effluents are characterized for its have high concentrations of toxicity compounds, such as: chromium, ammonia, sulfates and organic compound of low biodegradability, the treatment for those effluents is extremely hard.

The present work has as objective compared the tanning effluents treatment efficiency of two lines experimental devices on pilot scale, composed for: line 1 - simplified UASB reactor on "Y" form following the Submerged Aerated Biofilter (BF) and line 2, only the BF reactor were operated simultaneously, receiving the same effluent pre-treated by physic-chemical devices, through a column settler and a sludge blanket flocculator. The experimental devices were installed in the tanning effluents treatment plant of the Fuga Couros Jales Ltd., at the Jales-SP city of.

The treatment lines was monitoring on four different operational steps: 1st step, start-up of the experimental system, 2nd step, addition of the coagulant ferrous aluminum sulfate in the pre-treatment devices, 3rd step, increase of the aeration rate in BFs and 4th step, increase the reactors HDT. On each step, the following parameters were analyzed: total alkalinity, volatile acidity, total chrome, BOD, COD, total phosphorous, nitrate and nitrite, total nitrogen and ammonia, dissolved oxygen, pH, solids, sulfate, sulfide and temperature.

The COD and BOD removal efficiency average, in the line 1, was 66% and 73%, respectively. In the line 2, the removal efficiency average of the COD was 47% and the BOD was 49%. This low removal efficiency of COD, at two lines, is due the high sulfate inlet concentrations to the biological treatment, that resulting in a low COD/SO₄²⁻ rate, about 1.2.

In spite of the removal BOD efficiency, at line 1, reach the minimum state legislation requisite, about 80%, the effluent of the two treatment lines doesn't attempt the effluents discharges patterns, established by the environmental legislation.

KEYWORDS: Tanning Effluent, simplified UASB reactor, Submerged Aerated Biofilter.

LISTA DE QUADROS

Quadro 01 – Vantagens e desvantagens dos sistemas anaeróbios.....	44
Quadro 02 – Vantagens e desvantagens dos sistemas aeróbios.....	50
Quadro 03 – Parâmetros analisados e frequência das análises	79
Quadro 04 – Métodos utilizados nas análises	80

LISTA DE TABELAS

Tabela 01 – Características do efluente do curtume Fuga Couros Jales Ltda	26
Tabela 02 – Caracterização de efluente com reciclagem.....	26
Tabela 03 – Volume de efluente gerado no curtimento de couros	27
Tabela 04 – Padrões de lançamento de efluentes em corpos d'água.....	29
Tabela 05 – Condições ambientais que influenciam na digestão anaeróbia	40
Tabela 06 – TDH nas unidades de tratamento da estação experimental	78
Tabela 07 – Porcentagens médias de sólidos totais fixos e voláteis.....	88
Tabela 08– Porcentagem média de sólidos suspensos voláteis e fixos.....	91
Tabela 09 – Distribuição de sólidos nas unidades de tratatamento	92

LISTA DE FIGURAS

Figura 01 – Principais etapas do processo de um curtume completo	20
Figura 02 – Tanque de equalização de efluentes do curtume Fuga Couros	27
Figura 03 – Etapas do processo de tratamento.....	32
Figura 04 – Seqüência de processos na digestão anaeróbia.....	39
Figura 05 – Representação esquemática do reator UASB.....	46
Figura 06 – Desenho esquemático da assiação de um reator UASB a um BF	64
Figura 07 – Fluxograma típico de uma ETE com biofiltros	65
Figura 08 – Localização do município de Jales.....	67
Figura 09 – Sistema de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros	68
Figura 10 – Vista da estação experimental	69
Figura 11 – Decantador de coluna e floculador de manta de lodo	70
Figura 12 – Desenho esquemático das linhas experimentais	71
Figura 13 – Material suporte dos BFs	72
Figura 14 – Vista dos Biofiltros.....	72
Figura 15 – Compressor, rotâmetro e regulador de pressão.....	73
Figura 16 – Vista da bomba de sucção e a extremidade do tubo de sucção	74
Figura 17 – Vista da caixa de nível constante e do pré-tratamento.....	75
Figura 18 – Tanque de equalização e caixa de distribuição.....	75
Figura 19 – Reservatório de coagulante e bombas dosadoras	76
Figura 20 – Sistema de descarga de fundo do tanque de equalização.....	77
Figura 21 – Valores de pH na linha 1	82
Figura 22 – Valores de pH na linha 2	83
Figura 23 – Valores de temperatura na linha 1	84
Figura 24 – Valores de temperatura na linha 2	85
Figura 25 – Concentrações de sólidos totais na linha 1	86
Figura 26 – Concentrações de sólidos totais na linha 2	87
Figura 27 – Concentrações de sólidos suspensos totais na linha 1	89
Figura 28 – Concentrações de sólidos suspensos totais na linha 2.....	89
Figura 29 – Concentrações de sólidos sedimentáveis na linha 1.....	93
Figura 30 – Concentrações de sólidos sedimentáveis na linha 2.....	93
Figura 31 – Concentrações de DBO _{bruta} na linha 1.....	95

Figura 32 – Concentrações de DBO _{bruta} na linha 2.....	96
Figura 33 – Concentrações de DQO _{bruta} na linha 1	98
Figura 34 – Concentrações de DQO _{bruta} na linha 2	99
Figura 35 – Concentrações de sulfato na linha 1	101
Figura 36 – Concentrações de sulfato na linha 2	102
Figura 37 – Concentrações de sulfeto nas duas linhas experimentais.....	102
Figura 38 – Concentrações de nitrogênio total na linha 1	105
Figura 39 – Concentrações de nitrogênio total na linha 2	106
Figura 40 – Concentrações de nitrogênio amoniacal na linha 1	107
Figura 41 – Concentrações de nitrogênio amoniacal na linha 2.....	107
Figura 42 – Concentrações de fósforo total na linha 1	109
Figura 43 – Concentrações de fósforo na linha 2.....	109
Figura 44 – Alcalinidade total e acidez volátil do lodo do reator UASB	111
Figura 45 – Concentrações de cromo total	112
Figura 46 – Foto do efluente bruto, UASB, BF1 e BF2, respectivamente	115

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

BF – Biofiltro Aerado Submerso

BF1 – Biofiltro Aerado Submerso da linha 1

BF2 – Biofiltro Aerado Submerso da linha 2

C – Carbono

CaCO_3 – Carbonato de cálcio

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente

Cr – Cromo

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

$\text{DBO}_{\text{bruta}}$ – Demanda Bioquímica de Oxigênio não filtrada

DBO_5 – Demanda Bioquímica de Oxigênio 5 dias a 20°C

DQO – Demanda Química de Oxigênio

$\text{DQO}_{\text{bruta}}$ – Demanda Química de Oxigênio não filtrada

ETE – Estação de Tratamento de Esgotos

F – Fósforo

KPa – Kilo Pascal

L - Litro

m^3 – Metro cúbico

m^3/h – Metro cúbico por hora

mg – Miligrama

mg/L – Miligrama por litro

mL - Mililitro

mL/L – Mililitro por litro

mm – Milímetro

N – Nitrogênio

NH_3 – Amônia livre

NH_4^+ - Íon amônia

NO_3^- - Nitrato

NO_2^- - Nitrito

OD – Oxigênio Dissolvido

PVC – Poli Cloreto de Vinila

S – Enxofre

SDT – Sólidos Dissolvidos Totais

SST – Sólidos Suspensos Totais

SSV – Sólidos Suspensos Voláteis

SSF – Sólidos Suspensos Fixos

ST – Sólidos Totais

STV – Sólidos Totais Voláteis

STF – Sólidos Totais Fixos

SO_4^{2-} – Sulfato

S^{2-} – sulfeto

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica

UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo)

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	16
2. OBJETIVOS	18
2.1 Geral	18
2.2 Específicos	18
3. REVISÃO	19
3.1 Processo de curtimento de peles.....	19
3.1.1 Etapas do processo.....	19
3.2 Efluentes de curtume	24
3.3 Padrões de lançamento de efluentes industriais	28
3.4 Tratamento convencional de efluentes de curtume	30
3.5 Pré-tratamento para efluentes de curtume	33
3.6 Tratamento biológico	33
3.7 Requisitos nutricionais	35
3.7.1 Nitrogênio e Fósforo	36
3.7.2 Enxofre	37
3.8 Processo anaeróbio	37
3.8.1 Temperatura.....	40
3.8.2 pH, Alcalinidade e Ácidos voláteis	41
3.8.3 Nutrientes.....	41
3.8.4 Elementos tóxicos e/ou inibidores	42
3.9 Sistemas anaeróbios	43
3.9.1 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB).....	44
3.9.2 Reator UASB com decantador em forma de “Y”	47
3.9.3 Pós-tratamento de efluentes de reatores UASB	48
3.10 Processo aeróbio	48
3.11 Sistemas aeróbios	49
3.11.1 Aeração	50
3.11.2 Transferência de oxigênio	50
3.11.3 Sistemas de aeração.....	51
3.11.4 Cinética da aeração	52
3.11.5 Fatores de influência na transferência de oxigênio	54

3.11.6 Cálculo da quantidade de ar necessário	55
3.11.7 Tipos de reatores aeróbios.....	58
3.12 Biofiltro Aerado Submerso	59
3.12.1 Vantagens do BF.....	60
3.12.2 Sentido do fluxo hidráulico (ar e água).....	60
3.12.3 Material do meio suporte	61
3.12.4 Lavagem do meio filtrante	61
3.12.5 Taxa de aeração	62
3.13 Aplicação do BF como unidade de pós-tratamento do reator UASB.....	62
3.14 Aplicação do BF para tratamento secundário de efluentes	64
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	66
4.1 Localização do sistema experimental	66
4.2 Sistema de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros Jales Ltda.....	67
4.3 Sistema de tratamento experimental	68
4.3.1 Pré-tratamento	69
4.3.2 Tratamento biológico.....	70
4.4 Operação do Sistema Experimental	73
4.4.1 1ª Etapa – Partida do sistema experimental.....	73
4.4.2 2ª Etapa – Adição de coagulante no pré-tratamento.....	76
4.4.3 3ª Etapa – Aumento da taxa de aeração nos BFs.....	76
4.4.4 4ª Etapa – Aumento do TDH	77
4.5 Monitoramento do sistema experimental	78
5. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS	81
5.1 Considerações Iniciais	81
5.2 pH	82
5.3 Temperatura	84
5.4 Sólidos	85
5.4.1 Sólidos Totais.....	86
5.4.2 Sólidos Suspensos Totais	88
5.5 Sólidos Sedimentáveis.....	92
5.6 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO_{bruta})	95
5.7 Demanda Química de Oxigênio (DQO_{bruta})	98
5.8 Sulfato e sulfeto	101
5.9 Nitrogênio	105

5.10 Fósforo Total.....	109
5.11 Alcalinidade Total	110
5.12 Acidez Volátil	111
5.13 Cromo Total	112
5.14 Requisitos Nutricionais	113
5.14.1 Nitrogênio	113
5.14.2 Fósforo	114
5.15 Considerações Finais	114
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	116
6.1 Conclusões	116
6.2 Recomendações	118
7. REFERÊNCIAS.....	120
APÊNDICES.....	126

1. INTRODUÇÃO

O Brasil possui um dos maiores rebanhos bovinos do mundo e também ocupa lugar de destaque na produção mundial de couros, sendo o 5º produtor de couros bovinos, atrás dos EUA, Rússia, Índia e Argentina (PACHECO, 2005).

De acordo com Santos et al. (2002), a indústria brasileira de couro possui cerca de 450 curtumes, sendo o Estado de São Paulo o segundo maior produtor de couros do país, superado apenas pelo Rio Grande do Sul, com produção média de 7.600.000 couros, aproximadamente 23% da produção nacional, que produziu aproximadamente 33 milhões de couros em 2001.

A indústria de curtimento de couro vem por longo tempo sendo estigmatizada com imagem negativa e nociva ao meio ambiente, devido as grandes quantidades de resíduos produzidos e ao grande potencial poluidor dos seus efluentes (ALANIS; ALEGRE, 2000).

Durante as diversas etapas do processo de curtimento do couro, um grande número de produtos químicos, tais como: surfactantes, ácidos, corantes, agentes taninos naturais ou sintéticos, óleos sulfonados, sais, entre outros, são aplicados para transformar a pele animal em produto durável e imputrescível. Considerando a grande quantidade e a baixa biodegradabilidade de tais produtos químicos, o tratamento de efluentes de curtume representa um sério problema ambiental e tecnológico (SCHRANK, 2003).

A tecnologia convencional, usualmente adotada para o tratamento dos efluentes líquidos de curtumes, é constituída por unidades de tratamento físico-químico, para a precipitação do cromo e para a oxidação de sulfetos, seguida por unidades de tratamento biológico, usualmente por lodos ativados e lagoas aeradas.

A grande maioria dos curtumes brasileiros, com tecnologias de processamento de couro não muito adequadas, e sem recursos para grandes investimentos na área de depuração de efluentes, tem mostrado que a tecnologia de tratamento convencional não pode ser plenamente aplicável, devido ao elevado custo de implantação, operação, controle e manutenção. Portanto, há a necessidade de se desenvolver e aplicar tecnologias simplificadas e de baixo custo.

O Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB) tem sido utilizado com sucesso em indústrias geradoras de efluentes tão complexos quanto os do curtume (destilarias, abatedouros, frigoríficos, laticínios, etc.), motivados por apresentar baixo custo de implantação, facilidade de operação, baixa produção de sólidos de descarte, e ainda aliados às condições ambientais, como temperaturas médias favoráveis, têm permitido a obtenção de bons resultados. Posto isso, têm-se incluído esses reatores como uma das principais alternativas de tratamento.

No caso de efluentes de curtumes, em que o despejo possui uma elevada carga poluidora, o uso de reatores UASB é mais indicado apenas para a degradação inicial, uma vez que, esses reatores apresentam dificuldade em produzir um efluente que atenda aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental brasileira, sendo necessário o pós-tratamento de seus efluentes.

A combinação de uma unidade anaeróbia e outra aeróbia apresenta-se como alternativa inovadora. Nessa situação, a maioria da matéria orgânica seria removida no processo anaeróbio e a porção remanescente aerobiamente, com reduzido consumo de energia e baixa produção de lodo.

Entre as diversas pesquisas que vêm sendo realizadas, aplicando e avaliando os diferentes sistemas e associações de sistemas no tratamento de efluentes de curtumes, destaca-se a de Peron Filho (2005), que utilizando um reator UASB simplificado em forma de “Y”, associado a um Biofiltro Aerado Submerso (BF), obteve remoção global de DBO e DQO de 80%, com tempo de detenção hidráulica de 50 horas.

Todavia, os resultados obtidos por Peron Filho (2005) mostram a existência de limitações operacionais do arranjo utilizado na investigação, remetendo a possibilidade da eliminação do processo anaeróbio no tratamento de efluente de curtume devido a elevada produção de sulfeto. Mas em relação à remoção de Demanda Química de Oxigênio (DQO), o reator UASB é necessário, porém o processo anaeróbio sofre interferência da alta concentração de derivados de enxofre e de outros compostos não produzindo efluente com DQO abaixo de 1.000mgO₂/L.

Essa constatação norteou o presente trabalho em investigar a contribuição real do processo anaeróbio no tratamento de efluentes de curtume, realizando a comparação entre o reator UASB associado a um BF e apenas um BF, como tratamento puramente aeróbio.

2. OBJETIVOS

2.1 Geral

O presente trabalho tem como objetivo comparar a eficiência de tratamento de efluentes de curtume de duas linhas experimentais, em escala piloto, compostas por: reator UASB simplificado em forma de “Y” seguido de um BF e somente um BF, operadas simultaneamente e recebendo o mesmo efluente pré-tratado físico-quimicamente.

2.2 Específicos

Como objetivos específicos, tem-se:

- Avaliação da influência da aeração na eficiência global de tratamento nos dois sistemas propostos, quanto a remoção de carga orgânica;
- Verificação do balanço nutricional (C:N:P) nos reatores biológicos;
- Avaliação da remoção de cromo total, nitrogênio amoniacal e fósforo total;
- Avaliação da remoção de sólidos totais, sólidos suspensos totais e sólidos sedimentáveis nos sistemas de tratamento adotados.

3. REVISÃO

3.1 Processo de curtimento de peles

Silva (1996) define curtimento como o processo de conversão de peles de animais em couro. As peles, após remoção da carne, pêlos e gorduras, são tratadas com produtos químicos para formar um material estável e durável. Após o curtimento, o couro é processado de acordo com a destinação de uso.

Existem dois tipos de peles utilizadas no processo de curtimento. O primeiro é o couro verde ou pele fresca, recém removida do animal. Nesse estado, em função do teor de água, as peles estão sujeitas à deterioração por ação bacteriana, sendo necessário, muitas vezes, passar por processos de conservação. O processo de conservação mais indicado para pele fresca é o resfriamento.

O segundo tipo é a pele salgada, que utiliza como processo de conservação, a desidratação da pele pelo cloreto de sódio (NaCl). Esse procedimento era o mais tradicional na conservação da pele para curtimento até pouco tempo, substituído atualmente por processos de resfriamento ou pelo curtimento direto (PERON FILHO, 2005).

3.1.1 Etapas do processo

Para transformação da pele em produto final são necessárias mais de 20 etapas em um curtume completo, as quais podem ser agrupadas em 3 grandes fases denominadas: ribeira, curtimento e acabamento (CLASS; MAIA, 1994).

A Figura 01 apresenta um fluxograma mostrando as etapas do processamento convencional do couro.

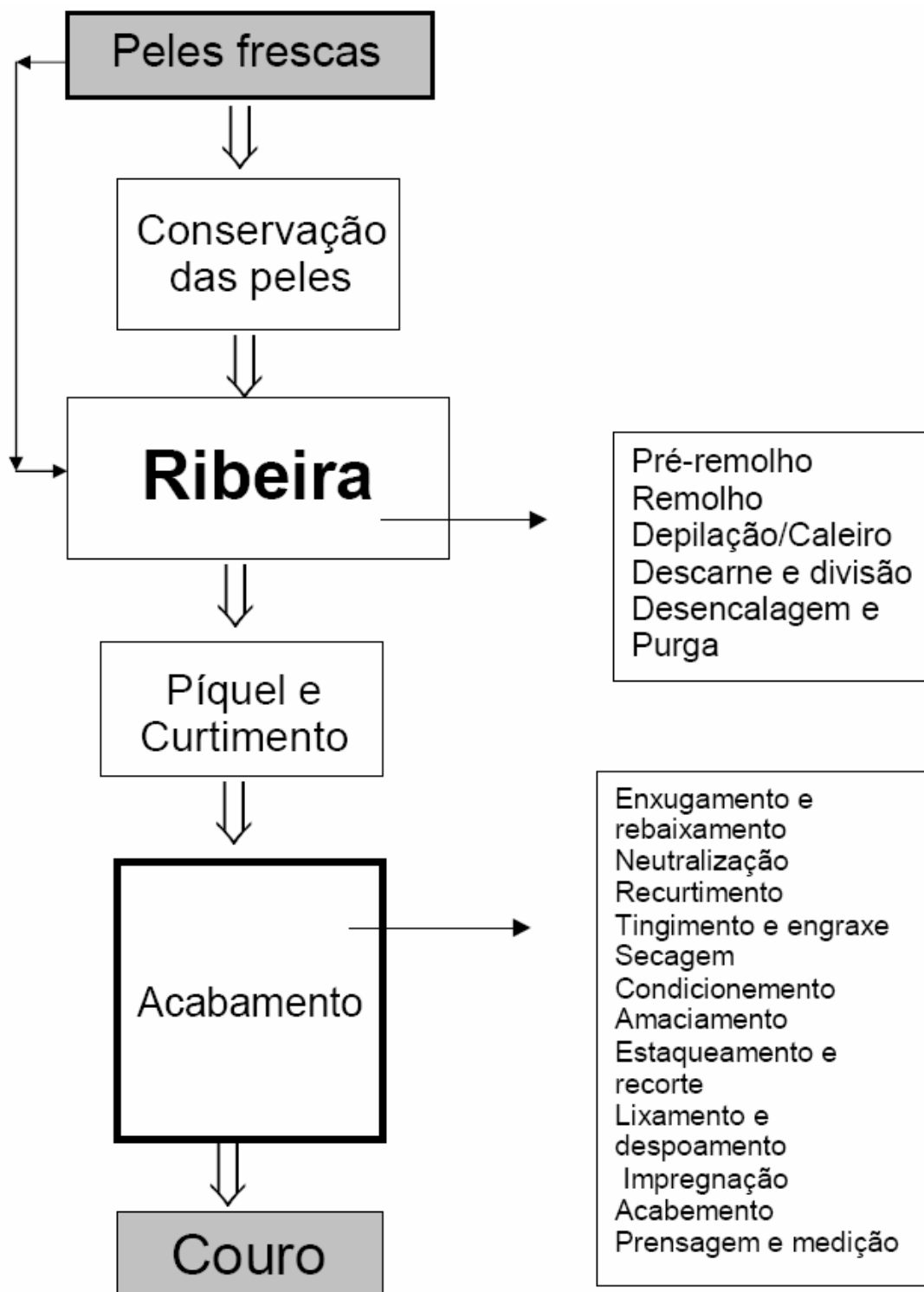


Figura 01 – Principais etapas do processo de um curtume completo
Fonte: Yendo (2003)

De acordo com Pacheco (2005), os curtumes são normalmente classificados em função da realização parcial ou total dessas etapas. Desta forma, têm-se os seguintes tipos de curtumes:

- Curtume integrado ou completo: capaz de realizar todas as operações descritas na Figura 01, desde o couro cru (pele fresca ou salgada) até o couro totalmente acabado;
- Curtume de “wet-blue”: processa desde o couro cru até o curtimento ao cromo ou descanso / enxugamento após o curtimento; “wet-blue”, devido ao aspecto úmido e azulado do couro após o curtimento ao cromo;
- Curtume de semi-acabado: utiliza o couro “wet-blue” como matéria-prima e o transforma em couro semi-acabado, também chamado de “crust”. Na Figura 01, sua operação compreenderia as etapas desde o enxugamento ou rebaixamento até o engraxe;
- Curtume de acabamento: transforma o couro “crust” em couro acabado. Na Figura 01, corresponde às operações desde secagem até o final (medição). Há quem também inclua nesta categoria os curtumes que processam “wet-blue” até o seu acabamento final.

Segundo Claas e Maia (1994), em curtumes que processam couros até a etapa wet-blue, são realizadas as seguintes etapas: lavagem, remolho, depilação e caleiro, descarte e divisão, desencalagem e purga, píquel, curtimento e enxugamento.

Lavagem

A lavagem, também conhecida como pré-remolho, é efetuada em couros salgados não-descarnados, e tem os objetivos de retirar o sal, repor a umidade das peles e eliminar impurezas em geral aderidas aos pêlos. Esse processo utiliza aproximadamente 200% de água em relação à massa das peles, gerando um efluente rico em cloreto de sódio, sólidos sedimentáveis inorgânicos e sólidos dissolvidos orgânicos, provenientes da dissolução do sangue restante nas peles.

Remolho

O remolho é um processo que tem a finalidade de repor o teor de água apresentado pelas peles, quando essas recobriam o animal, além de promover a limpeza por meio da eliminação de impurezas aderidas aos pêlos, bem como extrair proteínas e materiais interfibrilares. Essa etapa gera um efluente semelhante ao gerado na lavagem, porém sem cloreto de sódio. O consumo de água varia entre 100% a 800% em relação à massa de peles, dependendo de tipo de pele utilizada, verde (fresca) ou seca.

Depilação e caleiro

A depilação e caleiro têm o objetivo principal de remover os pêlos e o sistema epidérmico, além de servir de preparação para as etapas posteriores. A quantidade de água utilizada varia entre 200% a 300% em relação à massa de peles, utilizando ainda de 2% a 4% de cal e ainda de 2% a 5% de sulfeto de sódio, gerando assim um efluente rico em material orgânico, bastante alcalino e com concentrações consideráveis de sulfeto de sódio.

Descarne e divisão

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

Na divisão, ocorre a separação da pele em duas camadas: a superficial, denominada flor, e a camada inferior, raspa. A flor constitui a camada mais nobre. Essa operação é realizada em máquina de dividir.

Desencalagem e purga

A desencalagem visa à remoção de material alcalino remanescente da depilação e caleiro, através da adição de ácidos fracos e sais amoniacaais, utilizando cerca de 30% de água. A purga é um processo enzimático que visa à destruição de materiais queratinosos, gorduras e bulbos pilosos. O efluente gerado é bastante poluidor.

Píquel

O píquel é um processo salino ácido que visa preparar a pele para uma ação satisfatória do composto curtente, utilizando aproximadamente 100% de água, até 10% de cloreto de sódio, até 1,5% de ácido sulfúrico e ainda 1% de ácido fórmico em relação à massa de peles. O banho de píquel normalmente não é descartado, sendo utilizado na etapa de curtimento.

Curtimento

O curtimento é o processo que transforma as peles em material estável e imputrescível, que usualmente chama-se couro. Nesse processo são utilizados, sobre o banho de píquel, mais 50% de água, 5% a 6% de sais de cromo ou 15% a 30% de taninos. O efluente gerado possui cor azulada, no caso da utilização de cromo e, é, dentre todos os efluentes gerados, o mais complexo para ser tratado, devido à presença do metal pesado, cromo.

Enxugamento

O enxugamento é uma operação mecânica que visa remover o excesso de água dos couros. Após a operação de enxugar, os couros são deixados em repouso para retornar a espessura normal.

3.2 Efluentes de curtume

Os efluentes de curtume são uma mistura de diversos tipos de resíduos líquidos gerados individualmente em cada etapa do processo de curtimento (CLASS; MAIA, 1994).

Dentre as diversas etapas realizadas no processo de curtimento das peles, o remolho, a caleação, a lavagem, a piquelagem e a purga são responsáveis por 65% do volume dos despejos. Sendo os 35% restantes gerados nas etapas de curtimento, de acabamento e lavagem final. Todavia, essas duas últimas atividades são responsáveis por 60% da DBO_{bruta} (Demanda Bioquímica de Oxigênio) presente no efluente, sendo os 40% restantes provenientes das cinco primeiras atividades (BRAILE; CAVALCANTI, 1993).

Os efluentes de curtume possuem características bastante diferentes dos efluentes domésticos e outros tipos de efluentes industriais, caracterizando-se pela grande quantidade de material putrescível, materiais tóxicos, além das altas concentrações de DBO, DQO e elevada alcalinidade.

A correta operação dos sistemas de tratamento de efluentes líquidos, aliada a adoção de técnicas de controle interno, principalmente nas operações de caleiro e curtimento, têm minimizado a poluição, atingindo reduções superiores a 90% da carga poluidora bruta (RIBAS et al., 2000).

Portanto, a concentração de cada um dos poluentes nas etapas que compõem o processamento do couro depende do processo produtivo adotado pela indústria e pela utilização ou não de processos de reciclagem e tecnologias limpas.

O cromo e o sulfeto constituem os principais contaminantes presentes nos efluentes de curtume, devido às características que imprimem aos despejos e pelas conseqüências negativas provocadas ao meio ambiente (CAMPOS, 1999).

Os sais de cromo são amplamente usados em processos de curtimento de couro, mas somente 60% do total dos sais de cromo reagem com as peles, sendo que cerca de 40% do cromo permanece nos resíduos sólidos e líquidos (FABIANI et al., 1996). Por isso um dos maiores problemas da indústria de couro está relacionado aos resíduos de cromo, que é tóxico e requer tratamentos especiais para a sua remoção, sendo bastante elevada a poluição hídrica causada por esses efluentes (BRAILE; CAVALCANTI, 1993).

O sulfeto de sódio é um insumo bastante utilizado na industrialização do couro, na etapa de depilação e caleiro, em concentrações de até 3% em relação à massa de peles industrializadas.

No efluente bruto do curtume, o sulfeto é oxidado a sulfato pela ação dos aeradores presentes no tanque de equalização. Em condições anaeróbias, a formação de sulfeto é proveniente da ação de microrganismos sobre sulfatos e outros compostos orgânicos contendo enxofre (dessulfuração). Esses compostos são utilizados como agentes oxidantes (aceptores de elétrons) durante a decomposição de compostos orgânicos. (SILVA, 2003).

Ambientes anaeróbios são ideais para o desenvolvimento de bactérias redutoras de sulfato causando um aumento nas concentrações de sulfeto (SILVA; ARAÚJO; OLIVEIRA, 2000).

Características dos efluentes de curtume

As principais características qualitativas dos efluentes de curtume são:

- Grandes quantidades de cal e sulfetos livres;
- Elevado pH;
- Presença de cromo 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; e
- Elevada DQO.

A Tabela 01 mostra os valores mínimos e máximos de diversos parâmetros das águas residuárias do curtume Fuga Couros Jales Ltda, na cidade de Jales-SP, onde é realizada a reciclagem de banhos de caleiro.

Tabela 01 – Características do efluente do curtume Fuga Couros Jales Ltda

Parâmetro	Valores	
	Mínimo	Máximo
pH	8,0	9,7
Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO _{bruta} (mgO ₂ /L)	1.100	2.900
Demanda Química de Oxigênio – DQO _{bruta} (mgO ₂ /L)	1.900	4.500
Sólidos em Suspensão (mgSS/L)	1.100	7.400
Sólidos Sedimentáveis (mL/L)	20	70
Cromo Total (mgCr/L)	2,3	4,7
Nitrogênio Total (mgN/L)	440	510
Sulfato (mgSO ₄ ²⁻ /L)	3.200	4.000
Sulfeto (mgS ²⁻ /L)	55	75

Fonte: Peron Filho (2005)

A Tabela 02 apresenta a média dos parâmetros do efluente de um curtume completo com reciclagem de banhos de caleiro e de curtimento (CLASS; MAIA, 1994).

Tabela 02 – Caracterização de efluente com reciclagem

Parâmetros	Concentrações
pH	7,5
Sólidos Sedimentáveis	21 mg/L
DQO	4.000 mg-O ₂ /L
DBO ₅	1800 mg-O ₂ /L
Sulfeto	10 mg-S ²⁻ /L
Cromo total	15 mg-Cr/L

Fonte: Class e Maia (1994)

As Tabelas 01 e 02 mostram a complexidade desse tipo de efluente principalmente pela presença de sulfetos e cromo, cujo teor pode ser acentuado se os procedimentos de recirculação e reaproveitamento do cromo e de oxidação dos sulfetos não forem bem executados.

Os efluentes de curtume, quando lançados sem tratamento adequado em um corpo d'água, 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, com aspecto e cheiro repugnantes.

Portanto, os efluentes líquidos de curtume representam uma grande fonte de preocupação ambiental, devido ao seu grande potencial poluidor, determinado tanto por suas características qualitativas quanto pelo grande volume em que sempre é gerado. Na Tabela 03 é apresentada a quantidade de água consumida na industrialização de couros.

Tabela 03 – Volume de efluente gerado no curtimento de couros

Volume	Unidade	Fonte
30 – 100	L/Kg de pele	Braile e Cavalcanti (1993)
800 – 1.400	L/pele	Braile e Cavalcanti (1993)
20 – 40	m ³ /ton. Pele	Class e Maia (1994)
4,3	m ³ /ton. Pele	Villela et al (2001)

Na Figura 02 nota-se o aspecto do efluente gerado no curtume Fuga Couros Jales LTDA.



Figura 02 – Tanque de equalização de efluentes do curtume Fuga Couros

3.3 Padrões de lançamento de efluentes industriais

Como mencionado anteriormente, a indústria do couro se caracteriza por consumir grande quantidade de água nos processos produtivos e por empregar produtos tóxicos como cromo e sulfeto e gerar altas cargas de DBO e DQO. Por isso, cada vez mais estas indústrias estão buscando o emprego de novas técnicas menos agressivas ao ambiente, isto se dá também devido as exigências das leis ambientais.

Para o lançamento de efluentes, oriundos das estações de tratamento de efluentes industriais, em corpos d'água é necessário orientar-se na legislação federal (Resolução nº 357/2005 do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA), atendendo as normas e padrões estaduais e municipais.

Portanto, para lançamento de efluentes em corpos d'água, devem inicialmente, ser observados os padrões fixados pelos órgãos ambientais competentes do município. Em caso de não existirem, devem ser seguidos os padrões dos órgãos ambientais estaduais.

Em São Paulo, a Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB) é o órgão ambiental que estabelece os padrões de lançamento de efluentes.

Os efluentes líquidos de qualquer fonte poluidora poderão ser lançados, diretamente ou indiretamente, nas coleções de água desde que obedeçam as seguintes condições:

- pH entre 5 a 9 (SÃO PAULO, 1976) e (BRASIL, 2005);
- Temperatura inferior a 40°C (SÃO PAULO, 1976) e (BRASIL, 2005);
- Materiais sedimentáveis até 1,0mL/L (SÃO PAULO, 1976) e (BRASIL, 2005);
- Substancias solúveis em hexana até 100mg/L (SÃO PAULO, 1976);
- DBO 5 dias, 20°C no máximo de 60mg/L ou DBO de 5 dias, 20°C com redução de 80% no mínimo (SÃO PAULO, 1976);
- Respeitar as concentrações máximas estabelecidas na tabela 04;
- Outras substâncias, potencialmente prejudiciais, em concentrações máximas a serem fixadas, para cada caso, a critério da CETESB (SÃO PAULO, 1976);
- Regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 (um vírgula cinco) vezes a vazão média diária (SÃO PAULO, 1976) e (BRASIL, 2005);

- Os efluentes não poderão conferir ao corpo receptor características em desacordo com o enquadramento do mesmo, na classificação das águas.

Na tabela 04 são apresentadas as concentrações máximas de alguns parâmetros estabelecidos pela legislação estadual (Decreto Estadual 8.468/1976) e pela legislação federal (Resolução CONAMA 357/2005), para o lançamento de efluentes nos corpos d'água.

Tabela 04 – Padrões de lançamento de efluentes em corpos d'água

Parâmetros	Conc. máxima (mg/L) Decreto estadual 8.468/76	Conc. máxima (mg/L) CONAMA 357/05
Arsênico total	0,2	0,5
Bário total	5,0	5,0
Boro total	5,0	5,0
Cádmio total	0,2	0,2
Chumbo total	0,5	0,5
Cianeto total	0,2	0,2
Cobre dissolvido	1,0	1,0
Cromo hexavalente	0,1	—
Cromo total	5,0	0,5
Estanho total	4,0	4,0
Fenol	0,5	0,5
Ferro dissolvido	15,0	15,0
Fluoreto total	10,0	10,0
Manganês dissolvido	1,0	1,0
Mercúrio total	0,01	0,01
Níquel total	2,0	2,0
Nitrogênio amoniacal total	—	20,0
Prata total	0,02	0,1
Selênio total	0,02	0,3
Sulfeto	—	1,0
Zinco total	5,0	5,0

Fonte: São Paulo (1976) e Brasil (2005)

De acordo com o artigo 19 do Decreto Estadual nº 8.468/1976 de São Paulo, onde houver sistema público de esgotos, em condições de atendimento, os efluentes de qualquer fonte poluidora deverão ser nele lançado, desde que sejam obedecidas as seguintes condições:

- pH entre 6,0 e 10,0;
- temperatura inferior a 40°C;
- materiais sedimentáveis até 20mL/L;
- ausência de óleos e graxas visíveis e concentração máxima de 150mg/L de substâncias solúveis em hexano;
- ausência de solventes gasolina, óleos leves e substâncias explosivas inflamáveis em geral;
- ausência de despejos que causem ou possam causar obstrução das canalizações ou qualquer interferência na operação do sistema de esgotos;
- ausência de qualquer substância em concentrações potencialmente tóxicas a processos biológicos de tratamento de esgotos;
- concentrações máximas dos seguintes elementos:
 - arsênio, cádmio, chumbo, cobre, cromo hexavalente, mercúrio, prata e selênio – 1,5mg/L;
 - cromo total e zinco 5,0mg/L;
 - estanho – 4,0mg/L;
 - níquel – 2,0 mg/L;
 - cianeto – 0,2mg/L;
 - fenol – 5,0mg/L;
 - ferro solúvel – 15mg/L;
 - fluoreto – 10,0mg/L;
 - sulfeto – 1,0mg/L;
 - sulfato – 1.000mg/L;
 - regime de lançamento contínuo de 24 horas por dia, com vazão máxima de até 1,5 a vazão diária;
 - ausência de águas pluviais em qualquer quantidade.

