

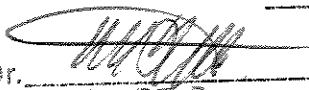
**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE FILTROS ANAERÓBIOS
COM DIFERENTES MEIOS DE ENCHIMENTO NO
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS**

LUIZ CARLOS COSTA COUTO

Engenheiro Civil, UNICAMP, 1988

ORIENTADOR:

PROF. DR. ROBERTO FEIJÓ DE FIGUEIREDO

Atesto que esta é a versão definitiva da dissertação/tese.	
	<u>07/7/98</u>
Prof. Dr.	
Matrícula:	<u>45373</u>

CAMPINAS

Estado de São Paulo - Brasil

novembro de 1993

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE FILTROS ANAERÓBIOS
COM DIFERENTES MEIOS DE ENCHIMENTO NO
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS**

LUIZ CARLOS COSTA COUTO

BANCA EXAMINADORA

TITULARES: ROBERTO FEIJÓ DE FIGUEIREDO

RUBEM BRESAOLA JR.

JOSÉ ROBERTO CAMPOS

SUPLENTE: JURANDYR POVINELLI

CARLOS GOMES DA NAVE MENDES

CAMPINAS

Estado de São Paulo - Brasil

novembro de 1993

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE FILTROS ANAERÓBIOS
COM DIFERENTES MEIOS DE ENCHIMENTO NO
TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS**

LUIZ CARLOS COSTA COUTO

Dissertação apresentada à
Faculdade de Engenharia Civil,
da Universidade Estadual de
Campinas, como parte dos
requisitos para obtenção do
Título de Mestre em Engenharia
Civil, área de concentração em
Recursos Hídricos e Saneamento.

CAMPINAS

Estado de São Paulo - Brasil

novembro de 1993

C837a

35213/BC



UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP
	C837a
V.	Es
TOMBO BC/	35213
PROC.	395/98
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 8,11,00
DATA	30/05/98
N.º CPD	

CM-00117342-1

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

C837a

Couto, Luiz Carlos Costa

Avaliação do desempenho de filtros anaeróbios com diferentes meios de enchimento no tratamento de esgotos sanitários. / Luiz Carlos Costa Couto.--Campinas, SP: [s.n.], 1993.

Orientador: Roberto Feijó de Figueiredo

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil.

1. Esgotos. 2. Engenharia sanitária. 3. Filtros e filtração. 4. Digestão anaeróbica. 5. Bambú. I. Figueiredo, Roberto Feijó de. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Civil. III. Título.

DEDICATÓRIA:

A Mário e Wilma, Meus Pais, que sempre acreditaram e deram apoio aos meus "projetos" e em especial a este agora realizado.

A Lucinha, minha companheira, compartilhou e soube entender a importância deste empreendimento.

AGRADECIMENTOS

Ao Departamento de Hidráulica e Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil, em especial aos técnicos do Laboratório de Saneamento: Pedro, Beto e Geraldo, e ao Professor Edson Abdul Nour pela amizade e colaboração.

Ao Professor Roberto Feijó, pela amizade, apoio e orientação que em muito contribuíram para a realização desta pesquisa.

A Sociedade de Abastecimento de Água e Esgoto S/A - SANASA, que cedeu suas instalações e operadores, sem os quais seria muito difícil levar adiante este trabalho.

A Renato Rosseto, Responsável pelas Estações Depuradoras de Esgoto da SANASA, pela amizade e apoio a este empreendimento.

À Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo - FAPESP, pela concessão de bolsa de estudo, Processo nº 90/3791-5.

A CE - Brasil que cedeu a peneira estática "Hydrasieve", equipamento que constituiu parte fundamental do sistema estudado.

E a todos que não citados participaram direta ou indiretamente para a realização deste trabalho.

ÍNDICE

	Pág.
LISTA DE SÍMBOLOS	vii
LISTA DE TABELAS.....	ix
LISTA DE FIGURAS.....	xi
RESUMO.....	xiii
SUMMARY.....	xiv
1 - INTRODUÇÃO.....	01
1.1 - Objetivo.....	02
2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	04
2.1 - A Digestão Anaeróbia.....	04
2.2 - O Filtro Anaeróbio	08
2.2.1 - Aplicação do FA no Tratamento de Esgotos Domésticos e Industriais	14
2.2.2 - Aspectos Técnicos	18
• A Partida dos Reatores	18
• Tempo de Detenção Hidráulico, Tempo de Detenção Celular e Taxa de Aplicação de Carga Orgânica.....	20
• Altura da Camada Filtrante	21
• Tipos e Funções do Meio de Enchimento	23
• O Entupimento dos Reatores	24
• A Remoção de Microrganismos	25
3 - MATERIAIS E MÉTODOS	26
3.1 - Introdução	26
3.2 - Sistema Utilizado.....	27
3.3 - Meios de Enchimento	32
3.4 - A Partida	34
3.5 – Ajustes de Vazão	34

3.6 - A Amostragem	35
3.7 - A Limpeza	36
3.8 - A Operação	37
4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO	38
4.1 – Demanda Bioquímica de Oxigênio	38
4.2 - Demanda Química de Oxigênio	39
4.3 - Sólidos	40
4.4 - pH	41
4.5 - Alcalinidade	42
5 - CONCLUSÕES	43
5.1- Sugestões para Futuros Estudos	44
6 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	46
APÊNDICE I	51
APENDICE II	66

LISTA DE SÍMBOLOS

AF	:afluente
°C	:grau centígrado
CaCO ₃	:carbonato de cálcio
CFSTR	: "continuous flow stirred tank reactor"
CH ₄	:metano (gás)
cm ²	:cm quadrado
cm ³	:cm cúbico
CO ₂	:gás carbônico
CV	:cavalo vapor
d	:dia
DBO	:demanda bioquímica de oxigênio
DQO	:demanda química de oxigênio
DQO _t	:demanda química de oxigênio total
ETE	:estação de tratamento de esgotos
EF	:efluente
FA	:filtro anaeróbio de fluxo ascendente
fig.	:figura
h	:hora
Hcte	:altura manométrica constante
H ₂	:hidrogênio (gás)
kg	:quilograma
l	:litro
m	:metro linear
m ³	:metro cúbico
mg/l	:miligrama por litro
mm	:milímetro
pH	:potencial hidrogeniônico
"plug-flow"	:fluxo a pistão"
R1,R2 e R3	:reatores anaeróbios 1, 2 e 3
s	:segundo
SSF	:sólidos suspensos fixos
SST	:sólidos suspensos totais
SSV	:sólidos suspensos voláteis
ST	:sólidos totais
STF	:sólidos totais fixos
STV	:sólidos totais voláteis
TDC	:tempo de detenção celular
TDH	:tempo de detenção hidráulico
Txa	:taxa de aplicação de carga orgânica (kgDQO/m ³ d)

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - Histórico do Tratamento Anaeróbio (JEWELL, 1987)	09
TABELA 2 - Resumo das Aplicações do FA	22
TABELA 3 - Características dos Meios de Enchimento.....	33
TABELA 4 - Cronograma da Parte Experimental.....	37
TABELA 5 - Demanda Bioquímica de Oxigênio 24 Horas Esgoto	67
TABELA 6 - Demanda Bioquímica de Oxigênio AF e EF da Peneira Estática.....	68
TABELA 7 - Demanda Bioquímica de Oxigênio (saída dos filtros)	69
TABELA 8 - Remoção da Demanda Bioquímica de Oxigênio.....	70
TABELA 9 - Demanda Química de Oxigênio 24 H bruto.....	71
TABELA 10 - Demanda Química de Oxigênio AF e EF da Peneira Estática.....	72
TABELA 11 – Demanda Química de Oxigênio.....	73
TABELA 12 - Remoção da Demanda Química de Oxigênio.....	74
TABELA 13 - Sólidos Totais, T. Fixos e T. Voláteis.....	75
TABELA 14 - Sólidos Suspensos Totais, Totais Fixos e Totais Voláteis.....	77
TABELA 15 - Remoção de Sólidos Totais e Sólidos Suspensos Totais.....	81
TABELA 16 - pH e Alcalinidade.....	85

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 - Fermentação anaeróbia metanogênica (RAMALHO, 1983).....	05
FIGURA 2 - Estudo quantitativo da digestão anaeróbia (RAMALHO, 1983).....	07
FIGURA 3 - Esquema piloto de um filtro anaeróbio (YOUNG e McCARTY, 1969).....	10
FIGURA 4 - Modelo hidráulico do FA (YOUNG e YOUNG, 1988).....	13
FIGURA 5 - Peneira estática "Hydrasieve"	28
5.1 - Corte da peneira	28
5.2 - Detalhe da malha.....	28
FIGURA 6 - O filtro anaeróbio piloto.....	30
FIGURA 7 - Vista geral da planta piloto.....	31
FIGURA 8 - Peneira estática em operação.....	32
FIGURA 9 - Sistema de alimentação dos filtros anaeróbios.....	32
FIGURA 10 - Rompimento do emissário de esgoto à Estação Depuradora do Cambuí.....	35
FIGURA 11 - Demanda Bioquímica de Oxigênio Horária do Afluente (AF).....	52
FIGURA 12 - DBO AF e EF da peneira (amostra composta 12h).....	53
FIGURA 13 - Valores absolutos de DBO: EF, Anel, Bambu e Pedra.....	54
FIGURA 14 - Remoções de DBO de Anel, Bambu e Pedra	55
FIGURA 15 - DQO Horária do AF.....	56
FIGURA 16 - DQO AF e EF da peneira estática (amostra composta 12h).....	57
FIGURA 17 - Valores absolutos de DQO: EF, Anel, Bambu e Pedra	58
FIGURA 18 - Remoções de DQO de Anel, Bambu e Pedra	59
FIGURA 19 - Sólidos Totais: AF e EF da peneira.....	60
FIGURA 20 - Sólidos Suspensos Totais AF e EF da peneira estática.....	61
FIGURA 21 - Remoção de Sólidos Totais dos Filtros.....	62
FIGURA 22 - Remoção de Sólidos Suspensos Totais.....	63
FIGURA 23 – pH.....	64
FIGURA 24 – Alcalinidade.....	65

RESUMO

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE FILTROS ANAERÓBIOS COM DIFERENTES MEIOS DE ENCHIMENTO NO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

O objeto geral deste estudo foi a aplicação do sistema de filtro anaeróbio com fluxo ascendente para o tratamento de esgotos sanitários, verificando-se a eficiência através da utilização de três tipos diferentes de enchimento: anel de polipropileno, pedra britada e anel de bambu. O objetivo específico era avaliar um sistema alternativo de tratamento de esgotos com a utilização de um material de baixo custo, no caso o bambu. Foram construídos três reatores preenchidos com os meios de enchimento mencionados e alimentados com esgoto doméstico gradeado e pré-tratado em uma peneira estática, proveniente de uma região central da cidade de Campinas, Estado de São Paulo. Os parâmetros utilizados para acompanhamento foram: DBO; DQO; pH; alcalinidade; e sólidos totais e suspensos, fixos e voláteis. Foram testados os seguintes tempos de detenção hidráulicos: 24, 12, 8 e 4 horas. As principais conclusões da pesquisa foram: eficiência dos filtros anaeróbios na faixa de 60 a 80 por cento em termos de remoção de DBO e DQO; eficiência de 70 a 80 por cento de remoção de sólidos suspensos; tempo de detenção hidráulico deve ser maior ou igual a 8 horas; e finalmente, o filtro anaeróbio com anéis de bambu apresentou eficiência equivalente aos demais, o que o torna uma opção viável para o tratamento de esgotos sanitários.

SUMMARY

"EVALUATION OF ANAEROBIC FILTERS EFFICIENCY WITH DIFFERENT PACKING MEDIA IN THE SANITARY EFFLUENT TREATMENT"

The general objective of this study was the application of the upflow anaerobic filter to the treatment of sanitary wastewater. Efficiency was verified through the utilization of the three different packing media: pall-rings, rocks, and bamboo rings. The specific objective was to evaluate an alternative system for wastewater treatment, utilizing a low cost packing material, namely the bamboo. For this purpose three reactors were built, and fed with screened wastewater from the central area of the city of Campinas, State of São Paulo. The parameters monitored during the experiment were: BOD; COD; pH; alkalinity; and suspended and total solids, both fixed and volatile. The following hydraulic detention times were used: 24, 12, 8 and 4 hours. The most important conclusion were: anaerobic filters efficiencies were in the range of 60 to 80 percent; suspended solids removal varied from 70 to 80 percent; hydraulic detention time must be greater or equal to 8 hours; and finally, the anaerobic filters packed with bamboo rings presented treatment efficiency equivalent to the results obtained with other packing materials reactors, showing that it is a viable option to sanitary wastewater treatment.

1 - INTRODUÇÃO

Não é muito distante o tempo em que os termos "Qualidade de Vida", "Meio Ambiente", "Natureza", "Saneamento" etc., eram considerados, pela maior parcela da comunidade, como expressões utilizadas por "hippies" ou jargões de cientistas enclausurados dentro das Universidades. Tem-se observado porém que, nas últimas décadas, o conceito e comportamento da sociedade relacionados a assuntos ambientais, de um modo geral, tem se modificado.

A característica de "viver em sociedade" do ser humano, é um dos fatores que contribuíram e contribuem para a formação de grandes núcleos populacionais. Este crescimento urbano, na maioria das vezes acompanhado de um crescimento industrial, tem modificado os hábitos e as necessidades das pessoas, modificações estas que influenciaram sobremaneira a quantidade e qualidade dos resíduos gerados.

O Brasil, entre muitos problemas, possui déficits enormes nas áreas de alimentação, saúde, educação, habitação e saneamento. O Saneamento, visto sempre como o "último" problema a ser resolvido, avultou-se de tal forma que não pode mais ocupar esta posição, devendo ser abordado como uma questão intimamente relacionada a cada uma das áreas citadas, e ser item indispensável quando se faz planejamentos futuros.

A cidade de São Paulo é um exemplo das consequências da falta de planejamento quanto a infra-estrutura sanitária. Quando decidiu-se atacar o problema, especificamente quanto a esgotos sanitários e diante de uma situação extremamente precária, adotou-se a solução de "Grande ETES" (Estações de Tratamento de Esgotos) e o processo convencional de "lodos ativados".

A tecnologia de "lodos ativados" já demonstrou ser muito eficiente no tratamento de grande volumes de esgotos, embora seja de custo elevado tanto de construção quanto de operação. Este aspecto, principalmente em países do 3º mundo, tem levado ao estudo e desenvolvimento de novas tecnologias para o tratamento e disposição de resíduos que impliquem em menores custos.

Dentro de uma filosofia de descentralização dos sistemas de tratamento de esgotos em grandes cidades, procura de outros sistemas para pequenas e médias comunidades, e utilização de materiais alternativos para a construção e aplicação de novas tecnologias, tem-se estudado diversos sistemas de tratamentos.

Estes sistemas baseiam-se na otimização de processos biológicos, físicos e químicos utilizados de forma separada ou conjuntamente.

Dentre os processos, seguramente os mais estudados e utilizados são os biológicos que se subdividem em aeróbios e anaeróbios. Dos processos biológicos, o menos estudado e que tem apresentado os melhores resultados, no que se refere a processos alternativos de baixo custo, é o processo anaeróbio.

Deste modo surgiu a idéia de aplicação do Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente (FA) ao tratamento de esgotos sanitários. O FA como o próprio nome diz, utiliza-se da digestão anaeróbia como processo principal de estabilização dos substratos, além da possibilidade de utilização de materiais de menor custo, tanto para construção quanto para o meio suporte do processo biológico que irá ocorrer no seu interior.

1.1 - Objetivo

O objetivo deste trabalho é o de se estudar a aplicação do filtro anaeróbio ao tratamento de esgotos sanitários e verificar a utilização de "bambu" ("Bambusa vulgaris") como

meio de enchimento alternativo à pedra britada e ao anel de polipropileno, normalmente utilizados neste tipo de reator.

2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo será feita uma breve apresentação da digestão anaeróbia e uma revisão específica sobre o filtro anaeróbio.

2.1 - A Digestão Anaeróbia

Os primeiros estudos sobre a digestão anaeróbia provém de relatos de experiências quase que acidentais como no caso da descoberta da fossa séptica. Na época se conhecia muito pouco sobre os mecanismos da digestão anaeróbia e os sistemas eram precários e ineficientes.

Com o aprofundamento dos estudos, a conversão biológica que ocorria nos reatores passou a ser melhor conhecida e os reatores construídos sob uma base científica mais sólida.

A conversão biológica da matéria orgânica no tratamento anaeróbio é, para a mais fácil compreensão, suposta ocorrer em 3 estágios, embora esta divisão seja meramente didática. Na sequência de 3 estágios, o primeiro envolve uma transformação enzimática imediata de compostos de alto peso molecular, os quais são convertidos pelas bactérias hidrolíticas em compostos disponíveis como fonte de energia ou em células carbônicas. A segunda, envolve a conversão bacteriana destes compostos a compostos intermediários de baixo peso molecular. A terceira envolve a conversão bacteriana dos compostos resultantes, a produtos simples e estáveis como o metano (CH_4) e gás carbônico (CO_2). A primeira e segunda etapas ocorrem simultaneamente e são tomadas, às vezes, como uma única.

Os microrganismos responsáveis pela hidrólise e fermentação dos compostos orgânicos complexos, que os transformam em ácidos de cadeias menores como o acético e o propiônico, são os não metanogênicos, principalmente as bactérias facultativas e as bactérias anaeróbias obrigatórias, chamadas coletivamente de formadoras de ácidos ou bactérias acidogênicas e acetogênicas. Um esquema desta transformação é visto na Figura 1.

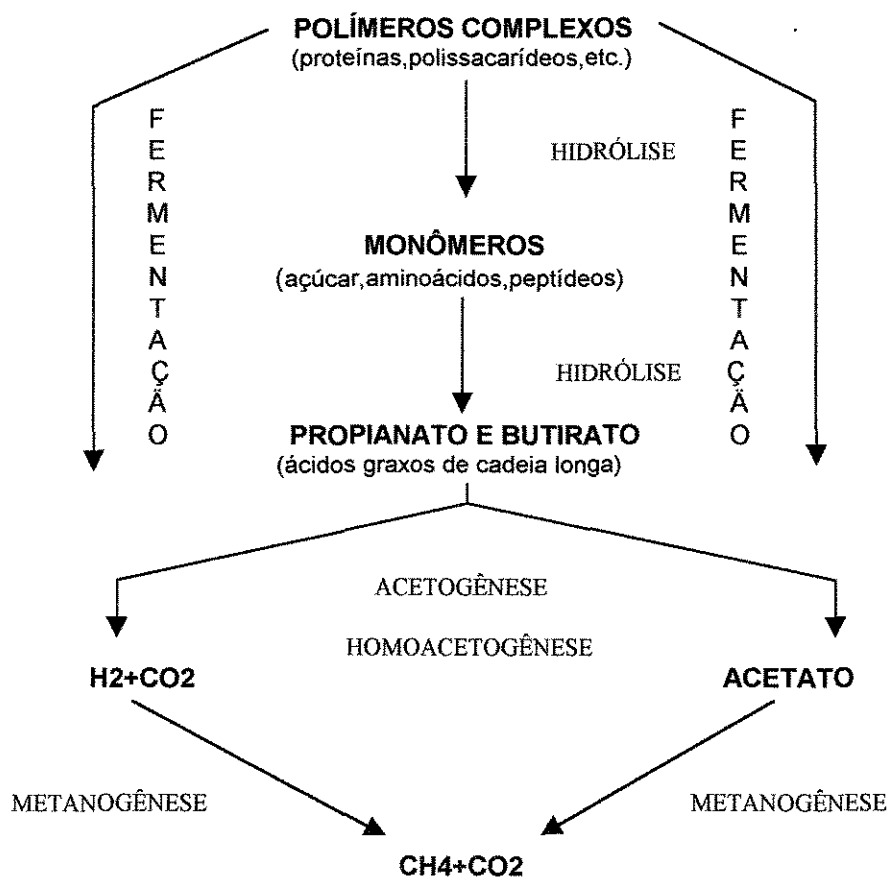


FIGURA 1. Fermentação anaeróbia metanogênica

RAMALHO, 1983

O grupo de microrganismos responsáveis pela formação de metano e gás carbônico é o das bactérias estritamente anaeróbias, chamadas de metanogênicas. As mais importantes bactérias do grupo metanogênico são as que degradam o ácido acético e o propiônico. Elas têm um metabolismo mais lento comparado ao das bactérias aeróbias e este é um dos fatores

considerados limitantes no tratamento de resíduos orgânicos, porém se forem mantidas as condições mínimas necessárias para o desenvolvimento destas bactérias, os processos anaeróbios passam a se tornar vantajosos principalmente devido a baixa produção de lodo e à simplicidade operacional dos sistemas.

Há ainda um quarto grupo de bactérias chamadas de homoacetogênicas que reduzem o CO_2 a acetato e, algumas vezes, a ácidos (butirato) utilizando o H_2 como doador de elétrons.

O gás metano é altamente insolúvel e seu aparecimento pode ser correlacionado com o grau de estabilização do resíduo.

Para manter o sistema de tratamento em funcionamento, as bactérias metanogênicas e as não metanogênicas devem estar em equilíbrio dinâmico.

A concentração de ácidos voláteis, obtida da quantificação do ácido acético, é alta no início da digestão quando há uma grande produção de ácidos orgânicos. Caso haja mudanças significativas, principalmente de pH, temperatura ou alcalinidade, as metanogênicas param de processar o acetato, provocando aumento na concentração de ácidos, diminuição do pH e uma possível interrupção na digestão.

ANDREWS, in RAMALHO (1983), apresentou um estudo quantitativo da depuração anaeróbia, cujos resultados são apresentados na Figura 2, os quais foram obtidos em um reator tipo "batelada".

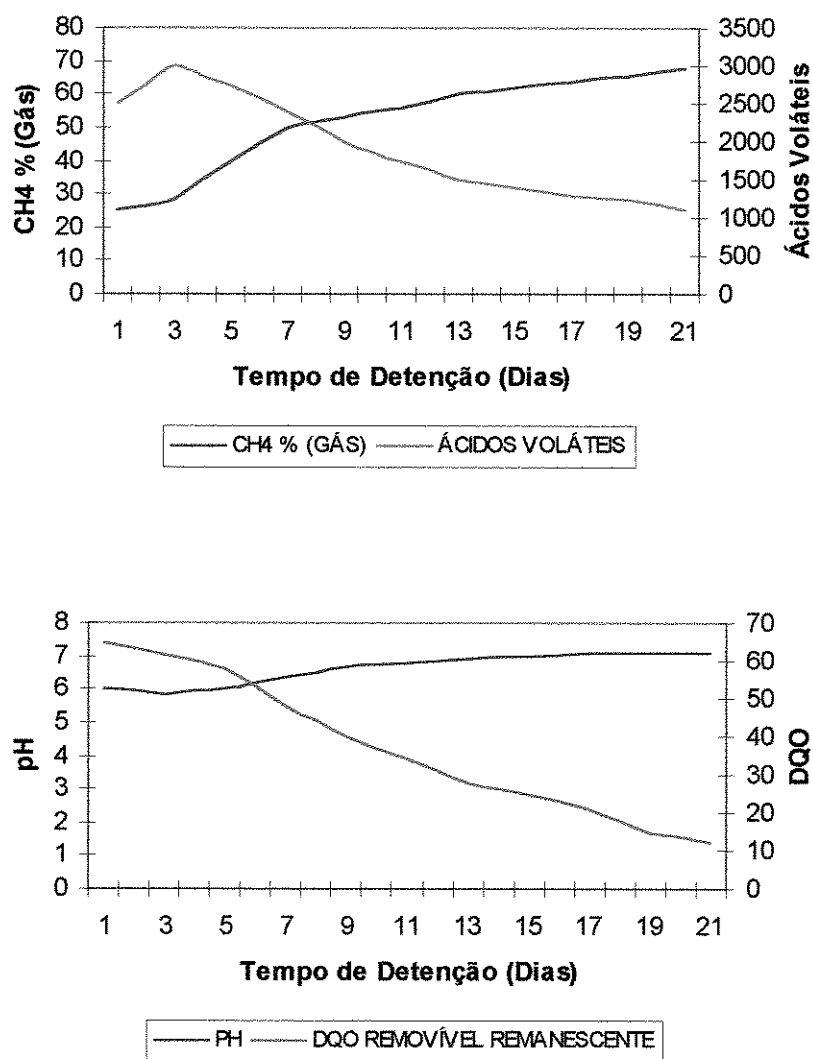


FIGURA 2. Estudo quantitativo da digestão anaeróbia.

(RAMALHO, 1983)

Analisando-se a figura, as seguintes observações podem ser feitas:

- 1- no começo da degradação anaeróbia o pH decresce devido a formação de ácidos orgânicos. Posteriormente, quando os ácidos são quebrados, o pH volta a crescer;

- 2- Não há redução de DQO (demanda química de oxigênio) durante os primeiros 2 dias da fermentação ácida, quando os compostos orgânicos são meramente convertidos a formas solúveis. Após esta fase inicial há uma queda brusca da DQO; e,
- 3- Após os dois dias iniciais há um acréscimo na produção de metano, com um correspondente decréscimo dos ácidos voláteis.

São três os fatores principais de influência no processo de digestão que podem desequilibrar as populações envolvidas, afetando o rendimento e a velocidade de digestão:

- 1- características físicas do reator: que incluem principalmente forma de entrada e distribuição do fluxo de esgoto dentro do reator;
- 2- características do esgoto: incluindo a produção e crescimento de biomassa, concentração, toxicidade, concentração de metais traços, concentração de nutrientes; e,
- 3- características operacionais do digestor: TDC (tempo de detenção celular), TDH (tempo de detenção hidráulico), Txa (taxa de aplicação de carga orgânica), faixa de temperatura, forma de operação (contínua, a batelada ou intermitente).

O progresso no desenvolvimento dos processos anaeróbios tem se caracterizado pelo controle de variáveis do processo, principalmente do tempo de detenção celular (TDC).

2.2 - O Filtro Anaeróbio

O histórico do desenvolvimento do tratamento anaeróbio de esgotos domésticos é mostrado na Tabela 1.

TABELA 1 - Histórico do tratamento anaeróbio

(JEWELL, 1987)

DATA	TIPO DE TRATAMENTO
1881	Caixa séptica de Mouras
1891	Manta de lodo de fluxo ascendente e filtro anaeróbio
1895	Tanque séptico
1899/1904	Tanque séptico de dois estágios
1905	Tanque Imhoff
1910	Tanque biológico ou digestor anaeróbio de fluxo ascendente
1951	Processo anaeróbio de contato e filtro de pedras anaeróbio
1969	Filtro anaeróbio
1979	Manta de lodo de fluxo ascendente
1981	Reator de biofilme fixo em leito expandido

Quase todos os sistemas apresentados na Tabela 1, são capazes de remover os sólidos suspensos eficientemente, mas poucos são capazes de converter eficientemente sólidos orgânicos solúveis, especialmente em temperaturas normais de operação.

A conversão e estabilização da biomassa em processos anaeróbios são normalmente etapas difíceis, principalmente se o esgoto possuir uma DBO solúvel muito alta, as vezes inviabilizando o processo devido a passagem dessa biomassa para etapas posteriores do tratamento.

YOUNG e McCARTY (1969) publicaram um trabalho pioneiro sobre o processo de tratamento, denominado por eles de "Filtro Anaeróbio" ("anaerobic filter"). Não se tratava de um filtro propriamente dito, mas sim de um sistema onde o crescimento da biomassa ficava restrito a um meio constituído de britas, através da qual o fluxo de esgoto era obrigado a passar. A Figura 3 é uma representação esquemática do sistema estudado pelos autores. O esgoto entrava pela parte inferior

do reator (filtro), caminhava em fluxo ascendente e saía pelo topo. Deste modo o material de enchimento ficava completamente submerso, propiciando a anaerobiose do processo.

Segundo aqueles pesquisadores, o FA se constituiu num eficiente sistema de tratamento de águas residuárias, não havendo a necessidade de recirculação, pois a biomassa ficava retida nos interstícios e na superfície do material de enchimento e havia poucas perdas desta biomassa para o efluente. A eficiência do processo reside em se aumentar o TDC, ou seja, o tempo no qual a biomassa fica retida dentro do reator, em relação ao TDH, tempo de permanência do fluxo líquido dentro do reator.

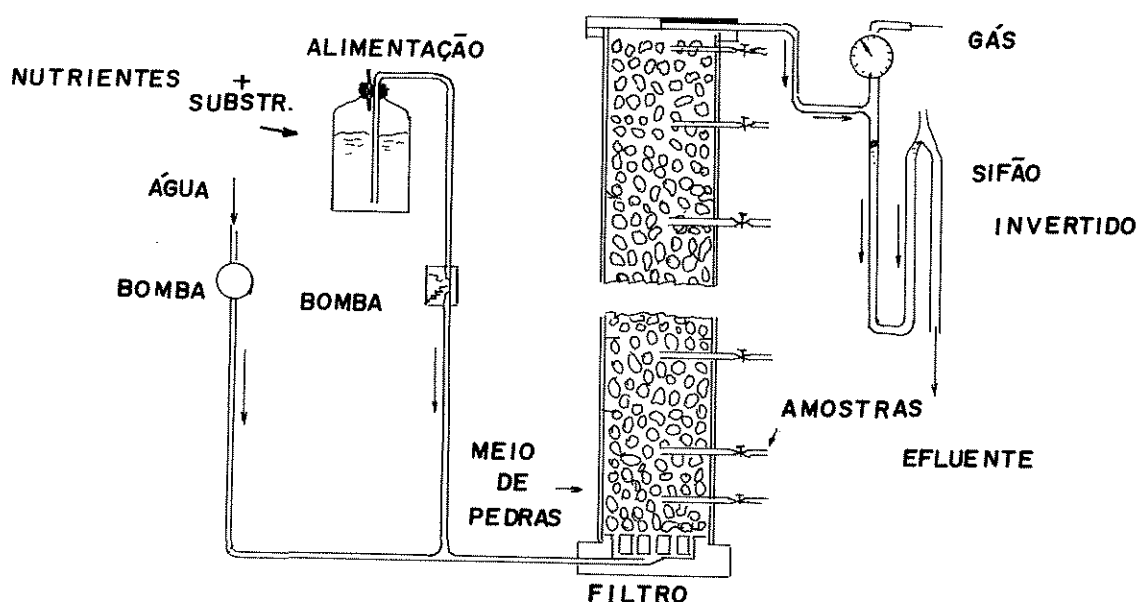


FIGURA 3. Esquema piloto de um filtro anaeróbio
(YOUNG e McCARTY, 1969)

YOUNG e McCARTY (1969) ressaltaram ainda a capacidade do FA em aceitar altas cargas orgânicas instantâneas (cargas de choque) sem alterar a qualidade do efluente, a sua possível aplicação a situações com alimentação intermitente e o risco de desempenho insatisfatório quando da aplicação de cargas orgânicas inferiores a 1000 mg/l de DQO. Para a utilização do FA para tratamento de efluentes com alta carga orgânica, salientaram a necessidade de serem desenvolvidos meios de enchimento com maior número de vazios por unidade de volume (número de vazios específicos).

Para se obter maior eficiência, alguns autores propuseram a aplicação do FA associado a outro tipo de reator. RAMAN e CHAKLADAR (1972) estudaram o uso do FA para o tratamento de efluentes de tanques sépticos em substituição aos filtros de areia, valas de infiltração e filtros biológicos. SHAFIE e BLOODGOOD (1973) estudaram o comportamento de um sistema onde seis filtros anaeróbios eram colocados em série. O objetivo era o de atingir condições ótimas para as diversas comunidades de microrganismos envolvidos no processo. Este foi um dos primeiros trabalhos no qual se pensou, embora sem um maior embasamento científico, na divisão da digestão anaeróbia em fases. Foram identificados pelos autores ácidos voláteis em todos os filtros, embora houvesse uma acentuada diminuição da concentração no sentido do primeiro para o último, o que indicava também um aumento na taxa de estabilização da matéria orgânica. VIEIRA et al. (1983) e DALTRO FILHO e POVINELLI (1990) estudaram a associação de um decanto-digestor a um filtro anaeróbio para tratamento de esgotos domésticos.

KURODA et al. (1988), utilizando três substratos diferentes: ácido acético, mistura ácida e mistura de glucose e peptona, em reatores tipo FA com um TDH de 20 dias, estudaram o processo de formação da biomassa e o dividiram em três fases: indução, acumulação e balanço dinâmico. A fase de indução é caracterizada por uma adesão de bactérias a uma superfície inicial e tem um período aproximado de 14 a 20 dias. A fase de acumulação é caracterizada por um crescimento logarítmico do biofilme que termina quando se atinge a espessura crítica, ocorrendo a descamação da biomassa. Começa então a fase de balanço dinâmico, onde a velocidade de

desprendimento é igual a velocidade de formação de novo biofilme. A quantidade de biofilme varia conforme as características do suporte sólido. Constataram que a biomassa aderiu mais as superfícies moderadamente rugosas (poros iguais a alguns décimos de micrômetros de diâmetro) do que a superfícies mais lisas ou mais rugosas.

A terminologia e classificação dos processos de tratamento de esgotos não está ainda bem definida , havendo opiniões diversas e até contraditórias por parte dos pesquisadores. No caso do FA as dúvidas recaem principalmente quanto a forma de crescimento da biomassa: fixa e/ou suspensa; e quanto ao tipo de fluxo dentro do reator: completamente misturado ("CFSTR - continuous flow stirred tank reactor") ou fluxo a pistão ("plug-flow"), ou um tipo diferente, ou mesmo uma associação.

Segundo POLPRASERT e HOANG (1983), o FA pode ser considerado um reator de filme fixo. Esta afirmação baseia-se no fato de que a remoção do substrato está associada primeiramente ao crescimento de biofilmes, presos a superfície do meio e em seus espaços vazios.

VAN DER BERG e LENTZ (1985) compararam 2 tipos de FAs: de fluxo ascendente e de fluxo descendente. Trabalhando com um TDC estimado entre 8 e 15 dias, concluíram que as porcentagens de remoção de DQO para os dois tipos de reatores foram praticamente iguais e em torno de 93%, que o filtro anaeróbio de fluxo ascendente é mais suscetível a problemas de entupimento e que a principal diferença associada a mudança de fluxo foi, a capacidade de funcionar como reator de filme fixo no sistema de fluxo descendente e como leito fluidizado ou expandido na metade inferior do reator, no sistema de fluxo ascendente.

KENNEDY e DROSTE (1986), num estudo da aplicação do FA no tratamento de esgotos ricos em carboidratos, concluíram que não havia gradiente significativo de remoção dos parâmetros DQO e ácidos voláteis, considerando-se a altura do reator. A alta concentração de biomassa faz com que o FA opere mais como um reator CFSTR de crescimento suspenso do que

um reator de filme fixo, assemelhando-se a um reator de manta de lodo, contrapondo-se ao modelo de fluxo a pistão ("plug-flow") proposto por YOUNG e McCARTY (1969).

YOUNG e YOUNG (1988) estudaram as características hidráulicas do filtro anaeróbio de fluxo ascendente com colméias plásticas como meio de enchimento ("cross-flow plastic media"). Com a utilização de um traçador determinaram o comportamento hidráulico do FA e compararam o resultado a um modelo mostrado na Figura 4.

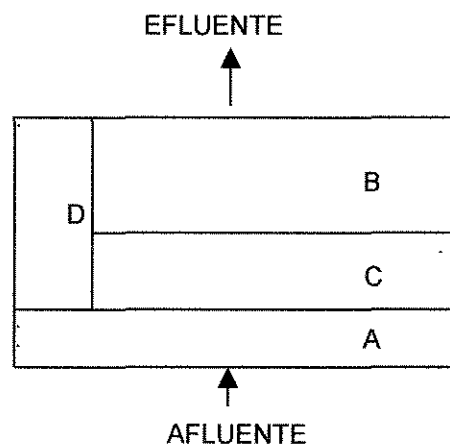


FIGURA 4. Modelo hidráulico do FA
(YOUNG E YOUNG, 1988)

A- zona de entrada

B- zona de fluxo a pistão ideal

C- zona completamente misturada

D- volume morto devido a curtos-circuitos

Utilizando um reator sem meio de enchimento, YOUNG e YOUNG (1988) constataram que as porcentagens de zona morta e de fluxo a pistão eram baixas indicando características de fluxo completamente misturado sempre que se mantinham números de Reynolds baixos. Testando reatores com meio de enchimento, observaram uma mudança no comportamento do FA que passou a operar no regime hidráulico de fluxo a pistão. Simulando a presença de biofilme utilizando agar, obtiveram valores muito próximos ao anterior. Concluíram que um modelo simples de fluxo a pistão,

ou de fluxo completamente misturado, para projetos de filtros anaeróbios de fluxo ascendente não é apropriado e que modelos utilizando meios com grandes áreas superficiais (anéis plásticos, pequenas britas, etc.), tendem a se comportar mais como fluxo a pistão e que com o aumento da área superficial específica há um aumento da porcentagem do volume em curto-circuito.

YOUNG e YANG (1989) afirmaram ser o FA um sistema de contato, devido ao fluxo atravessar um leito biológico ora constituído em biofilme fixo, ora em massa granular dentro do reator. Mencionaram também o FA híbrido, chamado assim devido a existência de um volume sem enchimento na entrada do sistema, no qual ocorre intensa mistura e acumulação de lodo granulado.

ANDERSON et al. (1984) classificaram o FA como um sistema de crescimento em meio de suporte e apontaram as vantagens sobre um meio de crescimento suspenso:

- 1- uma alta concentração de biomassa pode ser retida dentro do reator (acima de 100.000 mg/l);
- 2- prevenção do carreamento dos sólidos biológicos ("lavagem") sob condições adversas e aumento de resistência a condições potencialmente inibitórias tornam o processo mais estável; e,
- 3- uma natural estratificação das várias espécies de microrganismos dentro do reator ajudando a manter as condições ótimas de desenvolvimento de cada espécie.