3.4 Tratamento convencional de efluentes de curtume

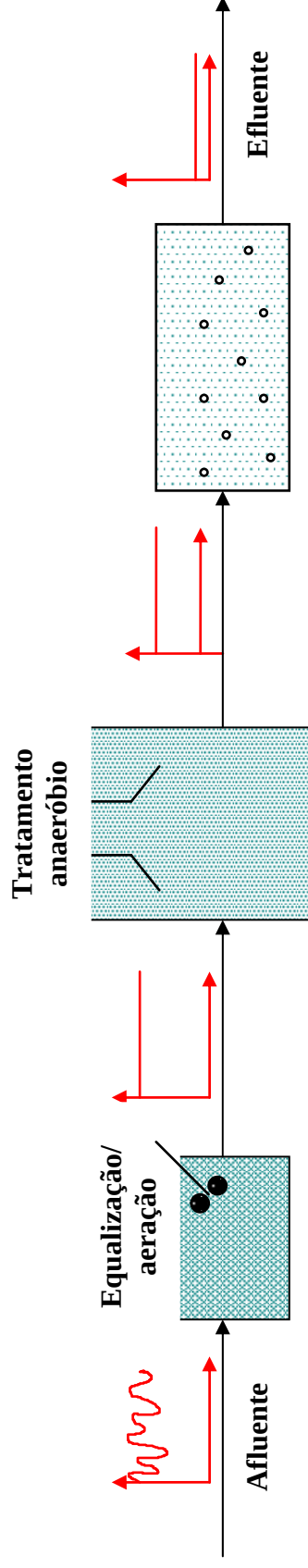
O tratamento de efluentes líquidos de curtume atualmente se realiza por meio de sistemas híbridos, associando unidades de pré-tratamento físico-químico para a precipitação do cromo e oxidação de sulfetos, seguida por unidades de tratamento

biológico, geralmente lodos ativados ou lagoas aeradas e lagoas de polimento. No entanto, o emprego dessas tecnologias embute algumas complexidades operacionais, além de elevados custos de implantação e operação do sistema de tratamento.

Segundo cálculos de Claas e Maia (1994), o custo total de implantação de uma estação de tratamento de efluentes líquidos, com tecnologia convencional, para um curtume com capacidade de 1.000 couros/dia, ou 25 toneladas de couro/dia, até a etapa *wet-blue*, seria de US\$ 1.121.714,00. Os custos de operação, controle e manutenção da mesma estação seriam de US\$ 22.835,00/mês.

A grande maioria dos curtumes brasileiros não possui condições financeiras para assumir custos dessa monta, além de não possuir pessoal técnico especializado para operação desses sistemas, o que deixa claro a necessidade do desenvolvimento e aplicação de tecnologias mais simples e de menor custo.

Dentro desse enfoque, Chernicharo et al. (1996), analisou uma concepção de tratamento mais simplificada, barata, acessível e sustentável. A concepção desta estação baseou-se na seqüência das seguintes unidades: tratamento preliminar (gradeamento, peneiramento), equalização, tratamento anaeróbio, pós-tratamento aeróbio. O fluxograma e os objetivos almejados para cada uma das etapas do tratamento encontram-se na Figura 03.



Poluente	Afluente	Equalização / aeração	Tratamento anaeróbio	Pós-tratamento aeróbio	Efluente
<i>DBO / DQO</i>	Elevadas concentrações	Amortecimento das variações	- Maior parte: conversão a metano e gás carbônico (grande parte escapa com o biogás) - Restante: saída com o efluente	- Maior parte: conversão a gás carbônico e água - Restante: saída com o efluente	Concentrações mais baixas
<i>Sólidos Suspens.</i>	Elevadas concentrações	Amortecimento das variações	- Maior parte: hidrólise e decomposição de SS biodegradáveis, e acumulação de SS inertes - Restante: saída com o efluente	- Maior parte: decomposição, retenção na biomassa, sedimentação ou aderência a biofilmes - Restante: saída com o efluente	Concentrações mais baixas
<i>Amônia</i>	Elevadas concentrações	- Amortecimento das variações - Eventual aumento da concentração, por conversão de N orgânico em amônia		- Maior parte: oxidação a nitrato (com eventual parcial redução a nitrogênio gasoso em sistema com aeração intermitente) - Restante: saída com o efluente	Concentrações mais baixas
<i>Sulfeto</i>	Elevadas concentrações	- Amortecimento das variações - Oxidação a sulfato	Redução a sulfeto (parte presente no biogás, parte no efluente líquido)	Oxidação a sulfato	Concentrações mais baixas
<i>Cromo III</i>	Elevadas concentrações	Amortecimento das variações	- Maior parte: incorporação no lodo - Restante: saída com o efluente	- Maior parte: incorporação no lodo - Restante: saída com o efluente	Concentrações mais baixas

Figura 03 – Etapas do processo de tratamento
Fonte: Chernicharo et al (1996)

A implantação desse fluxograma de tratamento mostrou, durante a grande maioria dos períodos operacionais, elevadas eficiências na remoção de matéria orgânica, sólidos, cromo e sulfetos. Podendo ser considerado uma concepção bastante promissora para o tratamento de efluentes líquidos de pequenos e médios curtumes.

Para um tratamento eficiente dos efluentes de curtume, é necessário a instalação de sistemas de pré-tratamento de separação física ou físico-química e de homogeneização (CLASS; MAIA, 1994).

3.5 Pré-tratamento para efluentes de curtume

A acumulação de sólidos não biodegradáveis em reatores anaeróbios de alta taxa, leva à formação de zonas mortas e de caminhos preferenciais, diminuindo significativamente o volume de biomassa no sistema e a eficiência do processo de tratamento. Portanto, é necessário a incorporação de unidades de pré-tratamento, destinadas à remoção dos sólidos grosseiros e dos sólidos inorgânicos sedimentáveis nos efluentes (CHERNICHARO, 1997).

Os principais tipos de pré-tratamento aplicáveis no tratamento de efluentes de curtume são: gradeamento, remoção de gorduras, peneiramento, homogeneização, oxidação de sulfetos, acerto de pH, coagulação, floculação e sedimentação.

3.6 Tratamento biológico

Segundo Branco (1986), o tratamento biológico de águas residuárias, consiste na remoção de contaminantes mediante atividade biológica. Essa atividade remove principalmente substâncias orgânicas biodegradáveis, coloidais ou dissolvidas, da água residuária, mediante sua conversão em gases que escapam para a atmosfera e em biomassa, extraída mediante sedimentação.

Os processos biológicos são, atualmente, bastante empregados no tratamento de efluentes. Embora esses processos sejam sensíveis a substâncias

tóxicas, os organismos diferem em sua sensibilidade e muitos tipos podem facilmente se adaptar (YENDO, 2003).

A essência dos processos biológicos de tratamento de efluentes reside na capacidade dos microrganismos envolvidos utilizarem os compostos orgânicos biodegradáveis, transformando-os em subprodutos que podem ser removidos do sistema de tratamento. Qualquer que seja o processo utilizado, aeróbio ou anaeróbio, a capacidade de utilização dos compostos orgânicos depende da atividade microbiana da biomassa presente (CHERNICHARO, 1997).

A tratabilidade biológica de um despejo, bem como a extensão da utilização de um certo sistema biológico, é obtida pela definição do conceito de biodegradabilidade.

Class e Maia (1994), relatam que uma boa estimativa da biodegradabilidade de um efluente é o fator de biodegradabilidade, expresso pela equação 3.1.

$$f_b = \frac{DBO_5}{0,65 \times DQO} \quad 3.1$$

onde:

f_b – fator de biodegradabilidade

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg/l)

DQO – Demanda Química de Oxigênio (mg/L)

A constante 0,65 é adotada para efluentes primários industriais, também sendo aplicada a efluentes de curtumes do tipo completo. O fator de biodegradabilidade varia de 0 a 1 e tanto mais biodegradável será o efluente quanto mais próximo de 1 se situar o f_b .

De acordo com o f_b , os efluentes podem ser classificados quanto a biotratabilidade da seguinte forma:

- Superior a 0,90 – ótima biotratabilidade;
- Entre 0,80 e 0,90 – muito boa;
- Entre 0,70 e 0,80 – boa;
- Entre 0,60 e 0,70 – regular;
- Entre 0,40 e 0,60 – fraca a regular;
- Entre 0,20 e 0,40 – muito fraca;

- Abaixo de 0,20 – praticamente não biodegradável.

Os efluentes de curtumes completos, conforme esta classificação, apresentam uma condição regular de biotratabilidade.

De acordo com Class e Maia (1994), muitos são os sistemas biológicos aplicáveis ao tratamento de resíduos líquidos, industriais ou domésticos, porém nem todos os sistemas são aplicáveis ao tratamento de efluentes de curtume.

Os tratamentos biológicos aplicáveis a efluentes de curtumes são: lagoas de estabilização, lodos ativados, leitos percoladores ou filtros biológicos, biodigestores anaeróbios e sistemas biológicos mistos (CLASS; MAIA, 1994).

3.7 Requisitos nutricionais

Tendo em vista que a composição química exata das células microbianas, que estão envolvidas nos processos biológicos de tratamento de efluentes, é raramente conhecida, os requisitos nutricionais são, usualmente, estabelecidos através da composição empírica das células. Levando-se em consideração que quase todas as células vivas são formadas por tipos similares de compostos, e que essas apresentam composições químicas similares, requerendo, assim, os mesmos elementos nas mesmas proporções relativas.

Segundo Chernicharo (1997), as necessidades mínimas de nutrientes podem ser calculadas através da equação 3.2.

$$R_{\text{nut}} = S_o \cdot Y \cdot C_{\text{nut}} \cdot \frac{\text{SST}}{\text{SSV}} \quad 3.2$$

onde:

R_{nut} – requisito de nutriente (g/L);

S_o – concentração de substrato afluente ao reator (gDQO/L);

Y – coeficiente de produção biomassa (gSSV/gDQO);

C_{nut} – concentração de substrato nutriente na célula bacteriana (g/gSST);

SST/SSV – relação de sólidos suspensos totais/sólidos suspensos voláteis para a célula bacteriana (usualmente 1,14 gSST/SSV).

O nitrogênio (N) e o fósforo (P) são os nutrientes essenciais para qualquer processo biológico. Além desses, o enxofre (S) é um dos nutrientes essenciais para que ocorra a metanogênese. A presença de micronutrientes como ferro (Fe), cobalto (Co), níquel (Ni) e Zinco (Zn), estimulam o processo anaeróbio (CAMPOS, 1999).

A escassez de algum dos nutrientes pode afetar o crescimento dos diferentes grupos de bactérias e afetar todo o processo biológico. Os esgotos domésticos normalmente possuem os nutrientes em concentrações adequadas para os sistemas biológicos de tratamento. Ao contrário, em certos despejos industriais pode haver falta de determinado nutriente, necessitando geralmente de uma complementação para uma boa eficiência do processo (von SPERLING, 1997).

3.7.1 Nitrogênio e Fósforo

Geralmente, o nitrogênio é o nutriente inorgânico requerido em maiores concentrações. Em condições anaeróbias, o nitrogênio, nas formas de nitrito e nitrato, não está disponível para o crescimento bacteriano, uma vez que esse é reduzido a nitrogênio gás e liberado na atmosfera. As principais fontes de nitrogênio utilizadas pelos microrganismos são a amônia e a porção de nitrogênio orgânico, liberado durante a degradação.

Como citado anteriormente, os requisitos nutricionais baseiam-se na composição química empírica da célula microbiana. Embora a estimativa dos requisitos com base na concentração do esgoto, não seja a mais indicada, a maioria das diretrizes contidas na bibliografia especializada refere-se à suplementação de nutrientes, com base na DQO ou DBO. Assim, desde que os nutrientes presentes no esgoto estejam disponíveis para as bactérias, as seguintes relações podem ser usadas para microrganismos anaeróbios.

- Biomassa com baixo crescimento de produção celular ($Y \approx 0,05 \text{ gSSV/gDQO}$)

Degradação de ácidos graxos voláteis

$\text{DQO} : \text{N} : \text{P} = 1000 : 5 : 1$ ou $\text{C} : \text{N} : \text{P} = 330 : 5 : 1$

- Biomassa com alto crescimento de produção celular ($Y \approx 0,15 \text{ gSSV/gDQO}$)

Degradação de carboidratos

$\text{DQO} : \text{N} : \text{P} = 350 : 5 : 1$ ou $\text{C} : \text{N} : \text{P} = 130 : 5 : 1$ (CHERNICHARO, 1997).

De acordo com von Sperling (1997), para sistemas aeróbios do tipo lodo ativado convencional é, usualmente, utilizada a relação $\text{DBO}_5\text{:N:P}$ de 100:5:1.

A incorporação microbiana de fósforo tem sido reportada como sendo de aproximadamente 1/5 a 1/7 daquela estabelecida para o nitrogênio.

3.7.2 Enxofre

O enxofre é um elemento essencial para todos os seres vivos. Além de sua importância na constituição de proteínas, pela presença nos aminoácidos cisteína, cistina e metionina, e também em moléculas importantes no metabolismo celular. O enxofre em seus estados reduzidos (S^{2-} , S^0) é fonte de energia para algumas bactérias quimiolitotróficas e em seu estado oxidado (SO_4^{2-}) éceptor de elétrons oriundos do metabolismo respiratório de bactérias redutoras de sulfato (SILVA, 2003).

Para que a metanogênese ocorra de modo satisfatório a concentração de enxofre deve ser de mesma grandeza ou levemente superior à de fósforo (SPEECE, 1996).

Cybis, Pickbrenner e Arima (2002) concluíram que o sulfeto contido no efluente de tratamento anaeróbio, produto da atividade de bactérias sulforedutoras, causou uma diminuição das taxas de consumo de oxigênio das bactérias aeróbias e uma provável inibição do processo de nitrificação.

De acordo com Aesøpy, Odegaard e Bentzeng (1998), a concentração de sulfeto de 0,5mg/L tem efeito negativo sobre a atividade de nitrificação. O sulfeto associado a altas concentrações de matéria orgânica, causa a redução de 30 a 40% da capacidade de nitrificação.

3.8 Processo anaeróbio

No tratamento de efluentes por via anaeróbia verifica-se a degradação da matéria orgânica na ausência de oxigênio, através da interação entre diversos microrganismos que, por processos enzimáticos, transformam essa matéria em

metano (CH_4), gás carbônico (CO_2), água (H_2O), gás sulfídrico (H_2S) e amônia (NH_3), além de novas células bacterianas (MOSEY, 1983).

O processo de degradação é constituído de quatro etapas fundamentais, sendo elas:

- Hidrólise, na qual, por meio da ação de exo-enzimas das bactérias hidrolíticas fermentativas, as proteínas, os lipídios e os carboidratos são convertidos em substâncias menos complexas, que podem então, passar através da parede celular e membranas das bactérias responsáveis pela próxima etapa;
- Acidogênese, que é promovida por cerca de 90% da população total de microrganismos em digestores, em que as bactérias fermentativas acidogênicas são responsáveis pela produção de ácidos orgânicos de cadeia maior que o ácido acético, e de hidrogênio;
- Acetogênese, em que os produtos do metabolismo de bactérias fermentativas acidogênicas são convertidas a ácido acético, hidrogênio e dióxido de carbono por meio da ação das bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio e das bactérias homoacetogênicas, ocorrendo também formação de material celular, e;
- Metanogênese, que é caracterizada pela ação de arqueas metanogênicas acetoclásticas formando metano e material celular a partir de ácido acético, e arqueas metanogênicas hidrogenotróficas, que transformam hidrogênio e gás carbônico em metano (SANTOS, 2004).

E no caso do tratamento de efluentes de curtume, o processo de digestão anaeróbia terá mais um estágio, denominado sulfetogênese, onde sulfatos (SO_4^-) e outros compostos sulfurados são reduzidos a sulfetos (S^{2-}), por meio da ação das bactérias anaeróbias estritas, denominadas bactérias redutoras de sulfato (ou bactérias sulforredutoras), e seus subprodutos são principalmente CO_2 e sulfeto de hidrogênio (H_2S) (SILVA, 1996).

As bactérias sulforredutoras utilizam em sua respiração os subprodutos das etapas de hidrólise, acidogênese e acetogênese, como os açúcares, ácidos orgânicos, hidrogênio e acetatos, passando a competir com as bactérias fermentativas, acetogênicas e metanogênicas. A magnitude dessa competição esta

relacionada a uma série de fatores: particularmente, o pH e a relação $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$. (CHERNICHARO, 1997).

Uma representação esquemática das fases da digestão anaeróbia é mostrada na Figura 04.

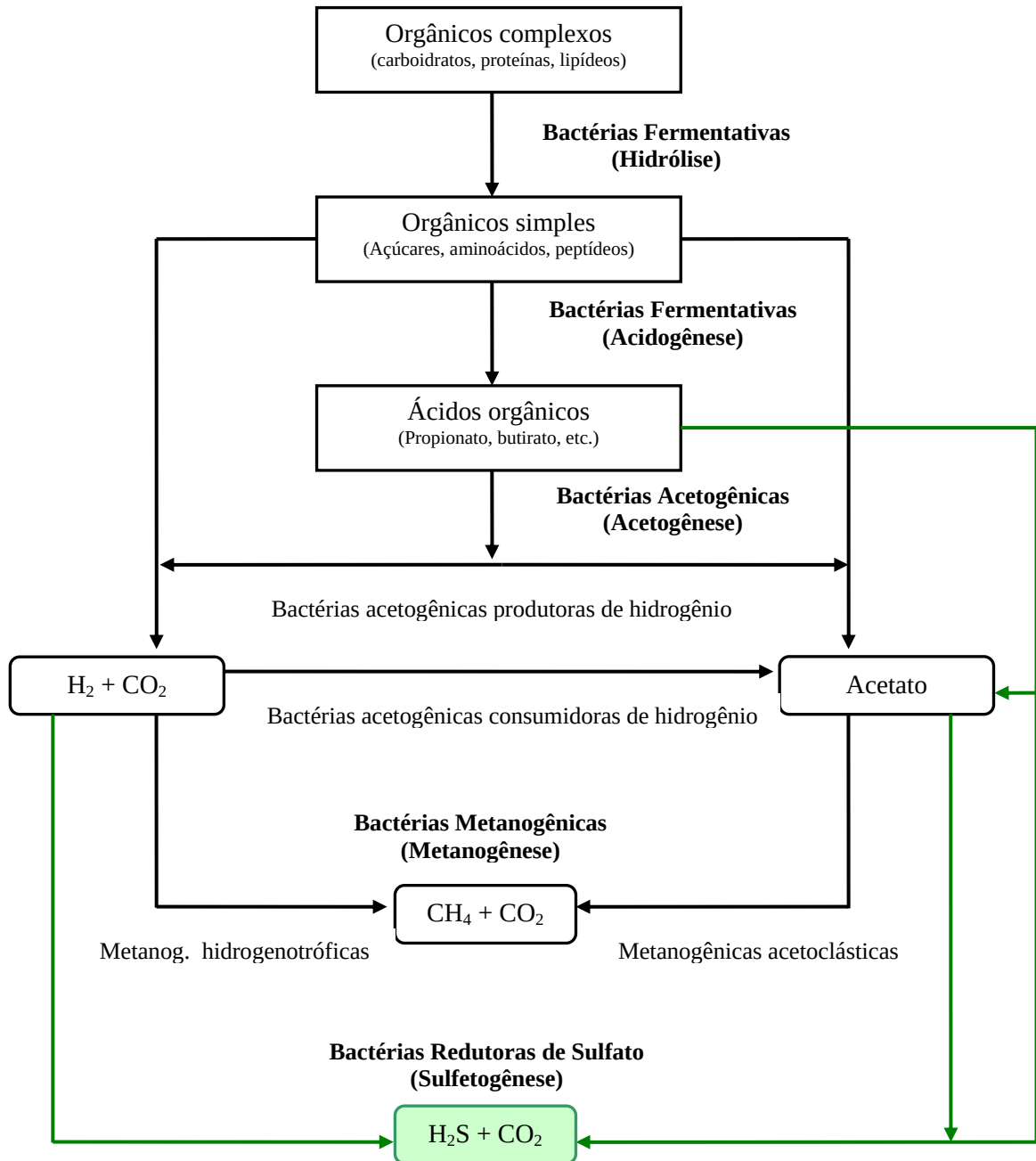


Figura 04 – Seqüência de processos na digestão anaeróbia
Fonte: Santana (2002)

Essas reações geram energia, que fica disponível no substrato, acumulada nas ligações químicas. Como grande parte dessa energia é transformada em metano, o qual é liberado para a fase gasosa, assim o microrganismo não pode mais

se utilizar dela, e conseqüentemente, o crescimento dos organismos anaeróbios fica prejudicado, caracterizando então um processo lento, quanto comparado com o dos organismos aeróbios; o que é desejável, pois influi diretamente na produção de lodo (SANTOS, 2004).

De uma maneira geral, para se obter boa eficiência nos processos anaeróbios, há necessidade de um equilíbrio do sistema ecológico. Tanto as características físicas, quanto as químicas, influenciam o crescimento bacteriano. Fatores físicos, em geral, atuam como agentes seletivos, enquanto que os fatores químicos podem ou não ser seletivos (CHERNICHARO, 1997).

A Tabela 05 apresenta algumas condições ambientais que influenciam na digestão anaeróbia.

Tabela 05 – Condições ambientais que influenciam na digestão anaeróbia

Parâmetros		Faixa de variação
Temperatura		
	Classe psicrófila	0 a 20°C
	Classe mesófila	20 a 45°C
	Classe termófila	45 a 70°C
pH		
	Bactérias acidogênicas	5,0 a 6,0
	Bactérias metanogênicas	6,8 a 7,5
Nutrientes		
	Nitrogênio	2,72mg-N/g DBO
	Fósforo	0,45mg-P/g DBO

Fonte: Nascimento (2001)

3.8.1 Temperatura

A temperatura é um dos fatores físicos mais importantes e afeta consideravelmente o processo anaeróbio. Campos (1999), afirma que os principais efeitos da temperatura são alterações na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente dos lipídios. Os valores ótimos de temperatura variam para condições mesofílicas entre 20 a 40°C e para condições termofílicas entre 45 e 70°C.

Os processos anaeróbios são amplamente vantajosos se utilizados em regiões de clima quente, principalmente se não ocorrer grandes variações de temperaturas e se as temperaturas elevadas predominarem ao longo do ano.

3.8.2 pH, Alcalinidade e Ácidos voláteis

A interligação do pH, alcalinidade e dos ácidos voláteis faz com que esses parâmetros sejam importantes no processo de digestão anaeróbia. O controle do pH é importante para evitar uma possível inibição das bactérias metanogênicas. As bactérias metanogênicas têm uma taxa de crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,8 e 7,5. A taxa de metanogênese diminui rapidamente quando valores de pH são inferiores a 6,3 ou superiores a 7,8 (van HAANDEL; LETTINGA, 1994).

A interação entre a alcalinidade e os ácidos voláteis, durante a digestão anaeróbia, está ligada à capacidade da alcalinidade neutralizar os ácidos formados no processo, tamponando o pH, caso ocorra uma grande produção de ácidos voláteis durante a acidogênese. A alcalinidade e os ácidos voláteis derivam principalmente da decomposição de compostos orgânicos durante a digestão anaeróbia. A digestão microbiana de substratos complexos produz os ácidos voláteis e a digestão dos compostos protéicos e aminoácidos, transforma o nitrogênio em amônia, que combinada com o ácido carbônico em solução leva à formação do bicarbonato de amônia (CHERNICHARO, 1997).

3.8.3 Nutrientes

Para que os processos biológicos de tratamento sejam operados com sucesso, os nutrientes inorgânicos, necessários ao crescimento dos microrganismos, devem ser fornecidos em quantidades suficientes (CHERNICHARO, 1997). Os requisitos nutricionais foram mencionados no item 3.7.

3.8.4 Elementos tóxicos e/ou inibidores

Quanto aos inibidores do processo, qualquer composto que esteja presente em concentração suficientemente elevada pode ser tóxico. No tratamento de efluentes de curtume, os principais elementos que podem ser tóxicos são tanino, anilina, cálcio (Ca^{2+}), sódio (Na^+), cromo (Cr^{3+}), sulfato (SO_4^{2-}) e sulfeto (S^{2-}) (FERRARI JÚNIOR, 1996).

O Na^+ e Ca^{+2} são íons comuns no processo de curtimento. O Ca^{+2} aparece como hidróxido de cálcio - $\text{Ca}(\text{OH})_2$ - no caleiro e como sal orgânico auxiliar de diversas etapas do processo. O Na^+ como cloreto de sódio (NaCl) é utilizado para conservar as peles e no píquêl como sal orgânico. A toxicidade do Na^+ é significativa somente em concentrações elevadas, acima de 8000mg/L torna-se fortemente inibitório. Em concentrações moderadas é considerado estimulante para a atividade anaeróbia.

A toxidade do enxofre é influenciada pelo pH e pela atividade metanogênica. Em valores de pH superiores a 9, o enxofre na forma gasosa (H_2S), que é tóxica, está praticamente ausente. Em valores inferiores a 8, o equilíbrio entre H_2S , sulfidrato (HS^-) e S^{2-} , desloca-se rapidamente para a formação de H_2S , que pode ser extremamente inibidor para as arqueas metanogênicas, podendo reduzir sua atividade e a capacidade do reator anaeróbio. (FERRARI JÚNIOR, 1996).

Na prática, uma inibição mais acentuada das metanogênicas só ocorre quando a relação $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ é inferior a 7, mas com uma forte dependência do pH. Para relações de $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ maiores que 10, grande parte do H_2S produzido será removido da fase líquida, em função de uma maior produção de biogás, diminuindo seu efeito inibidor na massa líquida (CHERNICHARO, 1997).

Callado e Foresti (1997) realizaram estudos para verificar a resistência de um reator UASB à toxidade de efluentes com altos teores de sulfato, e concluíram que concentrações de até 300mg/L de SO_4^{2-} estimulam a remoção de DQO. A partir desse ponto, as eficiências diminuem com o aumento da concentração de SO_4^{2-} , acentuando-se a partir de 2.000mg/L.

A toxidade do cromo está relacionada à sua concentração no efluente. Em curtumes que não utilizam tecnologias limpas e/ou reciclo de cromo, o valor desta concentração pode atingir valores de até 100mg/L (CLASS; MAIA, 1994).

Embora existam muitos estados de oxidação do cromo na natureza, apenas as formas trivalentes (Cr^{+3}) e hexavalentes (Cr^{+6}) são consideradas de importância biológica.

O Cr^{+6} é reduzido rapidamente a Cr^{+3} em sistemas anaeróbios, que são ambientes redutores, diminuindo a toxicidade desse, em relação às bactérias anaeróbias. As concentrações de Cr^{+3} são consideradas inibidoras para a biomassa de um reator anaeróbio quando excederem 2,5% dos sólidos totais presentes.

Em pH 7,0 o Cr^{+3} existe praticamente na forma de hidróxido de cromo - $\text{Cr}(\text{OH})_3$ - que precipita no interior do reator (SEGATTO, 2002).

3.9 Sistemas anaeróbios

Nos últimos anos, os sistemas anaeróbios de tratamento de esgotos, notadamente os reatores de manta de lodo (UASB), cresceram em maturidade, passando a ocupar uma posição de destaque, não só em nível mundial, mas principalmente em nosso país, face às nossas favoráveis condições ambientais de temperatura (NASCIMENTO; CHERNICHARO; GARCIA, 2000).

Nos sistemas anaeróbios, verifica-se que a maior parte do material orgânico biodegradável presente no despejo é transformado em biogás (cerca de 70 a 90%), que é removido da fase líquida e deixa o reator na forma gasosa. Apenas uma pequena parcela do material orgânico é convertido em biomassa microbiana (cerca de 5 a 15%), vindo a se constituir no lodo excedente do sistema. Além da pequena quantidade de lodo produzida, o lodo excedente apresenta-se, comumente, mais concentrado e com melhores características de desidratação. O material não convertido em biogás, ou em biomassa, deixa o reator como material não degradado, ou seja, efluente (10 a 30%) (CHERNICHARO et al, 2001).

Os sistemas anaeróbios são duplamente economizadores de energia elétrica, em primeiro lugar, porque não existem equipamentos de aeração artificial como nos processos aeróbios e os equipamentos mecânicos complementares são em pequeno número e pouco utilizados. Em segundo lugar, a produção de biogás pode ser eventualmente aproveitada na indústria, se estudos de viabilidade técnica e econômica forem bem conduzidos (KOETZ; FARIA; NUNES, 1995).

No Quadro 01 são apresentadas algumas vantagens e desvantagens dos sistemas anaeróbios.

Quadro 01 – Vantagens e desvantagens dos sistemas anaeróbios

Vantagens	Desvantagens
• baixa produção de sólidos, cerca de 5 a 10 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios; • baixo consumo de energia; • baixa demanda de área; • baixos custos de implantação; • produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico; • possibilidade de preservação da biomassa, sem alimentação do reator, por vários meses; • tolerância a elevadas cargas orgânicas; • aplicabilidade em pequena e grande escala; • baixo consumo de nutrientes.	• as bactérias anaeróbias são susceptíveis à inibição por um grande número de compostos; • a partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de semeadura adaptado; • alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária; • a bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser estudadas; • possibilidade de geração de maus odores, porém controláveis; • remoção de nitrogênio, fósforo e patogênicos insatisfatória.

Fonte: Chernicharo (1997)

Alguns reatores foram desenvolvidos com a finalidade de implementar o tratamento anaeróbio, tais como o reator de contato, o filtro anaeróbio, o reator de leito fluidizado, o reator anaeróbio com chicanas e o reator anaeróbio de manta de lodo de fluxo ascendente.

3.9.1 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB)

O Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor – UASB) foi desenvolvido na Holanda pelo professor Lettinga e seus colaboradores, no final da década de 70 e tem sido largamente aplicado no tratamento anaeróbio de esgotos, mostrando excelente desempenho, principalmente em regiões de clima tropical e subtropical.

O reator UASB consiste em um processo de tratamento de alta taxa, com capacidade de reter grandes quantidades de biomassa no sistema. A biomassa tem um crescimento disperso no meio líquido e apresenta elevada capacidade de absorção de substrato. Normalmente o lodo se apresenta na forma de grânulos, com diâmetros médios variando de 1 a 5mm. A concentração do lodo dentro do reator varia ao longo da altura, distinguindo-se duas regiões: o leito de lodo, localizado próximo ao fundo, caracterizado por possuir lodo muito denso e com partículas granulares de elevada capacidade de sedimentação; e a manta de lodo, localizada próxima ao topo do reator, caracterizada por um lodo mais disperso e leve (CHERNICHARO, 1997).

Funcionamento

O fluxo de alimentação do líquido é ascendente e, à medida que passa pelo reator, a matéria orgânica entra em contato com a biomassa ativa no leito de lodo, ocorrendo a digestão anaeróbia, com produção de biogás. No topo do reator localiza-se o separador trifásico, mecanismo físico que permite a separação de gases, sólidos e líquidos. A separação ocorre na zona de sedimentação e coleta de gases. O coletor de gases possui defletores que direcionam o fluxo de gases e evitam perturbações na zona de sedimentação. A zona de sedimentação permite a saída do efluente clarificado e o retorno dos sólidos para o reator, mantendo assim uma maior concentração de sólidos dentro do sistema (NASCIMENTO, 2001). A Figura 05 apresenta o esquema de um reator UASB.

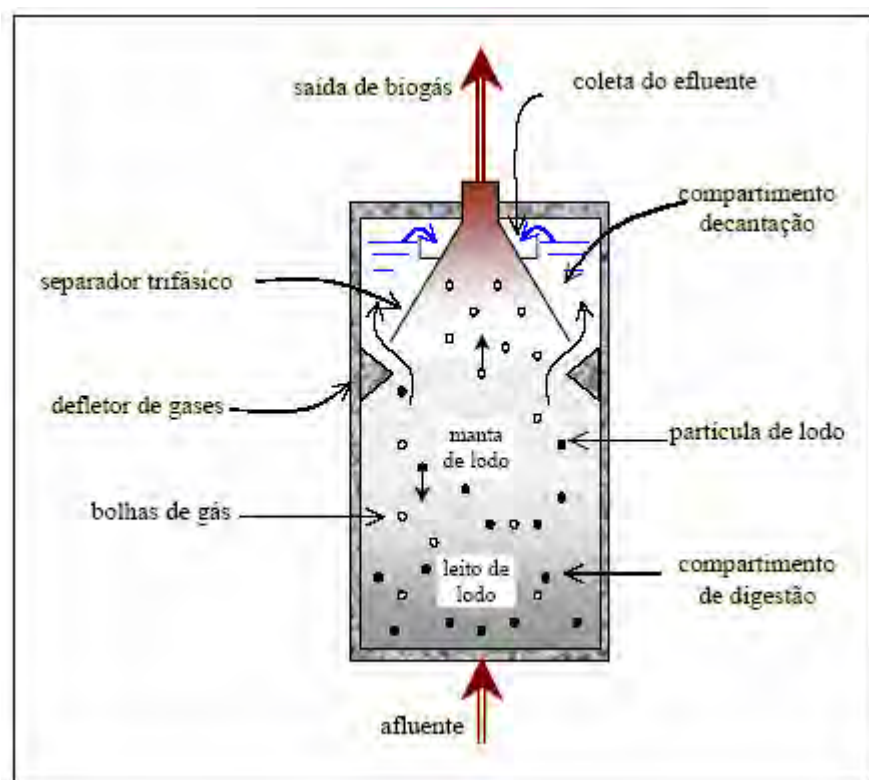


Figura 05 – Representação esquemática do reator UASB
Fonte: Nascimento (2001)

Vantagens e desvantagens

Uma das principais vantagens do reator UASB, é a capacidade de reter altas quantidades de biomassa ativa por longos períodos, fazendo com que a idade do lodo seja muito maior que o Tempo de Detenção Hidráulica (TDH). Isso é resultado da instalação do separador gás-líquido-sólido na parte superior do reator, e do processo de granulação (ou floculação) que promove uma alta sedimentabilidade do lodo (LEITÃO et al, 2005).

De acordo com Chernicharo (1997), os reatores UASB possibilitam a remoção confiável de grande parte da matéria orgânica do efluente (cerca de 65 a 75%) com custos de implantação e operação consideravelmente menores do que os sistemas aeróbios convencionais. Os principais fatores que determinam esses baixos custos são: reduzido TDH (o que resulta em pequenas unidades), baixa produção de lodo (pequenas unidades para manejo e menor custo para disposição) e desnecessidade de energia para aeração e mistura.

Essas vantagens, além de resultar em menores custos de implantação e operação, também contribuem para a maior sustentabilidade ambiental do processo anaeróbio em comparação com processos aeróbios ou químicos. Nesse sentido, outra vantagem potencial é o aproveitamento do biogás para geração de energia; mas, por enquanto, raramente se tem verificado esse aproveitamento em unidades de tratamento de esgoto construídas no Brasil, principalmente por causa do investimento necessário para instalação de equipamentos para purificação do biogás.