2.2.1 - Aplicações do FA no Tratamento de Esgotos Sanitários e Industriais

Segundo YOUNG e YANG (1988), desde 1972 um número razoável de reatores FA em escala real foi construído nos Estados Unidos e a maioria operando no sistema de fluxo ascendente. São reatores de dimensões variadas e com grandes diferenças nos parâmetros operacionais, como por exemplo, taxas de aplicação de carga orgânica variando de 0.2 até 16 kg DQO/m³ d e TDH variando de 12 a 96 horas.

O FA é utilizado para o tratamento de uma diversidade muito grande de efluentes, indo desde esgotos sanitários (100 a 800 mg/l de DQO), até certos efluente industriais com cargas elevadas (85.000 mg/l).

A maioria dos FA, construídos em escala real, tem aplicação no tratamento de esgotos industriais.

ANDERSON et al. (1984), estudando a aplicação de reatores tipo FA para o tratamento de esgotos industriais, enumeraram uma série de vantagens, entre elas:

- 1- A habilidade da biomassa do sistema permanecer "dormente" por vários meses e voltar a operar em dois ou três dias;
- 2- Capacidade de operar num sistema "stop/start";
- 3- O sistema pode ser completamente fechado, não causando danos ambientais, nem comprometendo a segurança e higiene dos operadores;
- 4- Necessidade de poucos nutrientes e capacidade de operar com altas cargas;
- 5- Medição e identificação de produtos intermediários que oferecem controle adicional;
- 6- Tecnologia similar a algumas existentes no próprio processo de produção da indústria, oferecendo vantagens operacionais; e,
- 7- O baixo custo do tratamento com substanciais economias de energia;

WHEATLEY e CASSEL (1985), estudando reatores em escala de laboratório para tratamento de efluentes industriais, concluíram que é possível atingir remoções de DQO de 70% para aplicações elevadas de carga orgânica (até 25 kg DQO/m³d), desde que se controle a temperatura e pH, mantenha um TDH acima de 24 horas e promova a recirculação para aumentar o contato do resíduo com os microrganismos. Concluíram que os melhores resultados de aplicação do FA são em efluentes de fábricas de bebidas e alimentos.

HENRY et al. (1987) estudaram a utilização do FA para o tratamento de chorume de aterros sanitários. Utilizaram dois tipos de chorume: um de aterro recente, com um ano e meio de idade e em operação, e outro de aterro velho (fechado há 10 anos). O chorume de aterro recente apresentou melhores resultados de remoção de DBO e DQO, devido a grande concentração de compostos orgânicos, o mesmo não ocorrendo com o aterro velho. Recomendaram o não descarregamento direto dos efluentes dos filtros em corpos receptores, por haver a necessidade de se aumentar a remoção de DBO e de nitrogênio.

CAMPOS et al. (1986) operaram um filtro anaeróbio piloto, com o objetivo de avaliar a eficiência deste tipo de reator no tratamento de águas residuárias de indústria de conservas de carne. Demonstraram que o FA, além de ser adequado àquele tipo de efluente, apresentou grandes vantagens referentes a custos, principalmente aos relacionados com operação e manutenção do sistema.

CAMPOS e DIAS (1989) acompanharam o desempenho de um FA no tratamento de efluentes de indústria de refrigerantes. Reduzindo o TDH de 36 horas para até 8,5 horas, encontraram porcentagens de remoção de DQO entre 87% e 48%, respectivamente.

FIGUEIREDO et al. (1990) propuseram a aplicação do FA no tratamento de efluentes de indústria de tingimento de couro. O efluente da indústria apresentava elevada cor, altas temperaturas, baixa carga orgânica, poucos resíduos sedimentáveis e baixa alcalinidade. Foram utilizados dois reatores com leitos diferenciados: um com pedra e volume de vazios aproximado de 50%, e outro com anéis plásticos e volume de vazios aproximado de 90%. Foi corrigida a alcalinidade para 1000 mg/l através da adição de CaCO_3 (carbonato de cálcio). As porcentagens de remoção de DQO para os filtros com pedras e anéis foram de 65% e 80%, respectivamente, para taxas de aplicação que variaram de 0.65 a 1.96 $\text{Kg/m}^3\text{d}$. A aplicação dos processos anaeróbios de contato se restringia a esgotos considerados "médios" ou "fortes" (DQO e DBO acima de 1000 mg/l). Isto se devia ao limitado desenvolvimento e pouco conhecimento do processo. A partir dos anos setenta,

vários pesquisadores começaram a estudar a aplicação destes processos a esgotos pouco concentrados devido ao desenvolvimento de reatores que operavam com TDH reduzidos, mantendo e, em alguns casos, melhorando as porcentagens de remoção de DBO, DQO, SST, etc.

KOBAYASHI et al. (1983) publicaram um trabalho sobre a aplicação do FA no tratamento de esgotos sanitários. Utilizaram um meio plástico como enchimento dos filtros e trabalharam em três faixas de temperatura: 32 a 35, 23 a 27 e 18 a 23 °C. A produção de gás ocorreu de forma não uniforme variando entre 150 a 1500 ml/d. Segundo os autores, em esgotos pouco concentrados e à temperaturas próximas de 30 °C, o gás produzido, composto principalmente de metano, nitrogênio e dióxido de carbono, pode estar, em sua maior parte, solubilizado e, desta forma se perder para o efluente e ainda, que no caso de esgotos sanitários, a taxa de aplicação de carga orgânica será sempre baixa, sendo o TDH o parâmetro de projeto mais importante. Enfatizaram que não se conseguiu, com o FA, atingir padrões de emissão de efluentes secundários. Os piores resultados quando analisados os parâmetros DBO e DQO foram observados à temperaturas inferiores a 20 °C.

DALTRO e POVINELLI (1990) estudaram a utilização do FA no tratamento de esgotos sanitários. Em um primeiro trabalho, já citado, numa associação do FA a um decanto-digestor, em outro estudaram o efeito da altura do meio de enchimento. Os resultados quanto a remoção de DQO não foram satisfatórios e isto foi atribuído à possíveis curtos-circuitos ou a um pequeno TDC. Atentaram para a necessidade do desenvolvimento e utilização de meios mais leves e de menor custo e um estudo mais aprofundado do comportamento hidráulico.

2.2.2 - Aspectos Técnicos

A Partida dos Reatores

Um dos principais problemas sempre associado aos processos anaeróbios é o longo tempo necessário para os reatores entrarem em regime, chamado de tempo de adaptação ou tempo de aclimação. Inúmeras técnicas tem sido empregadas para diminuir o tempo de adaptação de um sistema anaeróbio, que pode durar de três até seis meses, tempo necessário para que a comunidade biológica anaeróbia, de desenvolvimento lento, cresça e atinja o equilíbrio. Este equilíbrio pode ser verificado de várias formas, sendo que a mais utilizada é a taxa de conversão de matéria orgânica através das porcentagens de remoção de DBO ou DQO. Atinge-se o equilíbrio quando estabelece-se um gradiente razoavelmente estável entre estes parâmetros, analisados na entrada e saída do reator. Em uma primeira fase é feita a inoculação do sistema, quando são utilizados lodos provenientes de outros sistemas em operação. Nesta fase trabalha-se em regime de batelada por um período aproximado de 1 a 4 semanas. Posteriormente começa a fase de adaptação, podendo-se operar em fluxo contínuo e com a diminuição progressiva do TDH, até que se atinjam os parâmetros de projeto.

O uso de lodos de sistemas semelhantes ao que se deseja operar, diminui o tempo necessário para a entrada em regime. Quanto mais semelhante menor será o impacto à comunidade biológica e mais rápido ela se adaptará ao novo ambiente.

YOUNG e McCARTY (1969) utilizaram dois tipos de inóculos em filtros anaeróbios pilotos. No primeiro, utilizaram lodo de um FA já estabilizado operando dentro do laboratório, no segundo utilizaram lodo de um digestor municipal. Estes inóculos foram considerados de alta concentração e atingiu-se o equilíbrio num espaço de 10 a 40 dias. Num terceiro reator utilizaram um inóculo pouco concentrado e foram necessários 180 dias para se atingir o equilíbrio. Concluíram que

ocorrem variações de pH antes de se atingir o equilíbrio, as quais podem comprometer o sistema, e que para uma partida rápida é necessário inóculo concentrado.

Para dar a partida em um FA em escala de laboratório, para tratamento de esgotos sanitários, KOBAYASHI et al. (1983) utilizaram fezes de suínos. Os FAs foram operados a bateladas por 35 dias. Em seguida foi monitorado o gás produzido até serem atingidos volumes próximos de zero, quando então passou-se a operar com o esgoto sanitário em fluxo contínuo, atingindo-se o equilíbrio em 52 dias.

Estudando reatores em escala piloto, DALTRO e POVINELLI (1990) utilizaram lodo de digestor como inóculo e o efluente de um decanto-digestor como substrato, durante 30 semanas, operando em fluxo contínuo, com TDH de 48 horas a qual chamaram de "fase de adaptação". Após este período passaram a fase pseudo-estado estacionário reduzindo o TDH gradativamente até 8 h.

FIGUEIREDO et al. (1990), para acelerar o início do processo anaeróbico e a aclimação dos microrganismos em um FA, primeiramente adicionaram, durante um mês, lodo de tanque séptico aos reatores em estudo, juntamente com o sobrenadante de uma mistura de água e estrume bovino e, a partir do segundo mês, iniciaram a aplicação do efluente industrial.

A escolha do material utilizado como semente deve obedecer certos critérios, como por exemplo, a não utilização de lodos com grandes quantidades de sólidos inertes, principalmente se forem fibrosos, pois haverá o risco de entupimento. Segundo YOUNG e YANG (1989), a inoculação deve acontecer em duas etapas: primeiro deve ser aplicada uma pequena quantidade de lodo de digestor, até 1% do volume do reator ou que não ultrapasse uma carga de 10.000 mg/l de DQO. Esta mistura deve permanecer dentro do reator por 2 a 3 dias. Esta inoculação "leve" deve ser seguida por uma aplicação de biomassa mais concentrada, em volume aproximado de 10% do volume do reator. Após esta segunda carga deve-se operar com uma taxa inicial de 1kg DQO/m³ d.

WILKIE e COLLERAN (1984) estudaram em laboratório, a partida de 4 reatores com diferentes meios de suporte, utilizando um sobrenadante de esgotos de suínos como substrato e o lodo como inóculo. A operação consistiu em preencher os reatores com 1/3 do volume útil com lodo e o restante com substrato. A porcentagem de remoção de DBO atingiu 70% em vinte dias. Foi observado que os meios de maior porosidade e o de menor área superficial apresentaram melhores resultados em relação aos meios de menor porosidade e maior área superficial, indicando a não proporcionalidade destes parâmetros.

Tempo de Detenção Hidráulico (TDH), Tempo de Detenção Celular (TDC) e Taxa de Aplicação de Carga Orgânica (Txa).

Os primeiros sistemas anaeróbios de tratamento de esgotos, chamados de sistemas convencionais, eram projetados com TDHs relativamente grandes (acima de 24 horas), o que implicava em reatores de grande volume. Desse modo o custo de construção destes sistemas inviabilizava sua utilização de forma generalizada. Com o avanço no conhecimento dos processos anaeróbios introduziu-se o conceito de tempo de detenção celular (TDC), ou seja, tempo que a biomassa fica retida dentro do reator. Nos reatores convencionais o tempo de detenção celular é igual ao tempo de detenção hidráulico, resultando em volumes elevados. Nos reatores não convencionais, de desenvolvimento mais recente, a preocupação dos pesquisadores tem sido a de distanciar o tempo de detenção hidráulico do celular, aumentando o último e diminuindo o primeiro. A retenção da biomassa pode ocorrer de várias formas: através de biofilmes fixos ou suspensos, através da retenção física pelos meios de enchimento, suspensas em mantas de lodos ou leitos fluidificados ou pela combinação dos dois últimos em reatores com chicanas. Este desenvolvimento dos reatores anaeróbios possibilitou reais condições de aplicação, através da diminuição do tamanho e aumento da eficiência dos sistemas.

A formação de biofilmes presos ao meio de enchimento ocorre desde a partida, crescendo rapidamente e se estabilizando após alguns meses. Esta biomassa associada ao tipo de meio altera a distribuição dos vazios dentro do reator, podendo ocasionar curtos-circuitos devido ao fenômeno de formação de fluxos preferenciais ("channeling") e/ou espaços mortos, fazendo com que o TDH real seja quase sempre inferior ao teórico.

O TDH teórico dos FA, tanto em escala de laboratório como em escala piloto, pode variar de um mínimo de 2 horas até um máximo de 96 horas (ver Tabela 2). São fatores determinantes: a degradabilidade do esgoto, a capacidade do meio de enchimento em reter sólidos, proporcionar contato entre microrganismos e substratos e diminuir curtos-circuitos e a qualidade requerida do efluente tratado.

A taxa de aplicação de carga orgânica em termos de kg de demanda química de oxigênio, por metro cúbico por dia, é um importante parâmetro para dimensionamento de reatores, embora seja prudente observar que este valor é dependente dos fatores mencionados acima. As taxas de aplicação podem ultrapassar 20 kg DQO/m³ d, por exemplo, no caso de efluentes de indústria de alimentos, mas situam-se normalmente em uma faixa de 1 a 10 kg DQO/ m³ d.

No tratamento de esgotos sanitários, devido às baixas concentrações, as taxas de aplicação de carga orgânica nos reatores é quase sempre pequena (0,30 a 1,2 kg DQO/m³ d). Este fato, aliado à pequena produção de lodo em sistemas anaeróbios, pode ocasionar a "lavagem" dos reatores, ou seja, a perda de biomassa para o efluente e conseqüentemente a redução da eficiência do sistema, caso o TDH resulte muito pequeno (menor que 6 horas).

Altura da Camada Filtrante

Nos primeiros trabalhos realizados sobre FA evidenciou-se uma grande variação das alturas dos meios de enchimento. Não se sabia realmente qual era o papel do meio

e quais as transformações bioquímicas que nele ocorriam. Com o desenvolvimento e melhores estudos dos sistemas, verificou-se que a maior parte das transformações ocorre nas primeiras camadas do FA, em uma faixa de 1 m, acima da qual as transformações são muito lentas.

DALTRO FILHO e POVINELLI (1990) apresentaram uma avaliação de desempenho de dois FA com alturas de enchimento de 1,85 e 0,67 m, objetivando verificar os possíveis efeitos que a redução da altura da camada suporte poderia ocasionar. Utilizaram esgoto sanitário como substrato e conseguiram porcentagens de remoção de DQO em torno de 50% e de sólidos totais acima de 70% para os dois filtros, evidenciando a pouca influencia das alturas dos meios filtrantes.

TABELA 2 - Resumo das aplicações do FA

ANO	AUTOR	SUBSTRATO	TDH (Horas)	TxA (Kg DQO/m ³ d)	REMOÇÃO (%)
69	Young / McCarty	Sintético	72	0,45 a 3,4	DQO 90
72	Chakladar	Ef. Tanque séptico			DQO 70 DBO 50
73	El-Safie	Baunilha	18	41	DQO 40 A 80
83	Kobayashi	Doméstico	24	0,32	DQO 70 DBO 70
84	Córdoba	Lactícnio	24	2,9	DQO 90
84	Anderson	Indústrias		2 a 16	
85	Wheatley	Doméstico	5 a 17	1 a 3,5	DBO 40 a 70
		Indústria	24	20	DQO 60
86	Polprassert	ef. lagoas	2 a 8		NO ₃ /N 89 a 95
86	Song	Sintético	4 a 36		DQO 80 a 90
86	Campos	Conserva de carnes	6 a 13		DQO 70 a 80
86	Henry	Chorume	12 a 96	1 a 3	DQO 60 a 95

ANO	AUTOR	SUBSTRATO	TDH (Horas)	TxA (Kg DQO/m ³ d)	REMOÇÃO (%)
86	Kennedy	Fab. Açúcar	6 a 96	1 a 2	
87	Maree	Melaço	6		
88	Diaz	Sintético	60	5 a 9	DQO 80
89	Kennedy	Sintético	10 a 38	8,5	DQO 80
89	Daltro	Doméstico	8 a 12	0,4 a 2	DQO 40 a 56
89	Campos	Fab. de refrigerantes	8 a 36		DQO 40 a 87
89	Figueiredo	Tingimento de couro	8 a 32	0,8 a 2	DQO 60 a 80

Tipos e Funções do Meio de Enchimento

Nos primeiros trabalhos com FA o meio de enchimento utilizado era de britas. A função atribuída ao meio na época, era a de reter sólidos e a da formação de biofilme nas áreas superficiais das pedras, considerado o principal responsável pela remoção da matéria orgânica, e portanto, supunha-se que quanto maior a área superficial melhor o desempenho do filtro. Trabalhos posteriores mudaram esta teoria e comprovaram que o meio de enchimento não tinha apenas a função de suporte de biofilmes, mas que a biomassa retida nos interstícios do meio e a habilidade deste em aumentar o contato entre o substrato e microrganismos, eram fundamentais no sucesso dos FA s.

SONG e YOUNG (1986), utilizando reatores em escala de laboratório, estudaram o papel do enchimento no sistema de FA. Foram estudados dois tipos de enchimentos plásticos: o meio de fluxo cruzado ("cross-flow") e meio tubular. Ambas colméias possuíam diferentes áreas superficiais específicas e diferente ângulos de inclinação dos canais. Utilizando a remoção de DBO como parâmetro de comparação, conseguiram um acréscimo de 7% para um aumento respectivo de área de 100%. Quanto à inclinação, a eficiência de remoção de DQO diminuiu com o aumento do grau de inclinação. Concluíram que o fundamental num meio de enchimento, é a capacidade de redistribuir o

fluxo aumentando o número de pontos de intersecção, porém quanto maior esta capacidade, maior também a possibilidade de entupimento.

Estudos posteriores de KENNEDY et al. (1989), com reatores anaeróbios híbridos, vieram a confirmar as conclusões de SONG e YOUNG. Utilizando colméias plásticas de fluxo cruzado encontraram pequenas alterações no comprimento dos reatores com variações de ângulos e altura do meio, indicando que o TDH e a taxa de aplicação eram os parâmetros que mais afetavam a detenção de sólidos e a remoção de DQO.

O Entupimento dos Reatores

Um ponto importante a ser levado quando se lida com reatores para tratamento de esgotos é a questão operacional. Reatores que possam enfrentar pequenos problemas de entupimento, estão fadados a serem descartados como opção ou, se instalados, poderão passar por dificuldades na operação.

O entupimento é um problema muito comum em filtros biológicos devido a grande produção de biomassa. Em ambientes aeróbios a solução para remoção dessa biomassa é a injeção de ar ou água em contra fluxo. Em sistemas anaeróbios, pouco se sabe desse fenômeno. EHLINGER et al. (1987), num dos poucos trabalhos sobre o assunto, identificaram 3 possíveis causas de entupimento: Primeiro devido a sólidos suspensos, segundo a uma obstrução química devido a precipitação de carbonato de cálcio e por último devido a uma obstrução biológica.