Apesar de todas as vantagens referentes aos reatores UASB, os mesmos apresentam dificuldades em produzir efluentes que se adequem aos padrões ambientais de lançamento em corpos d'água. Portanto, o pós-tratamento desses efluentes é necessário, para atender aos requisitos da legislação ambiental e preservar o meio ambiente.

Além da necessidade de uma etapa de pós-tratamento, esse sistema apresenta outras desvantagens tais como a possibilidade de emissão de maus odores, a baixa capacidade do sistema em tolerar cargas tóxicas e o elevado intervalo de tempo necessário para a partida do sistema, caso não seja feita a inoculação com um lodo adaptado.

3.9.2 Reator UASB com decantador em forma de “Y”

Os reatores em forma de “Y”, em escala piloto, vêm sendo utilizados no desenvolvimento de diversas pesquisas, principalmente na Universidade Federal da Paraíba – UFPB (LÉO, 2002).

Em estudos realizados por van Haandel, Cavalcanti e Souza (1999), para determinar 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; 2,80m/0,20m e 1,80m/0,25m, concluíram que esta proporção não influi marcadamente na eficiência de remoção de carga orgânica.

O uso de reatores UASB simplificado em forma de “Y” não demanda implantação de qualquer equipamento sofisticado ou de meio suporte específico para a retenção da biomassa.

3.9.3 Pós-tratamento de efluentes de reatores UASB

Como citado anteriormente, o reator UASB é eficiente na remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão, produz pouco lodo, que sai praticamente estabilizado, e ocupa pouca área. Entretanto o efluente não apresenta uma DBO compatível com a requerida para lançamento nos corpos receptores. Desse modo, o pós-tratamento do efluente do reator UASB torna-se de grande importância para adequá-lo às limitações impostas pela legislação ambiental.

De uma forma geral, o principal papel do pós-tratamento é o de completar a remoção da matéria orgânica, bem como o de proporcionar a remoção de constituintes pouco afetados no tratamento anaeróbio e os organismos patogênicos (CHERNICHARO et al, 2001).

Nascimento (2001), afirma que os sistemas de pós-tratamento devem ser concebidos, preferencialmente em consonância com o conceito básico dos reatores anaeróbios, sendo simples e de baixo custo. Algumas associações dos sistemas de tratamento de esgotos anaeróbio e aeróbio podem contribuir para a redução de custos operacionais e energéticos do sistema, representando alternativas promissoras, técnica e economicamente, para países em desenvolvimento.

Dentre as alternativas de processos de pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, encontram-se sistemas aeróbios e anaeróbios, tais como lagoas de estabilização, lodos ativados, biofiltro aerado submerso, filtro anaeróbio, reator de leito expandido, filtro biológico.

3.10 Processo aeróbio

O processo aeróbio de tratamento de águas residuárias consiste na degradação biológica de substâncias orgânicas complexas na presença de oxigênio livre.

Em ambiente aeróbio são encontrados diversos gêneros de bactérias, além de microrganismos filamentosos, bactérias nitrificantes, protozoários e outros organismos com participação indireta no processo de degradação, o qual ocorre

pela interação de três processos básicos: a oxidação, a síntese e a auto-oxidação (endogenia).

Resumidamente, a oxidação pode ser entendida como a transformação da matéria carbonácea em compostos estabilizados, visando obtenção de energia por parte dos microrganismos para manutenção de suas funções biológicas. Esse tipo de metabolismo é denominado catabolismo.

Na síntese, a transformação da matéria fornece energia para a formação de novas células pelos microrganismos, e o processo metabólico é denominado anabolismo.

A auto-oxidação ou endogenia é a denominação dada ao processo pelo qual os microrganismos obtêm energia por meio da decomposição de próprio material celular, quando esse se encontra inativo.

A eficiência de conversão de matéria orgânica em sistemas aeróbios é bastante alta, sendo que esses sistemas têm sido utilizados com sucesso no tratamento de efluentes no mundo inteiro. O processo de oxidação de compostos por vias aeróbias tem sido amplamente estudado e, portanto, bastante conhecido.

É importante frisar, que contrariamente ao processo anaeróbio, nos processos aeróbios, onde as bactérias dependem do oxigênio fornecido pelos aeradores, a falta de energia elétrica ou queima de motor, coloca todo o sistema em colapso, uma vez que não havendo oxigênio, perde-se todo o campo biológico (morrem todas as bactérias aeróbias).

3.11 Sistemas aeróbios

Nos sistemas aeróbios, ocorre somente cerca de 40 a 50% de degradação biológica, com a conseqüente conversão em CO_2 . Verifica-se uma enorme incorporação de matéria orgânica, como biomassa microbiana (cerca de 50 a 60%), que vem a se constituir no lodo excedente do sistema. O material orgânico não convertido em gás carbônico, ou em biomassa, deixa o reator como material não degradado, ou seja, efluente (5 a 10%) (CHERNICHARO et al, 2001).

No Quadro 02 são apresentadas algumas vantagens e desvantagens dos sistemas aeróbios.

Quadro 02 – Vantagens e desvantagens dos sistemas aeróbios

Vantagens	Desvantagens
- Alta eficiência de oxidação de matéria orgânica; - Lodo diferido estável e sem odores; - Processo de oxidação é bastante conhecido.	- Alto custo (consumo de energia e equipamentos); - A falta de energia coloca todo o sistema em colapso; - Elevada produção de lodo.

3.11.1 Aeração

A aeração é uma operação unitária de fundamental importância nos sistemas aeróbios de tratamento de esgotos. O oxigênio é um gás com baixa solubilidade em meio líquido, e por essa razão, há em vários sistemas a necessidade de se acelerar o processo natural, de forma que o fornecimento de oxigênio possa se dar em uma taxa mais elevada, equivalente à taxa do seu consumo pelas bactérias (CODAS et al, 2003).

O oxigênio do meio líquido é fornecido pela dissolução do oxigênio atmosférico e também pela ação dos organismos fotossintéticos presentes na água, podendo ainda ser introduzido artificialmente por processos de aeração. Assim durante a estabilização da matéria orgânica as bactérias utilizam o oxigênio dissolvido na água, causando uma redução da sua concentração no meio e, dependendo da intensidade desse fenômeno, gerando condições anaeróbias (HERNANDES, 2002).

O oxigênio dissolvido é utilizado como parâmetro para o controle da operação de estações de tratamento de esgotos, sendo necessário um teor de 1mg/L no efluente de reatores aeróbios (von SPERLING, 1996a).

3.11.2 Transferência de oxigênio

A transferência de gases pode ser definida como o processo pelo qual esses passam de uma fase à outra. Nos processos de tratamento de esgotos normalmente busca-se transferir oxigênio da fase gasosa (ar ou oxigênio puro) para a massa líquida (biomassa e esgoto) no interior de reatores biológicos aeróbios.

Em muitos sistemas aeróbios a velocidade de transferência de oxigênio para as células é o fator limitante, que determina a velocidade de conversão biológica. A disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da solubilidade e da transferência de massa, bem como da velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado (GONÇALVES et al, 2001).

Dada a baixa solubilidade do oxigênio, a transferência que ocorre na interface entre a superfície livre do líquido e o ar não é suficiente para suprir a demanda imposta pela biomassa responsável pelo tratamento do esgoto em sistemas aeróbios. Para transferir quantidades adequadas de oxigênio, torna-se necessário criar interfaces adicionais. Com esse fim, pode-se tanto introduzir ar ou oxigênio na massa líquida, como também, gerar superfície extra de contato entre ar e água. Esses procedimentos passam pela adoção de equipamentos especificamente projetados para esse fim, chamados de aeradores, oxigenadores ou difusores (LEITE et al, 2000).

3.11.3 Sistemas de aeração

De acordo com von Sperling (1996b), existem duas formas principais de se produzir aeração artificial. A primeira é por meio da aeração por ar difuso, que ocorre com a introdução de ar ou oxigênio no meio líquido. A segunda, por meio da aeração superficial ou mecânica, ocorre com a formação de um grande turbilhonamento, expondo o líquido ao ar, na forma de gotículas, ocasionando a entrada do ar atmosférico no meio líquido.

O sistema de aeração por ar difuso é composto por difusores submersos no líquido, tubulações distribuidoras de ar, tubulações de transporte de ar, sopradores ou outras unidades por onde o ar passa. O ar é introduzido próximo ao fundo do tanque a ser aerado, e o oxigênio é transferido ao meio líquido à medida que as bolhas se elevam à superfície.

Os principais sistemas de aeração por ar difuso podem ser classificados segundo a porosidade do difusor, e segundo o tamanho das bolhas produzidas. O difusor poroso (prato, disco, domo, tubo) resulta em bolhas finas e médias. O difusor não poroso (tubos perfurados ou com ranhuras) resulta em bolhas grossas.

Em geral, quanto menor o tamanho da bolha de ar, maior a área superficial disponível para a transferência de gases, ou seja, maior a eficiência de oxigenação. Por isso, os sistemas de aeração com bolhas finas são os mais eficientes.

Todavia, a eficiência dos difusores porosos diminui com o uso, devido à colmatção interna ou externa. A colmatção interna ocorre em função das impurezas do ar não removidas no filtro. A colmatção externa é devida ao crescimento bacteriano na superfície, ou à precipitação de compostos inorgânicos.

3.11.4 Cinética da aeração

Na aeração de reatores tem-se a difusão do oxigênio do ar em meio líquido (água), um caso em que a capacidade de absorção da fase líquida é muito pequena em comparação com a capacidade do gás (ar). Assim, pode-se assumir que a concentração volumétrica de oxigênio no ar seja constante ao longo da coluna de aeração (HERNANDES, 2002).

Caso não haja consumo de oxigênio no meio líquido em aeração (água limpa), a taxa de alteração da concentração de oxigênio dissolvido pode ser expressa na forma de uma reação de primeira ordem pela equação 3.3 (von SPERLING, 1997).

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_s - C) \quad 3.3$$

onde:

dC/dt – taxa de mudança da concentração de oxigênio ($g/m^3.s$);

$K_L a$ – coeficiente global de transferência de oxigênio (s^{-1});

C_s – concentração de saturação de oxigênio (g/m^3);

C – concentração de oxigênio em um tempo t qualquer (g/m^3).

A integração da equação 3.3 nos limites de $t=0$ a $t=t$ e $C=0$ a $C=C$, resulta na equação 3.4.

$$\frac{C_s - C}{C_s - C_0} = e^{-K_{La}(t - t_0)} \quad 3.4$$

onde:

C_0 – concentração de oxigênio no tempo $t=0$ (g/m^3);

t – tempo $t = t$ (s);

t_0 – tempo $t = 0$ (s).

Caso haja consumo de oxigênio no meio líquido em aeração (água residuária), o maior valor que pode ser atingido pela concentração de oxigênio C é inferior à concentração de saturação C_s , pois aparece na equação o termo correspondente ao consumo de massa, representado pela taxa de consumo de oxigênio por unidade de volume. Portanto, o valor máximo a ser atingido por C será designado como C_∞ .

$$C_\infty = C_s - \frac{r}{K_{La}} \quad 3.5$$

onde:

C_∞ - valor máximo possível de C (g/m^3);

r – taxa de consumo de oxigênio ($\text{g/m}^3 \cdot \text{s}$).

Nesse caso, por analogia a equação 3.3, a taxa de alteração de concentração de oxigênio dissolvido pode ser expressa pela equação 3.6.

$$\frac{dC}{dt} = K_{La}(C_\infty - C) \quad 3.6$$

A integração da equação 3.6 nos limites de $t=0$ a $t=t$ e $C=0$ a $C=C$ conduz a equação 3.7.

$$\frac{C_\infty - C}{C_\infty - C_0} = e^{-K_{La}(t - t_0)} \quad 3.7$$

A taxa de transferência de oxigênio do equipamento de aeração é freqüentemente determinada em condições distintas daquelas nas quais operará. Nesses casos é importante identificar os fatores de influência na taxa de

transferência de oxigênio, para possibilitar a estimativa da taxa de transferência nas condições de operação, com base nos resultados obtidos no teste realizado em condições padronizadas.

3.11.5 Fatores de influência na transferência de oxigênio

Os fatores de maior influência na taxa de transferência de oxigênio são: temperatura, concentração de oxigênio dissolvido e características do esgoto, do aerador e da geometria do reator (von SPERLING, 1996b).

Temperatura

A elevação da temperatura causa uma redução da concentração de saturação C_s , o que, por sua vez, implica na redução da taxa de transferência dC/dt . A elevação da temperatura pode causar também o aumento no coeficiente Kla , o que implica no aumento da taxa de transferência dC/dt (von SPERLING, 1996b).

Concentração de oxigênio dissolvido

Através da equação 3.3, observa-se que quanto menor a concentração de oxigênio (C), ou maior o déficit de oxigênio ($C_s - C$), maior a taxa de transferência de oxigênio (dC/dt) (von SPERLING, 1996b).

Características do esgoto e do reator

A presença de sais, matéria particulada e agentes tensoativos no esgoto, altera a concentração de saturação de oxigênio no líquido do reator. O coeficiente de transferência de oxigênio é influenciado pelas características dos esgotos, bem como pela geometria do reator e grau de mistura (von SPERLING, 1996b).

3.11.6 Cálculo da quantidade de ar necessário

De acordo com von Sperling (1997), no tratamento biológico aeróbio, o oxigênio deve ser fornecido para satisfazer as demandas para oxidação da matéria orgânica carbonácea (síntese e respiração endógena) e nitrificação. O cálculo da demanda para a síntese do substrato é dado pela equação 3.8.

$$RO_S = (1,46 - 1,42.Y).Q_{\text{méd}}.(S_0 - S) \quad 3.8$$

onde:

RO_S – requisito de oxigênio para síntese (KgO_2/d);

1,46 – fator de conversão $\text{DBO}_u/\text{DBO}_5$;

1,42 – cada 1g de células consome 1,42 g de oxigênio;

Y – coeficiente de produção celular (massa de sólidos suspensos voláteis produzidos pro unidade de DBO removida) (g/g);

$Q_{\text{méd}}$ – vazão média afluenta (m^3/d);

S_0 – concentração de substrato, ou DBO, afluenta (mg/L ou g/m^3);

S – concentração de substrato, ou DBO, efluente (mg/L ou g/m^3).

O cálculo da demanda para a respiração endógena da biomassa é dado na equação 3.9.

$$RO_R = 1,42.f_b.K_d.X_v.V \quad 3.9$$

onde:

RO_R – requisito de oxigênio para respiração endógena (KgO_2/d);

f_b – fração biodegradável dos sólidos suspensos voláteis gerados no sistema;

K_d – coeficiente de respiração endógena (d^{-1});

X_v – concentração de sólidos em suspensão voláteis (g/m^3);

V – volume do reator (m^3).

Na equação 3.10 é mostrado o cálculo da demanda de oxigênio para a nitrificação.

$$RO_N = c_n \cdot C_{NTK} \quad 3.10$$

onde:

RO_N – requisito de oxigênio para nitrificação (KgO_2/d);

c_n – coeficiente estequiométrico de demanda de O_2 para nitrificação ($KgO_2/KgNTK$);

C_{NTK} – carga de nitrogênio total kjeldhal a ser oxidada ($KgNTK/d$).

Somando-se as três últimas equações tem-se a demanda total de oxigênio, que é dada pela equação 3.11.

$$RO_T = RO_S + RO_R + RO_N \quad 3.11$$

onde:

RO_T – demanda total de oxigênio para uma vazão média (KgO_2/d).

Com o conhecimento da demanda total de oxigênio pode-se calcular a taxa de transferência de oxigênio no campo, que é dada pela equação 3.12.

$$TTO_{campo} = (Q_{m\acute{a}x}/Q_{m\acute{e}d}) \cdot RO_T \quad 3.12$$

onde:

TTO_{campo} – taxa de transferência de oxigênio no campo (KgO_2/d);

$Q_{m\acute{a}x}$ – vazão máxima afluente (m^3/d);

$Q_{m\acute{e}d}$ – vazão média afluente (m^3/d).

Sabendo-se o valor da taxa de transferência de campo, pode-se calcular a taxa de transferência de oxigênio padrão, que será necessária para a determinação da quantidade teórica de ar requerida no campo. O cálculo desta taxa é dado na equação 3.13.

$$TTO_{padr\tilde{a}o} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{\beta \cdot f_H \cdot C_s - C_{L\cdot}}{C_s(20^\circ C)} \cdot \alpha \cdot \theta^{T-20}} \quad 3.13$$

onde:

$TTO_{padr\tilde{a}o}$ – taxa de transferência de oxigênio padrão (KgO_2/d);

β – fator de correção da concentração de saturação de oxigênio dissolvido (OD) do esgoto para água limpa

f_H – fator de correção da concentração de saturação de OD pela altitude;
 C_s – concentração de saturação de OD em função da temperatura (mg/L);
 C_L – concentração de oxigênio a ser mantida no reator (mg/L);
 α – fator de correção do coeficiente de transferência de oxigênio do esgoto para água limpa;
 θ – coeficiente de temperatura;
 T – temperatura (°C);
 $C_{s(20^\circ\text{C})}$ – concentração de saturação de OD na água limpa, a 20°C (mg/L).

A taxa de transferência de oxigênio padrão deve ser estimada para a C_s do mês mais frio (T°C) e do mês mais quente (T°C). Entre os valores encontrados para a $TTO_{\text{padrão}}$ do mês mais frio e a $TTO_{\text{padrão}}$ do mês mais quente, deve-se adotar o maior.

A interrelação entre a taxa de transferência de oxigênio padrão ($TTO_{\text{padrão}}$) e o Kla pode ser obtida através da equação 3.14.

$$TTO_{\text{padrão}} = \frac{Kla \cdot C_{s(20)} \cdot V}{1000} \quad 3.14$$

onde:

$C_{s(20)}$ – concentração de saturação de oxigênio da água limpa, nas condições padrão (g/m³);
 V – volume do reator (m³).

Considerando-se que a aeração seja realizada por ar difuso, pode-se calcular a quantidade teórica de ar requerida no campo, através da equação 3.15.

$$R_{\text{ar teórica}} = \frac{TTO_{\text{padrão}}}{\rho \cdot f_{\text{ar}}} \quad 3.15$$

onde:

$R_{\text{ar teórica}}$ – quantidade teórica de ar requerida no campo (m³ ar/d);
 ρ – massa específica do ar (20°C e 0,00 m) (Kg/m³);
 f_{ar} – fração de oxigênio no ar (por peso).

A quantidade real de ar requerida, incluindo a eficiência de transferência de oxigênio, pode ser calculada através da equação 3.16.

$$R_{ar} \text{ real} = R_{ar} \text{ teórica}/E \quad 3.16$$

onde:

$R_{ar} \text{ real}$ – quantidade real de ar requerida ($\text{m}^3 \text{ ar/d}$);

E – eficiência de transferência de oxigênio.

O cálculo da quantidade de ar a ser adotada é dado na equação 3.17.

$$R_{ar} \text{ adotada} = R_{ar} \text{ real}.S_C \quad 3.17$$

onde:

$R_{ar} \text{ adotada}$ – quantidade de ar adotada ($\text{m}^3 \text{ ar/d}$);

S_C – coeficiente de segurança

3.11.7 Tipos de reatores aeróbios

De acordo com von Sperling (1996b), os processos de tratamento aeróbio são divididos em:

- Processos com crescimento suspenso: são os processos de tratamento biológico nos quais os microrganismos, responsáveis pela conversão da matéria orgânica ou outros constituintes das águas residuárias a gases e tecido celular, são mantidos em suspensão dentro do líquido (sem nenhuma estrutura de sustentação).
- Processos com crescimento aderido: são os processos de tratamento biológico nos quais os microrganismos estão aderidos a um meio suporte que pode ser de material sólido natural (pedras, areia, solo) ou material artificial (plástico, cerâmico). Esses processos também são conhecidos como processos de leito fixo.

Os reatores com crescimento suspenso são: lagoa aerada, reator seqüencial em batelada, digestor aeróbio e lodos ativados.

Os reatores com crescimento aderido são: filtro biológico, bio-disco, biofiltro aerado submerso.

3.12 Biofiltro Aerado Submerso

Dentre os processos aeróbios com biomassa fixa, os biofiltros aerados submersos foram os que experimentaram o maior desenvolvimento industrial, no início da década de 80.

Os primeiros biofiltros aerados submersos (BF), surgiram na Europa no início dos anos 80, sendo concebidos para realizar a remoção de sólidos suspensos e a oxidação da matéria orgânica em esgotos domésticos. Atualmente, os BFs são capazes de atingir diferentes objetivos de qualidade, tais como: a oxidação de matéria orgânica, a nitrificação secundária ou terciária, a desnitrificação e a desfosfatação físico-química (CHERNICHARO; ARAÚJO; GONÇALVES, 1996).

Com inúmeras simplificações em relação aos processos similares da Europa, novos biofiltros surgidos no Brasil geram Estações de Tratamento de Esgotos compactas em pequenos e médios Municípios, em virtude dos baixos custos de implantação, operação e manutenção, aliado ao reduzido índice de mão de obra qualificada, simplicidade operacional, apresentam baixos valores de consumo energético, baixa produção de lodos, e a necessidade de pequenas áreas para implantação (GONÇALVES et al, 2001).

Segundo Gonçalves et al (2001), na prática, um biofiltro aerado submerso é constituído por um tanque preenchido com um material poroso submerso, através do qual esgoto e ar fluem permanentemente. Geralmente, nos processos existentes, o meio poroso é mantido sob total imersão pelo fluxo hidráulico, caracterizando-os como reatores trifásicos compostos por:

- Fase sólida: constituída 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.

Esses reatores trifásicos realizam, no mesmo reator, a remoção de compostos orgânicos solúveis e de partículas em suspensão presentes no efluente.

3.12.1 Vantagens do BF

Uma das principais vantagens do BF é a possibilidade de gerar estações com baixo impacto ambiental, passíveis de serem cobertas e desodorizadas. Esse tipo de reator proporciona elevadas concentrações de biomassa ativa no seu interior, mesmo sem recirculação de 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 (MOTTA, 1995).

Outras vantagens são: a compacidade, o aspecto modular, a rápida entrada em regime e a ausência de clarificação secundária, uma vez que o material granular que serve como meio suporte para os microrganismos também se constitui num eficaz meio filtrante, tornando desnecessária uma etapa de clarificação final.

3.12.2 Sentido do fluxo hidráulico (ar e água)

De acordo com Gonçalves et al (2001), o sentido de fluxo hidráulico (ar e água) determina as principais características operacionais de um BF, influenciando diretamente na retenção de sólidos suspensos, na transferência gás-líquido de oxigênio, na evolução da perda de carga hidráulica, no tipo de lavagem, nos gastos energéticos e na produção de odores.

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

- Co-corrente: com fluxos de ar e líquido ascendente;
- Contra-corrente: com fluxo de líquido descendente e ar ascendente.

Quanto ao sistema de aeração, a maioria dos BFs dispõe de um sistema direto de aeração artificial, composto por sopradores e tubulações para o transporte de ar.

3.12.3 Material do meio suporte

Nos BFs, o meio suporte deve cumprir as seguintes funções: servir de suporte para fixação dos microrganismos e reter fisicamente os sólidos suspensos presentes no esgoto. Quanto menor for a superfície específica disponível para fixação das colônias de microrganismos, menor será também a capacidade de retenção de sólidos suspensos por filtração. Entretanto, materiais com elevada superfície específica favorecem a rápida evolução da perda de carga, ocasionando aumento na frequência na lavagem do BF (GONÇALVES et al, 2001).

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

Por outro lado, a utilização de material sintético intensificou-se no início dos anos 90, gerando novos processos com meio flutuante ou estruturado (não granular). Meios granulares compostos por materiais tais como poliestireno, polipropileno, poliuretano, PVC e plástico, têm sido utilizados. O preço desses materiais é maior do que os de origem mineral, todavia uma parte do custo adicional pode ser compensado por uma menor demanda energética para fluidização durante a lavagem (CHERNICHARO; ARAÚJO; GONÇALVES, 1996).

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

3.12.4 Lavagem do meio filtrante

Segundo Gonçalves et al (2001), a lavagem periódica do meio filtrante deve ser realizada para controlar a colmatação progressiva do leito pelo crescimento do biofilme (microrganismos e sólidos suspensos retidos). A duração destes ciclos depende da granulometria do material, da carga aplicada, das características do esgoto e da natureza da biomassa fixa. A maioria dos BFs aplicados ao tratamento

secundário de esgotos são dimensionados para operar durante períodos de tempo de 24 a 48 horas, entre duas lavagens consecutivas.

O volume de água necessária para a lavagem de um BF pode ser estimado em três vezes o volume do leito filtrante. No caso da associação de reatores UASB com BFs, a lavagem pode ser realizada de 3 em 3 dias, utilizando-se menos de 2% do volume de esgoto tratado no período de tempo entre duas lavagens.

A operação compreende a interrupção total do funcionamento da unidade sob lavagem. Após o corte da alimentação de esgoto, fortes descargas hidráulicas seqüenciais de ar e água de lavagem são realizadas para eliminar a biomassa fixa em excesso. Geralmente, as várias descargas hidráulicas são realizadas no sentido contrário ao fluxo de esgoto durante a operação normal do fluxo do BF (retro-lavagem).

3.12.5 Taxa de aeração

De acordo com Gonçalves (2001), fabricantes de BFs afirmam que a transferência de oxigênio pode atingir eficiências de 20 a 25%. Mas, campanhas rigorosas de monitoramento, realizadas por um órgão técnico do Ministério de Agricultura da França, mostraram que em ETEs reais essa eficiência atinge no máximo 10%. Para taxas de aeração de 10 a 40m³ar/KgDBO_{aplicada}, as eficiências de transferência de oxigênio variaram entre 5 e 9,2%.

O fornecimento de ar para atender às necessidades de oxigênio do processo aeróbio, para se ter um efluente com DBO na faixa de 20 a 30mg/L, não nitrificado, é de cerca de 35 a 40m³ar/KgDBO_{aplicada} (GONÇALVES et al, 2001).

3.13 Aplicação do BF como unidade de pós-tratamento do reator UASB

Recentemente, os BFs vêm sendo muito utilizados como unidades de pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, por apresentarem as seguintes características:

- Compacidade;
- Alta concentração de biomassa ativa no volume reacional;

- Elevada idade do lodo;
- Pequena produção de lodo;
- Resistência a choques (hidráulicos e de carga orgânica);
- Possibilidade de cobertura (evitando problemas com odores e impacto visual).

Estudos realizados por Chernicharo, Araújo e Gonçalves (1996), associando em série um reator UASB e um BF para o tratamento de esgotos domésticos, durante um período experimental de 60 dias, obtiveram eficiências médias de remoção de sólidos suspensos, DQO e DQO filtrada do conjunto UASB + BF de respectivamente 88%, 91% e 96%. Esses resultados confirmaram a viabilidade de produção de efluentes de excelente qualidade através da associação desses dois reatores de alta taxa no tratamento de esgotos domésticos.

Chernicharo et al (1996), tratando efluentes de curtume e esgotos domésticos, com relações de despejos curtume/esgoto doméstico superiores a 2:1, obtiveram eficiência de remoção de DQO entre 80 e 90%, através da associação de filtros anaeróbios a BFs. Os resultados, bastante promissores, reforçam o posicionamento de que o tratamento biológico anaeróbio/aeróbio pode constituir-se em uma tecnologia bastante aplicada aos curtumes de pequeno e médio porte.

Os BFs apresentam vantagens com relação aos sistemas de lodos ativados como unidades de pós-tratamento do efluente de reatores UASB, pois não necessitam de uma etapa de clarificação complementar, são mais compactos e não estão sujeitos a problemas ligados a sedimentabilidade do lodo, devido à ocorrência de bactérias filamentosas. Sua função restringe-se, sobretudo à remoção de compostos solúveis remanescentes no efluente anaeróbio, o que reduz sensivelmente a necessidade de lavagem do processo para remoção de biomassa em excesso (GONÇALVES et al, 2001).

A Figura 06 mostra um esquema da associação do reator UASB a um BF.

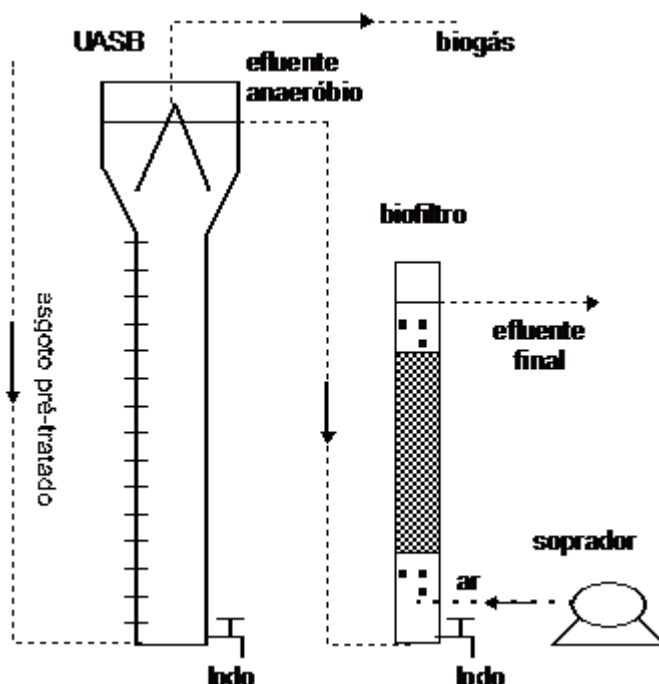


Figura 06 – Desenho esquemático da associação de um reator UASB a um BF

3.14 Aplicação do BF para tratamento secundário de efluentes

Segundo Motta (1995), esse tipo de tecnologia tem sido uma opção muito promissora para o tratamento em nível secundário de esgotos domésticos e de efluentes industriais, além de ser viável tanto para efluentes concentrados (DQO elevada) como para efluentes diluídos (DQO baixa).

De acordo com Gonçalves et al (2001), estações de tratamento com BFs, com capacidade de tratamento populacional, variando de 10.000 a 1.000.000 habitantes, encontram-se em operação na Europa. Protótipos industriais foram estudados pelo órgão de saneamento da região parisiense, com vistas à adequação da estação de tratamento de Achères (5 milhões de habitantes equivalentes) aos novos padrões europeus de qualidade de efluentes. Aproximadamente 50 unidades de menor porte operam atualmente no Japão, principalmente para tratamento de despejos industriais, e uma dezena na América do Norte.

No Brasil, estudos para utilização do processo em alguns estados brasileiros (PR, RJ e ES), encontram-se em desenvolvimento (CHERNICHARO; ARAÚJO; GONÇALVES, 1996).

A Figura 07 apresenta um fluxograma de uma Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) que utiliza o BF como tratamento secundário. Suas principais unidades componentes são:

- Pré-tratamento: gradeamento grosseiro, gradeamento fino e desarenação;
- Tratamento primário: decantadores convencionais ou lamelares;
- Tratamento secundário: biofiltros, no caso com fluxo ascendente.

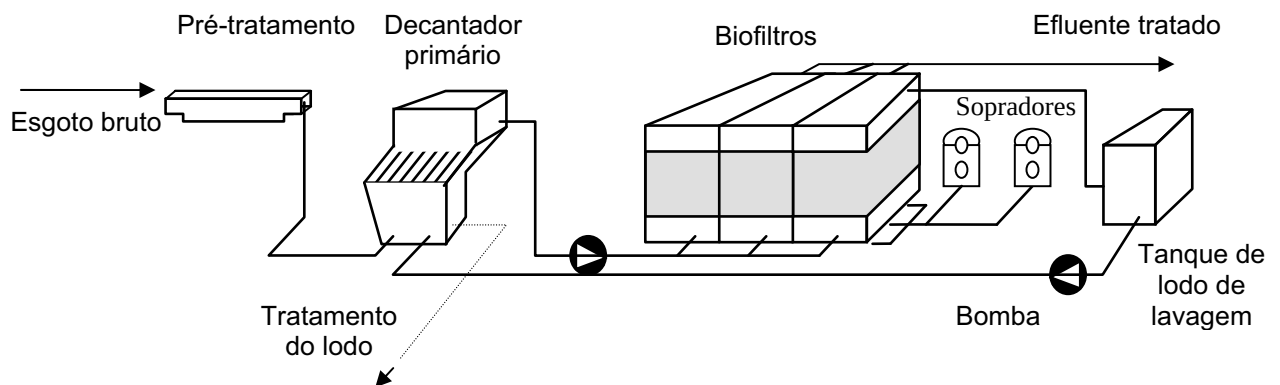


Figura 07 – Fluxograma típico de uma ETE com biofiltros

Fonte: Chernicharo (1997)

Nessa estação, as duas fontes de geração de lodo são os decantadores primários e a lavagem dos BFs. O lodo de lavagem é recolhido em um tanque de estocagem, sendo bombeado para clarificação, no decantador primário, fora do horário de pico de vazões (CHERNICHARO, 1997).

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Conforme descrito no capítulo 2, o objetivo principal desta pesquisa é verificar a real contribuição do processo anaeróbio no tratamento de efluentes de curtume.

Para consecução desse objetivo, foram utilizadas duas linhas experimentais, em escala piloto, sendo a linha 1 composta por um reator UASB simplificado seguido de um BF e a linha 2 apenas um BF. Essas linhas receberam, simultaneamente, o mesmo efluente pré-tratado físico-quimicamente.

Neste capítulo será relatado o desenvolvimento da pesquisa quanto ao local do experimento, sistema de tratamento experimental, rotina operacional e programa de monitoramento.

4.1 Localização do sistema experimental

O sistema de tratamento experimental foi montado junto à estação de tratamento do curtume Fuga Couros Jales Ltda, na cidade de Jales-SP.

O município de Jales está localizado no noroeste do estado de São Paulo, como mostra a Figura 08, a uma distância de 585 km da capital (WIKIPÉIA, 2006) e a 100 Km de Ilha Solteira. Com uma população de 47.659 habitantes, pela contagem realizada pelo Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE (2007), a cidade tem como principais atividades econômicas: a fruticultura, o comércio regional e a industrialização de carne e couro bovino.



Figura 08 – Localização do município de Jales
Fonte: adaptado de Wikipédia (2006)

4.2 Sistema de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros Jales Ltda

O curtume Fuga Couros Jales Ltda, recebe para curtimento cerca de 4.000 couros bovinos/dia e processa até a etapa wet-blue, gerando em média cerca de 500m³ efluentes/dia, podendo chegar a 700 m³ efluentes/dia.

Os 500m³ 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, peneira rotativa, tanque de homogeneização, unidades 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 100mg/L. Além das instalações citadas, possui leito de secagem do lodo com três células, sistema de reciclo de banho de caleiro e uma unidade de reciclo indireto de cromo, isto é, com precipitação do insumo cromo residual ao banho para posterior utilização deste insumo no processo produtivo.

Um esquema das unidades do sistema de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros Jales Ltda é mostrado na Figura 09.

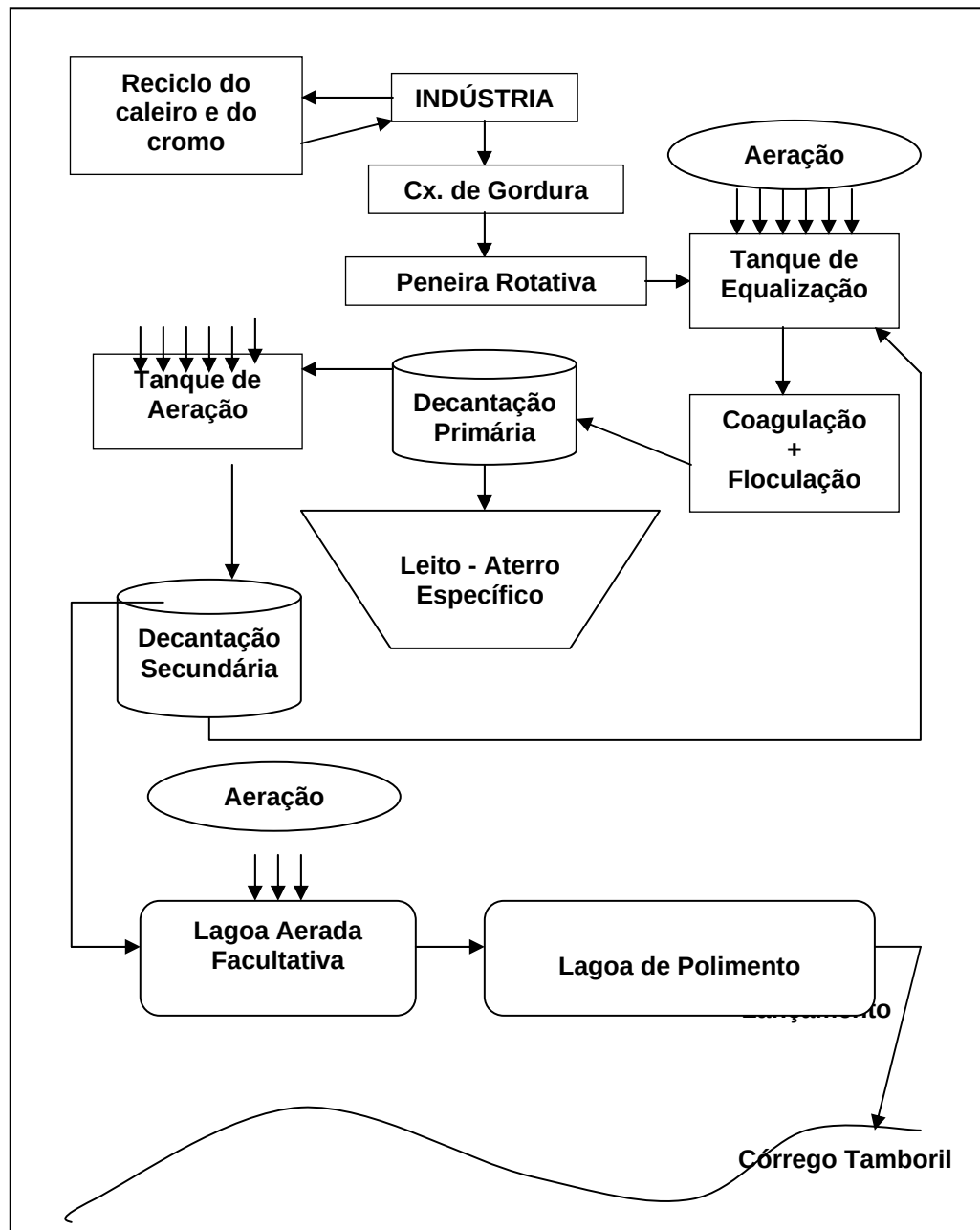


Figura 09 – Sistema de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros
Fonte: Adaptado de Léo (2002)

4.3 Sistema de tratamento experimental

Peron Filho (2005) construiu, ao lado do tanque de equalização da estação de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros, uma estrutura suporte de madeira

com 4,5m de comprimento e 2,5m de largura por 7m de altura. Para realização dessa pesquisa foram feitas algumas modificações nessa estação. A Figura 10 mostra uma vista da estação experimental.



Figura 10 – Vista da estação experimental

A estação piloto foi concebida de modo a incorporar unidades de tratamento físico-químico e biológico. O fluxograma adotado é uma linha contínua da equalização dos efluentes, do tratamento físico-químico e do tratamento biológico.

4.3.1 Pré-tratamento

Dois dispositivos foram utilizados como pré-tratamento, a saber: um decantador de coluna e um floculador de manta de lodo, os quais foram testados simultaneamente.

O decantador de coluna foi construído em tubo de PVC de 300mm com 2m de altura, volume de 140L.

O floculador de manta de lodo, com formato de pirâmide invertido e inclinação nas paredes de 75° , foi construído em acrílico, altura de 2,5m com volume de 75L. Os dispositivos de pré-tratamento podem ser vistos na Figura 11.



Figura 11 – Decantador de coluna e floculador de manta de lodo

4.3.2 Tratamento biológico

O tratamento biológico foi formado por duas linhas de tratamento, sendo uma linha experimental composta de um reator UASB modificado seguido de BF (Linha 1), utilizada por Peron Filho (2005) e uma outra linha apenas com um BF tratando apenas por processo aeróbio (Linha 2), ambas, pré-tratadas fisico-quimicamente. A Figura 12 apresenta um desenho esquemático das linhas de tratamento.

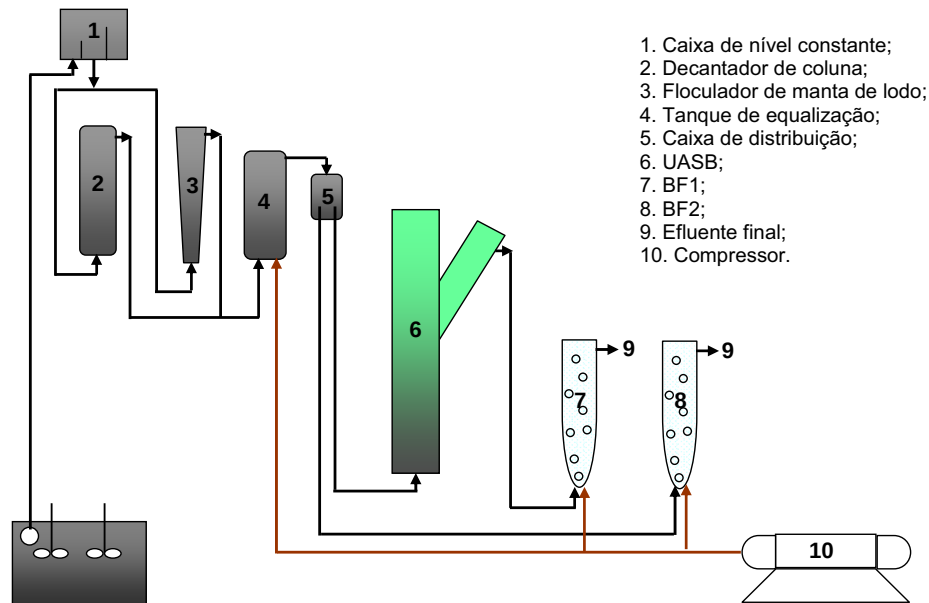


Figura 12 – Desenho esquemático das linhas experimentais

O corpo do reator UASB simplificado em forma de Y foi montado em fibra de vidro, com seção quadrada de 50cm de largura e 5m de altura. O braço do reator (decantador) foi montado em fibra de vidro de 45cm x 50cm de largura, 1,10m comprimento, 60° de inclinação em relação ao corpo principal e possui registros para determinar o perfil dos sólidos e amostragem de lodo ou da mistura lodo/efluente em diversas alturas com relação a sua base: 50, 100, 150, 200, 300 e 400 cm. O volume útil do reator é de 1.600L.

Os BFs tem 0,40m de diâmetro e 2,0m de altura com volume útil de 250L, o material suporte utilizado foi composto por anéis de tubos de PVC de ½" (Figura 13) e segmentados com 15mm de comprimento, completando uma altura do meio suporte de 0,70m. No BF da linha 1 (BF1) foi utilizado um difusor de ar de 300mm, marca Filsan. no BF da linha 2 (BF2) foi utilizado um difusor de ar de 235mm, marca Euro Air, ambos permitiam a formação de micro bolhas (<3mm).



Figura 13 – Material suporte dos BFs

A Figura 14 mostra os BFs, sendo o BF1 pertencente a linha 1 e o BF2 pertencente a linha 2 .



Figura 14 – Vista dos Biofiltros

O fornecimento de ar foi realizado através de um compressor de ar comprimido, marca Wayne, modelo WTV 20G/250, com capacidade de deslocamento de ar de $34\text{m}^3/\text{h}$ e para controle da vazão de ar foi utilizado um rotâmetro, medidor Conault com capacidade para $6,25\text{m}^3/\text{h}$, sendo a pressão

ajustada para 40KPa, através de um regulador de pressão de saída, marca Arprex. O compressor, o rotâmetro e o regulador de pressão podem ser vistos na Figura 15.



Figura 15 – Compressor, rotâmetro e regulador de pressão

O ar foi injetado em fluxo ascendente na base do corpo dos BFs, por meio do difusor de borracha, 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 micro bolhas.

4.4 Operação do Sistema Experimental

A operação do sistema experimental foi realizada em quatro etapas, as quais são descritas a seguir:

4.4.1 1ª Etapa – Partida do sistema experimental

A partida do sistema foi realizada no dia 16 de julho de 2007, com duração de 36 dias. O reator UASB foi inoculado com lodo anaeróbio digerido por cerca de dois anos, utilizado por Peron Filho (2005). O volume utilizado na inoculação foi de 3% do volume útil do reator.

Os BFs foram inoculados com efluente da lagoa aerada, unidade de tratamento do curtume Fuga Couros, preenchendo o volume total do reator. A vazão de ar fornecida inicialmente foi de 2000L/h.

Após a inoculação, o sistema foi inicialmente alimentado com efluente do tanque de equalização do curtume, com vazão de 60L/h, por meio de uma bomba de eixo helicoidal, marca Netzsch, modelo NM031BY01L06B, instalada ao lado do tanque de equalização.

Para evitar entupimentos, foi utilizado um galão de PVC todo perfurado, colocado na extremidade submersa do tudo de sucção, impedindo a passagem de material grosseiro. A Figura 16 mostra a bomba de sucção e o galão de PVC utilizado como filtro.



Figura 16 – Vista da bomba de sucção e a extremidade do tubo de sucção

O efluente do tanque de equalização era bombeado para uma caixa de nível constante com vertedor retangular, construída em PVC, com 0,465m de comprimento, 0,33m de largura, 0,27m de altura, onde era realizada a medição e a regulação manual da vazão.

Da caixa de nível constante, o efluente seguia por gravidade para os dois dispositivos de pré-tratamento. O efluente pré-tratado era encaminhado para um tanque de equalização, construído em tubo de PVC de 400mm e 1,40m de altura, com volume de aproximadamente 175L, permitindo funcionamento contínuo durante as descargas realizadas no decantador e no floculador. Este tanque teve como misturador um difusor de ar de 80mm de macro bolha.

A caixa de nível constante e os dispositivos de pré-tratamentos podem ser visualizados na Figura 17.

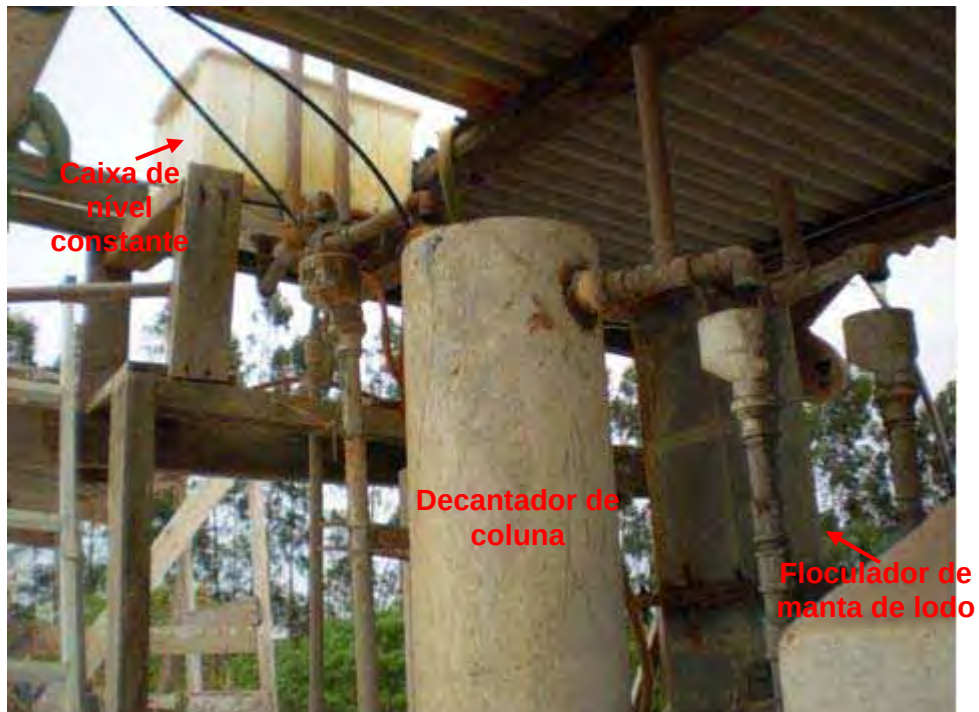


Figura 17 – Vista da caixa de nível constante e do pré-tratamento

O efluente pré-tratado e equalizado seguia para uma caixa de distribuição, construída em tudo PVC de 200mm e 0,25m de altura, e desta, o efluente continuava escoando por gravidade para o sistema de tratamento biológico (linhas 1 e 2).

A Figura 18 mostra uma vista do tanque de equalização e da caixa de distribuição.



Figura 18 – Tanque de equalização e caixa de distribuição

4.4.2 2ª Etapa – Adição de coagulante no pré-tratamento

Esta etapa teve início no dia 21 de agosto de 2007, com duração de 42 dias. O coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio ferroso, que é utilizado no tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros.

Alguns ensaios de coagulação-floculação-sedimentação foram realizados, em unidade de batelada em escala de bancada (*jar-test*), para determinação da dosagem ideal para uma solução de sulfato diluída a 0,5%, sendo encontrada a dosagem equivalente a 500mg/L.

A solução de sulfato de alumínio ferroso 0,5% era preparada em um tanque, com capacidade de 1000L. Foram utilizadas duas bombas dosadoras de diafragma, marca Milton Roy, para o bombeamento do coagulante para os dispositivos de pré-tratamento. Nessa etapa, a vazão de trabalho foi mantida em 60L/h.

A Figura 19 mostra o tanque de armazenamento do coagulante diluído a 0,5% e as bombas dosadoras.



Figura 19 – Reservatório de coagulante e bombas dosadoras

4.4.3 3ª Etapa – Aumento da taxa de aeração nos BFs

No terceiro mês de monitoramento, no dia 02 de Outubro de 2007, foi aumentada a vazão de ar fornecida aos BFs, e consequentemente a taxa de aeração, com a finalidade de melhorar a qualidade do efluente final. Essa etapa teve duração de 38 dias.

A taxa de aeração foi calculada em função da vazão de ar e da média de DBO_5 aplicada nos BFs.

O aumento da taxa foi direta sem patamares de vazões intermediárias, passando, no BF1, de $28\text{m}^3\text{ar/KgDBO}$ (2000L/h) para $42\text{m}^3\text{ar/KgDBO}$ (3000L/h) e no BF2 de $21\text{m}^3\text{ar/KgDBO}$ (2000L/h) para $32\text{m}^3\text{ar/KgDBO}$ (3000L/h).

Nessa etapa, foi instalada uma eletrobomba de drenagem, utilizada em lavadoras, conectada a um timer digital, para acionamento da descarga de fundo do tanque de equalização.

Todas as unidades que compõem o sistema de tratamento (exceto a caixa de nível constante e a caixa de distribuição) apresentam sistema de descarte de sólidos, com registros na parte inferior. As descargas nestas unidades eram realizadas três vezes ao dia, pelo operador da estação de tratamento de efluentes do curtume Fuga Couros. Com a instalação da eletrobomba, no tanque de equalização, a descarga passou a ser realizada a cada três horas com um minuto de duração. A Figura 20 mostra a eletrobomba e o timer.



Figura 20 – Sistema de descarga de fundo do tanque de equalização

No dia 30 de Outubro de 2007, houve o rompimento de um dos cantos do floculador de manta de lodo, sendo isolado do sistema de tratamento. O pré-tratamento foi realizado somente pelo decantador de coluna, o qual teve sua vazão aumentada para 120L/h, para manter uma vazão de 60L/h nas linhas 1 e 2.

4.4.4 4ª Etapa – Aumento do TDH

A quarta etapa teve início no dia 09 de novembro de 2007, com a redução da vazão de alimentação do sistema e consequentemente, aumento do TDH. Essa etapa final teve como objetivo aumentar a eficiência de remoção da carga orgânica

carbonácea e teve um período de duração de apenas 14 dias, devido a problemas no difusor de ar do BF1, observado pela formação de grandes bolhas, o que ocasionou o transbordamento da massa líquida e, possivelmente, a perda de parte da biomassa no reator

A redução da vazão foi direta, sem patamares intermediários, passando de 120L/h para 80L/h no decantador e de 60L/h para 40L/h nas linhas 1 e 2.

O TDH das unidades do sistema de tratamento durante as quatro etapas de monitoramento é mostrado na tabela 06.

Tabela 06 – TDH nas unidades de tratamento da estação experimental

Unidade	Volume (L)	Vazão (L/h)	TDH (horas)
Decantador	140	60 (1ª e 2ª etapa)	2,33
Decantador	140	120 (3ª etapa)	1,17
Decantador	140	80 (4ª etapa)	1,75
Floculador	75	60 (1ª a 3ª etapa)	1,25
Tanque de equalização	175	120 (1ª a 3ª etapa)	1,46
Tanque de equalização	175	80 (4ª etapa)	2,19
UASB	1600	60 (1ª a 3ª etapa)	26,67
UASB	1600	40 (4ª etapa)	40
BF1	250	60 (1ª a 3ª etapa)	4,17
BF1	250	40 (4ª etapa)	6,25
BF2	250	60 (1ª a 3ª etapa)	4,17
BF2	250	40 (4ª etapa)	6,25

4.5 Monitoramento do sistema experimental

O período de monitoramento da estação experimental foi de 130 dias. 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.

A coleta de amostras era realizada nos seguintes pontos: na entrada da caixa de nível constante, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do UASB e no efluente final, saída do BF1 e

As análises foram realizadas em conformidade com as metodologias preconizadas pelo Standards Methods (APHA, AWWA, WEF, 1998). Os métodos utilizados para a realização das análises são mostrados no Quadro 04.

Quadro 04 – Métodos utilizados nas análises

Parâmetros	Métodos
Alcalinidade Total	Titulação - AWWA, WEF (1998) n° 2320 B
Acidez Volátil	Titulação direta – Silva (1997)
Cromo Total*	Colorimétrico - adaptado de APWA, AWWA, WEF (1998) n° 3500-Cr B
DBO ₅	Winkler - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 5210 B
DQO _{bruta} *	Refluxo aberto – APWA, AWWA, WEF (1998) n° 5220 B
Fósforo Total*	Colorimétrico – APWA, AWWA, WEF (1998) n° 4500-P C
Nitrato*	Ácido cromotrópico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 4500-NO ₃ ⁻ F
Nitrito*	Desnitrificação – AWWA, WEF (1998) n° 4500-NH ₂ ⁻ B
N. Amoniacal*	Salicilato – AWWA, WEF (1998) n° 4500-NH ₃ D
N. Total*	Digestão com persulfato - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 4500-N C
Oxigênio Dissolvido	Winkler modificado azida sódica - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 4500-O C
pH	Eletrométrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 4500-H ⁺ B
S. Sedimentáveis	Volumétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2540 F
S. S. Totais	Gravimétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2540D
S. S. Voláteis	Gravimétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2540 E
S. S. Fixos	Gravimétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2540 E
S.Totais	Gravimétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2540G
S. Totais Voláteis	Gravimétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2540 G
S. Totais Fixos	Gravimétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2540 G
Sulfato*	Turbidimétrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 4500-SO ₄ ²⁻ E
Sulfeto	Iodométrico - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 4500-S ²⁻ F
Temperatura	Leitura direta - APWA, AWWA, WEF (1998) n° 2550

* Análises realizadas em espectrofotômetro DR 2500 da Hach

5. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

A pesquisa experimental foi realizada durante um período de 130 dias, com início em 16 de Julho de 2007 e término em 23 de Novembro de 2007, sendo dividida em quatro etapas operacionais.

Na 1ª etapa deu-se a partida do sistema de tratamento experimental, com duração de 36 dias. Na 2ª etapa foi adicionada uma solução coagulante antes dos dispositivos de pré-tratamento, com duração de 42 dias. Na 3ª etapa a vazão de ar foi aumentada de 2000L/h para 3000L/h, tendo duração de 38 dias. Na última etapa o TDH no UASB aumentou de 26,67 horas para 40 horas e nos BFs o TDH aumentou de 4,17 horas para 6,25 horas, essa última etapa teve duração de 14 dias.

Os resultados obtidos durante as etapas operacionais são apresentados e discutidos neste capítulo.

Nas etapas operacionais foram monitorados os seguintes parâmetros: alcalinidade total, acidez volátil, cromo total, DBO_{bruta}, DQO_{bruta}, fósforo total, nitrato e nitrito, nitrogênio amoniacal e total, oxigênio dissolvido, sólidos, sulfato, sulfeto, pH e temperatura.

Para auxiliar a análise e discussão dos resultados obtidos, foram elaborados gráficos, com as curvas de evolução dos parâmetros citados anteriormente, apresentados por meio das Figuras 21 a 45, cujos valores são mostrados nos Apêndices de A a U.

5.1 Considerações Iniciais

Para verificar se o efluente tratado experimentalmente atende ao padrão de lançamento de efluentes será considerada primeiramente a legislação federal (CONAMA 357/2005), tendo em vista que a legislação estadual (Decreto Estadual nº 8.468/1976) está ultrapassada.

A legislação estadual só será utilizada, como padrão, quando na legislação federal não constar nada sobre o parâmetro em questão.

5.2 pH

O pH foi monitorado na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do reator UASB, do BF1 e do BF2, cujos valores obtidos podem ser observados no Apêndice A.

Nas Figuras 21 e 22 são apresentados os valores de pH na entrada, no pré-tratamento (média aritmética dos valores encontrados no decantador e no floculador), no reator UASB e nos BFs.

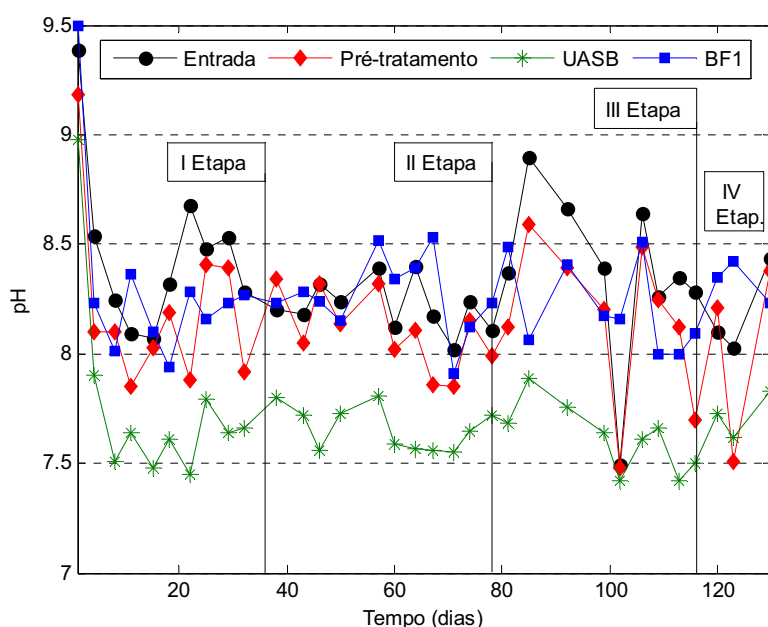


Figura 21 – Valores de pH na linha 1

Devido ao reciclo das águas do banho de calceiro, ou seja, o retorno do líquido alcalino para a utilização no processo e a maior parte dos líquidos despejados serem ácidos, o 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 dessa forma a emanção de maus odores e auxiliando na precipitação de sólidos.

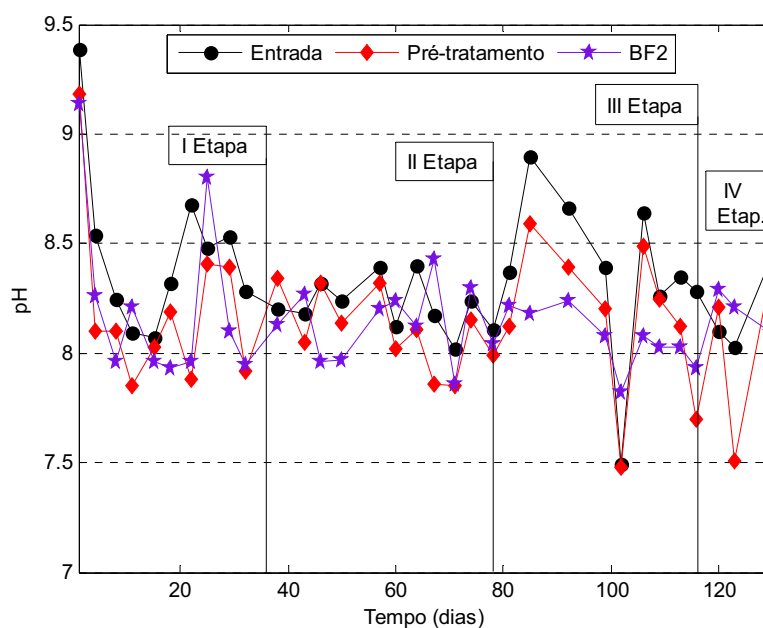


Figura 22 – Valores de pH na linha 2

O pH na entrada da estação experimental oscilou de 7,49 a 9,39 durante o período de monitoramento.

O efluente do pré-tratamento apresentou valores de pH, quase sempre, acima de 8, o que constituiu uma boa característica para o desenvolvimento da biomassa bacteriana no reator anaeróbio, por impedir a acidificação do sistema e facilitar o processo de tratamento.

Por outro lado, de acordo com Chernicharo (1997), valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,3, devem ser evitados, uma vez que estes podem inibir por completo os microrganismos metanogênicos. Esses microrganismos têm crescimento ótimo na faixa de pH de 6,5 a 7,5. Durante o período de monitoramento, os valores de pH, afluentes ao reator UASB, sempre estiveram acima de 7,5 e em alguns casos foram superiores a 8,3, o que pode ter prejudicado o desempenho do reator anaeróbio.

O valor de pH no efluente do reator UASB oscilou de 7,42 a 8,98, apresentando valores de pH sempre inferiores aos valores de entrada e do efluente pré-tratado, indicando a intensa atividade das bactérias acidogênicas, sendo que a acidificação até este patamar não se mostrou prejudicial ao reator.

O efluente do BF1 apresentou valores de pH variando entre 7,91 e 9,50. Os valores de pH no BF1 sempre foram superiores aos valores aferidos no UASB, indicando, principalmente a oxidação da matéria orgânica, sendo mais prováveis os

ácidos voláteis, além desta possibilidade, pode indicar também a oxidação de sulfeto no reator.

O efluente do BF2 apresentou valores de pH bem próximos aos valores afluentes, e às vezes até menor que o valor afluente, indicando uma baixa oxidação de matéria orgânica. Os valores de pH variaram de 7,82 a 9,14.

O pH é um fator muito importante no crescimento bacteriano. A maior parte das bactérias não suporta valores de pH acima de 9,5 e abaixo de 4,0, sendo que o valor ótimo se situa em torno da neutralidade, 6,5 a 7,5 (von Sperling, 1996b).

Os valores médios de pH, em cada unidade de tratamento das duas linhas experimentais, sempre estiveram acima de 7,5, mas nunca superior a 9,5. Portanto, os elevados valores de pH afetaram o desempenho dos microrganismos, tanto os anaeróbios como os aeróbios.

5.3 Temperatura

Assim como o pH, a temperatura também foi aferida em todas as unidades de tratamento. As Figuras 23 e 24 mostram os valores de temperatura na entrada, no pré-tratamento, no UASB e nos BF's. Esses valores são apresentados no Apêndice B.

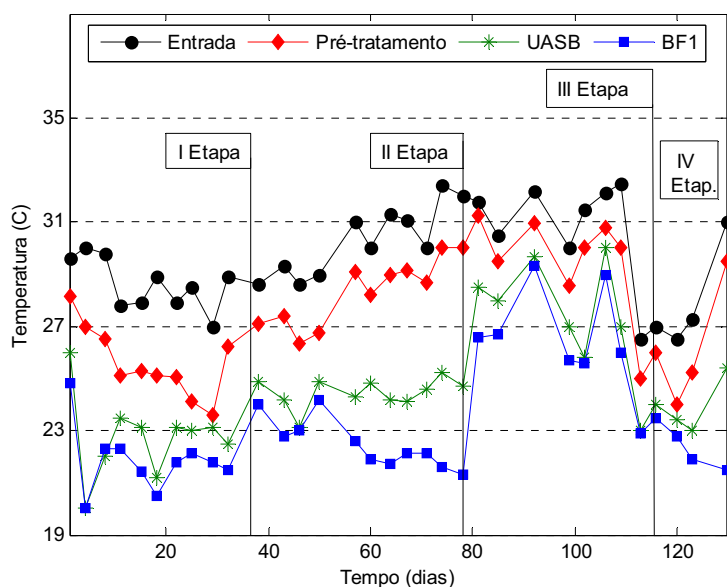


Figura 23 – Valores de temperatura na linha 1

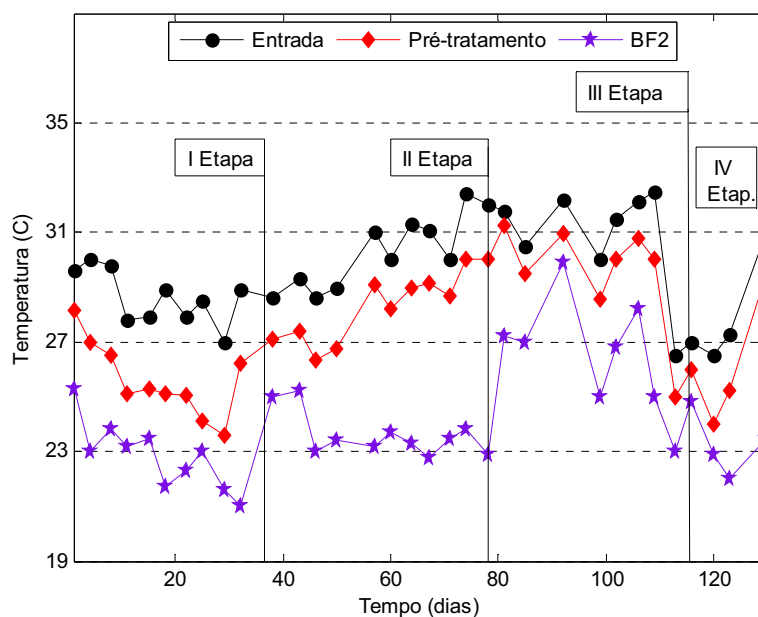


Figura 24 – Valores de temperatura na linha 2

Devido o clima constantemente quente e ao volume, consideravelmente, baixo de cada unidade de tratamento, não houve variações bruscas de temperatura entre as unidades, oscilando em média de 30°C na entrada para 23°C no efluente da linha 1 e 24°C no efluente final da linha 2.

Segundo Chernicharo (1997), dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies, uma vez que os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, dessa forma, a temperatura interior da célula é determinada pela temperatura ambiente externa. A faixa de temperatura típica para bactérias mesofílicas é de 20 a 40°C. Portanto a variação de temperatura, observada entre as unidades de tratamento, não foi prejudicial ao crescimento biológico.

5.4 Sólidos

Em todas as unidades de tratamento foram monitoradas as concentrações de sólidos totais, sólidos suspensos, sólidos dissolvidos e sólidos sedimentáveis, os quais serão discutidos nos tópicos subseqüentes.

5.4.1 Sólidos Totais

Os sólidos totais foram monitorados na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do reator UASB e dos BF's. Os resultados são mostrados nos Apêndices C a E.

As Figuras 25 e 26 apresentam os resultados obtidos de sólidos totais na entrada, no pré-tratamento, no UASB, no BF1 e no BF2.

Em todas as unidades de tratamento notou-se uma baixa, quase nula, remoção de sólidos totais, pois os efluentes de curtume apresentam elevadas concentrações de sólidos dissolvidos, sejam fixos ou voláteis, devido ao uso de inúmeros sais durante o processo de curtimento de peles. Esses sólidos não foram removidos no sistema de tratamento adotado.

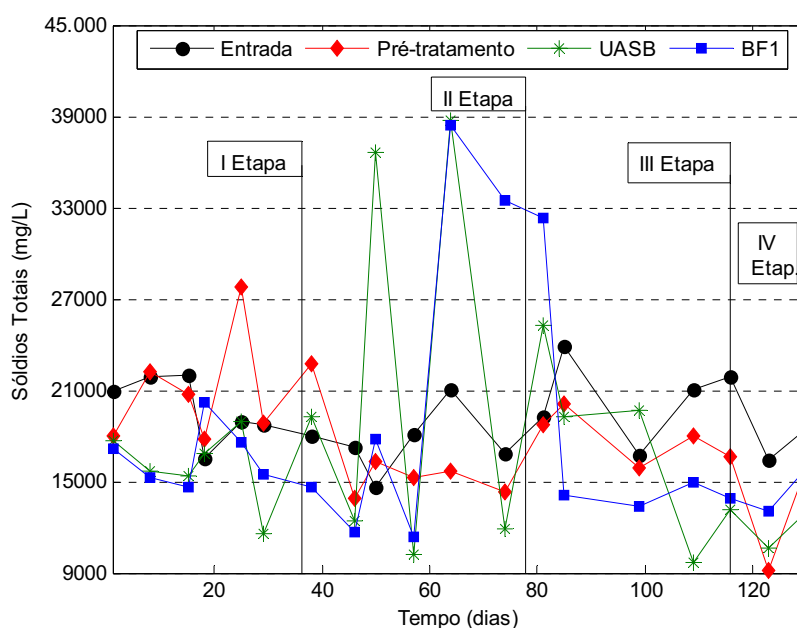


Figura 25 – Concentrações de sólidos totais na linha 1

A concentração de sólidos totais na entrada da estação experimental oscilou de 14.666mgST/L a 23.910mgST/L.

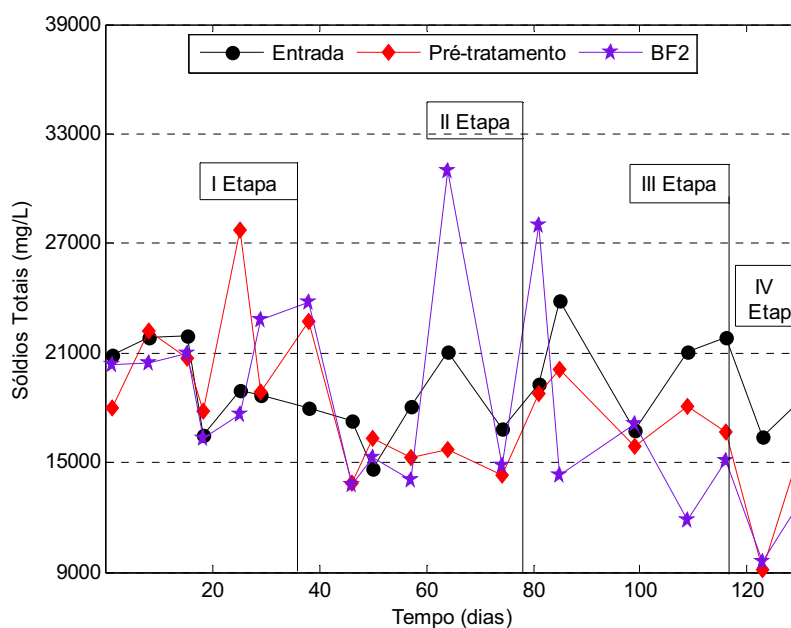


Figura 26 – Concentrações de sólidos totais na linha 2

Na 1ª etapa e no começo da 2ª etapa, o efluente do pré-tratamento apresentou concentrações de sólidos totais superiores às da entrada, isso devido à falta de coagulante e também em função da falta de descarga de fundo, nos dispositivos de pré-tratamento, em frequências adequadas e suficientes. As concentrações de sólidos totais, nos dispositivos de pré-tratamento, variaram de 9.158mgST/L a 27.741mgST/L, durante as etapas operacionais.