A primeira e segunda causas podem ser evitadas com tratamentos preliminares. Observaram também que em efluentes ricos em glicose, onde há uma necessidade maior da ação de bactérias acidogênicas, ocorreram entupimentos que mudaram o comportamento hidráulico do reator, desenvolvendo áreas mortas e caminhos preferenciais.

A Remoção de Microrganismos

Além da remoção da matéria orgânica, outro papel importante dos sistemas de tratamento de esgotos é a capacidade de remoção de microrganismos patogênicos, principalmente os entéricos.

A remoção de microrganismos em FAs deve-se aparentemente a adsorção das células microbianas aos biofilmes presentes nos filtros e ao natural decaimento desta população em sistemas anaeróbios.

POLPRASERT e HOANG (1983) estudaram a remoção de microrganismos entéricos usando como indicadores os colifórmes fecais e os bacteriófagos, utilizando dois filtros anaeróbios, com área superficial específica de 1,65 e 3,11 cm² / cm³. O FA com a maior área superficial específica apresentou eficiência ligeiramente superior. Utilizando TDHs de 1, 2, 3 e 4 dias, conseguiram porcentagens de remoção médias de coliformes fecais de 63, 74, 78 e 100%, e de bacteriófagos de 41, 60, 84 e 85%, respectivamente. Os autores alertaram para os cuidados com a disposição do lodo proveniente de FAs, que podem conter microrganismos resistentes como ovos de helmintos, bactérias patogênicas, vírus, etc.

3 - MATERIAIS E MÉTODOS

A metodologia desenvolvida e utilizada nesta pesquisa está incluída neste capítulo, bem como os materiais que foram usados.

3.1 - Introdução

O trabalho foi desenvolvido com autorização da SANASA - Sociedade de Abastecimento de Água e Esgoto S/A, de Campinas, SP, dentro de um acordo com a Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP, no qual coube à SANASA a cessão de um local para a instalação do experimento, bem como de pessoal de apoio, principalmente para a operação do equipamento. Quanto à UNICAMP coube, através da Faculdade de Engenharia Civil (FEC), o fornecimento de todo o material de pesquisa, incluindo também o monitoramento, coleta de dados e análises laboratoriais, que foram realizadas no Laboratório de Saneamento da FEC.

A Estação Depuradora do Cambuí foi o local cedido pela SANASA, localizada à rua Anuar Murad Bufarah s/nº. A escolha desta estação depuradora veio ao encontro dos interesses da pesquisa, visto que a estação recebe um grande volume de esgotos, aproximadamente 500 litros por segundo, o que diminui as variações bruscas de carga orgânica, e pelo fato dos esgotos serem provenientes de uma área central da cidade de Campinas (centro e Cambuí), constituída em sua maioria de residências e de áreas comerciais, o que resultou em um esgoto de características tipicamente domésticas. Esta estação recebe um antigo emissário de esgotos de ferro fundido com um diâmetro de 600 mm. Do volume de esgoto que chega à estação apenas 1/3 recebe um tratamento que consiste em um gradeamento, com grade constituída por barras metálicas

espaçadas de 50 mm, duas caixas de areia e um tanque Imhoff. O restante, ou seja, 2/3 da vazão, é lançado "in natura" no córrego Anhumas.

A planta piloto foi instalada logo após a entrada do esgoto à estação. O ponto de coleta do esgoto bruto situou-se junto a entrada da caixa de areia. O sistema era composto ainda de uma peneira estática modelo "Hydrasieve", de uma caixa coletora do esgoto "peneirado", de um conjunto moto-bomba e de três tanques de distribuição, ou de alimentação, de esgoto. Como reatores, foram utilizados três silos de aço inoxidável de forma cilíndrico-cônica, parcialmente preenchidos com diferentes meios de enchimento.

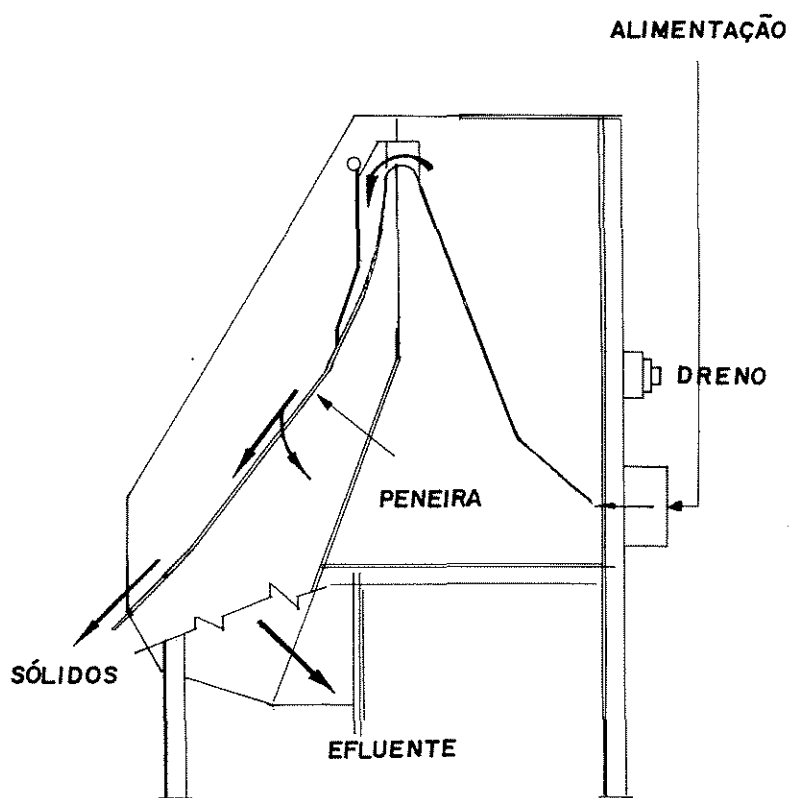
O esgoto após ser gradeado na entrada da estação por uma grade fixa simples, era conduzido à peneira estática onde eram removidos os sólidos menores. Desta peneira o esgoto ia aos tanques de distribuição através de uma bomba de recalque. Estes tanques mantinham uma carga hidráulica constante aos três silos, chamados de reatores ou filtros anaeróbios, onde deveriam ocorrer todas as transformações anaeróbias. A Figura 6 mostra um desenho esquemático do FA.

3.2 - Sistema Utilizado

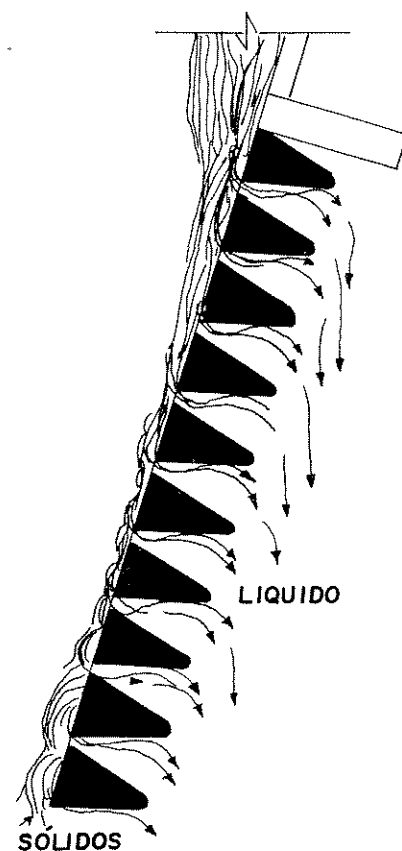
O esgoto era coletado diretamente da entrada da caixa de areia, logo após o gradeamento, através de uma tubulação de 100 mm de diâmetro. Esta tubulação, após um registro de gaveta, tinha seu diâmetro reduzido para 50 mm e então era conectada à entrada de uma peneira estática modelo Hydrasieve mostrada na Figura 5, gentilmente cedida pelo fabricante CE - Brasil Comércio e Indústria Ltda.

A alimentação da peneira ocorria através de uma câmara que, quando cheia, vertia o esgoto por uma malha especial com três diferentes angulações e ondulações (segundo detalhes 5.1 e 5.2 da Figura 5) que forçavam a fração líquida do esgoto a passar por entre as aberturas, separando-a da parte sólida mais grosseira que deslizava sobre a superfície e era coletada em outro

tanque, de onde a parte sólida era descartada. Foram testados dois tipos de malhas com espaçamentos diferentes: no início utilizou-se uma malha com espaçamento de 0,75 mm que posteriormente foi substituída por uma de 1,5 mm. A parte líquida do esgoto e a fração de sólidos menores que a abertura da peneira, como já mencionado anteriormente, passavam através da peneira, caindo em uma caixa de concreto de 0,5 m³.



5.1- corte da peneira



5.2- detalhe da malha

FIGURA 5 - A peneira estática "Hydrasieve".

Fonte: CE Brasil Com. e Ind. Ltda.

A esta caixa eram conectadas três tubulações: uma de 32 mm, instalada no fundo da caixa e provida de registro de gaveta para a limpeza e esvaziamento, outra instalada a 10 cm da borda da caixa, de 50 mm, que funcionava como extravasor e, por último, outra tubulação de 50 mm que partia da metade da altura da caixa, afogada, servindo de alimentação para uma bomba de recalque.

O conjunto moto-bomba utilizado foi o modelo DA2 marca Esco Ltda., com potência de 1,5 CV, de rotor fechado, com vazão máxima aproximada de 1 l/s. Como a vazão necessária à pesquisa era muitas vezes inferior, foi colocado na tubulação de recalque da bomba um registro de gaveta de 25 mm que limitava a vazão.

O esgoto recalcado a uma altura de 3 m era despejado em três tambores metálicos de 200 l cada. A função de cada tambor era manter uma altura manométrica constante e igual para cada um dos reatores a eles conectados. Esta altura constante era garantida através de extravasores localizados a 30 mm das bordas dos tambores. Cada tambor possuía uma tubulação de 32 mm que partia do fundo e era ligada ao seu respectivo reator. Esta tubulação possuía ainda uma derivação com registro no qual se podia fazer o esvaziamento dos tambores para limpeza, sem comprometimento dos reatores. Os reatores eram em número de três, fisicamente idênticos, e somente se diferenciavam pelo tipo do meio de enchimento. Eram construídos em aço inox e cada um possuía um volume total de $0,5 \text{ m}^3$ dividido em duas partes: uma parte inferior em formato cônico, sendo que os diâmetros da menor e maior dimensão eram respectivamente 25,4 e 750 mm, com uma altura de 500 mm, totalizando um volume de $0,170 \text{ m}^3$, sem enchimento, e uma segunda parte superior cilíndrica de 750 mm de diâmetro e 750 mm de altura, totalizando $0,330 \text{ m}^3$, com enchimento. Na base da parte cilíndrica foi colocada uma tela de aço perfurada, de diâmetro igual ao do cilindro, que servia de suporte ao meio de enchimento. A entrada de esgotos nos reatores ocorria através da extremidade inferior cônica, após a passagem por um registro de gaveta para controle de vazão, e em fluxo ascendente passava pelo meio de enchimento extravasando por uma tubulação colocada na

borda do cilindro. O volume extravasado vertia em um funil aberto que era ligado à rede coletora, segundo visto na Figura 6.

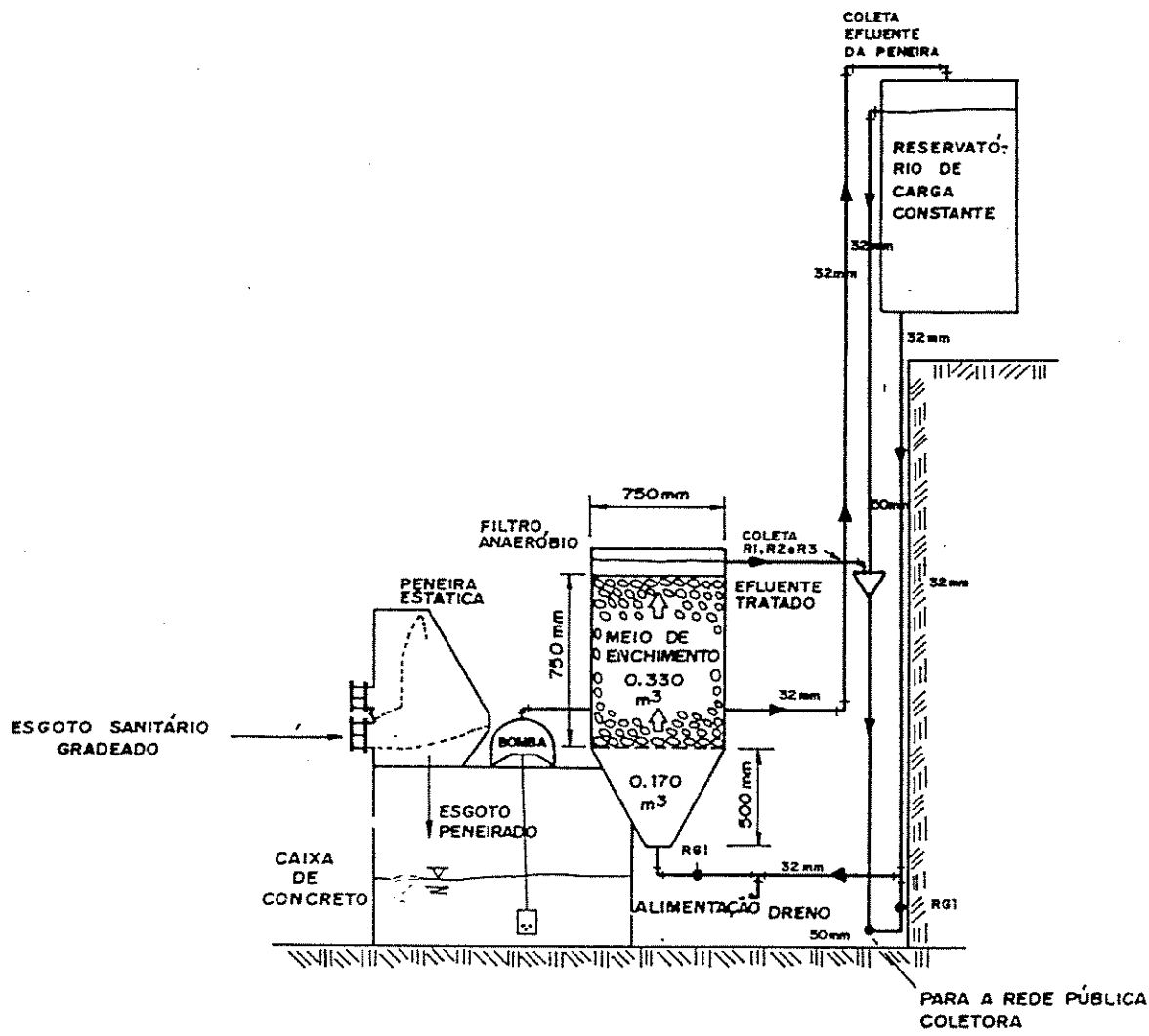


FIGURA 6 - O filtro anaeróbico piloto

A Figura 7 mostra as unidades utilizadas durante o experimento. Ao alto estão os três tambores de altura manométrica constante. Logo abaixo estão os três reatores preenchidos com anel, bambu e pedra, respectivamente, e em primeiro plano a peneira estática e o tanque de coleta de sólidos removidos pela peneira.

A Figura 8 é uma vista da malha da peneira mostrando os Sólidos que ficavam retidos. Observou-se que a lâmina líquida não ultrapassava $1/3$ do comprimento da peneira.

A Figura 9 mostra um detalhe da tubulação de alimentação dos reatores e dos registros de controle de vazão e de limpeza dos tambores de altura manométrica constante.



FIGURA 7 - Vista geral da planta piloto



FIGURA 8 - Peneira estática em operação

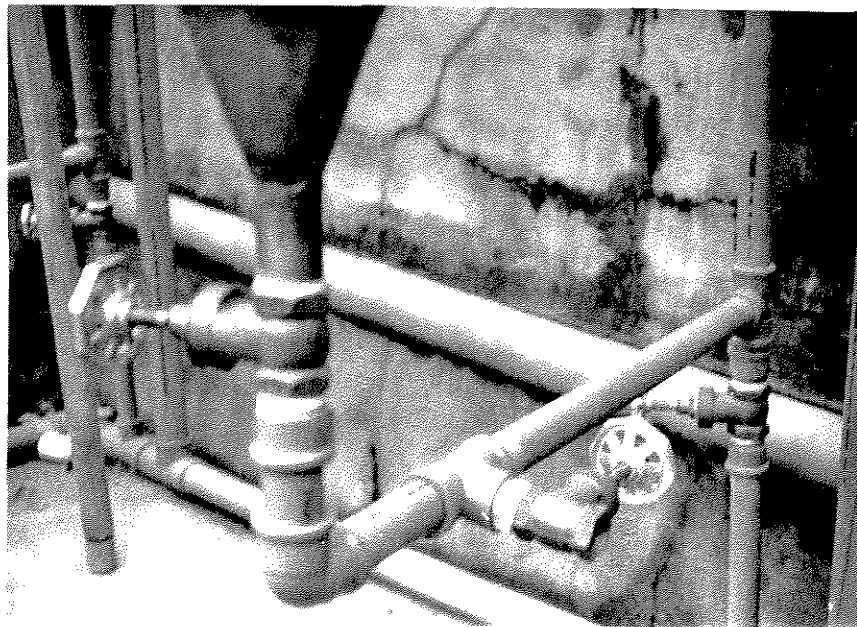


FIGURA 9 - Sistema de alimentação dos filtros anaeróbios

3.3 - Meios de Enchimento

Foram utilizados três meios distintos de enchimento na parte cilíndrica dos reatores. O reator nº 1 foi preenchido com anéis de polipropileno ("palm rings"), o reator nº 2 com gomos ou

anéis de bambu e o nº 3 com pedra britada nº 4, até aproximadamente 10 mm da geratriz inferior do tubo extravasor.

Para a obtenção do volume de vazios, da área superficial específica e peso específico dos enchimentos, foi utilizado um Becker de 3,5 l, onde eram anotadas as diferenças de volumes, com e sem enchimento, e o número de peças utilizadas. No caso do bambu e da brita, por se tratarem de materiais com formatos irregulares, foram calculadas as dimensões características médias.

Os **Anéis Plásticos** constituíam-se de pequenos cilindros de 38 mm de diâmetro e de comprimento, possuindo aberturas retangulares e aletas internas. O material utilizado para a confecção desses anéis é tecnicamente conhecido como polipropileno.

As barras de "**Bambu**" possuíam 6 m de comprimento e diâmetro variando de 30 a 50 mm. Estas barras foram serradas em gomos de 40 mm de comprimento, assemelhando-se aos anéis plásticos.

As **Britas** de número 4 são utilizadas com material de construção de sub-base de pavimentos, possuindo superfícies angulosas e dimensões variando de um mínimo de 30 e um máximo de 80 mm. Não foi encontrada uma metodologia que apontasse com segurança a área superficial específica das britas.

As características dos meios de enchimento utilizados estão mostradas na Tabela 3.