Durante o período de monitoramento, a concentração mínima encontrada no reator UASB foi de 9.632mgST/L, a máxima de 38.730mgST/L. Essas altas concentrações podem ser justificadas pela falta de descarga de lodo no reator e também pela alta concentração de sólidos dissolvidos, uma vez que a concentração de sólidos suspensos totais no UASB, item 5.3.2, é relativamente baixa.

No efluente da linha 1, ou seja, do BF1, as concentrações de sólidos totais variaram de 11.318mgST/L a 38.428mgST/L. Essas elevadas concentrações, assim como nas demais unidades, é devido a insuficientes descargas de fundo e também às elevadas concentrações de sólidos dissolvidos, que não foram removidos nas unidades de tratamento anteriores.

Assim como o efluente da linha 1, o efluente da linha 2, o BF2, também apresentou elevadas concentrações de sólidos totais, oscilando de 9.574mgST/L a 30.976mgST/L. O efluente do BF2 apresenta concentrações, mínimas e máximas,

inferiores as do BF1, devido aos picos de concentrações de sólidos apresentados no UASB, que foram repassados para o BF1. As elevadas concentrações de sólidos totais no efluente do BF2 são ocasionadas pelas mesmas razões citadas para o BF1.

Na tabela 07 são apresentadas às porcentagens médias de sólidos totais, fixos e voláteis na entrada, no pré-tratamento, no UASB e nos BFs, durante o período de monitoramento da estação experimental.

Tabela 07 – Porcentagens médias de sólidos totais fixos e voláteis

Local	Sólidos Totais (mgST/L)	Sólidos Totais Voláteis (mgSTV/L)	Sólidos Totais Voláteis %	Sólidos Totais Fixos (mgSTF/L)	Sólidos Totais Fixos %
Entrada	19.088	3.610	19	15.478	81
Pré-trat.	17.788	4.689	26	13.099	74
UASB	17.677	6.642	38	11.035	62
BF1	18.171	6.772	37	11.399	63
BF2	17.904	5.403	30	12.501	70

5.4.2 Sólidos Suspensos Totais

Os sólidos suspensos totais foram analisados na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do reator UASB e dos BFs. Os resultados são mostrados nos Apêndices F a H.

Nas Figuras 27 e 28 podem ser observados os valores de sólidos suspensos totais na entrada, no pré-tratamento, no UASB, no BF1 e no BF2.

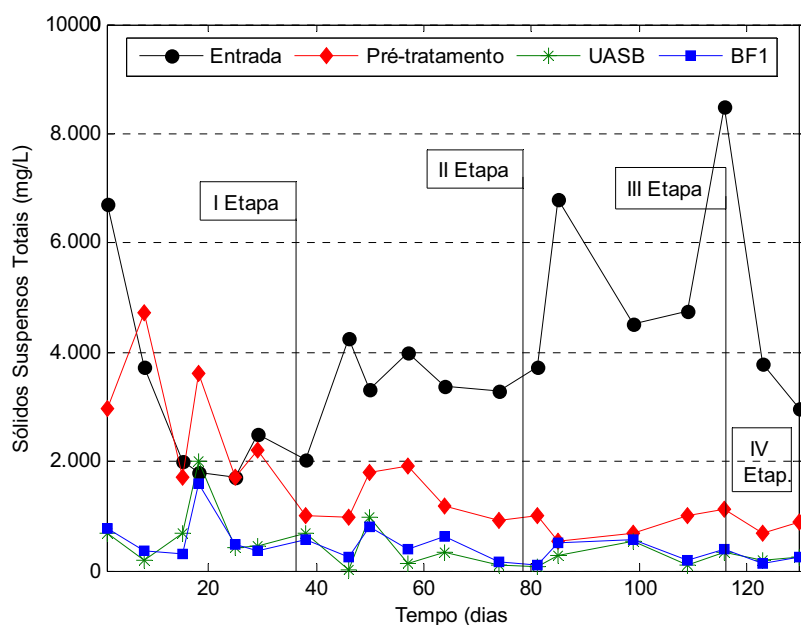


Figura 27 – Concentrações de sólidos suspensos totais na linha 1

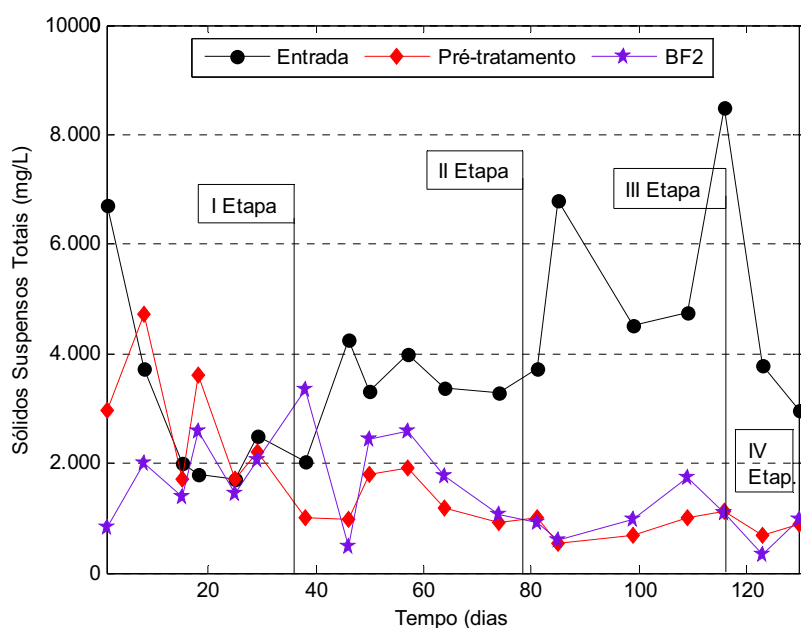


Figura 28 – Concentrações de sólidos suspensos totais na linha 2

As concentrações de sólidos suspensos totais no tanque de equalização do curtume Fuga Couros, ou seja, na entrada do sistema de tratamento experimental, apresentaram valores bastante variados, isso devido à vazão do efluente apresentar-se, em horários de pico, bem maior do que a máxima admitida pela peneira rotativa, ocasionando sobrecarga no dispositivo ou até mesmo a sua paralisação, resultando dessa forma numa deficiência de remoção de sólidos. Após

a adição de coagulante nos dispositivos de pré-tratamento, esta variação não mais teve interferência na qualidade do efluente pré-tratado.

Durante as etapas operacionais, as concentrações de sólidos suspensos totais na entrada da estação experimental variaram de 1.720mgSST/L a 8.500mgSST/L.

As concentrações de sólidos suspensos totais efluentes ao pré-tratamento, na 1ª etapa, foram superiores ou estiveram muito próximas às da entrada, isso devido ao acúmulo de sólidos, ocasionado por descargas de fundo insuficientes nos dispositivos de pré-tratamento. Nessa etapa a redução de sólidos suspensos totais, no pré-tratamento, foi de aproximadamente 9%, com uma concentração média de 2.815mgSST/L.

Com a adição de coagulante, nos dispositivos de pré-tratamento, a remoção de sólidos suspensos totais aumentou para 61%, com uma concentração média de 1.298mgSST/L.

No final da 3ª etapa houve danos irreparáveis no floculador de manta de lodo, o qual foi desativado da linha de tratamento, passando a utilizar como dispositivo de pré-tratamento, apenas o decantador de coluna, que teve sua vazão de alimentação aumentada de 60L/h para 120L/h, e o TDH reduzido de 2,33 horas para 1,17 horas. Entretanto, mesmo com o aumento da vazão de alimentação, ocorreu um aumento na eficiência de remoção de sólidos suspensos totais, no pré-tratamento, passando para 85%, com concentração média de 875mgSST/L.

Na 4ª etapa, a vazão de alimentação no decantador foi reduzida para 80L/h e o TDH aumentado para 1,75 horas, obtendo uma eficiência média de 77%, cuja concentração média foi de 790mgSST/L. Apesar da redução na remoção de sólidos suspensos totais, na última etapa, o efluente apresentou uma menor concentração média de sólidos suspensos totais, o que pode ser devido ao número reduzido de amostras nesta etapa.

A remoção média global, de sólidos suspensos totais no pré-tratamento, foi de 58%, apresentando uma concentração média global de 1.612mgSST/L.

A elevada concentração de sólidos suspensos totais no efluente pré-tratado foi prejudicial ao tratamento biológico nas unidades subsequentes, pois os microrganismos degradam mais facilmente o material dissolvido, uma vez que algumas partículas suspensas são muito grandes, o que dificulta a ação biológica e torna o processo menos eficiente.

Na 1ª etapa, cerca de 73% dos sólidos suspensos totais afluentes ao UASB foram removidos no reator. Nas etapas seguintes não houve aumento significativo na remoção, pois a porcentagem retida no UASB se manteve em torno de 74%. A remoção média global, de sólidos suspensos totais no UASB, foi de 73%, com uma concentração média global de 449mgSST/L.

No efluente do BF1, as concentrações de sólidos suspensos totais foram, na maioria das vezes, superiores às do UASB, isso pode ser devido a aeração fornecida aos BFs, o que pode ter ocasionado o desprendimento de parte do biofilme, aumentando a concentração de sólidos suspensos no efluente da linha 1 e também a ineficiente descarga de fundo nos BFs. A redução média global, de sólidos suspensos totais na linha 1, foi de 88%, apresentando uma concentração média global de 466mgSST/L.

O efluente do BF2 apresentou, algumas vezes, concentrações de sólidos suspensos totais superiores as de seu afluente (tanque de equalização), devido aos mesmos motivos citados para o BF1. A linha 2 apresentou uma remoção média global de sólidos suspensos totais de 61%, com uma concentração média global de 1.509mgSST/L.

Nota-se que o efluente da linha 1 apresentou concentrações de sólidos suspensos totais inferiores a metade das concentrações observadas na linha 2, pois cerca de 73% dos sólidos suspensos totais foram retidos no UASB.

A tabela 08 mostra as porcentagens médias globais de sólidos suspensos totais fixos e sólidos suspensos totais voláteis na entrada, no pré-tratamento, no UASB e nos BFs, durante todas as etapas operacionais. .

Tabela 08– Porcentagem média de sólidos suspensos voláteis e fixos

Local	Sólidos Suspensos Totais (mgSST/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (mgSSV/L)	Sólidos Suspensos Voláteis %	Sólidos Suspensos Fixos (mgSSF/L)	Sólidos Suspensos Fixos %
Entrada	3.883	1.524	39	2.359	61
Pré-trat.	1.612	920,4	57	692,0	43
UASB	449,1	258,0	57	196,9	43
BF1	466,1	317,0	68	149,1	32
BF2	1.509	829,7	55	680,0	45

Os sólidos suspensos voláteis são normalmente compostos por microrganismos, portanto o aumento na porcentagem média de sólidos suspensos voláteis pode ser indicativo do aumento da biomassa ativa nas unidades de tratamento.

Na tabela 09 é apresentada a distribuição dos sólidos, na entrada, no pré-tratamento, no UASB, no BF1 e no BF2.

Tabela 09 – Distribuição de sólidos nas unidades de tratamento

Local	Sólidos Totais (mgST/L)	Sólidos Suspensos Totais (mgSST/L)	Sólidos Suspensos Totais %	Sólidos Dissolvidos Totais (mgSDT/L)	Sólidos Dissolvidos Totais %
Entrada	19.088	3.883	20	15.205	80
Pré-trat.	17.788	1.612	9	16.176	91
UASB	17.677	449	3	17.228	97
BF1	18.171	466	3	17.705	97
BF2	17.904	1.509	8	16.395	92

Através da tabela 09, observa-se que a maioria dos sólidos totais, presentes nas unidades de tratamento experimental, encontram-se dissolvidos no efluente, os quais não foram removidos por meio da decantação simples, adotada no sistema de tratamento.

Os valores de sólidos dissolvidos totais são mostrados no Apêndice I.

5.5 Sólidos Sedimentáveis

Os sólidos sedimentáveis foram quantificados na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do reator UASB e dos BFs. Os resultados obtidos são mostrados no Apêndice J.

Nas Figuras 29 e 30 são apresentados os resultados das análises de sólidos sedimentáveis na entrada, no pré-tratamento, no tanque de equalização, no UASB, no BF1 e no BF2.

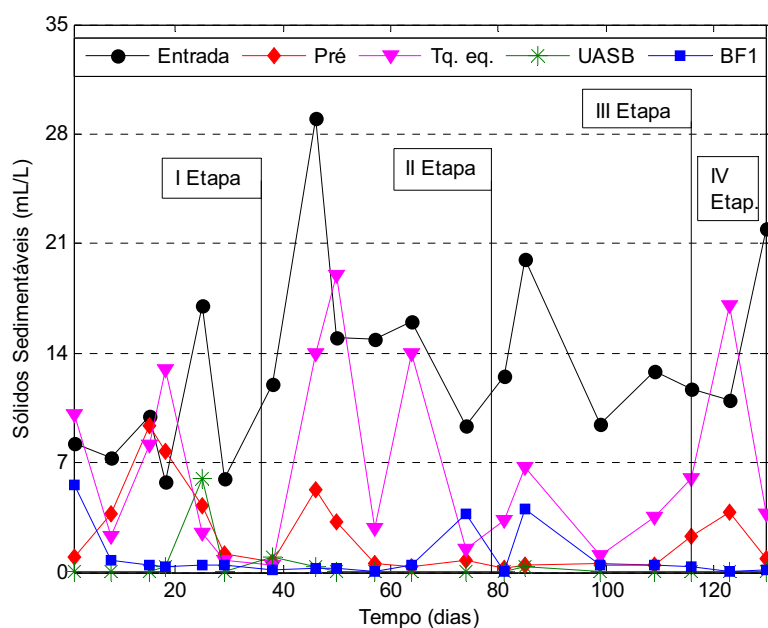


Figura 29 – Concentrações de sólidos sedimentáveis na linha 1

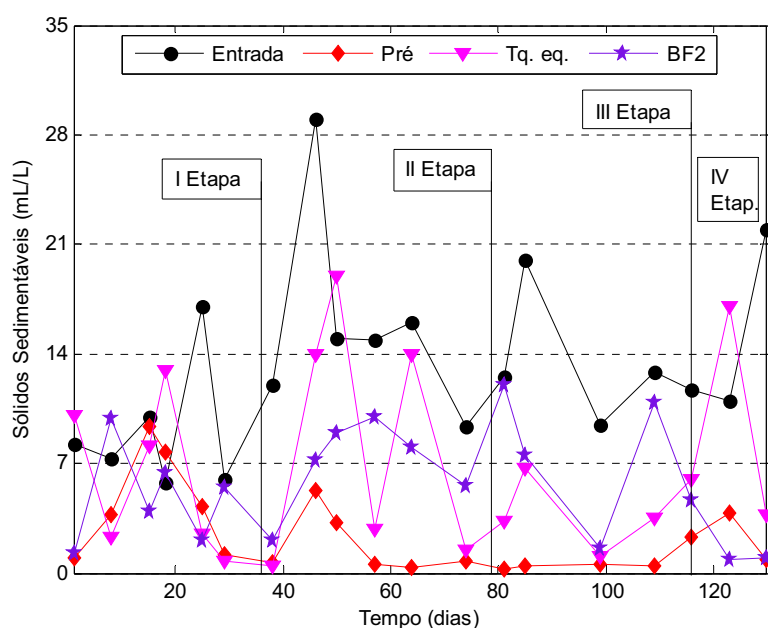


Figura 30 – Concentrações de sólidos sedimentáveis na linha 2

Durante o monitoramento das linhas experimentais, a concentração de sólidos sedimentáveis na entrada da estação variou de 13 a 29 mL/L, apresentando concentrações bem inferior as encontradas por Peron Filho (2005), cujos valores variaram de 30 mL/L a 45 mL/L.

Essa redução foi ocasionada pela aplicação de sulfato de alumínio ferroso na entrada do tanque de equalização do curtume Fuga Couros, com a finalidade de

remover parte dos sólidos na entrada do tratamento e também para amenizar odores.

Na partida do tratamento, ou seja, antes da aplicação do sulfato de alumínio ferroso como coagulante, os dispositivos de pré-tratamento removeram em média 50% de sólidos sedimentáveis, apresentando uma concentração média de 4,5mL/L.

Após a adição do coagulante, nos dispositivos de pré-tratamento, essa porcentagem aumentou para 89%, sendo os sólidos sedimentáveis praticamente removidos nos dispositivos de pré-tratamento. Com a adição de coagulante, a concentração média de sólidos sedimentáveis na saída do pré-tratamento foi de 1,8mL/L.

Apesar das baixas concentrações de sólidos sedimentáveis no efluente pré-tratado, o efluente do tanque de equalização apresentou concentrações superiores às concentrações afluentes. Esse aumento na concentração pode ser devido a aeração no tanque de equalização, associado a descargas de fundo insuficientes, ocorrendo a ressuspensão dos sólidos. As concentrações de sólidos sedimentáveis no tanque de equalização variaram de 7 a 19mL/L.

No reator UASB, a eficiência média de remoção de sólidos sedimentáveis variou de 88 a 99%, com eficiência média global de 93%, gerando um efluente com concentração média de 0,50mL/L.

Em grande parte das análises de sólidos sedimentáveis nos BFs, seus efluentes apresentaram concentrações superiores às afluentes, isso devido a aeração fornecida ao BFs. A concentração média de sólidos sedimentáveis no BF1 variou de 0,0 a 5,6mL/L, no BF2 oscilou de 0,8 a 12mL/L.

Na linha 1 a eficiência média oscilou de 85 a 99%, na linha 2 essa eficiência variou de 46 a 94%.

Os níveis de sólidos sedimentáveis nos efluentes finais descarregados pelas indústrias é também extremamente importante por se tratar de um parâmetro da legislação. No Estado de São Paulo o limite máximo é de apenas 1 mL/L para a descarga direta no corpo receptor e de 20 mL/L para a descarga no sistema público de esgotos provido de estação de tratamento (Decreto Estadual nº 8468/1976). Portanto, o efluente da linha 1, quanto a concentração de sólidos sedimentáveis, pode ser lançado direto no corpo receptor ou no sistema público de esgotos, pois apresentou concentrações de sólidos sedimentáveis inferiores a 1mL/L na maioria das amostras analisadas. Por outro lado, o efluente da linha 2 só pode ser lançado

no sistema público de esgotos, pois apresentou, na maioria das amostras analisadas, concentrações de sólidos sedimentáveis superiores ao valor máximo estabelecido pela legislação

5.6 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO_{bruta})

A DBO_{bruta} foi analisada na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do reator UASB e dos BF's. Os resultados obtidos são mostrados no Apêndice L.

As concentrações de DBO_{bruta} na entrada, no pré-tratamento, no UASB, no BF1 e no BF2, podem ser observadas nas Figuras 31 e 32.

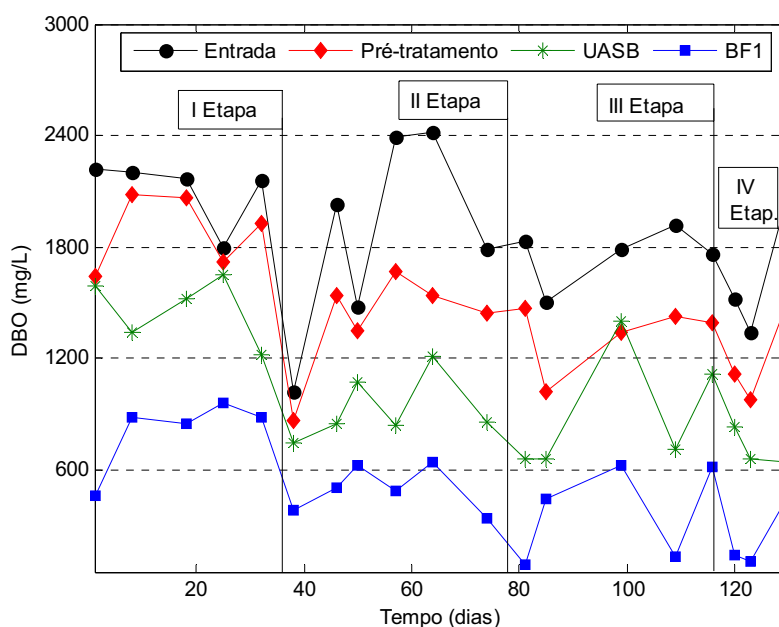


Figura 31 – Concentrações de DBO_{bruta} na linha 1

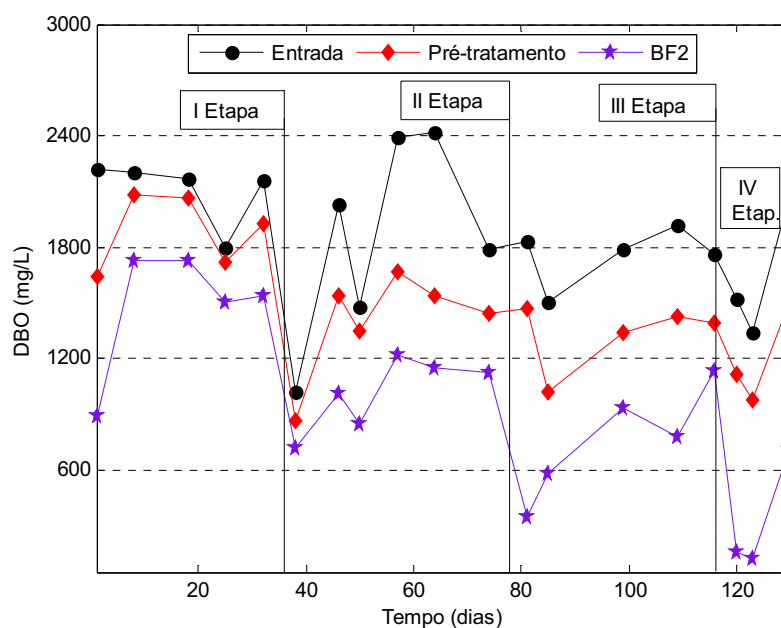


Figura 32 – Concentrações de DBO_{bruta} na linha 2

Na entrada do sistema experimental, as concentrações de DBO_{bruta} oscilaram de $1.024\text{mgO}_2/\text{L}$ a $2.414\text{mgO}_2/\text{L}$.

Na 1ª etapa, com vazão de alimentação de 60L/h e vazão de ar de 2.000L/h , a eficiência média de remoção de DBO_{bruta} no pré-tratamento, foi de 10%, com uma concentração média de $1.887\text{mgO}_2/\text{L}$. No UASB, a remoção foi de 25%, com concentração média de $1.465\text{mgO}_2/\text{L}$. A eficiência média do BF1 foi de 45%, apresentando uma concentração média de $806\text{mgO}_2/\text{L}$. No BF2 houve uma remoção de 24% da DBO_{bruta} , com concentração efluente média de $1.477\text{mgO}_2/\text{L}$.

A baixa eficiência, em ambas as linhas, pode ser devida à fase de adaptação da biomassa nos reatores biológicos e a ineficiência dos dispositivos de pré-tratamento adotados. A eficiência média global de remoção de DBO_{bruta} , na 1ª etapa, foi de 62% na linha 1 e de 30% na linha 2.

Na 2ª etapa, com a adição do coagulante sulfato de alumínio ferroso nos dispositivos de pré-tratamento, houve um aumento na eficiência média de remoção de DBO_{bruta} em todas as unidades do tratamento experimental. No pré-tratamento, a eficiência aumentou para 24%, com concentração média de $1.401\text{mgO}_2/\text{L}$. No UASB, a concentração média foi reduzida para $930\text{mgO}_2/\text{L}$, o reator apresentou uma eficiência média de 33%. O BF1 e o BF2 obtiveram eficiências médias de remoção de DBO_{bruta} de 47% e 27%, respectivamente. No BF1 a concentração média efluente

foi de $495\text{mgO}_2/\text{L}$ e no BF2 foi de $1.012\text{mgO}_2/\text{L}$. A eficiência média global de remoção de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$, nesta etapa, foi de 73% para a linha 1 e de 45% para a linha 2.

O aumento da vazão de ar nos BFs para 3.000L/h , na 3ª etapa, ocasionou um aumento na eficiência média do BF1 para 58% e do BF2 para 48%, com concentrações médias efluentes de $381\text{mgO}_2/\text{L}$ e $754\text{mgO}_2/\text{L}$, respectivamente. No pré-tratamento, a eficiência foi de 25%, com concentração efluente média de $1.327\text{mgO}_2/\text{L}$. No reator UASB a porcentagem média de remoção foi de 38%, apresentando uma concentração média de $908\text{mgO}_2/\text{L}$. A eficiência média global de remoção de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ na linha 1 foi de 78% e na linha 2 foi de 57%.

Na 4ª etapa, o TDH no UASB aumentou de 26,67 horas para 40 horas e nos BFs, o TDH aumentou de 4,17 horas para 6,25 horas e a vazão de ar de 3.000L/h foi mantida nos BFs. A eficiência média de remoção de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ no pré-tratamento foi de 27%, com concentração média efluente de $1.202\text{mgO}_2/\text{L}$, o UASB removeu cerca de 41% da $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ média afluyente, gerando um efluente com concentração média de $710\text{mgO}_2/\text{L}$. No BF1 e no BF2 as eficiências médias foram de 67% e 73%, respectivamente, com concentrações médias efluentes de $232\text{mgO}_2/\text{L}$ no BF1 e $330\text{mgO}_2/\text{L}$ no BF2.

A maior eficiência do BF2, na 4ª etapa, pode ser devido a problemas no difusor de ar do BF1, constatado pela formação de bolhas grandes, o que ocasionou o transbordamento da massa líquida e a, conseqüente, perda da biomassa. Mas mesmo com uma maior eficiência de remoção, o efluente do BF2 apresentou concentrações de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ superiores às do BF1. A eficiência média global de remoção de DBO, na última etapa, foi de 86% na linha 1 e de 80% na linha 2.

O desempenho global da linha 1 conduziu a eficiências médias de remoção de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ variando entre 62% e 86%, durante as etapas do monitoramento, com média global de 73%, apresentando uma concentração média global de $\text{DBO}_{\text{total}}$ de $505\text{mgO}_2/\text{L}$.

Na linha 2 as eficiências médias de remoção de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ oscilaram de 30% a 80%, durante as quatro etapas operacionais, com média global de 48%, apresentando uma concentração média global de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ de $959\text{mgO}_2/\text{L}$.

Para atender os padrões estaduais de lançamento de efluentes em corpos d'água, deve-se atingir uma eficiência de remoção mínima de DBO de 80% ou uma concentração efluente equivalente a 60mg/L . Embora a eficiência média global de remoção de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ da linha 1 esteja próxima da estipulada pela legislação, o

efluente final apresenta elevadas concentrações de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$. O efluente final da linha 2 além das elevadas concentrações, apresenta uma porcentagem de remoção global média de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ muito abaixo da estabelecida pelo Decreto Estadual nº 8.468 de 1976.

Para aumentar a eficiência média de remoção de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$, nas linhas de tratamento, sugere-se o aumento da concentração de OD nos BF's, tendo em vista que durante o período de monitoramento da estação experimental, todas as análises de OD realizadas nos BF's tiveram resultados nulos, pois a oxidação de sulfetos nos reatores aeróbios demandam uma grande quantidade de oxigênio.

5.7 Demanda Química de Oxigênio ($\text{DQO}_{\text{bruta}}$)

A $\text{DQO}_{\text{bruta}}$ foi monitorada na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do reator UASB e dos BF's. Os resultados são mostrados no Apêndice M.

As concentrações de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$ na entrada, no pré-tratamento, no UASB, no BF1 e no BF2, podem ser observadas nas Figuras 33 e 34.

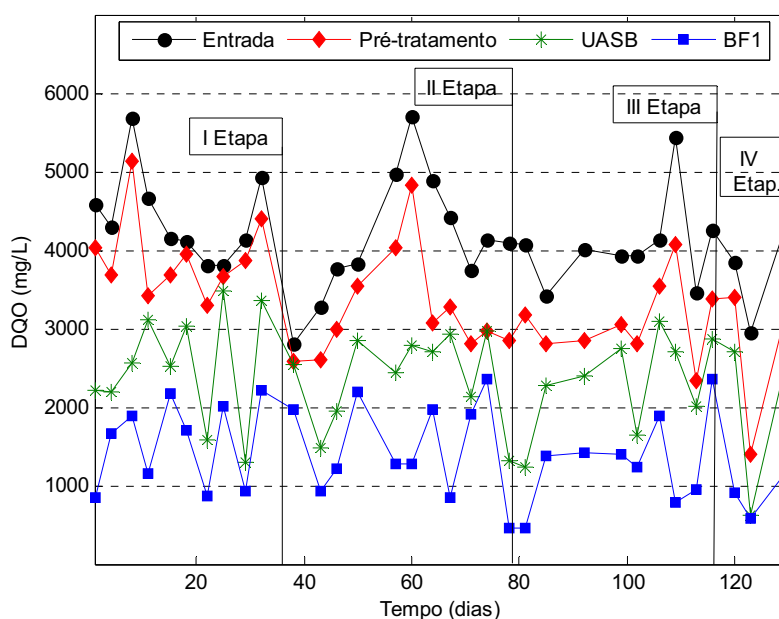


Figura 33 – Concentrações de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$ na linha 1

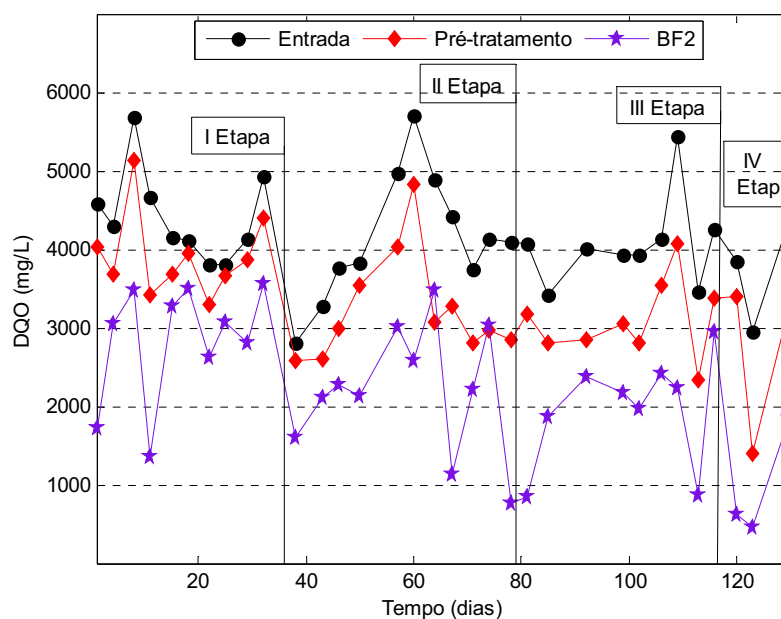


Figura 34 – Concentrações de DQO_{bruta} na linha 2

As concentrações de DQO_{bruta} na entrada da estação experimental variaram de $2.820\text{mgO}_2/\text{L}$ a $5.725\text{mgO}_2/\text{L}$.

As oscilações na concentração de DQO_{bruta} na entrada do sistema de tratamento influenciaram nas concentrações de DQO_{bruta} nos efluentes das unidades de tratamento subsequentes. As prováveis causas dessas variações podem ser atribuídas a variação do tipo e quantidade de pele processada, a mudança de produto de curtimento, entre tantos outros fatores.

Durante as etapas operacionais, a eficiência média de remoção de DQO_{bruta} no pré-tratamento oscilou de 11 a 28%, e as concentrações médias variaram de $3.927\text{mgO}_2/\text{L}$ a $2.698\text{mgO}_2/\text{L}$. Sendo a eficiência média global de 19% e a concentração média global de $3.367\text{mgO}_2/\text{L}$.

De acordo com Chernicharo (1997), o reator UASB apresenta eficiência de remoção de DQO de 65 a 75%. Durante o monitoramento da estação experimental, o UASB obteve eficiência de remoção média de 37% na partida do sistema, 27% na 2ª etapa, 23% na 3ª etapa e 30% na última etapa e as concentrações médias oscilaram de $2.544\text{mgO}_2/\text{L}$ a $1.990\text{mgO}_2/\text{L}$, sendo a remoção média global de 30%, e a concentração média global de $2.373\text{mgO}_2/\text{L}$.

A diminuição da eficiência na remoção de DQO_{bruta} , no UASB, pode representar problemas na performance da digestão anaeróbia, as prováveis causas dessa redução podem estar relacionadas à elevada concentração de sulfato afluente

ao reator, cerca de $2.771\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$, sendo que a relação $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ foi, em média, de 1,2, valor muito abaixo do recomendado por Chernicharo (1997), em torno de 10, para que não haja interferência no processo anaeróbio.

A presença de sulfatos pode limitar a metanogênese, pois as bactérias redutoras de sulfato competem por substratos, por outro lado, as arqueas metanogênicas dependem da produção de sulfetos para o seu crescimento, isso mostra o ambiente ecológico relativamente estreito, ocupado pelos microrganismos metanogênicos, onde alguns compostos inorgânicos passam de concentrações ideais a tóxicas, dentro de uma pequena faixa. Outras causas podem ser atribuídas as elevadas concentrações de sólidos afluentes ao UASB, devido a ineficiência dos dispositivos de pré-tratamento adotados, as altas concentrações de amônia (NH_3), que são tóxicas aos microrganismos metanogênicos.

No BF1 a eficiência média de remoção de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$ variou de 39 a 55% e as concentrações médias oscilaram de $1.549\text{mgO}_2/\text{L}$ a $902\text{mgO}_2/\text{L}$, sendo a eficiência média global de 41%.

No BF2 a eficiência média de remoção de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$ variou de 29 a 66% e as concentrações médias oscilaram de $2.853\text{mgO}_2/\text{L}$ a $980\text{mgO}_2/\text{L}$, sendo a eficiência média global de 34%. A maior eficiência do BF2 na última etapa é devido a problemas no difusor de ar do BF1.

O desempenho médio global das linhas de tratamento, em cada etapa, conduz a eficiências médias variando de 65 a 76% para a linha 1 e de 36 a 74% para a linha 2. A eficiência média global da linha 1 foi de 66% e da linha 2 de 47%. Essas eficiências não são consideradas satisfatórias, pois o efluente final, das duas linhas, apresentam elevadas concentrações de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$, em média $1.411\text{mgO}_2/\text{L}$ na linha 1 e $2.232\text{mgO}_2/\text{L}$ na linha 2.

Para aumentar a eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$, nas duas linhas experimentais de tratamento, sugere-se a redução das concentrações de elementos derivados do enxofre, tais como sulfatos e sulfetos, e de nitrogênio na forma de amônia e a adoção de um sistema de pré-tratamento mais eficiente.

5.8 Sulfato e sulfeto

A determinação de sulfato e sulfeto foi realizada na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do decantador de coluna, do floculador de manta de lodo, do tanque de equalização, do reator UASB e dos BFs. Os resultados são mostrados nos Apêndices N e O.

As concentrações de sulfato, na entrada, no pré-tratamento, no UASB, no BF1 e no BF2, são mostradas nas Figuras 35 e 36.