TABELA 3 - Características dos meios de enchimento

MEIO	ÁREA SUPERFICIAL ESPECÍFICA (m ² / m ³)	ÍNDICE DE VAZIOS %
Anel	84.9	0,91
Bambu	85.5	0,78
pedra	-	0,58

3.4 - A Partida

Para dar partida ao reator foi utilizado um lodo parcialmente estabilizado, retirado de um tanque Imhoff utilizado no tratamento de esgotos sanitários. Este lodo foi inoculado ao esgoto fresco na proporção de 1% em relação ao volume total do reator. Foram realizadas duas operações semelhantes no período de 72 horas e somente após 10 dias da primeira inoculação passou-se a operar o sistema com circulação contínua de esgoto, adotando-se a princípio um TDH de 24 horas.

Quando o sistema apresentou sinais de entrada em equilíbrio, a aproximadamente 90 dias após a partida, houve a necessidade de interrupção da alimentação contínua devido ao rompimento do emissário de concreto que conduzia o esgoto bruto à estação depuradora do Cambuí, conforme registrado na Figura 10. Para evitar a parada total do sistema, a solução adotada foi a alimentação dos filtros com esgoto proveniente de outra estação depuradora. Este esgoto era transportado por um caminhão esgota-fossa de 5 m³ e era armazenado em tanques de concreto existentes na Estação. Este volume era o suficiente para uma semana de operação, na qual eram preenchidos diariamente os tambores de altura manométrica constante de cada reator. Este sistema garantia uma vazão diária de 0,2 m³ para os filtros ou um TDH aproximado de 60 horas.

Com o conserto do emissário e restabelecimento da vazão, passou-se a operar com TDH de 12 horas que vinha sendo mantido antes da interrupção. O sistema piloto de tratamento entrou em equilíbrio novamente após trinta dias de alimentação contínua de esgoto, ocasião em que foi iniciada a coleta de amostras para a fase seguinte.

3.5 - Ajustes de Vazão

Foram necessários dois tipos de ajustes de vazão: o primeiro serviu para manter o equilíbrio entre a entrada de esgoto na peneira e o volume recalcado, pois para que a tubulação de alimentação da bomba estivesse sempre afogada, calibrava-se a vazão de entrada sempre maior

que a de saída, sendo que o excesso extravasava. Este controle era feito pelo registro de entrada da peneira e pelo registro de gaveta, situado acima da bomba, na tubulação de recalque. O segundo ajuste controlava a vazão nos reatores, a qual era calibrada a cada 2 horas, através de registros de gaveta de 25 mm colocados nos cones de entrada. Este controle garantia o tempo de detenção hidráulico em cada reator.



FIGURA 10 - Rompimento do emissário de esgoto à estação depuradora do Cambuí

3.6 - A Amostragem

Eram coletadas amostras em cinco pontos distintos: Na crista do vertedor, identificada como AF; na saída da peneira, coletada na tubulação de alimentação dos tambores e identificada como EF; e nas saídas dos reatores identificadas como anel, bambu e pedra e coletadas nos funis (ver Figura 6)

A coleta de amostras era feita uma vez por semana, sendo as amostras analisadas num prazo máximo de 24 horas após o início da operação. Cada amostra era composta com resíduo proveniente de seis coletas, feitas a intervalos de 2 horas, que se iniciavam às 7:00 hs e se estendiam até às 19:00 hs. Cada uma das seis frações de 0.5 l, era coletada em um Erlenmeyer e armazenada em um pequeno tambor plástico de 5 l que permanecia refrigerado a aproximadamente 5°C. Após o período de amostragem os volumes dos recipientes plásticos eram homogeneizados e parte

transferida para frascos de vidro de 1 l, próprios para o transporte e para a manipulação em laboratório. No laboratório foram realizadas as análises de DBO, DQO, pH, alcalinidade, Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis e Sólidos totais, fixos e voláteis, todas segundo metodologias descritas no "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (1985).

Foram coletadas ainda amostras compostas durante 24 horas dos 5 pontos de coleta, para a comparação com amostras compostas de 12h. Também foram obtidas amostras instantâneas do esgoto afluyente à Estação de duas em duas horas, durante as 24 horas, mostrando a variação de carga orgânica durante um dia.

A coleta era feita, como já dito anteriormente, em Campinas, na Estação Depuradora de Esgotos do Cambuí, e as amostras eram transportadas até Limeira, SP, onde na época, estava localizado o Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil da Unicamp, local onde foram realizadas todas as análises. A partir de Setembro de 1992 o Laboratório de Saneamento foi transferido para Campinas, SP, junto ao campus da UNICAMP.

3.7 - A Limpeza

Procurou-se racionalizar ao máximo a limpeza do equipamento, de modo a facilitar o trabalho através da adoção de algumas rotinas. As peneiras eram limpas a cada 2 horas, pois parte dos Sólidos se acumulava na grade, sendo então necessária sua retirada. Essa limpeza consistia em escovar e lavar a malha, operação esta que poderia se tornar desnecessária caso fosse utilizado um sistema de lavagem automático com jatos d'água direcionados à malha. O tanque de coleta do esgoto "peneirado" era limpo uma vez por semana para a retirada de sólidos que se acumulavam no fundo. Os tanques de alturas manométricas constantes eram limpos a cada 2 dias, para a retirada do material que sedimentava. Os reatores não necessitaram nenhum tipo de

limpeza, a não ser a ocorrência de eventuais entupimentos nos registros que eram resolvidos com a abertura total e fechamento bruscos dos mesmos.

3.8 - A Operação

O sistema operou de forma contínua ininterruptamente, excetuando-se o período , já mencionado, em que o emissário estava em reforma.

Os TDH previamente escolhidos foram 24, 12, 8 e 4 horas. Como os meios de enchimento utilizados possuíam diferentes volumes de vazios, a vazão calculada para cada filtro variou de acordo com o volume útil de cada conjunto. Estas vazões foram controladas através de ajustes nos registros da tubulação de entrada dos filtros e medidas através do efluente vertido na parte superior.

A Tabela 4 mostra o cronograma segundo o qual se desenvolveu o experimento:

TABELA 4 - Cronograma da parte experimental

Atividade realizada	90					91							
	ago	set	out	nov	dez	jan	fev	mar	abr	mai	jun	jul	ago
Adaptação	*	*											
Varição do TDH (horas)		24	20	**	**	12 ⁺⁻ 2h	12 ⁺⁻ 2h	8 ⁺⁻ 2h	8 ⁺⁻ 2h	8 ⁺⁻ 2h	4 ⁺⁻ 2h	12 ⁺⁻ 2h	
Coleta e análise amostras 12 h		*	*	**	**	*	*	*	*	*	*	*	
Operação interrompida				*	*								
Coleta pontual afluente 24 h							*						
Coleta composta 24 h - 5 pontos						*							
DQO solúvel AF/R1							*	*	*	*	*	*	
Conclusões finais													*

4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos durante o estudo e a discussão dos mesmos. As figuras e tabelas dos valores obtidos durante o estudo se encontram nos Apêndices I e II, respectivamente.

4.1 - Demanda Bioquímica de Oxigênio

Os dados da variação diária de DBO do esgoto bruto estão na Tabela 5 do Apêndice II. Uma interpretação gráfica desta tabela mostra a variação da DBO do esgoto afluente à Estação Depuradora (Figura 11 Apêndice I). Os dados denominados DBO AF-SANASA são a média de 5 dias coletados entre outubro e novembro de 1984 pela empresa, os dados intitulados DBO AF-UNICAMP são dados de um único dia (13/03/91) coletados durante a pesquisa.

As duas curvas apresentam um comportamento muito semelhante, excetuando-se os valores relativos às 22 e 24 horas, onde há um súbito aumento na DBO AF-UNICAMP. Como durante toda a fase experimental o período de amostragem se deu entre 7 e 19 horas, entendeu-se não haver necessidade de realizar novas coletas de 24 horas. As menores cargas orgânicas acontecem entre 5 e 6 horas, quando então a DBO começa a aumentar passando por dois pontos de inflexão às 9 horas e entre 16 e 17 horas. Segundo o responsável pela estação depuradora do Cambuí, o TDH médio do emissário é de aproximadamente 2 horas.

Os valores de DBO na entrada e saída da peneira estática estão na Tabela 6. A Figura 12 é uma curva representativa destes valores. Pode-se verificar que a curva de valores absolutos

alterou-se sendo ora AF maior ora EF maior, demonstrando não haver diminuição deste parâmetro quando da utilização da peneira estática para este tipo de esgoto.

A Figura 13 representa os resultados absolutos de DBO para os efluentes dos reatores preenchidos com anel, bambu e pedra, cujos dados estão na Tabela 7. Na Figura 13 também foram representados os valores de EF para uma comparação entre a entrada e a saída de cada reator. Notou-se, nas primeiras 6 semanas, valores altos indicando o período de adaptação. Da 6ª à 25ª semanas os efluentes dos reatores apresentaram valores entre 50 e 110 mg de O₂/l. Na 26ª semana, quando o TDH passou a 4 horas, houve um aumento brusco naqueles valores atingindo-se 150 mg de O₂/l. A partir da 27ª semana, com a mudança para um TDH de 12 horas, os valores tenderam a voltar aos mínimos anteriores.

A Tabela 8 contém os dados de remoção de DBO em porcentagens. A Figura 14 mostra o comportamento da curva de remoção de DBO entre o efluente da peneira EF e os efluentes dos reatores preenchidos com anel, bambu e pedra. Observou-se nas primeiras seis semanas um baixo índice de remoção. A partir daí os valores tenderam a crescer. Não houve indicação de alteração nos valores quando mudou-se o TDH de 12 para 8 horas. As porcentagens de remoção que estavam na faixa de 70 a 80% caíram bruscamente quando mudou-se o TDH para 4 horas, atingindo valores abaixo de 50%. Para os reatores com bambu e pedra foram necessárias duas semanas operando com 12 horas para que voltassem aos índices anteriores. O reator com anéis plásticos apresentou a melhor recuperação voltando ao equilíbrio em 10 dias.

4.2 - Demanda Química de Oxigênio

Os dados de DQO estão apresentados no Apêndice II, nas Tabelas 9, 10, 11 e 12. Na Tabela 9 estão os dados da coleta de um dia completo (24 horas) com coletas horárias, na Tabela 10 os valores de DQO AF e EF da peneira estática, na Tabela 11 estão os dados de DQO da saída dos reatores e da peneira estática e na Tabela 12 os dados de remoção de DQO para cada reator. Os valores estão representados nos gráficos das Figuras 15 a 18.

A Figura 15 é a representação dos dados da Tabela 9. Observou-se o mesmo comportamento da DBO, embora com os pontos de inflexão um pouco deslocados: máximos entre 9 e 11 horas e entre 15:30 e 17:30 horas e mínimo entre 4 e 6 horas.

A Figura 16 representa os valores de DQO afluentes e efluentes da peneira estática. Como já visto para a DBO, também não se verificaram, com a utilização da peneira, alterações expressivas deste parâmetro.

A Figura 17 representa os resultados absolutos de DQO para o efluente da peneira (EF) e para os efluentes dos reatores com anel, bambu e pedra. Um comportamento semelhante a DBO (Figura 13) foi notado, porém observaram-se maiores variações nos efluentes dos reatores quando alterou-se o TDH de 12 para 8 horas (15ª semana) e um aumento mais acentuado quando o TDH passou para 4 horas, indicando uma maior sensibilidade deste parâmetro.

A Figura 18 mostra a porcentagem de remoção de DQO entre o efluente da peneira EF e os efluentes dos reatores com anel, bambu e pedra. As mesmas observações da Figura 14 devem ser feitas aqui.

4.3 - Sólidos

Os resultados de análises de Sólidos Totais, Sólidos Totais Fixos, Sólidos Totais Voláteis, Sólidos Suspensos Totais, Sólidos Suspensos Fixos e Sólidos Suspensos Voláteis, estão apresentados no Apêndice II, nas Tabelas 13, 14 e 15. Os resultados obtidos estão representados graficamente nas Figuras 19 a 22.

Na Figura 19 estão representados os resultados absolutos de Sólidos Totais (ST) para o afluente (AF) e efluente (EF) da peneira estática. Foram observadas, no início, valores altos e desordenados atribuídos a acertos na rotina laboratorial. Passadas as primeiras semanas, os

resultados estabilizaram-se entre 600 e 800 mg/l, não havendo porém diferenças entre afluente e efluente.

A Figura 20 representa os resultados absolutos dos Sólidos Suspensos Totais (SST) do afluente (AF) e efluente (EF) da peneira estática. Como relatado anteriormente, no começo houve uma variação grande nos valores. Após a 10ª semana os dados estabilizaram-se entre 150 e 250 mg/l. Com a troca da malha da peneira de 0.75 mm para 1.5 mm de abertura, ocorrida na 15ª semana, não se alteraram os valores do efluente. Porém notou-se que com a mudança da malha da peneira houve uma melhora no funcionamento da mesma com a diminuição da necessidade de limpeza manual. Outra observação é que a utilização da peneira diminuiu os problemas de entupimento nas entradas dos filtros, facilitando os ajustes de vazão.

A Figura 21 apresenta os valores de remoção de Sólidos Totais, tomando-se como valor de entrada o efluente da peneira e as saídas os efluentes dos reatores com anel, bambu e pedra. Nota-se uma não linearidade dos dados, havendo para todos os reatores uma variação grande nos índices de remoção.

A Figura 22 representa os valores de remoção de Sólidos Suspensos Totais (SST). Este, ao contrário dos ST, apresentou uma menor variação e valores próximos de 70% de remoção. Com a redução do TDH para 4 horas houve uma diminuição nos valores de remoção que somente voltaram aos índices anteriores após 3 semanas, com TDH de 12 horas.

4.4 - pH

Os valores de pH do afluente e efluente não sofreram alterações significativas. Na Tabela 16 estão os dados representados pela Figura 23, mostrando a variação de pH do efluente da peneira e dos efluentes dos 3 reatores. Observaram-se alterações mínimas nos valores que sempre permaneceram próximos à neutralidade (entre 7,4 e 7,8).

4.5 - Alcalinidade

Os dados de alcalinidade estão na Tabela 16 do Apêndice II. Na Figura 24 estão representados em forma gráfica os valores da alcalinidade do efluente da peneira e dos efluentes dos reatores. Um aumento nos valores da alcalinidade foi notado nos efluentes dos reatores a partir da 5ª semana de operação. Este aumento manteve-se durante todo o experimento, exceto quando mudou-se o TDH para 4 horas.

5 - CONCLUSÕES

Algumas conclusões puderam ser obtidas da observação dos dados analisados:

___os Filtros anaeróbios são perfeitamente aplicáveis ao tratamento de esgotos sanitários;

___as porcentagens de remoção de DBO e DQO estiveram na faixa de 60 a 80%, implicando na necessidade de um tratamento adicional, dependendo das características do corpo receptor;

___ficou evidenciado que tempos de detenção hidráulicos inferiores a 8 horas não são recomendáveis para reatores semelhantes ao estudado, pois abaixo deste TDH não se consegue reter a biomassa, devido à velocidade de escoamento;

___os valores de remoção de Sólidos Suspensos mantiveram-se muito próximos nos três reatores estudados, situando-se na faixa de 70 a 80%.

___o bambu revelou-se um meio bastante promissor, pois além de ser de baixo custo, possui um índice de vazios da ordem de 0,78%, que se comparado aos 0.5% de vazios das britas, representa uma real economia de volume dos reatores. Outro fator importante a se mencionar é ser o bambu um meio leve facilitando a construção da laje suporte de fundo dos reatores;

___quando comparado o desempenho dos três meios de enchimento, o anel foi um pouco superior e as pedras e bambu mativeram-se muito próximos. Fato importante que deve ser ressaltado foi a melhor resposta do reator com bambu em relação ao com pedras pois, quando houve

interrupções no fluxo de esgoto ou cargas de choque, voltou a operar em condições de equilíbrio primeiro;

___a taxa de aplicação de carga orgânica, quando se trata esgoto sanitário, mantém-se sempre baixa (próxima de $1 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d}$), o que não se constituiu em empecilho para o uso dos filtros anaeróbios;

___o parâmetro de controle dos FAs deve ser o TDH e este, para uma dada porcentagem de remoção, parece ser função do TDC;

___em um reator em maior escala deve-se dar atenção à distribuição do fluxo de esgoto dentro do reator de forma a diminuir os curtos-circuitos e consequentemente aumentar o TDC;

___os filtros tem grande capacidade de voltar ao equilíbrio após cargas de choque ou mesmo após sobrecargas hidráulicas. Durante a pesquisa, após estes incidentes ocorrerem, os filtros levaram no máximo duas semanas para voltar aos valores normais.

5.1 - Sugestões para Futuros Estudos

Este trabalho comprova que concepções simples podem resultar em sistemas mais eficientes e de menor custo.

A quantificação da diminuição dos custos utilizando-se de sistemas não convencionais e materiais alternativos não foi o escopo deste trabalho e seria um importante dado a ser levantado.

A utilização de sistemas conjugados, como o digestor anaeróbio de fluxo ascendente (DAFA) aliado a um filtro anaeróbio ou tanque Imhoff mais filtro aeróbio, pode auxiliar na obtenção de percentagens de remoção de DBO e DQO acima de 90%.

A distribuição do fluxo de esgoto dentro do reator ocorreu através de uma tela perfurada. Em escala real, esta tela deve ser substituída por uma laje que pode significar aumento de custo de construção do sistema. A possibilidade de se operar de forma horizontal (em chicanas) pode ser investigada.

A utilização do filtro anaeróbio como pré-tratamento de sistemas aeróbios, pode reduzir o volume de lodo formado, melhorar as características do efluente e diminuir custos de tratamento.

6 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 - ANDERSON, G. K.; McKEOWN, K.J.; DONNELLY, T.,
"The application of anaerobic packed-bed reactors to industrial waste-water treatment",
Water Pollution Control, 83 (4):491-96, 1984.
- 2 - CAMPOS, J. R.; RODRIGUES, B. A. S.; FORESTI, E.,
"Emprego de filtro anaeróbio para tratamento de efluentes líquidos de indústrias de
conservas de carne", Revista
D.A.E., 46 (144):77-81, mar. 1986.
- 3 - CAMPOS, J. R. & DIAS, H. G.,
"Potencialidade do filtro anaeróbio", Revista D.A.E., 49 (154):29-33, 1989.
- 4 - CORDOBA, P. R., RIERA, F. S., SINERIZ, F.,
"Treatment of dairy industry wastewater with an anaerobic filter", Biotechnology Letters, 6
(11):753-758, 1984.
- 5 - DALTRO FILHO, J. & POVINELLI, J.,
"Avaliação da altura da camada suporte de filtros anaeróbios piloto, no tratamento de
esgotos sanitários". In: ANAIS DO VIGÉSIMO CONGRESSO BRASILEIRO DE
ENGENHARIA SANITÁRIA,
Belém, 1990. Anais... ABES, 1990, p. 226 - 239.
- 6 - DALTRO FILHO, J. & POVINELLI, J.,
"Desempenho do sistema decanto - digestor filtro anaeróbio de camada suporte
reduzida, para o tratamento de esgotos sanitários".
In: ANAIS DO VIGÉSIMO CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA
SANITÁRIA, Belém-PA, 1990. Anais... ABES, 1990. p. 241 - 254.
- 7 - DIAZ, M. C. & HOWELL, J. A.,
"Downflow fixed - film anaerobic reactors stability studies under organic and hydraulic
overloading at different working volume", Water Research, 22 (5):529-36, 1988.

- 8 - EHLINGER, F., AUDIC, J. M., VERRIER, D., FAUP, G. M.,
"The influence of the carbon source on microbiological clogging in an anaerobic filter", Water Science Technology, 19 :261-273, 1987.
- 9 - EL - SHAFIE, A. T. & BLOODGOOD, D. E.,
"Anaerobic treatment in a multiple upflow filter system", Journal Water Pollution Control Federation, 45 (11): 2345-357, Nov. 1973.
- 10- FIGUEIREDO, R. F.; CORAUCCI F., B.; NOUR, E. A. A.; SANTOS, V. F. dos,
"Tratamento de um efluente industrial pelo processo do filtro anaeróbio",
Revista Bio , abr./jun, 1990.
- 11- HEERTJES, P. M., VAN DER MEER, R. R.,
"Comparison of different methods for anaerobic treatment of dilute wastewaters", In: 39 th Purdue University Conference, : 790-804,1985.
- 12- HENRY, J. G.; PRASAD, D.; YOUNG, H.,
"Removal of organics from leachates by anaerobic filter", Water Research,
21 (11):1395-399, 1987.
- 13- INAMORI, Y., SUDO, R., GODA, T.,
"Domestic sewage treatment using an anaerobic filter with an aerobic biofilter", Water Science Technology, 18:209-216, 1986.
- 14- JEWELL, W. J.,
"Anaerobic sewage treatment: Fifth of a six - part series on wastewater treatment processes",
Environmental Science Technology, 21 (1):14-21, 1987.
- 15- KENNEDY, K. J.; GORUR, S. S.; ELLIOTT, C. A.; ANDRAS, E.; GUIOT, S. R.,
"Media effects on performance of anaerobic hybrid reactors", Water Research, 23 (11):
1397-405, 1989.
- 16- KENNEDY, K. J., DROSTE, R. L.,
"Anaerobic fixed - film reactors treating carbohydrate wastewater", Water Research, 20
(6):685-95, 1986.
- 17- KOBAYASHI, H. A.; STENSTROM, M. K.; MAH, R. A.,
"Treatment of low strenght domestic wastewater using the anaerobic filter", Water Research,
17 (8):903-09, 1983.

- 18- KURODA, M.; YUZAWA, M.; SAKAKIBARA, Y.; OKAMURA, M.,
"Methanogenic bacteria adhered to solid supports", Water Research, 22 (5):653-56, Feb.
1988.
- 19- LEVENSPIEL, O.. Engenharia das reações químicas. Edgard Blucher Ltda., São Paulo, 1974.
- 20- MAREE, J. P. & STRYDOM, W. F.,
"Biological sulphate removal from industrial effluent in an upflow packed bed reactor", Water
Research, 21 (2):141-46, 1987.
- 21- McCARTY, P. L. & SMITH, D. P.,
"Anaerobic wastewater treatment", Environmental Science Technology, 20 (12):1200-206,
1986.
- 22- OLESZKIEWICZ, J. A., HALL, E. R., OZIEMBLO, J. Z.,
"Performance of laboratory anaerobic hybrid reactors with varying depths of media",
Environmental Technology Letters, 7:445-452, 1986.
- 23- POHLAND, F. G. & FOX, P.,
"Two - phase anaerobic treatment process applications and the relative significance of
interspecies hydrogen transfer. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL - DEVELOPMENT OF
ANAEROBIC REACTORS, June, 1990, USP - São Carlos.
- 24- POLPRASERT, C. & PARK, H. S.,
"Effluent denitrification with anaerobic filters", Water Research, 20 (8):1015-1021, Mar. 1990.
- 25- POLPRASERT, C. & HOANG, L. H.,
"Kinetics of bacteria and bacteriophages in anaerobic filters",
Journal Water Pollution Control Federation, 55 (4):385-391, Apr. 1983.
- 26- RAMALHO, R. S., Introduction to Wastewater Treatment
Processes. Academic Press, 1983.
- 27- RAMAN, V. & CHAKLADAR, N.,
"Upflow filters for septic tank effluents",
Journal Water Pollution Control Federation, 44 (8):1552-559, Aug. 1972.

- 28- SONG, Ki - Ho, YOUNG, J. C.,
"Media design factor for fixed-bed filters",
Journal Water Pollution Control Federation, 58 (2):115-121, 1986.
- 29- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 16th ed., American Public Health Association, New York, 1985.
- 30- VAN DEN BERG, L., LENTZ, C. P.,
"Comparison between up-and downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface to volume ratios for the treatment of bean blanching waste", In: 39 th Purdue University Conference, :319-325, 1985.
- 31- VIEIRA, S. M. M. & SOBRINHO, P.A.,
"Resultados de operação e recomendações para o projeto de sistema de decanto - digestor e filtro anaeróbio para o tratamento de esgotos sanitários", Revista D.A.E., 44 (135):
51-78 , dez. 1983.
- 32- WHEATLEY, A. D. & CASSELL, L.,
"Effluent treatment by anaerobic biofiltration", Journal Water Pollution Control Federation, 84 (1):10- 19, Mar. 1985.
- 33- WILKIE, A., COLLERAN, E.,
"Start-up of anaerobic filter containing different support materials using pig slurry supernatant", Biotechnology Letters, 6 (11): 735-740, 1984
- 34- YOUNG, J. C. & Mc.CARTY, P. L.,
"The anaerobic filter for waste treatment", Journal Water Pollution Control Federation, 41 (5):160-173, May 1969.
- 35- YOUNG, J. C. & YANG, B. S.,
"Design Consideration for full-scale anaerobic filters".
Journal Water Pollution Control Federation, 61 (9):1576-587, Mai 1989.
- 36- YOUNG, J. C.,
"Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters", In:
SEMINARIO INTERNACIONAL - DEVELOPMENT OF ANAEROBIC REACTORS,
USP - São Carlos, mar. 1990.

37- YOUNG, H. W. & YOUNG, J. C.,

"Hydraulic characteristics of upflow anaerobic filters".

Journal Environmental Engineering, 114 (3):621-638, June 1988.

APÊNDICE I

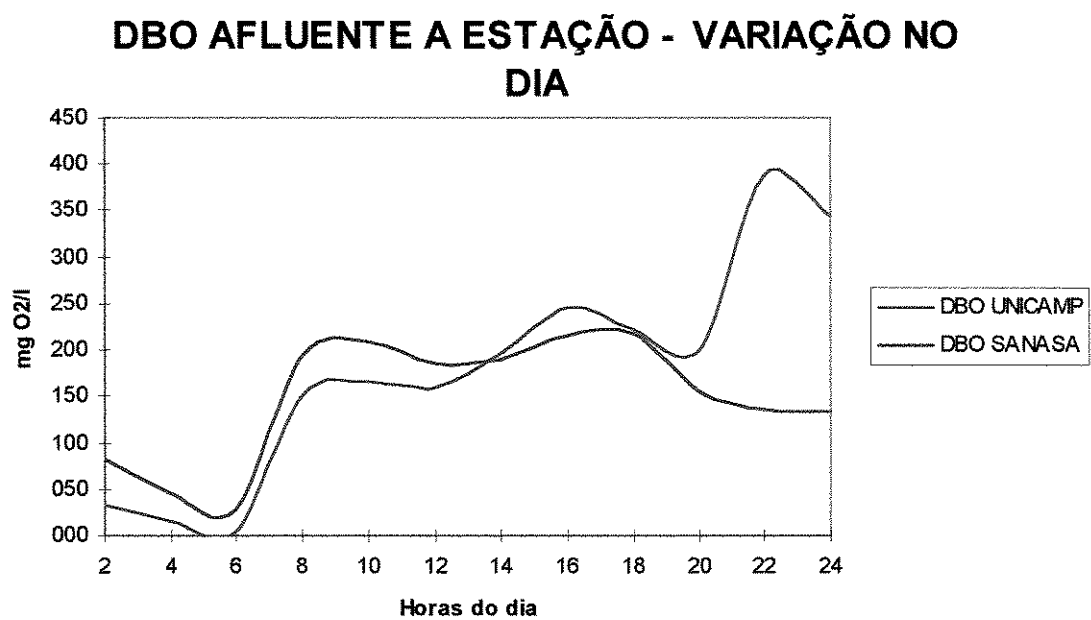


FIGURA 11 - Demanda bioquímica de oxigênio horária do afluente (AF)

DBO AFLUENTE E EFLUENTE DA PENEIRA

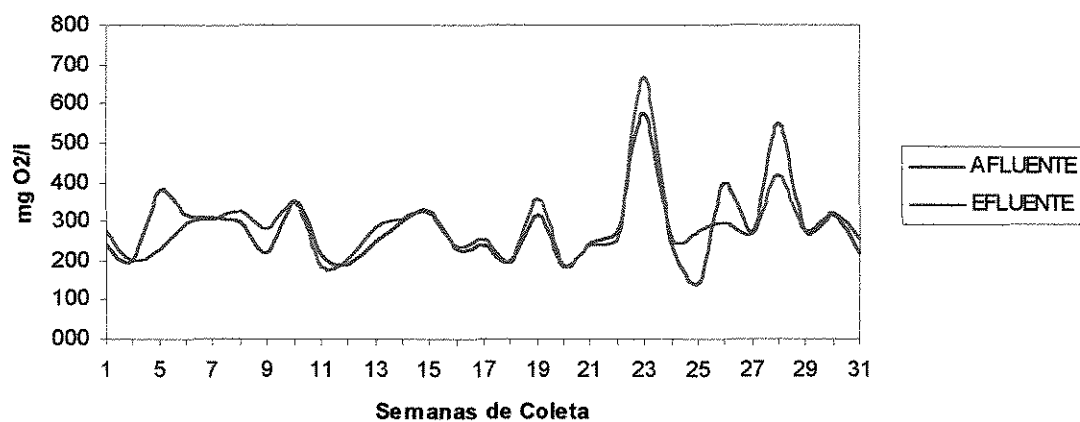


FIGURA 12 - DBO AF e EF da peneira estática (amostra composta 12 horas)

DBO DE ENTRADA (EF) E SAÍDA DOS REATORES

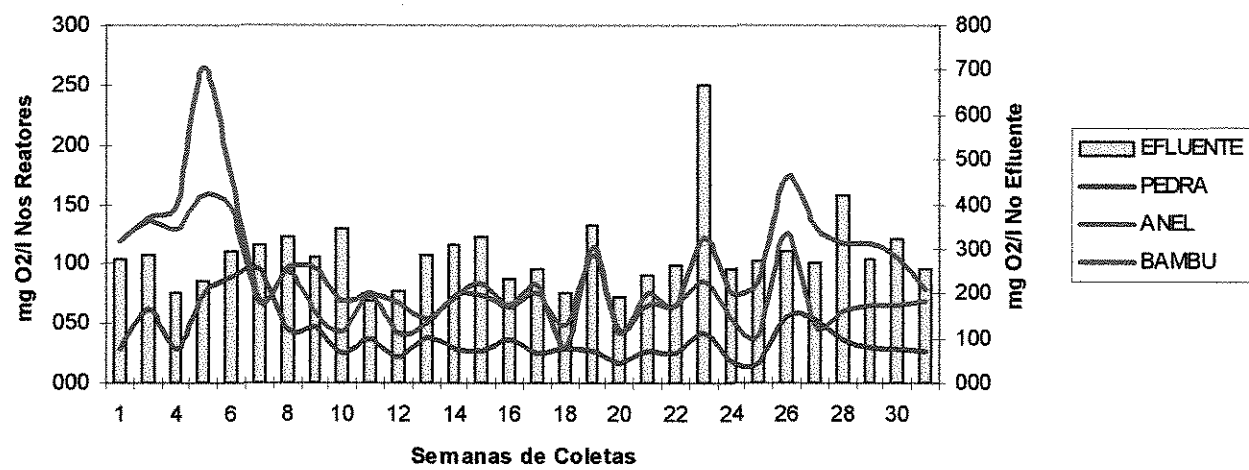


FIGURA 13 - Valores absolutos de DBO: EF, Anel, Bambu e Pedra

REMOÇÃO DE DBO - VALORES EM %

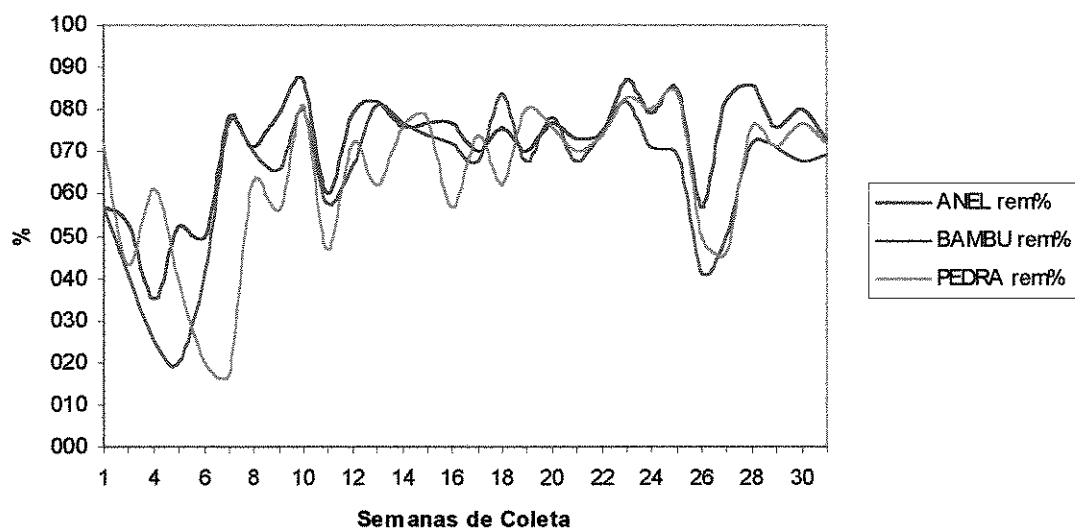


FIGURA 14 - Remoções de DBO dos Reatores Anel, Bambu e Pedra

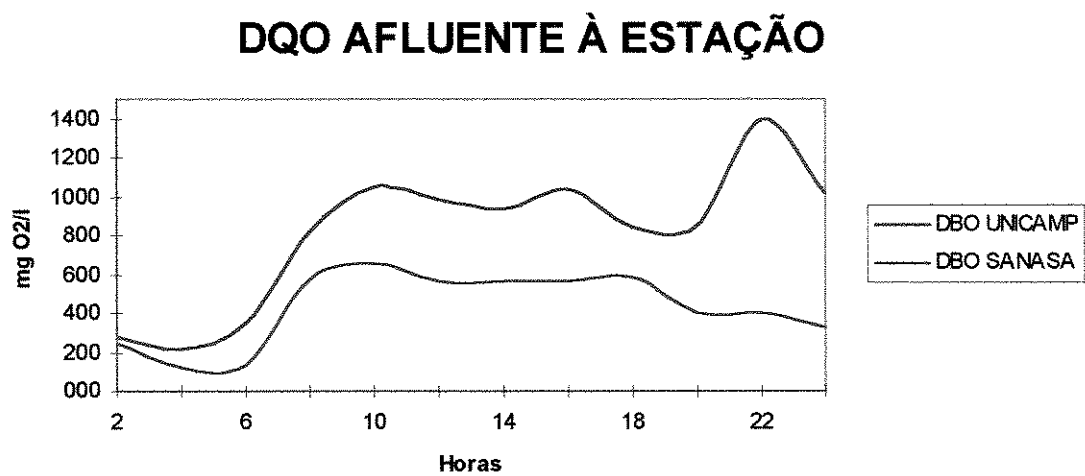


FIGURA 15 - Demanda química de oxigênio horária do afluente (AF)

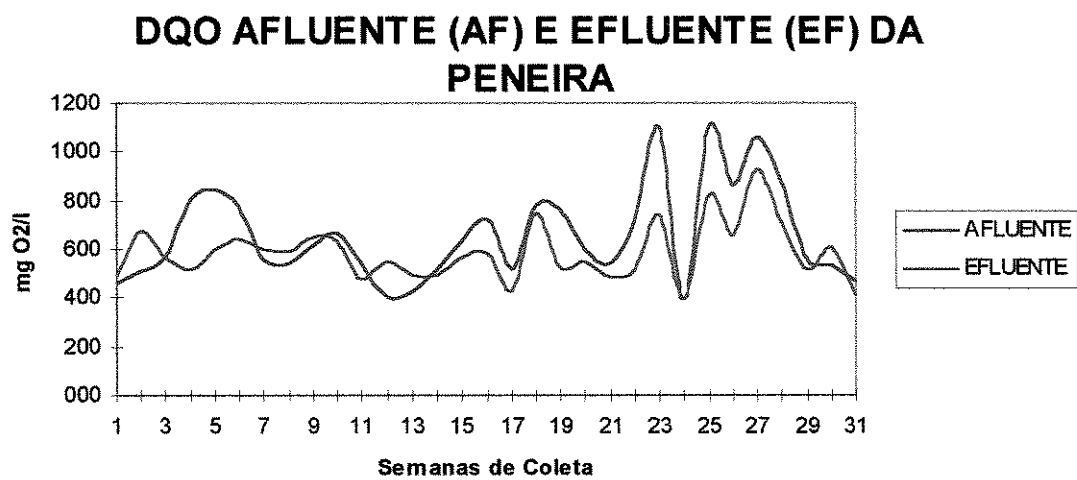


FIGURA 16 - DQO AF e EF da peneira (amostra composta 12h)

DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO NA ENTRADA (EF) E SAÍDA DOS REATORES