As concentrações de sulfeto, na entrada, no pré-tratamento, no UASB, no BF1 e no BF2, são mostradas na Figura 37.

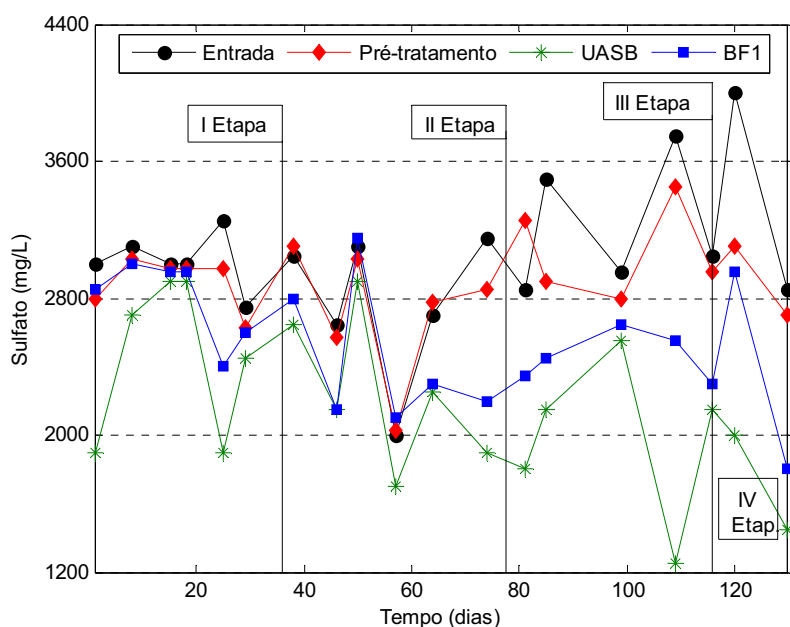


Figura 35 – Concentrações de sulfato na linha 1

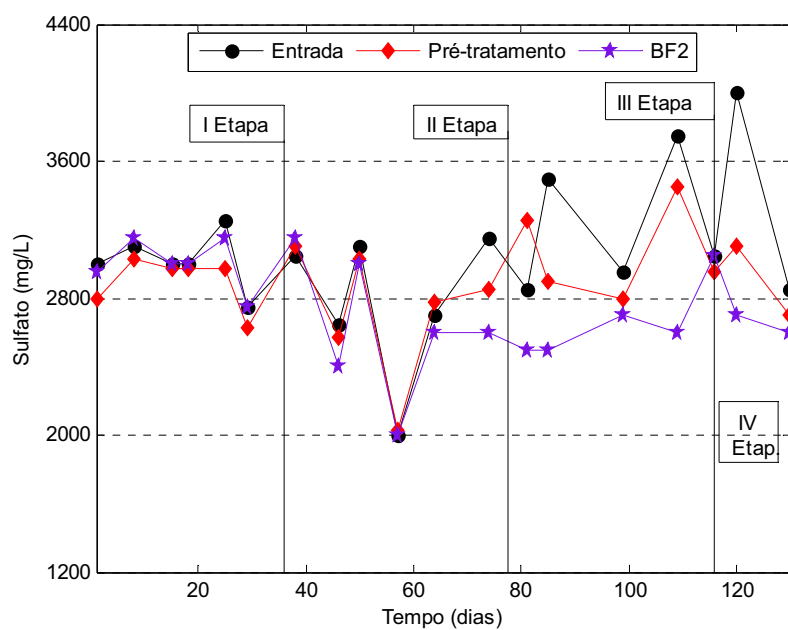


Figura 36 – Concentrações de sulfato na linha 2

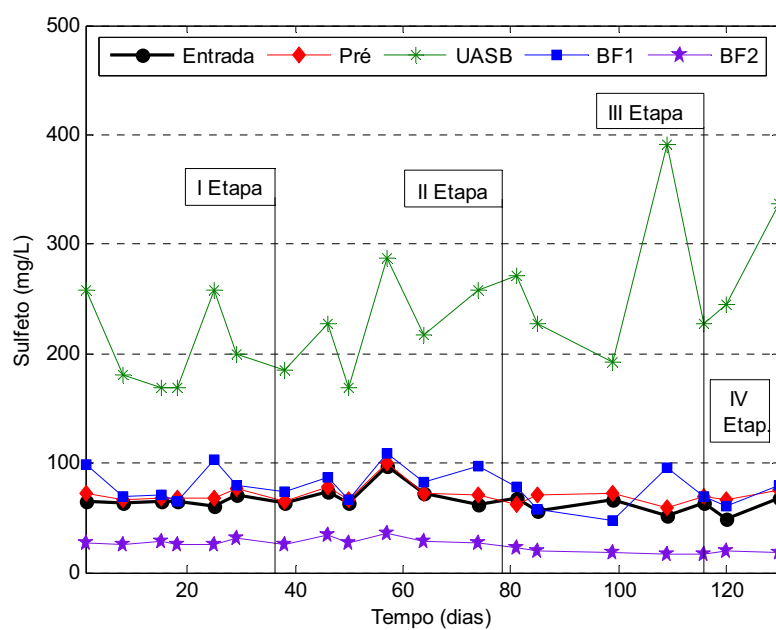


Figura 37 – Concentrações de sulfeto nas duas linhas experimentais

O sulfeto de sódio é um insumo bastante utilizado na industrialização do couro, na etapa de calceiro ou depilação, em concentrações de até 3% em relação à massa de peles industrializadas.

No efluente bruto do curtume, o sulfeto é oxidado a sulfato pela ação dos aeradores presentes no tanque de equalização, onde, no curtume Fuga Couros também é adicionado um coagulante, o sulfato de alumínio ferroso.

O tanque de equalização do curtume foi o ponto de captação de efluente para a estação experimental, por isso observa-se uma elevada concentração de sulfatos na entrada da mesma, em média $3.037\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$. A concentração média de sulfeto, no tanque de equalização do curtume, foi de $65\text{mgS}^{2-}/\text{L}$.

Nos dispositivos de pré-tratamento houve uma redução na concentração de sulfato, em torno de $2.892\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$, mostrando que o sulfato está sendo reduzido a sulfeto. Tal constatação pode ser verificada através da análise de sulfetos na Figura 37, que demonstra concentrações superiores, nos dispositivos de pré-tratamento (cerca de $71\text{mgS}^{2-}/\text{L}$), em relação às concentrações na entrada da estação experimental (em média $65\text{mgS}^{2-}/\text{L}$).

A quantidade de sulfetos produzidos no tratamento anaeróbio, depende dos seguintes fatores:

- relação $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ no afluente, sendo que uma baixa relação (inferior a 7) resulta numa elevada produção de sulfetos;
- pH do meio. Em valores de pH inferiores a 8, o equilíbrio entre a formação de sulfeto de hidrogênio (H_2S), mais tóxico, e sulfidrato (HS^-), desloca-se rapidamente para a formação de H_2S , que pode ser extremamente inibidor para as arqueas metanogênicas, podendo reduzir sua atividade e a capacidade do reator anaeróbio.

No UASB, o sulfato é reduzido a sulfeto, pela ação das bactérias sulforedutoras. A relação $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$, afluente ao reator, foi de, aproximadamente, 1,2, resultando numa elevada produção de sulfeto no reator, cerca de $235\text{mgS}^{2-}/\text{L}$. O pH no reator UASB sempre esteve abaixo de 8, favorecendo a formação de H_2S , prejudicando o desempenho no reator.

Segundo Chernicharo (1997), o sulfeto é bastante tóxico ao tratamento anaeróbio, sendo toleradas concentrações de sulfeto da ordem de 50 a $100\text{mg}/\text{L}$. Durante o monitoramento da estação experimental, as concentrações de sulfeto no UASB sempre foram superiores ao valor máximo tolerável, o que pode ter comprometido a performance do tratamento. As concentrações de sulfato no efluente do reator anaeróbio se mantiveram mais baixas que as concentrações afluentes, cerca de $2.192\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$.

O sulfeto, efluente do reator UASB, no BF1 é oxidado a sulfato, devido à aeração existente no BF1, sendo a concentração média de sulfeto efluente ao reator UASB, em média $235\text{mgS}^{2-}/\text{L}$, reduzida para $79\text{mgS}^{2-}/\text{L}$ no BF1 e a concentração média de sulfato aumentada de $2192\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$ para $2553\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$.

A concentração média de sulfeto no efluente do BF2 é bem menor do que a concentração observada no BF1, cerca de $25\text{mgS}^{2-}/\text{L}$, isso devido a menor concentração de sulfeto afluente, em média $74\text{mgS}^{2-}/\text{L}$. A concentração média de sulfato efluente ao BF2 foi de $2.758\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$, concentração bem próxima da encontrada no BF1.

Com o aumento da taxa de aeração nos BFs, na 3ª etapa, notou-se uma redução nas concentrações de sulfeto efluentes dos BFs. Na linha 1 a eficiência de oxidação de sulfeto aumentou de 61% para 74%. E na linha 2 essa eficiência aumentou de 61% para 75%. Apesar das eficiências estarem muito próximas, o efluente da linha 2 apresenta concentrações bem menores de sulfeto, em função da inexistência de um reator anaeróbio nesta linha de tratamento.

Observa-se que apesar das concentrações de sulfeto afluentes ao BF2 serem bem menores do que às afluentes ao BF1, as concentrações de sulfato efluentes aos BFs apresentam valores bem próximos, mostrando que a linha 1 obteve melhores resultados quanto a oxidação de sulfetos a sulfatos.

Quanto à concentração de sulfeto, o efluente das duas linhas experimentais de tratamento não está em conformidade com a legislação federal (CONAMA 357/05), que estabelece uma concentração máxima de $1\text{mgS}^{2-}/\text{L}$.

A elevada concentração de sulfeto pode causar a morte de espécies aquáticas, se o efluente for lançado diretamente em corpo d'água, além do efeito indireto do consumo de oxigênio ao se oxidar. O sulfeto também pode causar problemas de mau cheiro.

A resolução CONAMA 357/05 não estabelece uma concentração máxima de sulfato para o lançamento em corpos d'água.

O efluente das duas linhas experimentais de tratamento não atende a concentração máxima de $1.000\text{mgSO}_4^{2-}/\text{L}$, estabelecida pelo Decreto Estadual 8.468/76, para o lançamento de efluentes na rede pública de esgotos.

A elevada concentração de sulfato efluente, as duas linhas experimentais, pode ocasionar a corrosão em coletores de esgotos de concreto e sob condições de

anaerobiose, as bactérias redutoras de sulfato transformam-no em sulfeto, ocorrendo à exalação de gás sulfídrico, com odor característico de ovo podre.

5.9 Nitrogênio

A concentração de nitrogênio total e amoniacal foi analisada na entrada do sistema de tratamento experimental, nos efluentes do tanque de equalização, do reator UASB e dos BFs. Os resultados obtidos são mostrados nos Apêndices P e Q.

As concentrações de nitrogênio total na entrada, no tanque de equalização, no UASB, no BF1 e no BF2, são mostradas nas Figuras 38 e 39.

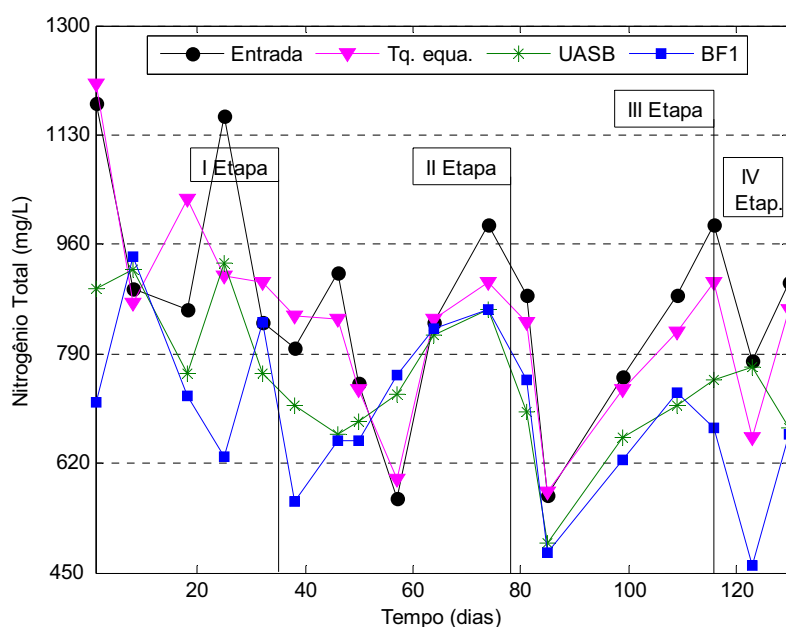


Figura 38 – Concentrações de nitrogênio total na linha 1

A maior parte do nitrogênio total afluente à etapa aeróbia está na forma de amônia, sendo que 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, entre outros), pelo fato das bactérias nitrificantes serem bastante sensíveis.

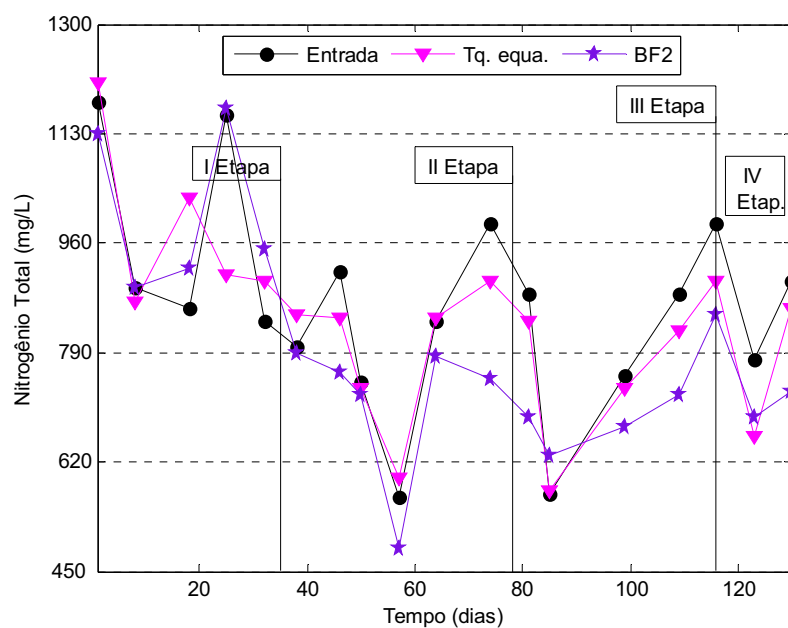


Figura 39 – Concentrações de nitrogênio total na linha 2

Na entrada da estação experimental e nos efluentes do tanque de equalização, do reator UASB, do BF1 e do BF2, as concentrações médias globais de nitrogênio total foram de 863mgN/L, 838mgN/L, 749mgN/L, 697mgN/L e 797mgN/L, respectivamente.

Em alguns pontos a concentração efluente de nitrogênio total nos BFs foi superior à concentração afluenta, indicando uma nitrificação deficiente, esta constatação pode ser comprovada por meio das análises de nitrogênio amoniacal, mostradas nas Figuras 40 e 41.

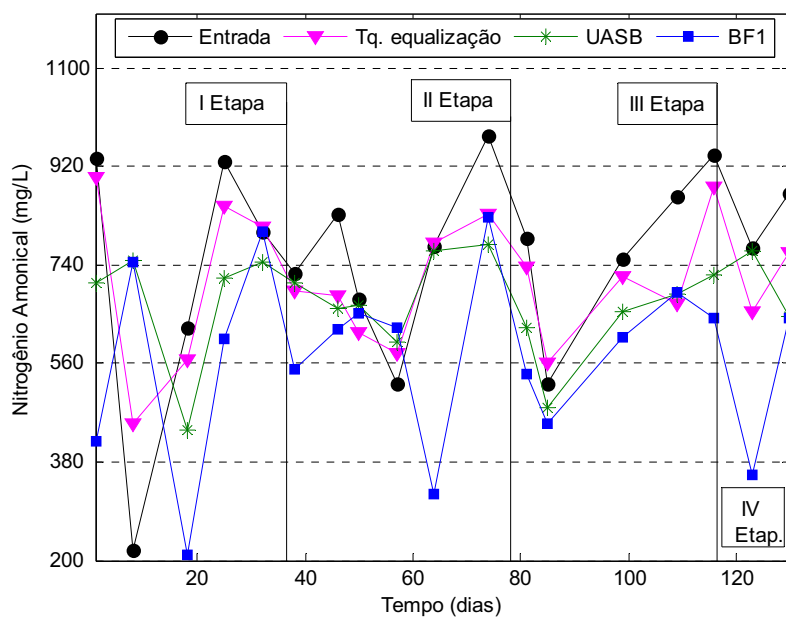


Figura 40 – Concentrações de nitrogênio amoniacal na linha 1

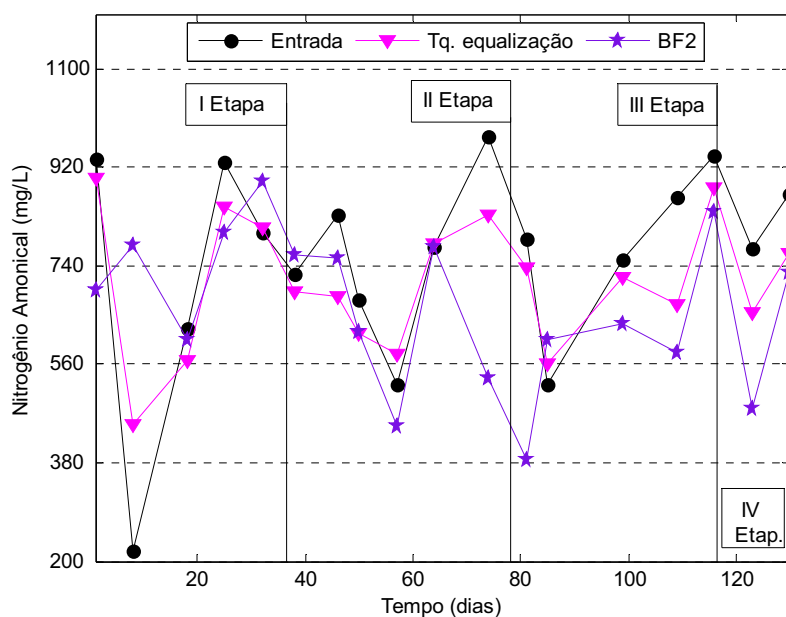


Figura 41 – Concentrações de nitrogênio amoniacal na linha 2

As concentrações médias globais de nitrogênio amoniacal na entrada e nos efluentes do tanque de equalização, do UASB, do BF1 e do BF2 foram de 751mgNH₃/L, 708mgNH₃/L, 673mgNH₃/L, 573mgNH₃/L e 662mgNH₃/L, respectivamente. As concentrações de nitrogênio amoniacal, no efluente dos BFs, encontram-se bem próximas as concentrações de nitrogênio total nos mesmos, indicando uma baixa eficiência de nitrificação. A eficiência média global de

nitrificação para a linha 1 foi de 24%, e na linha 2 essa eficiência foi de 12%, as possíveis causas dessa ineficiência serão comentadas a seguir.

Segundo Souza (1996), para que um sistema biológico de nitrificação funcione bem, faz-se necessária a presença de amônia, de oxigênio molecular, de nutrientes e de baixa concentração de carbono orgânico. Mas, tanto o íon amônia (NH_4^+) quanto a amônia livre (NH_3), em excesso, pode promover a redução da taxa de utilização do substrato, conduzindo a inibição do processo de nitrificação.

Durante o período de monitoramento, a concentração de OD foi nula nos efluentes dos BFs e foram observadas elevadas concentrações DQO e NH_3 . Portanto, a maioria dos requisitos para uma nitrificação eficiente não foram atendidos.

Segundo Chernicharo (1997), concentrações de NH_3 superiores a 150mg/L são tóxicas aos microrganismos metanogênicos. Durante todas as etapas operacionais as concentrações de NH_3 afluentes ao reator UASB foram superiores a 150mg/L.

Como mencionado no item 3.7.2, a concentração de sulfeto de 0,5mg S^{2-} /L exerce efeito negativo sobre a atividade de nitrificação. O sulfeto associado a altas concentrações de matéria orgânica, causa à redução de 30 a 40% da capacidade de nitrificação. Mas mesmo a concentração de sulfeto afluente ao BF1 (cerca de 235mg S^{2-} /L) sendo superior à concentração no BF2 (em torno de 71mg S^{2-} /L), o BF2 obteve uma menor eficiência no processo de nitrificação.

Um outro fato que comprova a ineficiente nitrificação nos BFs são as baixas concentrações de nitrito e nitrato efluentes aos BFs. No efluente do BF1 a concentração média de nitrito foi de 0,32mg NO_2^- /L e de nitrato foi de 2,33mg NO_3^- /L. No efluente do BF2 a concentração média de nitrito foi de 0,29mg NO_2^- /L e de nitrato foi de 2,40mg NO_3^- /L.

As concentrações de nitrogênio amoniacal, efluentes as duas linhas experimentais de tratamento, são bem superiores à concentração máxima, de 20mgN/L, estabelecida pelo CONAMA 357/05.

As elevadas concentrações de nitrogênio total, efluentes as duas linhas de tratamento, podem causar eutrofização dos corpos d'água receptores, se forem lançados diretamente nos mesmos.

5.10 Fósforo Total

A concentração de fósforo total foi analisada nos efluentes do tanque de equalização, do reator UASB e dos BF's. Os resultados obtidos são mostrados no Apêndice R.

As Figuras 42 e 43 mostram os resultados encontrados nos efluentes do tanque de equalização, do UASB, do BF1 e do BF2.

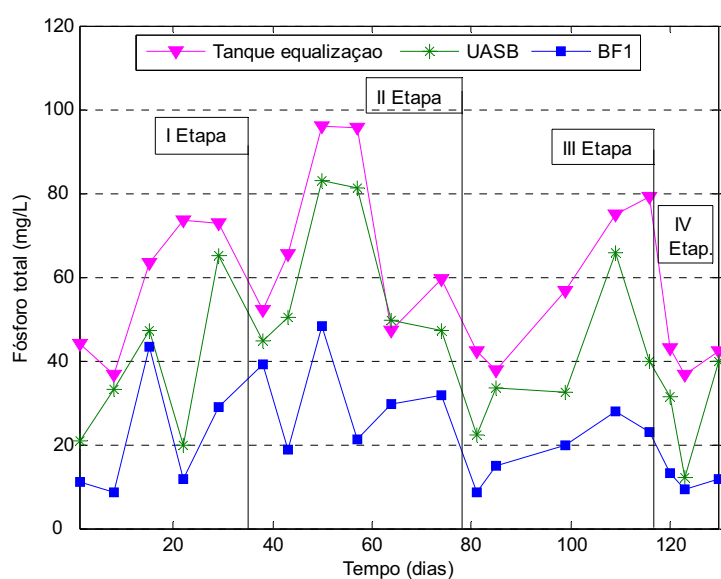


Figura 42 – Concentrações de fósforo total na linha 1

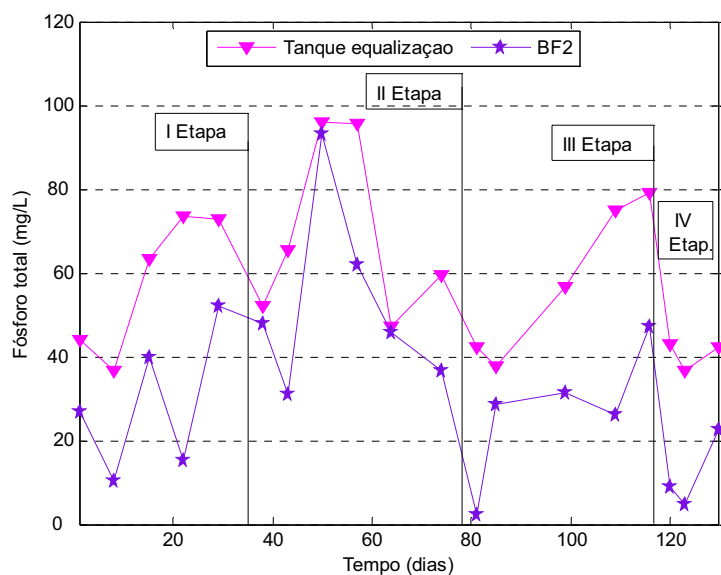


Figura 43 – Concentrações de fósforo na linha 2

Durante todo o monitoramento não foi necessário à adição de fósforo ao sistema de tratamento, pois em análises realizadas no sulfato de alumínio ferroso, esse apresentou uma concentração de $500\text{mgPO}_4^{3-}/\text{L}$, atuando como coagulante e como fonte de fósforo para o tratamento biológico.

As concentrações médias globais de fósforo total no efluente do tanque de equalização, do UASB, do BF1 e do BF2 foram de 59mgP/L , 43mgP/L , 22mgP/L e 33mgP/L . A eficiência média global de remoção de fósforo total na linha 1 foi de 62% e na linha 2, essa eficiência foi de 43%.

A maior eficiência da linha 1 pode ser atribuída à alternância entre condições anaeróbias e aeróbias, mas a falta de OD nos BFs pode ter limitado a remoção de fósforo.

A resolução CONAMA 357/05 não estabelece uma concentração máxima de fósforo total para o lançamento em corpos d'água.

5.11 Alcalinidade Total

De acordo com Chernicharo (1997), uma faixa de alcalinidade entre 2.500 a $5.000\text{mgCaCO}_3/\text{L}$ é considerada desejável, no entanto se o processo for operado sem acúmulo de ácidos orgânicos, é possível trabalhar adequadamente com valores da ordem de 500 a $1.000\text{mgCaCO}_3/\text{L}$, mesmo para efluentes industriais.

A alcalinidade total foi analisada nos efluentes do tanque de equalização, do UASB, do BF1 e do BF2, com o objetivo de verificar o poder de tamponamento do sistema. Os resultados obtidos são mostrados no Apêndice S.

Durante o monitoramento as concentrações, em cada ponto de coleta, permaneceram bem próximas. As concentrações médias de alcalinidade total no tanque de equalização, no UASB, no BF1 e no BF2 foram, respectivamente, de $1.427\text{mgCaCO}_3/\text{L}$, $2.484\text{mgCaCO}_3/\text{L}$, $1.876\text{mgCaCO}_3/\text{L}$ e $1.589\text{mgCaCO}_3/\text{L}$.

Apesar desses valores não se enquadrarem na faixa considerada desejável, foram suficientes para manter o pH acima de 7, em todo o período experimental, proporcionando condições favoráveis de tamponamento.

5.12 Acidez Volátil

A acidez volátil, o pH e a alcalinidade estão intimamente relacionados entre si, sendo igualmente importantes para o controle e operação adequada dos processos anaeróbios.

A acidez volátil foi testada com o objetivo de monitorar o bom funcionamento do processo anaeróbio, que deve produzir estes ácidos na decomposição da matéria orgânica de cadeia longa, ou polimérica, e depois consumi-los na respiração de seus microrganismos além de transformá-los em metano (CH_4) e/ou gás sulfídrico (H_2S).

De acordo com Silva (1977), a relação acidez volátil/alcalinidade é a chave para o sucesso de uma boa digestão. Essa relação pode variar entre 0,1 a 0,5 sem ocorrer problemas com a digestão. Mas se essa relação for superior a 0,5, o reator poderá entrar em colapso com pH abaixo do recomendado e consequentemente ocorrerá a queda na produção de gás e exalar mau cheiro.

As concentrações dos ácidos voláteis e da alcalinidade total do lodo do reator UASB podem ser observadas na Figura 44. Essas concentrações são apresentadas no Apêndice T.

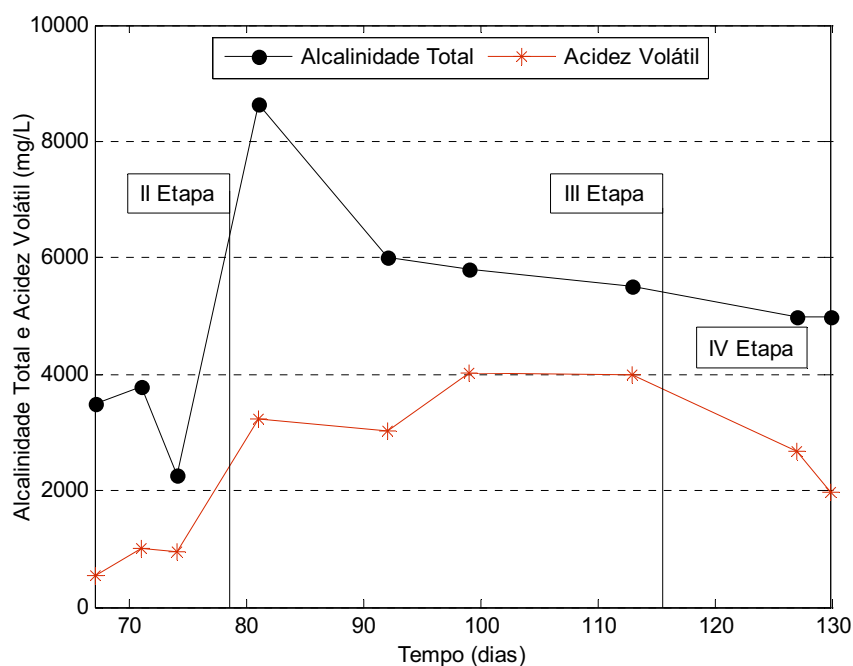


Figura 44 – Alcalinidade total e acidez volátil do lodo do reator UASB

Por dificuldades operacionais, a acidez volátil foi analisada a partir do dia 21 de setembro (67º dia), ou seja, no final da 2ª etapa. Num total de 9 amostras, a relação acidez volátil/alcalinidade foi superior a 0,5 em apenas 2 amostras, nos dias 23 de outubro (99 dias), 6 de novembro (113 dias), mas apesar das maiores concentrações de acidez volátil, nesse período, o pH apresentou valor médio de 7,55, indicando que não houve a acidificação excessiva do reator UASB, mas a queda no pH indica que houve atividade acidogênica no reator.

5.13 Cromo Total

A concentração de cromo total foi analisada na entrada do sistema experimental e nos efluentes dos BF's, cujos resultados obtidos são mostrados no Apêndice U.

Os valores de cromo total na entrada, nos efluentes do BF1 e do BF2 são apresentados na Figura 45.

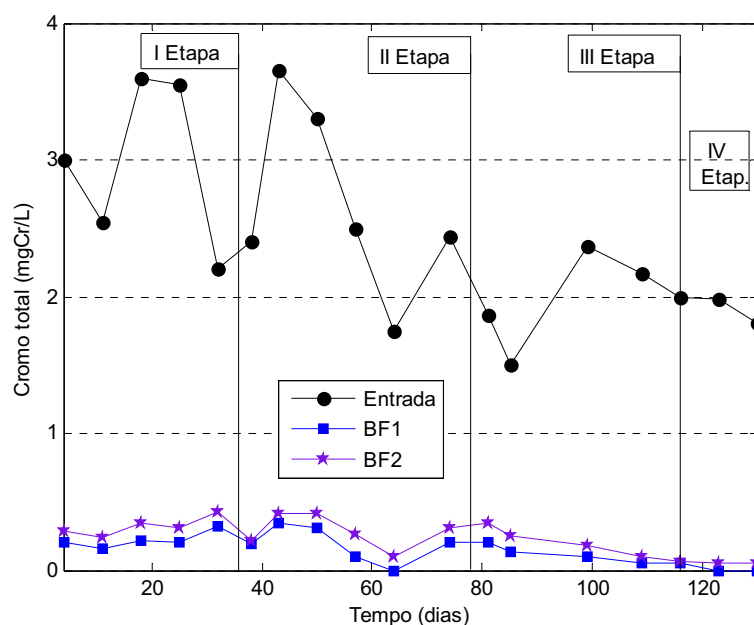


Figura 45 – Concentrações de cromo total

A concentração de cromo total encontrada em efluentes de curtume pode induzir a inibição do grupo de microrganismos metanogênico, uma vez que o mesmo

pode ser completamente inibido em concentrações acima 100mg/L (CLASS; MAIA, 1994).

No curtume Fuga Couros Jales Ltda. é realizada a reciclagem indireta de banhos residuais de curtimento, por meio da precipitação do cromo em dispositivo próprio. Essa prática tem reduzido consideravelmente a carga de cromo no efluente, o que pode ser visualizado na Figura 45, na qual a concentração média de cromo no tanque de equalização (entrada) foi de 2,48mgCr/L.

O efluente do BF1 e do BF2 apresentou baixas concentrações de cromo total, em média, 0,15mgCr/L e 0,24mgCr/L, respectivamente. Isso devido a sua precipitação no sistema de pré-tratamento e no reator UASB, no caso da linha 1. Devido a presença de cromo nos lodos, primário e anaeróbio, deve-se realizar uma disposição final adequada dos mesmos.

Para o lançamento, direto ou indireto, de efluentes de qualquer fonte poluidora em corpos d'água, respeitando as características da classe em que o corpo d'água se enquadra, a legislação federal (CONAMA 357/05) estabelece uma concentração máxima de 0,50mgCr/L. Portanto, quanto a concentração de cromo total, os efluentes das duas linhas de tratamento encontram-se em conformidade com a legislação ambiental federal.

5.14 Requisitos Nutricionais

5.14.1 Nitrogênio

Como mencionado no item 3.7.1, a proporção ideal de DQO:N é de 70:1 para microrganismos anaeróbios e para microrganismos aeróbios a proporção ideal de DBO₅:N é de 20:1.

No afluente ao reator UASB a relação DQO:NT foi de aproximadamente 4:1. No afluente do BF1 a relação DBO₅:NT foi de aproximadamente 1:1, no BF2 essa relação foi em torno de 2:1. Essas relações mostram a quantidade excessiva de nitrogênio para o tratamento biológico.

5.14.2 Fósforo

Segundo Chernicharo (1997), para microrganismos anaeróbios com elevado coeficiente de produção celular, pode-se utilizar uma relação DQO:P de 350:1. De acordo com von Sperling (1997), para microrganismos aeróbios a proporção ideal de DBO_5 :P é de 100:1.

No afluente ao reator UASB a relação DQO:P foi de aproximadamente 57:1. No afluente do BF1 a relação DBO_5 :P foi cerca de 24:1, no BF2 essa relação foi em torno de 26:1. Esses valores foram superiores a proporção ideal, mostrando uma quantidade excessiva de fósforo para o tratamento biológico.

5.15 Considerações Finais

Dentre os dispositivos de pré-tratamento, o decantador de coluna apresentou melhor retenção de sólidos suspensos e sedimentáveis, mas levando-se em consideração o TDH, o floculador de manta de lodo mostrou-se mais eficiente, pois operando com um TDH menor que o do decantador, apresentou resultados semelhantes. Mas os dois dispositivos não foram eficientes na remoção de sólidos suspensos, prejudicando o tratamento biológico nas unidades de tratamento subseqüentes.

Na maioria dos parâmetros analisados, os resultados não foram considerados satisfatórios, as prováveis causas podem ser atribuídas ao curto período de monitoramento das linhas experimentais, apenas 130 dias e também aos diversos fatores interferentes nos processos de tratamento, que não foram controlados, tais como: as elevadas concentrações de sulfatos, sulfetos, nitrogênio amoniacal, sólidos e os elevados valores de pH.

De uma maneira geral, apesar das condições adversas, o reator UASB contribuiu no tratamento de efluentes de curtume, tendo em vista que a linha 1, que utilizou a combinação de processo anaeróbio e aeróbio, apresentou resultados melhores do que a linha 2, que tratou apenas por processo aeróbio.

A quantidade de ar insuflado nos BFs não foi suficiente para a remoção de nitrogênio amoniacal, fósforo total, DQO e DBO, devido as elevadas concentrações de derivados de enxofre afluentes aos BFs.

Na Figura 46 pode-se observar o aspecto do efluente bruto (entrada), dos efluentes do reator UASB, do BF1 e do BF2, na última etapa operacional.



Figura 46 – Foto do efluente bruto, UASB, BF1 e BF2, respectivamente

O efluente do BF1 apresenta um aspecto visual mais clarificado, se comparado com o aspecto do efluente bruto e com o efluente do reator UASB. Por outro lado, o aspecto visual observado no BF2 é pior que o do UASB, apresentando uma coloração mais intensa. A característica odorífera do efluente do UASB é mais forte e agressivo do que nos efluentes dos BFs, devido a elevada concentração de sulfeto efluente do reator anaeróbico, o cheiro nos BFs foram menos agressivos, pois uma parte do sulfeto foi oxidado a sulfato.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 Conclusões

Com base nos resultados obtidos durante a avaliação das duas linhas experimentais, tratando efluente de curtume, monitoradas por um período de 130 dias, pode-se concluir que:

- Os dispositivos de pré-tratamento adotados não foram adequados na remoção de sólidos totais e suspensos totais, comprometendo o tratamento biológico nas unidades de tratamento subseqüentes. Mas foi eficiente na remoção de sólidos sedimentáveis;
- Apesar de atuar como fonte de fósforo para o tratamento biológico, o uso do sulfato de alumínio ferroso como coagulante não foi uma escolha adequada, pois acarretou uma reduzida relação DQO/SO_4^{2-} afluente ao tratamento anaeróbio, cerca de 1,2, resultando numa elevada concentração de sulfeto no reator UASB;
- Não houve escassez dos nutrientes, nitrogênio e fósforo, nos reatores biológicos, estando os mesmos em quantidades superiores as necessárias para o crescimento de microrganismos anaeróbios e aeróbios;
- Os elevados valores de pH, nas unidades de tratamento das duas linhas experimentais, foram prejudiciais para o desempenho dos microrganismos tanto os anaeróbios e como os aeróbios;
- As elevadas concentrações de sulfetos no reator UASB, cerca de $235mgS^{2-}/L$, teve efeito inibidor para o tratamento anaeróbio, pois a eficiência de remoção de DQO e DBO foi em torno de 30%, bem abaixo da eficiência citada na literatura para esse reator, cerca de 65 a 75%. Essa baixa eficiência

comprometeu o desempenho final da linha 1, quanto a remoção de DQO e DBO, cujas eficiências foram de aproximadamente 73%;

- A linha 1 obteve melhor eficiência de remoção de DQO e DBO do que a linha 2, cuja eficiência foi em torno de 48%. Essa baixa remoção foi devido à ineficiência do sistema de pré-tratamento, enviando para o BF2, elevadas concentrações de sólidos suspensos;
- Na linha 1 cerca de 73% dos sólidos suspensos totais afluentes ao UASB eram retidos no reator, mostrando que o reator UASB, apesar da baixa eficiência, contribuiu bastante no tratamento do efluente em estudo;
- O aumento da concentração de sólidos suspensos voláteis ao longo das duas linhas experimentais indica que a biomassa ativa estava em fase de crescimento e adaptação, o que explica os resultados adversos em alguns parâmetros;
- Apesar das duas linhas de tratamento atingirem a mesma eficiência na remoção de sulfeto, cerca de 66%, a linha 1 foi mais eficiente, pois mesmo com as elevadas concentrações de sulfeto geradas no UASB, o efluente da linha 1 apresentou concentrações de sulfato bem próximas as da linha 2;
- O processo de nitrificação não foi eficiente nas duas linhas de tratamento, pois grande parte do oxigênio disponível na massa líquida foi utilizada na oxidação de sulfeto a sulfato. A nitrificação também foi afetada pelas elevadas concentrações de sulfeto e amônia afluentes aos BFs;
- Dos parâmetros analisados nas duas linhas experimentais de tratamento, apenas uma minoria atenderam aos padrões de emissão de efluentes, estabelecidos pela legislação ambiental estadual e federal, que foram pH, temperatura, sólidos sedimentáveis e cromo total;

- A linha 1, que tratou efluente de curtume associando tratamento anaeróbio e aeróbio, obteve um desempenho melhor do que a linha 2, que utilizou somente tratamento aeróbio.

6.2 Recomendações

Tendo em vista os resultados obtidos e as conclusões apresentadas, as principais recomendações para a continuidade de pesquisas envolvendo os processos de tratamento adotados para efluentes de curtume são:

- Utilizar dispositivos de pré-tratamentos mais eficientes ou adoção de técnicas mais adequadas na remoção de sólidos suspensos totais e, principalmente, de sólidos dissolvidos totais, os quais são responsáveis pelas elevadas concentrações de sólidos totais;
- Aplicar nos dispositivos de pré-tratamento um coagulante que não contenha sulfato na sua formulação, como por exemplo, o policloreto de alumínio - PAC, com a finalidade de aumentar a relação DQO/SO_4^{2-} afluente ao reator UASB;
- Pesquisar métodos, que sejam economicamente viáveis, para a precipitação de derivados de enxofre (sulfato e sulfeto) antes dos tratamentos biológicos;
- 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 da atividade bacteriana predominante, metanogênica ou sulforedutora em tratamento de efluentes de curtume;
- Efetuar estudo microbiológico por meio da microscopia óptica, para avaliar as características e o crescimento dos microrganismos aeróbios responsáveis pelo tratamento, para um melhor entendimento da atividade dos microrganismos presentes nos BF's;

- 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 outras alternativas para o pós-tratamento do efluente do reator UASB, como por exemplo, o reator aeróbio de leito fluidizado.

7. REFERÊNCIAS

AESØY, A.; ODEGAARD, H.; BENTZENG, G. The effect of sulphide and organic matter on the nitrification activity in a biofilm process. **Water Science and Technology**, Oxford, v. 37, n. 1, p. 115 – 122, 1998.

ALANIS, J. C.; ALEGRE, R. M. O estudo do reaproveitamento de cromo (III) em indústrias de curtimento de couros. In: SIMPÓSIO LUSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E MABIENTAL, 9, 2000, Porto Seguro. **Anais...**, Rio de Janeiro: ABES, 2000. 10 p.

APHA; AWWA; WEF. **Standard metlhods for the examination of water and wastewater**. 20.ed. Washington, 1998. 1220 p.

BRAILE, P. M.; CAVALCANTI, J. E. W. A. Curtumes. In: _____. **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB, 1993. p. 233-278.

BRANCO, S. M. **Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária**. 3.ed. São Paulo: CETESB/ ASCETESB, 1986. 616 p.

BRASIL. **Resolução CONAMA Nº. 357**, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>> Acesso em 2 out. 2006.

CALLADO, N. R.; FORESTI, E. Resistência à toxicidade em um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) submetido ao aumento de concentrações de sulfato no afluente. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 1997. 11 p

CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 435 p.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1997. 246 p.

CHERNICHARO, C. A.; ARAÚJO, V. L.; GONÇALVES, R.F. Estudos sobre o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB através de biofiltros aerados submersos. In: CONGRESO ASOCIACIÓN INTERAMERICANA DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 25, 1996, México. **Anais...** Ciudad de México – México: AIDIS, 1996. 9 p.

CHERNICHARO, C. A. et al. Tratamento de efluentes de curtumes através de filtros anaeróbios seguidos por biofiltros aerados. In: CONGRESO ASOCIACIÓN INTERAMERICANA DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 25, 1996, México. **Anais...** Ciudad de México – México: AIDIS, 1996. 10 p.

CHERNICHARO, C. A. L. et al. Introdução. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: [s.n.], 2001. Cap. 1, p. 19-34.

CLAAS, I.C.; MAIA, R.A.M. **Manual básico de resíduos industriais de curtumes**. Porto Alegre: SENAI, 1994. 664 p.

CODAS, B. V. B. et al. Determinação do coeficiente “alfa” através de medidas experimentais do coeficiente de transferência de oxigênio em água limpa e esgoto sanitário em um bio-reator aerado submerso. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22, 2003, Joinville. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2003. 8 p.

CYBIS, L. F.; PICKBRENNER, K.; ARIMA, G. A. Inibição de processos aeróbios por sulfetos. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 28, 2002, Cancún-México. **Anais...** Cancún: AIDIS, 2002. 8 p.

FABIANI, C. et al. Chromium (III) salts recovery from tannery wastewaters. **Desalination**, v. 108, n. 1, p. 183-191, 1996.

FERRARI JÚNIOR, M. J. **Tratamento de efluentes líquidos de curtumes utilizando um sistema UASB-Lodos Ativados com aeração intermitente**. 1996. 156 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 1996.

GONÇALVES, R. F. et al. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: [s.n.], 2001. Cap. 4, p. 171-278.

HERNANDES, T. N. **Coeficiente de transferência de oxigênio em reatores aeróbios de tubos concêntricos e leito fluidizado**. 2002. 137 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2002.

Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE. **Cidades**. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br/cidadesat/>> Acesso em: 24 nov. 2007.

KOETZ, P. R.; FARIA, O. L. V.; NUNES, W. A. Tratamento de efluentes homogeneizados de curtume por digestão anaeróbia em reatores de fluxo ascendente. **Rev. Brás. de AGROCIÊNCIA**, Pelotas-RS, v.1, n.1, p. 23-29, 1995.

LEITÃO, R. C. et al. Sedimentabilidade do lodo de reatores UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23, 2005, Campo Grande. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2005. 7 p.

LEITE, J. V. et al. Avaliação das metodologias para determinação da eficiência de transferência de oxigênio em sistemas de aeração. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 9, 2000, Porto Seguro. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000. 10 p.

LÉO, L. F. R. **Avaliação do comportamento de um reator UASB com separador de fases simplificado no tratamento de efluentes de curtumes**. 2002. 124 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira-SP, 2002.

MOSEY, F. E. Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acid from glucose. **Water science and technology**, Oxford, v. 15, n. 8-9, p. 209-232, 1983.

MOTTA, S. L. **Tratamento de esgoto sanitário em bio-reator aeróbio de leito submerso**. 1995. 102 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos) – Instituto de Pós-graduação e Pesquisa em Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 1995.

NASCIMENTO, M. C. P.; CHERNICHARO, C. A. L.; GARCIA, P. B. S. Avaliação de filtros biológicos aeróbios como pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 9, 2000, Porto Seguro. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000. 9 p.

NASCIMENTO, M. C. P. **Filtro biológico percolador de pequena altura de meio suporte aplicado ao pós-tratamento de efluentes de reator UASB**. 2001. 181 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2001.

PACHECO, J. W. F. **Curtumes**. São Paulo: CETESB, 2005. 77 p.

PERON FILHO, O. **Avaliação de um sistema de tratamento anaeróbio tipo UASB simplificado com dispositivos de pré e pós-tratamento de efluentes de curtume**. 2005. 127 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2005.

RIBAS, M. L. O. et al. Atuação da Fundação Estadual de Proteção Ambiental – FEPAM / RS nas indústrias do ramo de couros, peles e produtos similares. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 9, 2000, Porto Seguro. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000. 10 p.

SANTANA, F. B. **Tratamento anaeróbio de águas residuárias da indústria de couro**. 2002. 110 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.

SANTOS, A. M. M. M. et al. Panorama do setor de couro no Brasil. **BNDES setorial**, Rio de Janeiro, n. 16, p. 57- 84, set. 2002. Disponível em: <<http://www.bndes.gov.br/conhecimento/bnset/set1603.pdf>>. Acesso em: 2 out. 2006.

SANTOS, P. I. A. **Remoção de DQO e de nitrogênio e estudo dos consórcios microbianos em sistemas com 3 reatores sobrepostos, em série, alimentados com esgoto sanitário**. 2004. 367 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

SÃO PAULO. **Decreto Estadual nº 8.468**, de 8 de setembro de 1976. Aprova o Regulamento da Lei nº 997, de 31 de maio de 1976, que dispõe sobre a Prevenção e o Controle da Poluição do Meio Ambiente. Disponível em:<http://www.cetesb.sp.gov.br/licenciamentoo/legislacao/estadual/decretos/1976_Dec_Est_8468.pdf> Acesso em 2 out. 2006.

SEGATTO, E. **Tratamento de efluentes de curtume por contactores biológicos rotatórios com opção de pré-tratamento por reator acidogênico**. 2002. 104 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento

Ambiental) – Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2002.

SCHRANK, S. G. **Tratamento de efluentes da indústria de couros através de processos avançados de oxidação**. 2003. 231 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2003.

SILVA, H. P. M. **Transformação do enxofre nas fases líquida e gasosa de um biofiltro aerado submerso tratando efluente de um reator anaeróbio do tipo UASB**. 2003. 199 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Faculdade de Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2003.

SILVA, M. O. S. A. **Análises físico-químicas para controle das estações de tratamento de esgotos**. São Paulo: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental - CETESB, 1977. 226p.

SILVA, P. C. **Avaliação do sistema filtro anaeróbio-biofiltro aerado para tratamento de efluentes líquidos de curtumes**. 1996. 117f. Dissertação (Mestrado em Saneamento e Meio Ambiente) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 1996.

SILVA, S. A.; ARAÚJO, H. W. C.; OLIVEIRA, R. Reservatórios profundos tratando esgoto doméstico bruto no Nordeste do Brasil: ciclo do enxofre. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000. 9 p.

SOUZA, J. T. **Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação**. 1996. 258 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewater**. Nashville: [s.n.], 1996. 394 p.

van HAANDEL, A. C.; CAVALCANTI, P. F. F.; SOUZA, F. P. Efeito da proporção área/profundidade sobre o desempenho de um reator UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20, 1999, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 1999. 9 p.

van HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Guerreiro e Catunda, 1994. 125 p.

VILLELA et al. Tratamento de efluentes de curtume – estudo de caso – caracterização qualitativa e quantitativa dos efluentes e avaliação de desempenho do sistema de tratamento. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21, 2001, João Pessoa. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2001. 9 p.

von SPERLING, M. **Introdução à qualidade da águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1996a. v.1, 243 p.

von SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgoto**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1996b. v. 2, 211p.

von SPERLING, M. **Lodos ativados**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1997. v. 4, 415 p.

WIKIPÉDIA. **Jales**. Disponível em: <<http://pt.wikipedia.org/wiki/Jales>> Acesso em: 13 set. 2006.

YENDO, A. Y. **Uso de um biofiltro aerado submerso como unidade de pós-tratamento de efluente de tratamento anaeróbio de curtume**. 2003. 119 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2003.

APÊNDICES

Apêndice A – Valores de pH

pH – Figuras 21 e 22									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	9,39	9,06	9,3	9,18	9,02	8,98	9,5	9,14
20/07	4	8,54	7,87	8,32	8,10	8,08	7,90	8,23	8,26
24/07	8	8,25	7,97	8,23	8,10	8,21	7,51	8,01	7,96
27/07	11	8,09	7,62	8,08	7,85	7,95	7,64	8,36	8,21
31/07	15	8,07	7,98	8,08	8,03	8,12	7,48	8,10	7,96
03/08	18	8,32	8,17	8,20	8,19	8,15	7,61	7,94	7,93
07/08	22	8,68	7,65	8,11	7,88	7,94	7,45	8,28	7,96
10/08	25	8,48	8,5	8,32	8,41	8,43	7,79	8,16	8,80
14/08	29	8,53	8,37	8,41	8,39	8,31	7,64	8,23	8,10
17/08	32	8,28	7,94	7,9	7,92	7,83	7,66	8,27	7,95
Valores									
Médio		8,46	8,11	8,30	8,20	8,20	7,77	8,31	8,23
Mínimo		8,07	7,62	7,9	7,85	7,83	7,45	7,94	7,93
Maximo		9,39	9,06	9,30	9,18	9,02	8,98	9,5	9,14
2ª Etapa									
23/08	38	8,20	8,32	8,35	8,34	8,20	7,80	8,23	8,13
28/08	43	8,18	8,05	8,04	8,05	8,12	7,72	8,28	8,27
31/08	46	8,32	8,32	8,32	8,32	8,21	7,56	8,24	7,96
04/09	50	8,24	8,14	8,13	8,14	7,97	7,73	8,15	7,97
11/09	57	8,39	8,30	8,33	8,32	8,25	7,81	8,52	8,20
14/09	60	8,12	7,96	8,07	8,02	8,07	7,59	8,34	8,24
18/09	64	8,40	8,07	8,14	8,11	8,06	7,57	8,39	8,12
21/09	67	8,17	7,72	8,00	7,86	7,89	7,56	8,53	8,43
25/09	71	8,02	7,90	7,80	7,85	7,92	7,55	7,91	7,86
28/09	74	8,24	8,11	8,19	8,15	8,04	7,65	8,12	8,30
02/10	78	8,11	8,01	7,97	7,99	8,01	7,72	8,23	8,04
Valores									
Médio		8,22	8,08	8,12	8,10	8,07	7,66	8,27	8,14
Mínimo		8,02	7,72	7,80	7,85	7,89	7,55	7,91	7,86
Maximo		8,40	8,32	8,35	8,34	8,25	7,81	8,53	8,43

Continuação Apêndice A - Valores de pH

Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
3ª Etapa									
05/10	81	8,37	8,14	8,09	8,12	8,04	7,68	8,49	8,22
09/10	85	8,90	8,34	8,83	8,59	8,41	7,89	8,06	8,18
16/10	92	8,66	8,55	8,23	8,39	8,33	7,76	8,41	8,24
23/10	99	8,39	8,20	8,20	8,20	8,12	7,64	8,17	8,08
26/10	102	7,49	7,48	7,48	7,48	7,43	7,42	8,16	7,82
30/10	106	8,64	8,49	x	8,49	8,32	7,61	8,51	8,08
02/11	109	8,26	8,25	x	8,25	8,11	7,66	8,00	8,03
06/11	113	8,35	8,12	x	8,12	7,99	7,42	8,00	8,03
09/11	116	8,28	7,70	x	7,70	7,77	7,50	8,09	7,93
Valores									
Médio		8,37	8,14	4,54	8,15	8,06	7,62	8,21	8,07
Mínimo		7,49	7,48	7,48	7,48	7,43	7,42	8,00	7,82
Maximo		8,90	8,55	8,83	8,59	8,41	7,89	8,51	8,24
4ª Etapa									
13/11	120	8,10	8,21	x	8,21	8,18	7,73	8,35	8,29
16/11	123	8,03	7,51	x	7,51	7,26	7,62	8,42	8,21
23/11	130	8,44	8,38	x	8,38	8,32	7,83	8,23	8,09
Valores									
Médio		8,19	8,03	x	8,03	7,92	7,73	8,33	8,20
Mínimo		8,03	7,51	x	7,51	7,26	7,62	8,23	8,09
Maximo		8,44	8,38	x	8,38	8,32	7,83	8,42	8,29
Todas as etapas									
Médio		8,33	8,10	8,20	8,14	8,09	7,69	8,27	8,15
Mínimo		7,49	7,48	7,48	7,48	7,26	7,42	7,91	7,82
Maximo		9,39	9,06	9,30	9,18	9,02	8,98	9,50	9,14

Apêndice B – Valores de temperatura

Temperatura (°C) – Figuras 23 e 24									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	29,6	28,4	27,9	28,2	27,3	26,0	24,8	25,3
20/07	4	30,0	28,0	26,0	27,0	26,0	20,0	20,0	23,0
24/07	8	29,8	26,0	27,0	26,5	25,8	22,0	22,3	23,8
27/07	11	27,8	25,5	24,7	25,1	25,0	23,5	22,3	23,2
31/07	15	27,9	25,6	25,0	25,3	24,2	23,1	21,4	23,5
03/08	18	28,9	25,5	24,7	25,1	24,0	21,2	20,5	21,7
07/08	22	27,9	25,0	25,1	25,1	24,0	23,1	21,8	22,3
10/08	25	28,5	26,0	22,2	24,1	24,5	23,0	22,1	23,0
14/08	29	27,0	23,2	24,0	23,6	22,0	23,1	21,8	21,6
17/08	32	29,6	28,4	27,9	28,2	27,3	26,0	24,8	25,3
Valores									
Médio		28,6	26,0	25,3	25,6	24,8	22,8	21,9	22,8
Mínimo		27,0	23,2	22,2	23,6	22,0	20,0	20,0	21,0
Maximo		30,0	28,4	27,9	28,2	27,3	26,0	24,8	25,3
2ª Etapa									
23/08	38	28,6	27,2	27,0	27,1	25,8	24,9	24,0	25,0
28/08	43	29,3	27,7	27,1	27,4	26,5	24,2	22,8	25,2
31/08	46	28,6	25,9	26,8	26,4	24,5	23,1	23,0	23,0
04/09	50	29,0	27,5	26,0	26,8	26,0	24,9	24,2	23,4
11/09	57	31,0	29,7	28,5	29,1	27,4	24,3	22,6	23,2
14/09	60	30,0	28,3	28,1	28,2	26,4	24,8	21,9	23,7
18/09	64	31,3	29,6	28,4	29,0	26,7	24,2	21,7	23,3
21/09	67	31,1	29,8	28,5	29,2	26,3	24,1	22,1	22,8
25/09	71	30,0	29,3	28,1	28,7	26,2	24,6	22,1	23,5
28/09	74	32,4	30,1	29,9	30,0	27,3	25,2	21,6	23,8
02/10	78	32,0	29,9	30,2	30,1	26,8	24,7	21,3	22,9
Valores									
Médio		30,3	28,6	28,1	28,3	26,4	24,5	22,5	23,6
Mínimo		28,6	25,9	26,0	26,35	24,5	23,1	21,3	22,8
Maximo		32,4	30,1	30,2	30,05	27,4	25,2	24,2	25,2

Continuação Apêndice B – Valores de temperatura

Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
3ª Etapa									
05/10	81	31,8	31,0	31,5	31,3	29,0	28,5	26,6	27,2
09/10	85	30,5	29,0	30,0	29,5	28,2	28,0	26,7	27,0
16/10	92	32,2	31,5	30,4	31,0	30,7	29,7	29,3	29,9
23/10	99	30,0	28,6	28,5	28,6	27,3	27,0	25,7	25,0
26/10	102	31,5	29,3	30,8	30,1	29,2	25,8	25,6	26,8
30/10	106	32,1	30,8	x	30,8	29,2	30,0	29,0	28,2
02/11	109	32,5	30,0	x	30,0	28,0	27,0	26,0	25,0
06/11	113	26,5	25,0	x	25,0	24,0	23,0	22,9	23,0
09/11	116	27,0	26,0	x	26,0	25,2	24	23,5	24,8
Valores									
Médio		30,5	29,0	16,8	29,1	27,9	27,0	26,1	26,3
Mínimo		26,5	25,0	28,5	25,0	24,0	23,0	22,9	23,0
Maximo		32,5	31,5	31,5	31,25	30,7	30,0	29,3	29,9
4ª Etapa									
13/11	120	26,5	24,0	x	24,0	23,0	23,4	22,8	22,9
16/11	123	27,3	25,2	x	25,2	23,0	23,0	21,9	22,0
23/11	130	31,0	29,5	x	29,5	27,0	25,4	21,5	23,5
Valores									
Médio		28,3	26,2	x	26,2	24,3	23,9	22,1	22,8
Mínimo		26,5	24	x	24,0	23,0	23,0	21,5	22,0
Maximo		28,3	26,2	x	26,2	24,3	23,9	22,1	22,8
Todas as etapas									
Médio		29,65	27,71	27,4	27,5	26,1	24,6	23,3	24,0
Mínimo		26,5	23,2	22,2	23,6	22,0	20,0	20,0	21,0
Maximo		32,5	31,5	31,5	31,3	30,7	30,0	29,3	29,9

Apêndice C – Concentrações de sólidos totais

Sólidos totais (mgST/L)– Figuras 25 e 26									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	20.922	18.054	17.988	18.021	32.936	17.648	17.124	20.322
24/07	8	21.892	22.520	21.952	22.236	21.070	15.634	15.298	20.434
31/07	15	21.960	20.240	21.260	20.750	20.780	15.380	14.680	21.000
03/08	18	16.500	19.660	15.900	17.780	18.200	16.840	20.200	16.340
10/08	25	18.936	37.492	17.990	27.741	18.112	18.938	17.612	17.672
14/08	29	18.726	19.398	18.354	18.876	25.044	11.590	15.444	22.850
Valores									
Médio		19.823	22.894	18.907	20.901	22.690	16.005	16.726	19.770
Mínimo		16.500	18.054	15.900	17.780	18.112	11.590	14.680	16.340
Maximo		21.960	37.492	21.952	27.741	32.936	18.938	20.200	22.850
2ª Etapa									
23/08	38	18.026	16.336	29.134	22.735	16.128	19.270	14.684	23.794
31/08	46	17.260	13.830	13.872	13.851	12.550	12.464	11.658	13.804
04/09	50	14.666	16.666	16.010	16.338	15.008	36.650	17.744	15.268
11/09	57	18.104	15.078	15.446	15.262	14.924	10.188	11.318	14.048
18/09	64	21.100	16.096	15.354	15.725	15.848	38.730	38.428	30.976
28/09	74	16.848	13.942	14.652	14.297	14.600	11.900	33.480	14.856
Valores									
Médio		17.667	15.325	17.411	16.368	14.843	21.534	21.219	18.791
Mínimo		14.666	13.830	13.872	13.851	12.550	10.188	11.318	13.804
Maximo		21.100	16.666	29.134	22.735	16.128	38.730	38.428	30.976
3ª Etapa									
05/10	81	19.302	16.016	21.458	18.737	34.316	25.304	32.348	27.984
09/10	85	23.910	14.280	25.830	20.055	14.772	19.222	14.114	14.276
23/10	99	16.736	15.224	16.522	15.873	14.714	19.676	13.324	17.142
02/11	109	21.064	18.042	x	18.042	14.134	9.632	14.992	11.854
09/11	116	21.870	16.678	x	16.678	16.868	13.168	13.900	15.090
Valores									
Médio		20.576	16.048	21.270	17.877	18.961	17.400	17.736	17.269
Mínimo		16.736	14.280	16.522	15.873	14.134	9.632	13.324	11.854
Maximo		23.910	18.042	25.830	20.055	34.316	25.304	32.348	27.984
4ª Etapa									
16/11	123	16.434	9.158	x	9.158	5.316	10.678	13.064	9.574
23/11	130	18.422	15.808	x	15.808	15.670	12.946	15.834	12.892
Valores médios		17.428	12.483	x	12.483	10.493	11.812	14.449	11.233
Todas as etapas									
Médio		19.088	17.606	18.781	17.788	17.947	17.677	18.171	17.904
Mínimo		14.666	9.158	13.872	9.158	5.316	9.632	11.318	9.574
Maximo		23.910	37.492	29.134	27.741	34.316	38.730	38.428	30.976

Apêndice D – Concentrações de sólidos totais voláteis

Sólidos totais (mgSTV/L)									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	3.644	3.016	2.892	2.954	17.150	3.226	4.674	4.388
24/07	8	2.900	3.146	2.676	2.911	2.112	2.236	2.020	2.294
31/07	15	3.140	2.520	2.780	2.650	2.680	2.000	1.880	2.500
03/08	18	7.380	3.480	6.700	5.090	7.420	10.160	6.920	5.680
10/08	25	2.140	22.894	2.910	12.902	2.812	5.068	3.898	2.456
14/08	29	3.172	5.556	3.916	4.736	9.956	2.046	5.140	7.672
Valores									
Médio		3.729	6.769	3.646	5.207	7.022	4.123	4.089	4.165
Mínimo		2.140	2.520	2.676	2.650	2.112	2.000	1.880	2.294
Maximo		7.380	22.894	6.700	12.902	17.150	10.160	6.920	7.672
2ª Etapa									
23/08	38	2.494	1.918	14.980	8.449	2.022	6.004	1.474	9.838
31/08	46	3.436	3.330	2.782	3.056	2.294	1.820	1.964	2.206
04/09	50	3.060	5.416	5.146	5.281	4.030	24.538	5.232	4.388
11/09	57	3.216	2.520	2.514	2.517	2.354	1.070	1.984	2.354
18/09	64	3.734	2.982	2.292	2.637	2.566	27.990	28.484	18.282
28/09	74	3.360	2.732	3.694	3.213	3.340	1.408	22.250	3.496
Valores									
Médio		3.217	3.150	5.235	4.192	2.768	10.472	10.231	6.761
Mínimo		2.494	1.918	2.292	2.517	2.022	1.070	1.474	2.206
Maximo		3.734	5.416	14.980	8.449	4.030	27.990	28.484	18.282
3ª Etapa									
05/10	81	4.348	2.804	8.132	5.468	23.868	16.762	23.308	19.974
09/10	85	3.652	2.600	11.012	6.806	2.312	7.962	1.894	2.180
23/10	99	3.168	3.150	5.584	4.367	2.656	6.888	1.486	4.888
02/11	109	3.768	4.186	x	4.186	2.538	1.134	5.808	2.376
09/11	116	4.458	4.688	x	4.688	4.664	2.386	3.080	3.138
Valores									
Médio		3.879	3.486	8.243	5.103	7.208	7.026	7.115	6.511
Mínimo		3.168	2.600	5.584	4.186	2.312	1.134	1.486	2.180
Maximo		4.458	4.688	11.012	6.806	23.868	16.762	23.308	19.974
4ª Etapa									
16/11	123	2.916	1.838	x	1.838	874	1.046	2.538	1.960
23/11	130	4.610	5.340	x	5.340	4.456	2.450	4.636	2.596
Valores médios		3.763	3.589	x	3.589	2.665	1.748	3.587	2.278
Todas as etapas									
Médio		3.610	4.427	5.201	4.689	5.269	6.642	6.772	5.403
Mínimo		2.140	1.838	2.292	1.838	874	1.046	1.474	1.960
Maximo		7.380	22.894	14.980	12.902	23.868	27.990	28.484	19.974

Apêndice E – Concentrações de sólidos totais fixos

Sólidos totais (mgSTF/L)									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	17.278	15.038	15.096	15.067	15.786	14.422	12.450	15.934
24/07	8	18.992	19.374	19.276	19.325	18.958	13.398	13.278	18.140
31/07	15	18.820	17.720	18.480	18.100	18.100	13.380	12.800	18.500
03/08	18	9.120	16.180	9.200	12.690	10.780	6.680	13.280	10.660
10/08	25	16.796	14.598	15.080	14.839	15.300	13.870	13.714	15.216
14/08	29	15.554	13.842	14.438	14.140	15.088	9.544	10.304	15.178
Valores									
Médio		16.093	16.125	15.262	15.694	15.669	11.882	12.638	15.605
Mínimo		9.120	13.842	9.200	12.690	10.780	6.680	10.304	10.660
Maximo		18.992	19.374	19.276	19.325	18.958	14.422	13.714	18.500
2ª Etapa									
23/08	38	15.532	14.418	14.154	14.286	14.106	13.266	13.210	13.956
31/08	46	13.824	10.500	11.090	10.795	10.256	10.644	9.694	11.598
04/09	50	11.606	11.250	10.864	11.057	10.978	12.112	12.512	10.880
11/09	57	14.888	12.558	12.932	12.745	12.570	9.118	9.334	11.694
18/09	64	17.366	13.114	13.062	13.088	13.282	10.740	9.944	12.694
28/09	74	13.488	11.210	10.958	11.084	11.260	10.492	11.230	11.360
Valores									
Médio		14.451	12.175	12.177	12.176	12.075	11.062	10.987	12.030
Mínimo		11.606	10.500	10.864	10.795	10.256	9.118	9.334	10.880
Maximo		17.366	14.418	14.154	14.286	14.106	13.266	13.210	13.956
3ª Etapa									
05/10	81	14.954	13.212	13.326	13.269	10.448	8.542	9.040	8.010
09/10	85	20.258	11.680	14.818	13.249	12.460	11.260	12.220	12.096
23/10	99	13.568	12.074	10.938	11.506	12.058	12.788	11.838	12.254
02/11	109	17.296	13.856	x	13.856	11.596	8.498	9.184	9.478
09/11	116	17.412	11.990	x	11.990	12.204	10.782	10.820	11.952
Valores									
Médio		16.698	12.562	13.027	12.774	11.753	10.374	10.620	10.758
Mínimo		13.568	11.680	10.938	11.506	10.448	8.498	9.040	8.010
Maximo		20.258	13.856	14.818	13.856	12.460	12.788	12.220	12.254
4ª Etapa									
16/11	123	13.518	7.320	x	7.320	4.442	9.632	10.526	7.614
23/11	130	13.812	10.468	x	10.468	11.214	10.496	11.198	10.296
Valores médios		13.665	8.894	x	8.894	7.828	10.064	10.862	8.955
Todas as etapas									
Médio		15.478	13.179	10.722	13.099	12.678	11.035	11.399	12.501
Mínimo		9.120	7.320	9.200	7.320	4.442	6.680	9.040	7.614
Maximo		20.258	19.374	19.276	19.325	18.958	14.422	13.714	18.500

Apêndice F – Concentrações de sólidos suspensos totais.

Sólidos suspensos totais (mgSST/L)– Figuras 27 e 28									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	6.720	2.480	3.440	2.960	2.720	700,0	780,0	820,0
24/07	8	3.740	5.000	4.440	4.720	2.780	195,0	360,0	1.990
31/07	15	2.000	1.600	1.800	1.700	1.800	700,0	300,0	1.400
03/08	18	1.800	3.200	4.000	3.600	5.200	2.000	1.600	2.600
10/08	25	1.720	1.700	1.720	1.710	1.780	420,0	480,0	1.450
14/08	29	2.500	2.060	2.340	2.200	2.120	460,0	380,0	2.050
Valores									
Médio		3.080	2.673	2.957	2.815	2.733	745,8	650,0	1.718
Mínimo		1.720	1.600	1.720	1.700	1.780	195,0	300,0	820,0
Maximo		6.720	5.000	4.440	4.720	5.200	2.000	1.600	2.600
2ª Etapa									
23/08	38	2.033	900,0	1.100	1.000	1.367	700,0	580,0	3.340
31/08	46	4.240	820,0	1.120	970,0	990,0	10,00	240,0	480,0
04/09	50	3.320	1.500	2.080	1.790	1.660	990,0	810,0	2.440
11/09	57	3.980	1.900	1.940	1.920	1.820	130,0	400,0	2.580
18/09	64	3.380	1.040	1.340	1.190	1.920	350,0	640,0	1.780
28/09	74	3.280	480,0	1.360	920,0	950,0	100,0	148,3	1.080
Valores									
Médio		3.372	1.107	1.490	1.298	1.451	380,0	469,7	1.950
Mínimo		2.033	480,0	1.100	920,0	950,0	10,00	148,3	480,0
Maximo		4.240	1.900	2.080	1.920	1.920	990,0	810,0	3.340
3ª Etapa									
05/10	81	3.720	1.200	800,0	1.000	550,0	68,00	110,0	925,0
09/10	85	6.800	550	520,0	535,0	1.690	285,0	505,0	590,0
23/10	99	4.520	740	640,0	690,0	910	540,0	565,0	980,0
02/11	109	4.740	1.020	x	1.020	1.020	102,0	184,0	1.740
09/11	116	8.500	1.130	x	1.130	950,0	345,0	390,0	1.100
Valores									
Médio		5.656	928,0	653,3	875,0	1024	268,0	350,8	1067
Mínimo		3.720	550,0	520,0	535,0	550,0	68,00	110,0	590,0
Maximo		8.500	1.200	800,0	1.130	1.690	540,0	565,0	1.740
4ª Etapa									
16/11	123	3.800	680,0	x	680,0	720,0	194,0	124,0	330,0
23/11	130	2.980	900,0	x	900,0	940,0	244,0	260,0	990,0
Valores médios		13.665	8.894	x	8.894	7.828	10.064	10.862	8.955
Todas as etapas									
Médio		3.883	1.521	1.507	1.612	1.678	449,1	466,1	1.509
Mínimo		1.720	480,0	520,0	535,0	550,0	10,00	110,0	330,0
Maximo		8.500	5.000	4.440	4.720	5.200	2.000	1.600	3.340

Apêndice G – Concentrações de sólidos suspensos voláteis.