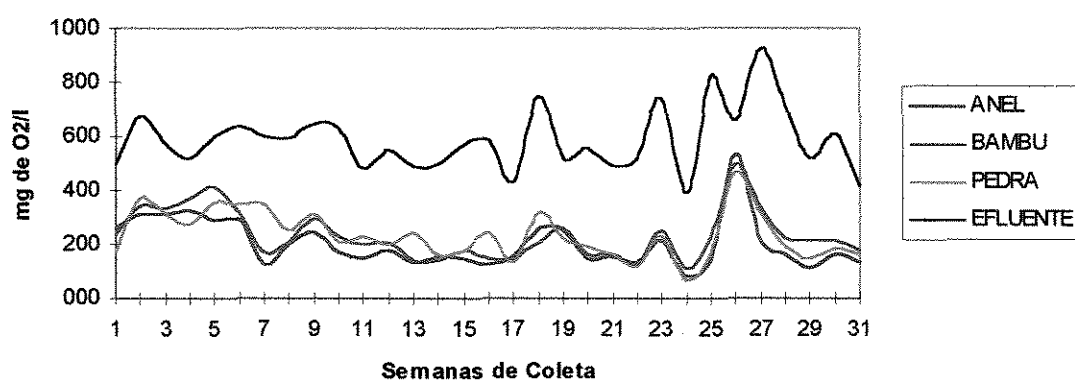


FIGURA 17 - Valores absolutos de DQO EF, Anel, Bambu e pedra

REMOÇÃO DE DQO - VALORES EM %

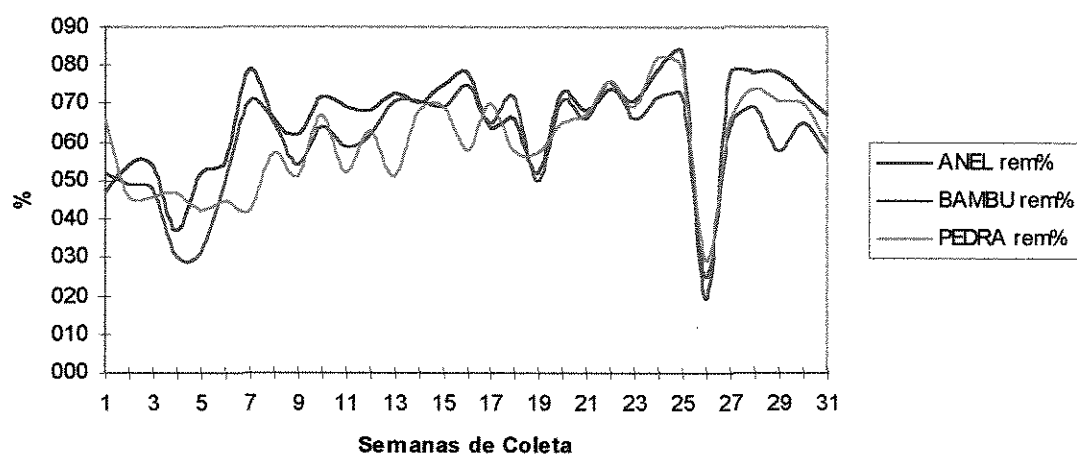


FIGURA 18 - Remoções de DQO dos reatores Anel, Bambu e Pedra

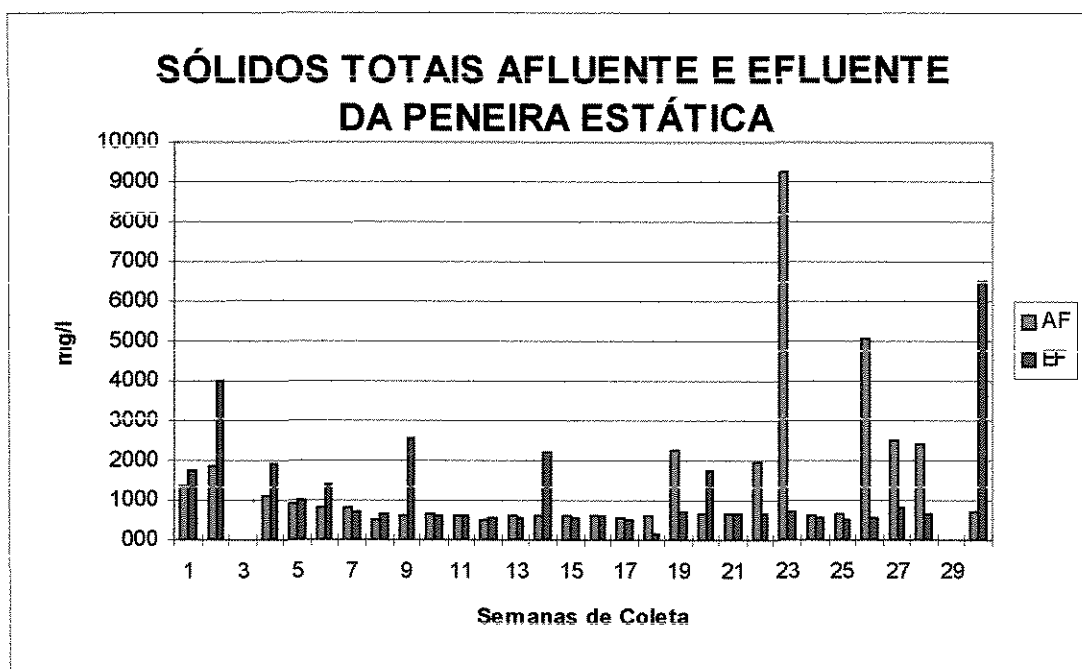


FIGURA 19 - Sólidos Totais AF e EF da peneira estática

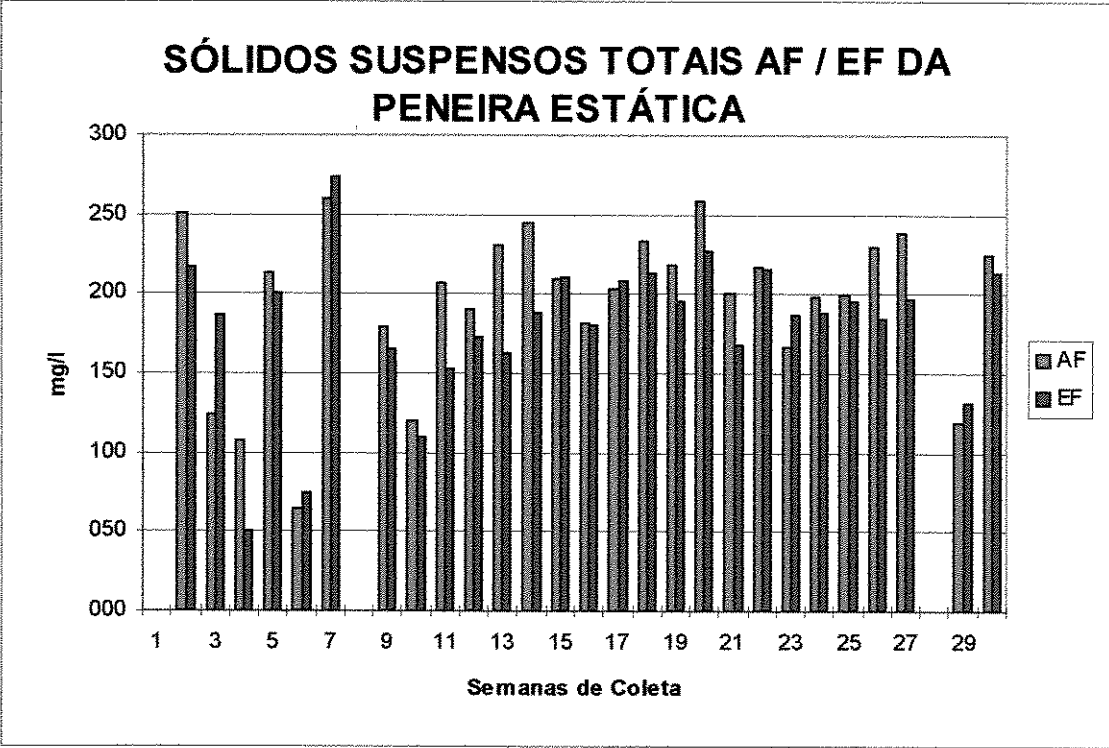


FIGURA 20 - Sólidos suspensos totais AF e EF da peneira estática

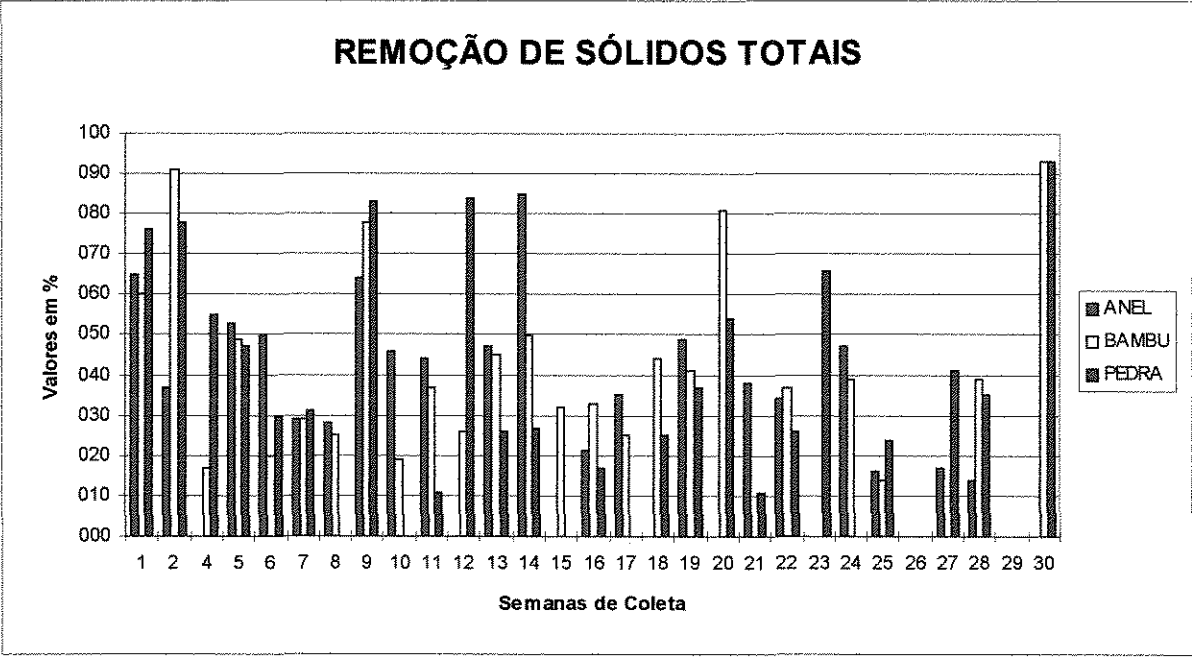


FIGURA 21 - Remoção de sólidos totais dos filtros

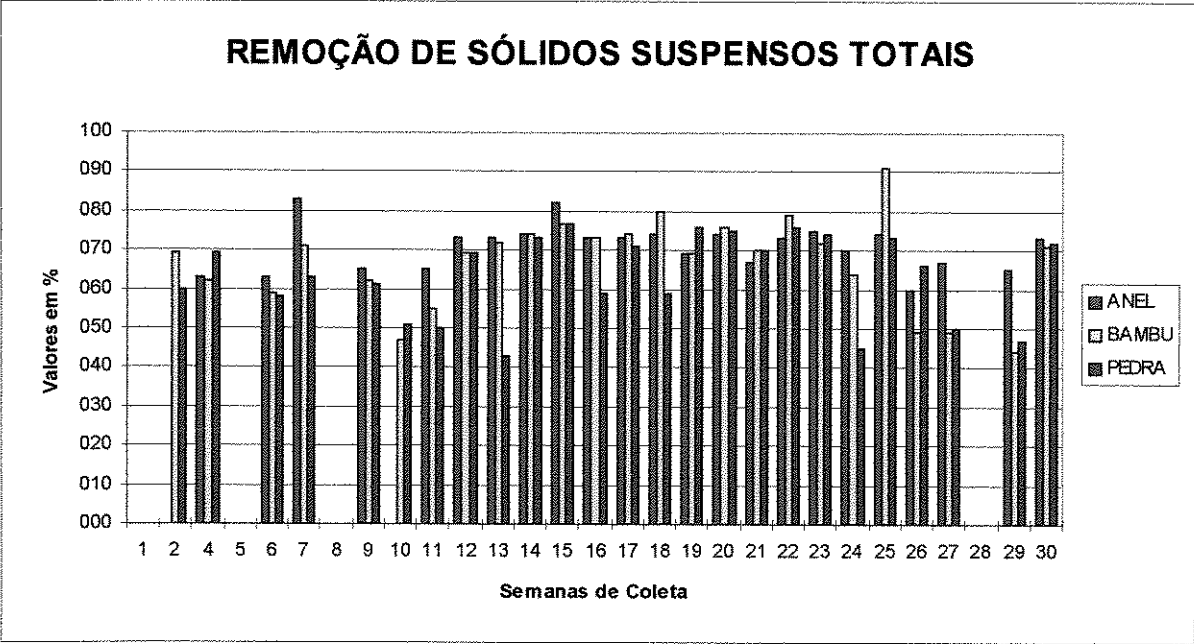


FIGURA 22 - Remoção de sólidos suspensos totais

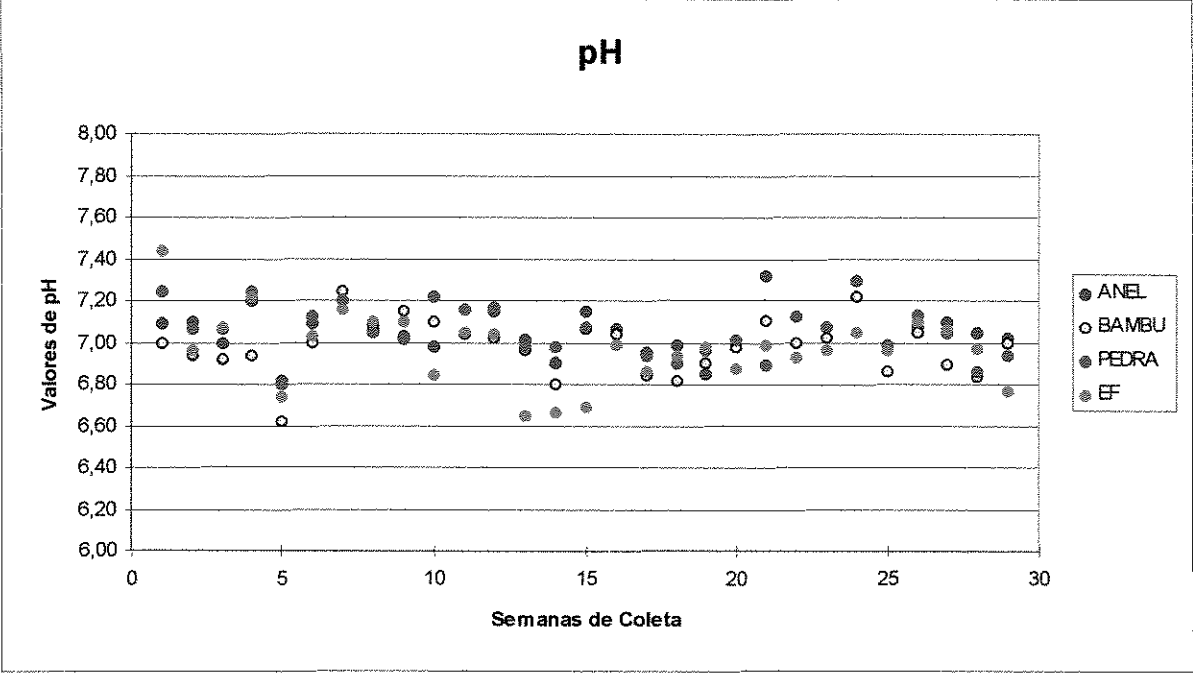


FIGURA 23 - pH

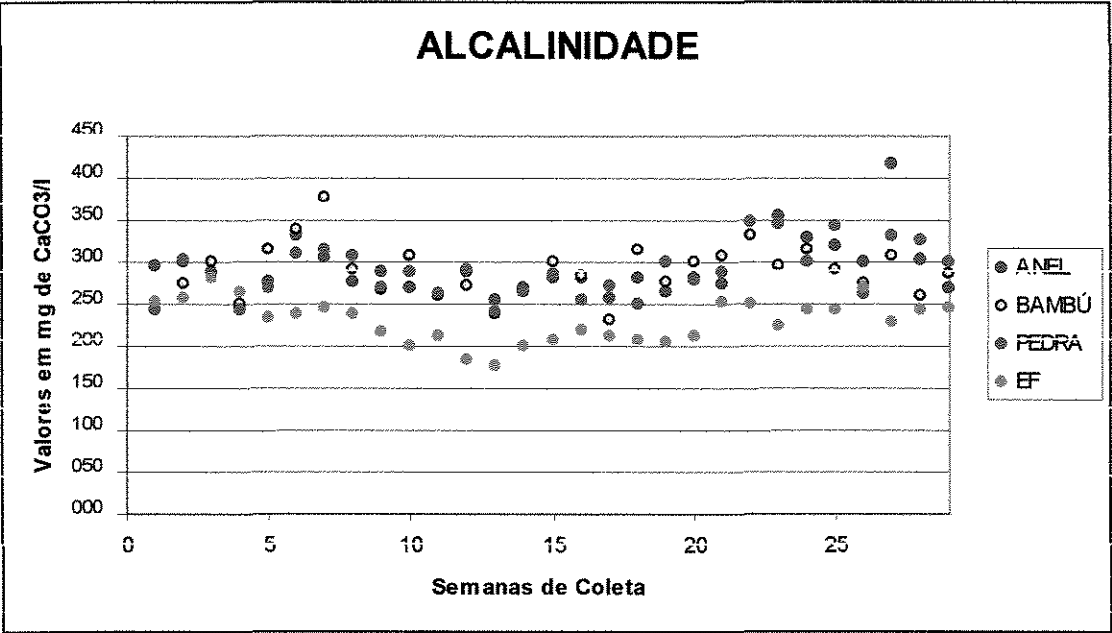


FIGURA 24 - Alcalinidade

APÊNDICE II

**TABELA 05 – DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO COLETA 24H –
ESGOTO BRUTO** (Valores em MgO₂/l)

H DO DIA	DBO UNICAMP	DBO SANASA
002	032	082
004	015	046
006	005	027
008	150	193
010	165	209
012	160	185
014	195	190
016	245	215
018	222	217
020	200	155
022	387	136
024	345	133

**TABELA 06 – DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO AF E EF DA PENEIRA
ESTÁTICA** (Valores em MgO₂/l)

SEMANAS	AFLUENTE	EFLUENTE
ADAPTAÇÃO	1	237
	2	000
	3	000
	4	200
	5	378
	6	317
	MED	283
TDH 12 HORAS	7	313
	8	298
	9	218
	10	352
	11	213
	12	189
	13	248
	14	300
	15	319
	MED	272
TDH 8 HORAS	16	228
	17	242
	18	196
	19	315
	20	185
	21	244
	22	279
	23	578
	24	233
	25	144
	MED	264
4 Hs.	26	399
TDH 12 HORAS	27	276
	28	549
	29	277
	30	316
	31	218
	MED	327
		308

TABELA 07 – DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO NA SAÍDA DOS FILTROS
(Valores em MgO₂/l)

SEMANAS	ANEL	BAMBU	PEDRA
ADAPTAÇÃO	1	119	078
	2	135	165
	3	000	000
	4	129	077
	5	157	196
	6	148	235
	MED	138	150
TDH 12 HORAS	7	067	255
	8	094	121
	9	058	123
	10	044	066
	11	074	098
	12	042	057
	13	051	105
	14	073	074
	15	074	071
	MED	064	108
TDH 8 HORAS	16	063	099
	17	076	065
	18	049	076
	19	108	070
	20	045	045
	21	065	072
	22	066	067
	23	085	113
	24	054	051
	25	041	044
	MED	064	070
4 Hs.	26	126	147
TDH 12 HORAS	27	048	144
	28	060	100
	29	066	081
	30	065	074
	31	069	073
	MED	062	094

TABELA 08 – REMOÇÃO DA DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO
RELAÇÃO ENTRE ENTRADA E SAÍDA DOS REATORES
Valores em %