Sólidos suspensos totais (mgSSV/L)									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	1.800	1.040	1.540	1.290	1.280	350	300	460
24/07	8	2.120	2.320	2.180	2.250	1.780	80	270	1.270
31/07	15	1.600	1.200	800	1.000	800	300	200	1.100
03/08	18	800	2.600	3.000	2.800	3.800	1.300	1.300	2.400
10/08	25	1.620	760	700	730	180	190	260	790
14/08	29	1.020	900	1.080	990	1.120	165	195	1.020
Valores									
Médio		1.493	1.470	1.550	1.510	1.493	397	421	1.173
Mínimo		800	760	700	730	180	80	195	460
Maximo		2.120	2.600	3.000	2.800	3.800	1.300	1.300	2.400
2ª Etapa									
23/08	38	1.200	633	300	467	867	400	290	320
31/08	46	1.660	780	820	800	495	10	150	70
04/09	50	1.720	980	520	750	880	440	580	380
11/09	57	1.780	1.220	1.280	1.250	1.240	115	315	2.000
18/09	64	1.280	520	620	570	980	255	360	1.000
28/09	74	1.440	370	850	610	560	86	90	760
Valores									
Médio		1.513	751	732	741	837	218	297	755
Mínimo		1.200	370	300	467	495	10	90	70
Maximo		1.780	1.220	1.280	1.250	1.240	440	580	2.000
3ª Etapa									
05/10	81	1.500	690	520	605	320	42	96	405
09/10	85	1.620	370	380	375	880	260	390	360
23/10	99	1.220	290	370	330	360	340	515	480
02/11	109	1.800	990	x	990	670	78	166	1.470
09/11	116	2.120	830	x	830	590	245	310	690
Valores									
Médio		1.652	634	423	626	564	193	295	681
Mínimo		1.220	290	370	330	320	42	96	360
Maximo		2.120	990	520	990	880	340	515	1.470
4ª Etapa									
16/11	123	1.360	330	x	330	285	112	82	180
23/11	130	1.300	520	x	520	212	134	154	590
Valores médios		1.330	425	x	425	249	123	118	385
Todas as etapas									
Médio		1.524	913	787	920	910	258	317	829
Mínimo		800	290	300	330	180	10	82	70
Maximo		2.120	2.600	3.000	2.800	3.800	1.300	1.300	2.400

Apêndice H – Concentrações de sólidos suspensos fixos.

Sólidos suspensos totais (mgSSF/L)									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	4.920	1.440	1.900	1.670	1.440	350	480	360
24/07	8	1.620	2.680	2.260	2.470	1.000	115	90	720
31/07	15	400	400	1.000	700	1.000	400	100	300
03/08	18	1.000	600	1.000	800	1.400	700	300	200
10/08	25	100	940	1.020	980	1.600	230	220	660
14/08	29	1.480	1.160	1.260	1.210	1.000	295	185	1.030
Valores									
Médio		1.587	1.203	1.407	1.305	1.240	348	229	545
Mínimo		100	400	1.000	700	1.000	115	90	200
Maximo		4.920	2.680	2.260	2.470	1.600	700	480	1.030
2ª Etapa									
23/08	38	833	267	800	533	500	300	290	3.020
31/08	46	2.580	40	300	170	495	0	90	410
04/09	50	1.600	520	1.560	1.040	780	620	230	2.060
11/09	57	2.200	680	660	670	580	15	85	580
18/09	64	2.100	520	720	620	940	135	280	780
28/09	74	1.840	110	510	310	40	14	58	320
Valores									
Médio		1.859	356	758	557	556	181	172	1.195
Mínimo		833	40	300	170	40	0	58	320
Maximo		2.580	680	1.560	1.040	940	620	290	3.020
3ª Etapa									
05/10	81	2.220	510	280	395	230	26	14	520
09/10	85	5.180	180	140	160	810	25	115	230
23/10	99	3.300	450	270	360	550	200	50	500
02/11	109	2.940	30	x	30	350	24	18	270
09/11	116	6.380	300	x	300	360	100	80	410
Valores									
Médio		4.004	294	230	249	460	75	55	386
Mínimo		2.220	30	140	30	230	24	14	230
Maximo		6.380	510	280	395	810	200	115	520
4ª Etapa									
16/11	123	2.440	350	x	350	435	82	42	150
23/11	130	1.680	380	x	380	728	110	106	400
Valores médios		2.060	365	x	365	582	96	74	275
Todas as etapas									
Médio		2.359	608	912	692	749	197	149	680
Mínimo		100	30	140	30	40	0	14	150
Maximo		6.380	2.680	2.260	2.470	1.600	700	480	3.020

Apêndice I – Concentrações de sólidos dissolvidos totais.

Sólidos suspensos totais (mgSDT/L)									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	14.202	15.574	14.548	15.061	30.216	16.948	16.344	19.502
24/07	8	18.152	17.520	17.512	17.516	18.290	15.439	14.938	18.444
31/07	15	19.960	18.640	19.460	19.050	18.980	14.680	14.380	19.600
03/08	18	14.700	16.460	11.900	14.180	13.000	14.840	18.600	13.740
10/08	25	17.216	35.792	16.270	26.031	16.332	18.518	17.132	16.222
14/08	29	16.226	17.338	16.014	16.676	22.924	11.130	15.064	20.800
Valores									
Médio		16.743	20.221	15.951	18.086	19.957	15.259	16.076	18.051
Mínimo		14.202	15.574	11.900	14.180	13.000	11.130	14.380	13.740
Maximo		19.960	35.792	19.460	26.031	30.216	18.518	18.600	20.800
2ª Etapa									
23/08	38	15.993	15.436	28.034	21.735	14.761	18.570	14.104	20.454
31/08	46	13.020	13.010	12.752	12.881	11.560	12.454	11.418	13.324
04/09	50	11.346	15.166	13.930	14.548	13.348	35.660	16.934	12.828
11/09	57	14.124	13.178	13.506	13.342	13.104	10.058	10.918	11.468
18/09	64	17.720	15.056	14.014	14.535	13.928	38.380	37.788	29.196
28/09	74	13.568	13.462	13.292	13.377	13.650	11.800	33.332	13.776
Valores									
Médio		14.295	14.218	15.921	15.070	13.392	21.154	20.749	16.841
Mínimo		11.346	13.010	12.752	12.881	11.560	10.058	10.918	11.468
Maximo		17.720	15.436	28.034	21.735	14.761	38.380	37.788	29.196
3ª Etapa									
05/10	81	15.582	14.816	20.658	17.737	33.766	25.236	32.238	27.059
09/10	85	17.110	13.730	25.310	19.520	13.082	18.937	13.609	13.686
23/10	99	12.216	14.484	15.882	15.183	13.804	19.136	12.759	16.162
02/11	109	16.324	17.022	x	17.022	13.114	9.530	14.808	10.114
09/11	116	13.370	15.548	x	15.548	15.918	12.823	13.510	13.990
Valores									
Médio		14.920	15.120	12.370	17.002	17.937	17.132	17.385	16.202
Mínimo		12.216	13.730	15.882	15.183	13.082	9.530	12.759	10.114
Maximo		17.110	17.022	25.310	19.520	33.766	25.236	32.238	27.059
4ª Etapa									
16/11	123	12.634	8.478	x	8.478	4.596	10.484	12.940	9.244
23/11	130	15.442	14.908	x	14.908	14.730	12.702	15.574	11.902
Valores médios		14.038	11.693	x	11.693	9.663	11.593	14.257	10.573
Todas as etapas									
Médio		15.206	16.085	16.872	16.175	16.269	17.228	17.705	16.395
Mínimo		11.346	8.478	11.900	8.478	4.596	9.530	10.918	9.244
Maximo		19.960	35.792	28.034	26.031	33.766	38.380	37.788	29.196

Apêndice J – Valores de sólidos sedimentáveis

Sólidos sedimentáveis (mL/L)– Figuras 29 e 30									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	8,20	0,45	1,40	0,93	10,10	0,05	5,60	1,3
24/07	8	7,30	5,20	2,31	3,76	2,35	0,09	0,80	9,90
31/07	15	10,00	1,20	17,50	9,35	8,10	0,02	0,50	3,90
03/08	18	5,80	14,80	0,70	7,75	12,90	0,40	0,35	6,40
10/08	25	17,00	3,50	5,00	4,25	2,50	6,00	0,50	2,10
14/08	29	6,00	0,80	1,50	1,15	0,80	0,10	0,50	5,50
Valores									
Médio		9,05	4,33	4,74	4,53	6,13	1,11	1,38	4,85
Mínimo		5,80	0,45	0,70	0,93	0,80	0,02	0,35	1,30
Maximo		17,00	14,80	17,50	9,35	12,90	6,00	5,60	9,90
2ª Etapa									
23/08	38	12,00	0,50	0,80	0,65	0,50	1,00	0,20	2,10
31/08	46	29,00	4,80	5,70	5,25	14,00	0,35	0,29	7,20
04/09	50	15,00	4,00	2,50	3,25	19,00	0,10	0,30	9,00
11/09	57	14,90	0,85	0,23	0,54	2,80	0,07	0,09	10,00
18/09	64	16,00	0,20	0,50	0,35	14,00	0,04	0,50	8,00
28/09	74	9,40	0,70	0,90	0,80	1,50	0,06	3,70	5,60
Valores									
Médio		16,05	1,84	1,77	1,81	8,63	0,27	0,85	6,98
Mínimo		9,40	0,20	0,23	0,35	0,50	0,04	0,09	2,10
Maximo		29,00	4,80	5,70	5,25	19,00	1,00	3,70	10,00
3ª Etapa									
05/10	81	12,50	0,20	0,40	0,30	3,30	0,02	0,10	12,00
09/10	85	20,00	0,30	0,60	0,45	6,70	0,40	4,00	7,50
23/10	99	9,50	0,70	0,50	0,60	1,10	0,08	0,50	1,60
02/11	109	12,80	0,50	x	0,50	3,50	0,05	0,50	10,90
09/11	116	11,70	2,30	x	2,30	6,00	0,01	0,40	4,70
Valores									
Médio		13,30	0,80	0,30	0,83	4,12	0,11	1,10	7,34
Mínimo		9,50	0,20	0,00	0,30	1,10	0,01	0,10	1,60
Maximo		20,00	2,30	0,60	2,30	6,70	0,40	4,00	12,00
4ª Etapa									
16/11	123	11,00	3,80	x	3,80	17,00	0,05	0,001	0,85
23/11	130	22,00	0,90	x	0,90	3,70	0,03	0,17	1,00
Valores médios		16,50	2,35	x	2,35	10,35	0,04	0,09	0,93
Todas as etapas									
Médio		13,16	2,41	2,70	2,47	6,83	0,47	1,00	5,77
Mínimo		5,80	0,20	0,23	0,30	0,50	0,01	0,00	0,85
Maximo		29,00	14,80	17,50	9,35	19,00	6,00	5,60	12,00

Apêndice L – Concentrações de $\text{DBO}_{\text{bruta}}$

DBO _{bruta} (mgO ₂ /L)– Figuras 31 e 32									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	2.215	1.537	1.755	1.646	1.746	1.588	460,4	887,1
24/07	8	2.204	2.070	2.095	2.082	2.213	1.338	884,7	1.729
31/07	18	2.166	2.036	2.087	2.061	2.137	1.522	844,1	1.725
10/08	25	1.797	1.694	1.742	1.718	1.744	1.654	957,1	1.506
17/08	32	2.155	1.932	1.921	1.927	1.879	1.221	883,7	1.537
Valores									
Médio		2.107	1.854	1.920	1.887	1.944	1.465	806,0	1.477
Mínimo		1.797	1.537	1.742	1.646	1.744	1.221	460,4	887,1
Maximo		2.215	2.070	2.095	2.082	2.213	1.654	957,1	1.729
2ª Etapa									
23/08	38	1.024	882,6	854,2	868,4	892,2	748,1	380,7	717,9
31/08	46	2.029	1.545	1.530	1.537	1.232	851,4	500,4	1.013
04/09	50	1.477	1.307	1.396	1.351	1.381	1.069	625,6	849,9
11/09	57	2.392	1.700	1.639	1.670	1.685	839,7	485,7	1.215
18/09	64	2.414	1.535	1.542	1.538	1.769	1.213	640,3	1.150
28/09	74	1.789	1.463	1.415	1.439	1.410	858,7	340,1	1.128
Valores									
Médio		1.854	1.405	1.396	1.401	1.395	929,8	495,5	1.012
Mínimo		1.024	882,6	854,2	868,4	892,2	748,1	340,1	717,9
Maximo		2.414	1.700	1.639	1.670	1.769	1.213	640,3	1.215
3ª Etapa									
05/10	81	1.831	1.458	1.484	1.471	1.547	661,0	92,60	345,3
09/10	85	1.505	1.021	1.013	1.017	1.068	656,7	442,0	580,9
23/10	99	1.787	1.372	1.304	1.338	1.672	1.396	621,2	933,5
02/11	109	1.913	1.424	x	1.424	1.356	706,5	134,6	782,2
09/11	116	1.766	1.387	x	1.387	1.651	1.119	613,9	1.129
Valores									
Médio		1.761	1.332	760	1.327	1.459	907,8	380,9	754,2
Mínimo		1.505	1.021	1.013	1.017	1.068	656,7	92,60	345,3
Maximo		1.913	1.458	1.484	1.471	1.672	1.396	621,2	1.129
4ª Etapa									
13/11	120	1.525	1.120	x	1.120	1.198	828,4	136,7	155,6
16/11	123	1.336	980,3	x	980,3	969,7	657,7	109,6	126,5
23/11	130	2.076	1.505	x	1.505	1.465	644,4	451,1	708,3
Valores médios		1.646	1.202	x	1.202	1.211	710,2	232,5	330,1
Todas as etapas									
Médio		1.863	1.472	1.146	1.478	1.527	1.030	505,5	959,0
Mínimo		1.024	882,6	854,2	868,4	892,2	644,4	92,60	126,5
Maximo		2.414	2.070	2.095	2.082	2.213	1.654	957,1	1.729

Apêndice M – Concentrações de DQO_{bruta}

DQO _{bruta} (mgO ₂ /L) – Figuras 33 e 34									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	4.585	3.820	4.250	4.035	4.165	2.215	845,0	1.720
20/07	4	4.300	3.305	4.090	3.698	3.975	2.200	1.660	3.050
24/07	8	5.700	4.830	5.470	5.150	5.160	2.560	1.890	3.490
27/07	11	4.670	3.140	3.735	3.438	3.215	3.125	1.165	1.370
31/07	15	4.170	3.910	3.490	3.700	3.760	2.532	2.185	3.280
03/08	18	4.130	4.010	3.900	3.955	4.180	3.045	1.700	3.510
07/08	22	3.810	3.200	3.420	3.310	3.435	1.595	860,0	2.635
10/08	25	3.815	3.740	3.620	3.680	3.830	3.495	2.015	3.085
14/08	29	4.150	3.855	3.920	3.888	3.975	1.300	940,0	2.820
17/08	32	4.945	4.405	4.430	4.418	4.485	3.375	2.228	3.572
Valores									
Médio		4.428	3.822	4.033	3.927	4.018	2.544	1.549	2.853
Mínimo		3.810	3.140	3.420	3.310	3.215	1.300	845,0	1.370
Maximo		5.700	4.830	5.470	5.150	5.160	3.495	2.228	3.572
2ª Etapa									
23/08	38	2.820	2.710	2.450	2.580	2.815	2.550	1.984	1.600
28/08	43	3.290	2.585	2.625	2.605	2.465	1.475	928,0	2.116
31/08	46	3.770	2.980	3.020	3.000	2.865	1.955	1.210	2.290
04/09	50	3.830	3.370	3.750	3.560	3.530	2.855	2.210	2.140
11/09	57	4.980	3.980	4.125	4.053	4.085	2.440	1.270	3.012
14/09	60	5.725	4.005	5.670	4.838	4.470	2.785	1.285	2.595
18/09	64	4.905	3.105	3.065	3.085	3.645	2.705	1.968	3.484
21/09	67	4.435	3.475	3.085	3.280	2.928	2.630	845,0	1.140
25/09	71	3.765	2.900	2.725	2.813	2.300	2.145	1.905	2.225
28/09	74	4.145	3.060	2.885	2.973	3.320	2.980	2.370	3.035
02/10	78	4.100	2.570	3.155	2.863	2.775	1.325	460,0	770,0
Valores									
Médio		4.160	3.158	3.323	3.241	3.200	2.350	1.494	2.219
Mínimo		2.820	2.570	2.450	2.580	2.300	1.325	460,0	770,0
Maximo		5.725	4.005	5.670	4.838	4.470	2.980	2.370	3.484

Continuação Apêndice M – Concentrações de DQO_{bruta}

Condições de BOD ₅ bruta									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
3ª Etapa									
05/10	81	4.075	3.230	3.120	3.175	2.215	1.245	470,0	845,0
09/10	85	3.425	2.890	2.720	2.805	2.715	2.285	1.375	1.875
16/10	92	4.020	3.295	2.425	2.860	3.465	2.410	1.425	2.380
23/10	99	3.950	3.315	2.820	3.068	3.450	2.760	1.410	2.175
26/10	102	3.945	2.930	2.685	2.808	2.150	1.655	1.245	1.975
30/10	106	4.150	3.550	x	3.550	3.865	3.100	1.890	2.430
02/11	109	5.450	4.090	x	4.090	3.580	2.715	785,0	2.250
06/11	113	3.460	2.340	x	2.340	2.025	2.005	955,0	870,0
09/11	116	4.270	3.390	x	3.390	3.715	2.875	2.370	2.965
Valores									
Médio		4.083	3.226	1.530	3.121	3.020	2.339	1.325	1.974
Mínimo		3.425	2.340	2.425	2.340	2.025	1.245	470,0	845,0
Maximo		5.450	4.090	3.120	4.090	3.865	3.100	2.370	2.965
4ª Etapa									
13/11	120	3.850	3.415	x	3.415	3.285	2.710	920,0	625,0
16/11	123	2.965	1.405	x	1.405	2.115	615,0	585,0	455,0
23/11	130	4.390	3.275	x	3.275	3.155	2.645	1.200	1.860
Valor médio		3.735	2.698	x	2.698	2.852	1.990	901,7	980,0
Todas as etapas									
Médio		4.182	3.336	3.487	3.367	3.367	2.373	1.411	2.232
Mínimo		2.820	1.405	2.425	1.405	2.025	615,0	460,0	455,0
Maximo		5.725	4.830	5.670	5.150	5.160	3.495	2.370	3.572

Apêndice N – Concentrações de sulfato

Sulfato (mgSO ₄ ²⁻ /L) – Figuras 35 e 36									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	3.000	2.850	2.750	2.800	2.900	1.900	2.850	2.950
24/07	8	3.100	3.050	3.000	3.025	3.100	2.700	3.000	3.150
31/07	15	3.000	3.000	2.950	2.975	3.000	2.900	2.950	3.000
03/08	18	3.000	3.000	2.950	2.975	3.000	2.900	2.950	3.000
10/08	25	3.250	3.000	2.950	2.975	3.100	1.900	2.400	3.150
14/08	29	2.750	2.600	2.650	2.625	2.600	2.450	2.600	2.750
Valores									
Médio		3.017	2.917	2.875	2.896	2.950	2.458	2.792	3.000
Mínimo		2.750	2.600	2.650	2.625	2.600	1.900	2.400	2.750
Maximo		3.250	3.050	3.000	3.025	3.100	2.900	3.000	3.150
2ª Etapa									
23/08	38	3.050	3.100	3.100	3.100	3.150	2.650	2.800	3.150
31/08	46	2.650	2.550	2.600	2.575	2.250	2.150	2.150	2.400
04/09	50	3.100	3.000	3.050	3.025	2.950	2.900	3.150	3.000
11/09	57	2.000	2.150	1.900	2.025	2.100	1.700	2.100	2.000
18/09	64	2.700	2.750	2.800	2.775	2.650	2.250	2.300	2.600
28/09	74	3.150	2.900	2.800	2.850	2.800	1.900	2.200	2.600
Valores									
Médio		2.775	2.742	2.708	2.725	2.650	2.258	2.450	2.625
Mínimo		2.000	2.150	1.900	2.025	2.100	1.700	2.100	2.000
Maximo		3.150	3.100	3.100	3.100	3.150	2.900	3.150	3.150
3ª Etapa									
05/10	81	2.850	3.300	3.200	3.250	2.500	1.800	2.350	2.500
09/10	85	3.500	2.600	3.200	2.900	2.600	2.150	2.450	2.500
23/10	99	2.950	2.900	2.700	2.800	2.800	2.550	2.650	2.700
02/11	109	3.750	3.450	x	3.450	2.900	1.250	2.550	2.600
09/11	116	3.050	2.950	x	2.950	3.000	2.150	2.300	3.050
Valores									
Médio		3.220	3.040	1.820	3.070	2.760	1.980	2.460	2.670
Mínimo		2.850	2.600	2.700	2.800	2.500	1.250	2.300	2.500
Maximo		3.750	3.450	3.200	3.450	3.000	2.550	2.650	3.050
4ª Etapa									
13/11	120	4.000	3.100	x	3.100	2.650	2.000	2.950	2.700
23/11	130	2.850	2.700	x	2.700	2.600	1.450	1.800	2.600
Valores médios		3.425	2.900	x	2.900	2.625	1.725	2.375	2.650
Todas as etapas									
Médio		3.037	2.892	2.840	2.888	2.771	2.192	2.553	2.758
Mínimo		2.000	2.150	1.900	2.025	2.100	1.250	1.800	2.000
Maximo		4.000	3.450	3.200	3.450	3.150	2.900	3.150	3.150

Apêndice O – Concentrações de sulfeto

Sulfeto (mgS ² /L) – Figura 37									
Data	Dias	Efluente							
		Entrada	Dec.	Floc.	Pré-trat.	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa									
17/07	1	65,00	71,60	73,00	72,30	70,00	257,6	99,10	26,92
24/07	8	62,90	66,90	66,92	66,91	65,48	181,3	69,70	25,18
31/07	15	64,99	68,02	68,05	68,04	67,67	168,8	70,32	28,19
03/08	18	65,00	68,00	68,00	68,00	67,70	168,8	64,92	26,00
10/08	25	60,00	68,01	67,99	68,00	65,50	257,5	103,0	26,20
14/08	29	70,91	78,48	75,75	77,12	78,08	199,8	79,91	31,20
Valores									
Médio		64,80	70,17	69,95	70,06	69,07	205,6	81,16	27,28
Mínimo		60,00	66,90	66,92	66,91	65,48	168,8	64,92	25,18
Maximo		70,91	78,48	75,75	77,12	78,08	257,6	103,00	31,20
2ª Etapa									
23/08	38	63,94	65,82	64,76	65,29	64,45	184,7	73,88	25,75
31/08	46	73,58	80,00	77,20	78,60	90,20	227,7	87,56	34,70
04/09	50	62,88	68,00	65,82	66,91	68,81	168,7	66,10	26,95
11/09	57	97,50	94,90	105,5	100,20	96,70	287,9	108,6	36,50
18/09	64	72,20	74,20	71,70	72,95	76,60	217,5	82,70	29,00
28/09	74	61,90	70,37	71,69	71,03	72,50	257,6	97,50	27,45
Valores									
Médio		72,00	75,55	76,11	75,83	78,21	224,0	86,06	30,06
Mínimo		61,90	65,82	64,76	65,29	64,45	168,7	66,10	25,75
Maximo		97,50	94,90	105,50	100,20	96,70	287,9	108,60	36,50
3ª Etapa									
05/10	81	68,40	61,84	62,73	62,29	81,20	271,9	77,70	23,20
09/10	85	55,70	78,50	62,70	70,60	78,10	227,6	58,35	20,00
23/10	99	66,10	70,34	74,35	72,35	72,48	191,9	47,98	18,12
02/11	109	52,00	59,15	x	59,15	70,00	391,5	95,45	17,00
09/11	116	63,90	69,17	x	69,17	67,60	227,7	69,58	16,94
Valores									
Médio		61,22	67,80	39,96	66,71	73,88	262,1	69,81	19,05
Mínimo		52,00	59,15	62,70	59,15	67,60	191,9	47,98	16,94
Maximo		68,40	78,50	74,35	72,35	81,20	391,5	95,45	23,20
4ª Etapa									
13/11	120	48,75	65,80	x	65,80	76,60	244,7	61,18	19,10
23/11	130	68,45	75,58	x	75,58	78,00	337,5	80,36	18,60
Valores médios		58,60	70,69	x	70,69	77,30	291,1	70,77	18,85
Todas as etapas									
Médio		65,48	71,30	71,74	71,07	74,09	235,3	78,63	25,11
Mínimo		48,75	59,15	62,70	59,15	64,45	168,7	47,98	16,94
Maximo		97,50	94,90	105,50	100,2	96,70	391,5	108,6	36,50

Apêndice P – Concentrações de nitrogênio total

Nitrogênio total (mgN/L) – Figuras 38 e 39						
Data	Dias	Efluente				
		Entrada	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa						
17/07	1	1.180	1.210	890,0	715,0	1.130
24/07	8	890,0	870,0	920,0	940,0	890,0
03/08	18	860,0	1030	760,0	725,0	920,0
10/08	25	1.160	910,0	930,0	630,0	1.170
17/08	32	840,0	900,0	760,0	840,0	950,0
Valores						
Médio		986,0	984,0	852,0	770,0	1.012
Mínimo		840,0	870,0	760,0	630,0	890,0
Maximo		1.180	1.210	930,0	940,0	1.170
2ª Etapa						
23/08	38	800,0	850,0	710,0	560,0	790,0
31/08	46	915,0	845,0	665,0	655,0	760,0
04/09	50	745,0	735,0	685,0	655,0	725,0
11/09	57	565,0	595,0	728,0	758,0	485,0
18/09	64	840,0	844,0	818,0	830,0	785,0
28/09	74	990,0	900,0	860,0	860,0	750,0
Valores						
Médio		809,2	794,8	744,3	719,7	715,8
Mínimo		565,0	595,0	665,0	560,0	485,0
Maximo		990,0	900,0	860,0	860,0	790,0
3ª Etapa						
05/10	81	880,0	840,0	700,0	750,0	690,0
09/10	85	570,0	575,0	495,0	480,0	630,0
23/10	99	755,0	735,0	660,0	625,0	675,0
02/11	109	880,0	825,0	710,0	730,0	725,0
09/11	116	990,0	900,0	750,0	675,0	850,0
Valores						
Médio		815,0	775,0	663,0	652,0	714,0
Mínimo		570,0	575,0	495,0	480,0	630,0
Maximo		990,0	900,0	750,0	750,0	850,0
4ª Etapa						
16/11	123	780,0	660,0	770,0	460,0	690,0
23/11	130	900,0	860,0	675,0	665,0	730,0
Valor médio		840,0	760,0	722,5	562,5	710,0
Todas as etapas						
Médio		863,3	838,0	749,2	697,4	796,9
Mínimo		565,0	575,0	495,0	460,0	485,0
Maximo		1.180	1.210	930,0	940,0	1.170

Apêndice Q – Concentrações de nitrogênio amoniacal

Nitrogênio amoniacoal (mgNH ₃ /L) – Figuras 40 e 41						
Data	Dias	Efluente				
		Entrada	Tanque	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa						
17/07	1	936,0	900,0	708,0	418,0	696,0
24/07	8	218,0	450,0	748,0	746,0	778,0
03/08	18	624,0	568,0	438,0	211,0	606,0
10/08	25	929,0	848,0	716,0	604,0	800,0
17/08	32	802,0	810,0	744,0	802,0	894,0
Valores						
Médio		701,8	715,2	670,8	556,2	754,8
Mínimo		218,0	450,0	438,0	211,0	606,0
Maximo		936,0	900,0	748,0	802,0	894,0
2ª Etapa						
23/08	38	726,0	692,0	706,0	550,0	760,0
31/08	46	832,0	684,0	660,0	622,0	754,0
04/09	50	678,0	616,0	666,0	652,0	620,0
11/09	57	522,0	578,0	600,0	625,0	448,0
18/09	64	774,0	780,0	765,0	322,0	774,0
28/09	74	976,0	832,0	778,0	828,0	536,0
Valores						
Médio		751,3	697,0	695,8	599,8	648,7
Mínimo		522,0	578,0	600,0	322,0	448,0
Maximo		976,0	832,0	778,0	828,0	774,0
3ª Etapa						
05/10	81	788,0	736,0	626,0	542,2	386,0
09/10	85	524,0	560,0	478,0	450,0	606,0
23/10	99	752,0	718,0	654,0	608,0	634,0
02/11	109	864,0	670,0	688,0	690,0	582,0
09/11	116	940,0	884,0	722,0	644,0	838,0
Valores						
Médio		773,6	713,6	633,6	586,8	609,2
Mínimo		524,0	560,0	478,0	450,0	386,0
Maximo		940,0	884,0	722,0	690,0	838,0
4ª Etapa						
16/11	123	772,0	654,0	766,0	356,0	480,0
23/11	130	870,0	762,0	646,0	642,0	728,0
Valor médio		821,0	708,0	706,0	499,0	604,0
Todas as etapas						
Médio		751,5	707,9	672,7	572,9	662,2
Mínimo		218,0	450,0	438,0	211,0	386,0
Maximo		976,0	900,0	778,0	828,0	894,0

Apêndice R – Concentrações de fósforo total

Fósforo total (mgP/L) – Figuras 42 e 43					
Data	Dias	Efluente			
		Tanque equalização	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa					
17/07	1	44,00	21,00	11,00	27,00
24/07	8	36,50	33,00	8,50	10,50
31/07	15	63,40	47,20	43,20	40,00
07/08	22	73,40	19,80	11,80	15,40
14/08	29	72,80	65,00	28,80	52,20
Valores					
Médio		58,02	37,20	20,66	29,02
Mínimo		36,50	19,80	8,50	10,50
Maximo		73,40	65,00	43,20	52,20
2ª Etapa					
23/08	38	52,00	44,60	39,00	48,00
28/08	46	65,60	50,20	18,90	30,90
04/09	50	96,10	83,00	48,10	93,10
11/09	57	95,60	81,10	21,10	61,80
18/09	64	47,30	49,60	29,50	45,80
28/09	74	59,50	47,10	31,70	36,50
Valores					
Médio		69,35	59,27	31,38	52,68
Mínimo		47,30	44,60	18,90	30,90
Maximo		96,10	83,00	48,10	93,10
3ª Etapa					
05/10	81	42,40	22,20	8,60	2,40
09/10	85	37,70	33,40	15,00	28,70
23/10	99	56,60	32,50	19,90	31,30
02/11	109	75,00	65,90	27,90	26,00
09/11	116	79,00	40,00	22,90	47,10
Valores					
Médio		58,14	38,80	18,86	27,10
Mínimo		37,70	22,20	8,60	2,40
Maximo		79,00	65,90	27,90	47,10
4ª Etapa					
13/11	120	42,90	31,50	13,20	8,90
16/11	123	36,50	12,00	9,20	4,90
23/11	130	42,30	40,00	11,90	22,50
Valor médio		40,57	27,83	11,43	12,10
Todas as etapas					
Médio		58,87	43,11	22,12	33,32
Mínimo		36,50	12,00	8,50	2,40
Maximo		96,10	83,00	48,10	93,10

Apêndice S – Valores de alcalinidade total

Alcalinidade total (mgCaCO ₃ /L)					
Data	Dias	Efluente			
		Tanque equalização	UASB	BF1	BF2
1ª Etapa					
17/07	1	1.130	1.895	1.180	2.030
03/08	18	1.700	2.600	2.200	2.400
17/08	32	1.700	2.600	2.000	2.100
Valores					
Médio		1.510	2.365	1.793	2.177
Mínimo		1.130	1.895	1.180	2.030
Maximo		1.700	2.600	2.200	2.400
2ª Etapa					
31/08	46	1.400	2.000	1.900	1.700
14/09	60	2.100	3.300	2.500	2.100
25/09	71	1.490	2.232	1.965	1.287
Valores					
Médio		1.663	2.511	2.122	1.696
Mínimo		1.400	2.000	1.900	1.287
Maximo		2.100	3.300	2.500	2.100
3ª Etapa					
9/10	85	1.102	1.625	1.191	1.032
23/10	99	1.300	2.334	1.780	1.170
6/11	113	950,0	3.030	1.870	840,0
Valores					
Médio		1.117	2.330	1.614	1.014
Mínimo		950,0	1.625	1.191	840,0
Maximo		1.300	3.030	1.870	1.170
4ª Etapa					
23/11	130	1.400	3.220	2.170	1.230
Todas as etapas					
Médio		1.427	2.484	1.876	1.589
Mínimo		950,0	1.625	1.180	840,0
Maximo		2.100	3.300	2.500	2.400

Apêndice T – Valores de alcalinidade total e acidez volátil do lodo do reator UASB.

Alcalinidade total (mgCaCO ₃ /L) e Acidez volátil (mg/L)			
Figura 44			
Data	Dias	Lodo UASB	
		Alcalinidade total	Acidez volátil
2ª Etapa			
21/09	67	3.500	532,5
25/09	71	3.790	997,5
28/09	74	2.277	960,0
Acidez/Alcalinidade			
Médio		0,28	
Mínimo		0,15	
Máximo		0,42	
3ª Etapa			
5/10	81	8.646	3.225
16/10	92	5.995	3.023
23/10	99	5.798	4.028
06/11	113	5.503	4.005
Acidez/Alcalinidade			
Médio		0,57	
Mínimo		0,37	
Máximo		0,73	
4ª Etapa			
20/11	127	4.994	2.670
23/11	130	4.984	1.965
Acidez/Alcalinidade			
Médio		0,46	
Mínimo		0,39	
Maximo		0,53	
Todas as etapas			
Médio		0,15	
Mínimo		0,45	
Maximo		0,73	

Apêndice U – Concentrações de cromo total

Cromo total (mgCr/L) – Figura 45				
Data	Dia	Efluente		
		Entrada	BF1	BF2
1ª Etapa				
20/07	4	3,00	0,20	0,29
27/07	11	2,54	0,16	0,24
03/08	18	3,60	0,22	0,35
10/08	25	3,55	0,20	0,31
17/08	32	2,20	0,32	0,43
Valores				
Médio		2,98	0,22	0,32
Mínimo		2,20	0,16	0,24
Máximo		3,60	0,32	0,43
2ª Etapa				
23/08	38	2,40	0,19	0,22
28/08	43	3,65	0,34	0,41
04/09	50	3,30	0,31	0,42
11/09	57	2,50	0,10	0,26
18/09	64	1,75	0,00	0,10
28/09	74	2,44	0,20	0,31
Valores				
Médio		2,67	0,19	0,29
Mínimo		1,75	0,00	0,10
Máximo		3,65	0,34	0,42
3ª Etapa				
05/10	81	1,86	0,21	0,34
09/10	85	1,50	0,13	0,25
23/10	99	2,37	0,10	0,18
02/11	109	2,17	0,05	0,10
09/11	116	2,00	0,05	0,07
Valores				
Médio		1,98	0,11	0,19
Mínimo		1,50	0,05	0,07
Máximo		2,37	0,21	0,34
4ª Etapa				
16/11	123	1,98	0,00	0,05
23/11	130	1,81	0,00	0,05
Valor				
Médio		1,90	0,00	0,05
Todas as etapas				
Médio		2,48	0,15	0,24
Mínimo		1,50	0,00	0,05
Máximo		3,65	0,34	0,43