SEMANAS		ANEL rem%	BAMBU rem%	PEDRA rem%
ADAPTAÇÃO	1	057	057	072
	2	053	000	043
	3	000	000	000
	4	035	025	061
	5	052	020	040
	6	050	041	020
	MED	049	036	047
TDH 12 HORAS	7	078	077	017
	8	071	070	063
	9	079	066	056
	10	087	080	081
	11	060	058	047
	12	079	067	072
	13	082	081	062
	14	076	077	076
	15	077	074	078
	MED	077	072	061
TDH 8 HORAS	16	077	072	057
	17	070	068	074
	18	076	084	062
	19	070	068	080
	20	077	078	076
	21	073	068	070
	22	075	075	074
	23	087	082	083
	24	079	071	080
	25	085	069	084
	MED	077	074	074
	4 Hs.	26	057	041
TDH 12 HORAS	27	082	050	046
	28	086	072	076
	29	076	071	071
	30	080	068	077
	31	073	069	072
	MED	079	066	068

TABELA 09 – DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO DO ESGOTO BRUTO
COLETA 24H (Valores em MgO₂/l)

H DO DIA	DBO UNICAMP	DBO SANASA
002	280	247
004	213	124
006	345	133
008	822	579
010	1043	654
012	988	569
014	933	568
016	1038	567
018	839	589
020	857	401
022	1397	398
024	1017	330

**TABELA 10 – DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO
AF E EF DA PENEIRA ESTÁTICA - (Valores em MgO₂/l)**

SEMANAS		AFLUENTE	EFLUENTE
ADAPTAÇÃO	1	458	496
	2	000	674
	3	565	569
	4	806	521
	5	849	603
	6	772	637
	MED	690	583
TDH 12 HORAS	7	560	603
	8	543	589
	9	616	646
	10	669	632
	11	542	479
	12	405	550
	13	424	492
	14	521	497
	15	630	568
	MED	546	562
TDH 8 HORAS	16	724	582
	17	518	429
	18	778	745
	19	761	522
	20	604	553
	21	542	488
	22	721	515
	23	1098	741
	24	395	394
	25	1106	824
	MED	725	579
4 Hs.	26	863	658
TDH 12 HORAS	27	1058	926
	28	876	719
	29	557	516
	30	536	611
	31	470	414
	MED	699	637

TABELA 11 – DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO NA SAÍDA DOS REATORES
(Valores em MgO₂/l)

SEMANAS	ANEL rem%	BAMBU rem%	PEDRA rem%
ADAPTAÇÃO	1	262	239
	2	311	341
	3	312	335
	4	326	367
	5	288	417
	6	290	313
	MED	298	335
TDH 12 HORAS	7	127	174
	8	199	207
	9	245	299
	10	174	227
	11	149	199
	12	178	210
	13	134	141
	14	152	142
	15	145	176
	MED	167	197
TDH 8 HORAS	16	126	148
	17	155	150
	18	257	211
	19	250	260
	20	149	160
	21	156	164
	22	132	125
	23	212	255
	24	082	110
	25	140	232
	MED	166	182
4 Hs.	26	537	494
TDH 12 HORAS	27	207	331
	28	160	220
	29	112	218
	30	165	213
	31	136	180
	MED	156	232

TABELA 12 – REMOÇÃO DA DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO
 RELAÇÃO ENTRE ENTRADA E SAÍDA DOS REATORES
 (Valores em MgO₂/l)

SEMANAS		ANEL rem%	BAMBU rem%	PEDRA rem%
ADAPTAÇÃO	1	047	052	066
	2	054	049	046
	3	054	049	046
	4	037	030	047
	5	052	031	042
	6	055	050	045
	MED	050	044	049
TDH 12 HORAS	7	079	071	042
	8	066	065	057
	9	062	054	051
	10	072	064	067
	11	069	059	052
	12	068	062	063
	13	073	071	051
	14	070	071	068
	15	075	069	069
	MED	070	065	058
TDH 8 HORAS	16	078	075	058
	17	064	065	070
	18	066	072	058
	19	052	050	057
	20	073	071	065
	21	068	066	067
	22	074	076	076
	23	071	066	069
	24	079	072	082
	25	083	072	079
	MED	071	069	068
4 Hs.	26	019	025	029
TDH 12 HORAS	27	078	064	066
	28	078	069	074
	29	078	058	071
	30	073	065	070
	31	067	057	060
	MED	075	063	068

TABELA 13 – SÓLIDOS: TOTAIS, TOTAIS FIXOS E TOTAIS VOLÁTEIS
(Valores em MgO₂/l)

SEMANAS			ANEL	BAMBÚ	PEDRA	AF	EF
ADAPTAÇÃO	1	ST	612	707	427	1370	1750
		STF	182	150	133	431	468
		STV	430	557	294	939	1282
	2	ST	2513	367	884	1871	3987
		STF	145	112	199	180	155
		STV	2368	255	685	1691	3832
	4	ST	2552	1589	856	1116	1903
		STF	255	225	164	273	250
		STV	2297	1364	692	843	1653
	5	ST	455	493	517	890	976
		STF	132	125	096	162	156
		STV	323	368	421	728	820
	6	ST	694	1102	967	781	1383
		STF	110	144	188	202	120
		STV	584	958	779	579	1263
	MED	ST	1365	852	730	1206	2000
		STF	165	151	156	250	230
		STV	1200	700	574	956	1770
TDH 12 HORAS	7	ST	497	496	485	781	704
		STF	161	174	126	191	196
		STV	336	322	359	590	508
	8	ST	479	500	698	515	667
		STF	205	195	215	285	279
		STV	274	305	483	230	388
	9	ST	930	569	438	609	2571
		STF	162	164	187	218	221
		STV	768	405	251	391	2350
	10	ST	2679	468	1249	627	581
		STF	183	176	216	219	203
		STV	2496	292	1033	408	378
	11	ST	334	379	840	583	601
		STF	143	048	085	115	096
		STV	191	331	755	468	505
	12	ST	4781	410	425	507	554
		STF	161	167	026	200	163
		STV	4620	243	399	307	391
	13	ST	287	298	475	605	539
		STF	103	071	133	200	179
		STV	184	227	342	405	360
	14	ST	340	1119	2368	621	2223
		STF	076	029	127	164	174
		STV	264	1090	2241	457	2049
	15	ST	2603	361	000	592	532
		STF	030	012	000	078	188
		STV	2573	349	000	514	344
	MED	ST	1437	511	775	604	997
		STF	136	115	124	186	189
		STV	1301	396	651	419	808

TABELA 13 – SÓLIDOS: TOTAIS, TOTAIS FIXOS E TOTAIS VOLÁTEIS
(Valores em MgO₂/l) Continuação....

SEMANAS			ANEL	BAMBU	PEDRA	AF	EF
TDH 8 HORAS	16	ST	462	394	484	590	584
		STF	084	055	108	133	157
		STV	377	339	376	457	427
	17	ST	331	381	1847	561	510
		STF	035	000	000	000	228
		STV	296	382	1919	573	282
	18	ST	1286	339	451	602	135
		STF	161	124	151	106	088
		STV	1125	215	300	196	000
	19	ST	361	412	440	2250	701
		STF	006	001	144	120	148
		STV	355	411	296	2130	553
	20	ST	4073	326	792	641	1728
		STF	080	108	143	120	136
		STV	3993	218	649	521	1592
	21	ST	391	1561	566	644	634
		STF	129	084	125	113	167
		STV	262	1477	441	531	467
	22	ST	437	421	489	1960	663
		STF	174	165	161	243	185
		STV	263	256	328	1717	478
	23	ST	3267	6101	248	9261	717
		STF	050	125	133	153	061
		STV	3217	5976	110	9109	656
	24	ST	323	369	000	605	565
		STF	112	111	039	114	128
		STV	211	258	000	491	438
	25	ST	433	439	391	639	513
		STF	174	111	073	105	220
		STV	259	328	318	534	293
	MED	ST	1136	1074	571	1775	675
		STF	101	088	108	121	152
		STV	1036	986	474	1626	519
TDH 4 HORAS	26	ST	6391	591	8106	5046	552
		STF	105	143	098	148	078
		STV	6286	448	8008	4898	474
TDH 12 HORAS	27	ST	665	809	478	2497	805
		STF	138	103	160	147	164
		STV	527	706	318	235	641
	28	ST	575	407	436	2422	666
		STF	125	139	097	164	128
		STV	450	268	339	339	538
	29	ST	000	000	000	000	000
		STF	000	000	000	000	000
		STV	000	000	000	000	000
	30	ST	17981	474	447	680	6497
		STF	078	136	146	161	079
		STV	17903	563	306	421	6418
	MED	ST	6407	563	454	1866	2656
		STF	114	126	134	157	124
		STV	6293	512	321	332	2532

TABELA 14 – SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS, TOTAIS FIXOS E TOTAIS VOLÁTEIS
(Valores em MgO₂/l)

SEMANAS			1	2	3	AF	EF
ADAPTAÇÃO	1	SST	000	000	000	000	000
		SSF	000	000	000	000	000
		SSV	000	000	000	000	000
	2	SST	884	067	086	251	217
		SSF	110	005	006	040	022
		SSV	734	062	080	211	195
	4	SST	068	071	057	124	186
		SSF	004	005	006	009	020
		SSV	064	066	051	115	166
	5	SST	071	115	089	107	050
		SSF	004	015	008	016	007
		SSV	067	100	081	092	043
	6	SST	074	083	085	213	201
		SSF	013	011	009	027	021
		SSV	061	072	076	186	179
	MED	SST	274	084	079	174	164
		SSF	033	009	007	023	018
		SSV	232	075	072	151	146

TABELA 14 – SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS, TOTAIS FIXOS E TOTAIS VOLÁTEIS
(Valores em MgO₂/l) Continuação

SEMANAS			1	2	3	AF	EF
TDH 12 HORAS	7	SST	046	078	100	260	273
		SSF	008	025	014	048	064
		SSV	038	053	086	212	209
	8	SST	000	000	000	000	000
		SSF	000	000	000	000	000
		SSV	000	000	000	000	000
	9	SST	057	062	064	179	165
		SSF	013	011	010	021	025
		SSV	044	051	054	158	140
	10	SST	059	058	054	120	110
		SSF	007	004	004	011	009
		SSV	052	054	050	109	101
	11	SST	053	069	076	207	152
		SSF	005	004	007	022	018
		SSV	048	065	069	185	134
	12	SST	046	053	054	190	173
		SSF	004	005	004	033	025
		SSV	042	048	050	154	148
	13	SST	043	046	093	231	162
		SSF	006	005	011	031	018
		SSV	037	041	082	200	144
	14	SST	048	049	050	245	188
		SSF	005	004	004	303	023
		SSV	043	045	046	215	165
	15	SST	038	049	049	209	210
		SSF	004	005	007	026	022
		SSV	034	044	042	183	188
	MED	SST	049	058	068	205	179
		SSF	007	008	008	062	026
		SSV	042	050	060	177	154

TABELA 14 – SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS, TOTAIS FIXOS E TOTAIS VOLÁTEIS
(Valores em MgO₂/l) Continuação

SEMANAS			1	2	3	AF	EF
TDH 8 HORAS	16	SST	048	048	073	182	180
		SSF	005	003	008	025	026
		SSV	043	045	065	157	154
	17	SST	056	055	060	203	208
		SSF	008	007	012	008	033
		SSV	048	048	048	195	175
	18	SST	056	043	087	233	213
		SSF	006	006	010	025	028
		SSV	050	037	077	208	185
	19	SST	060	061	048	218	196
		SSF	000	001	000	000	003
		SSV	060	060	000	000	193
	20	SST	060	055	057	258	227
		SSF	006	005	009	037	032
		SSV	054	050	048	221	195
	21	SST	055	051	050	200	168
		SSF	006	004	007	038	011
		SSV	049	047	043	162	157
	22	SST	058	046	051	217	216
		SSF	006	001	004	023	024
		SSV	052	045	047	194	192
	23	SST	042	047	043	166	186
		SSF	013	033	013	011	015
		SSV	042	047	043	155	171
	24	SST	059	071	108	198	188
		SSF	007	010	014	026	017
		SSV	052	061	094	172	171
	25	SST	051	076	052	199	195
		SSF	004	006	004	022	021
		SSV	047	070	048	177	174
	MED	SST	055	055	063	207	198
		SSF	007	008	009	024	021
		SSV	050	051	057	182	177

TABELA 14 – SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS, TOTAIS FIXOS E TOTAIS VOLÁTEIS
(Valores em MgO₂/l) Continuação

SEMANAS			1	2	3	AF	EF
TDH 04 HRS.	26	SST	073	094	063	230	184
		SSF	011	018	014	033	018
		SSV	062	076	049	197	166
TDH 12 HORAS	27	SST	065	100	099	238	197
		SSF	013	015	015	034	025
		SSV	052	085	084	204	172
	28	SST	000	000	000	000	000
		SSF	000	000	000	000	000
		SSV	000	000	000	000	000
	29	SST	046	073	070	119	131
		SSF	008	000	000	000	018
		SSV	038	079	000	000	113
	30	SST	057	062	059	224	213
		SSF	005	003	004	023	022
		SSV	052	059	055	201	191
	MED	SST	046	067	058	680	128
		SSF	008	011	010	022	015
		SSV	038	060	044	134	113

**TABELA 15 – REMOÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS E DE SÓLIDOS SUSPENSOS
TOTAIS - (Valores em Porcentagem)**

SEMANAS			ANÊL		BAMBU		PEDRA	
			ST	SST	ST	SST	ST	SST
ADAPTAÇÃO	1	ST	065	000	060	000	076	000
		STF	061	000	068	000	072	000
		STV	066	000	057	000	077	000
	2	ST	037	000	091	069	078	060
		STF	000	000	000	077	000	073
		STV	038	000	093	068	082	059
	4	ST	000	063	017	062	055	069
		STF	000	080	000	075	034	070
		STV	000	061	017	060	058	069
	5	ST	053	000	049	000	047	000
		STF	015	043	020	000	038	000
		STV	061	000	055	000	049	000
	6	ST	050	063	020	059	030	058
		STF	000	038	000	048	000	057
		STV	054	066	024	060	038	058
	MED	ST	051	063	047	063	057	062
		STF	038	054	044	067	048	067
		STV	055	064	049	063	061	062

TABELA 15 – REMOÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS E DE SÓLIDOS SUSPENSOS
TOTAIS - (Valores em Porcentagem) Continuação....

SEMANAS			ANÉL		BAMBU		PEDRA	
			ST	SST	ST	SST	ST	SST
TDH 12 +/- 2 HORAS	7	ST	029	083	029	071	031	063
		STF	018	088	011	061	036	078
		STV	034	082	037	075	029	059
	8	ST	028	000	025	000	000	000
		STF	027	000	030	000	023	000
		STV	029	000	021	000	000	000
	9	ST	064	065	078	062	083	061
		STF	027	048	026	056	015	060
		STV	067	069	083	064	089	001
	10	ST	046	000	019	047	000	051
		STF	022	000	000	056	000	056
		STV	049	000	023	047	000	050
	11	ST	044	065	037	005	011	050
		STF	000	072	050	078	000	061
		STV	062	064	034	051	023	049
	12	ST	000	073	026	069	084	069
		STF	000	084	000	080	000	084
		STV	000	072	038	068	012	066
	13	ST	047	073	045	072	026	043
		STF	042	067	060	072	005	039
		STV	049	074	037	072	000	043
	14	ST	085	074	050	074	027	073
		STF	056	078	083	083	000	083
		STV	087	074	047	073	000	072
	15	ST	000	082	032	077	000	077
		STF	084	082	094	077	000	068
		STV	000	082	000	077	000	078
	MED	ST	049	073	038	047	044	061
		STF	040	075	050	071	020	066
		STV	054	073	041	066	038	052

TABELA 15 – REMOÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS E DE SÓLIDOS SUSPENSOS
TOTAIS - (Valores em Porcentagem) Continuação....

SEMANAS		ANÊL			BAMBU		PEDRA	
		ST	SST	ST	SST	ST	SST	
TDH 8 +- 2 HORAS	16	ST	021	073	033	073	017	059
		STF	046	081	065	088	031	069
		STV	012	072	021	071	012	058
	17	ST	035	073	025	074	000	071
		STF	085	076	000	079	000	064
		STV	000	073	000	073	000	073
	18	ST	000	074	044	080	025	059
		STF	000	079	000	079	000	064
		STV	000	073	057	080	040	058
	19	ST	049	069	041	069	037	076
		STF	096	000	099	000	000	000
		STV	036	069	026	069	046	000
	20	ST	000	074	081	076	054	075
		STF	041	081	021	084	000	072
		STV	000	072	086	074	059	075
	21	ST	038	067	000	070	011	070
		STF	023	045	050	064	025	036
		STV	044	069	000	070	006	073
	22	ST	034	073	037	079	026	076
		STF	000	075	001	096	013	083
		STV	045	073	046	077	031	076
	23	ST	000	075	000	072	066	074
		STF	067	099	018	097	013	099
		STV	000	075	000	073	083	075
	24	ST	047	070	039	064	000	045
		STF	013	073	013	062	070	046
		STV	057	070	047	065	000	045
	25	ST	016	074	014	091	024	073
		STF	021	081	050	071	067	081
		STV	012	073	000	060	000	072
	MED	ST	034	072	039	075	033	068
		STF	049	077	040	080	037	068
		STV	035	072	047	071	040	068

TABELA 15 – REMOÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS E DE SÓLIDOS SUSPENSOS
TOTAIS - (Valores em Porcentagem) Continuação....

SEMANAS			ANÉL		BAMBU		PEDRA	
			ST	SST	ST	SST	ST	SST
TDH 4 HRS.	26	ST	000	060	000	049	000	066
		STF	000	039	000	000	000	022
		STV	000	063	000	054	000	070
TDH 12 HORAS	27	ST	017	067	000	049	041	050
		STF	016	048	037	040	002	040
		STV	018	070	000	051	050	051
	28	ST	014	000	039	000	035	000
		STF	002	075	000	078	024	069
		STV	016	000	050	000	037	000
	29	ST	000	065	000	044	000	047
		STF	000	056	000	000	000	000
		STV	000	066	000	030	000	000
	30	ST	000	073	093	071	093	072
		STF	000	077	000	086	000	082
		STV	000	073	095	069	095	071
	MED	ST	016	064	020	036	056	056
		STF	009	055	037	030	013	064
		STV	017	070	073	034	061	061

TABELA 16 – Ph E ALCALINIDADE

(Valores em MgO₂/l)

SEMANAS		ANEL	BAMBÚ	PEDRA	AF	EF
1	pH	7,09	7,00	7,24	7,44	7,44
	ALC	296	253	243	257	252
2	pH	7,10	6,94	7,06	7,05	6,96
	ALC	300	273	302	258	256
3	pH	7,00	6,92	7,06	6,85	7,07
	ALC	288	300	281	287	281
4	pH	7,20	6,94	7,24	7,20	7,22
	ALC	246	250	242	262	264
5	pH	6,82	6,62	6,80	6,94	6,74
	ALC	277	315	269	216	233
6	pH	7,09	7,00	7,12	7,00	7,03
	ALC	332	338	309	237	239
7	pH	7,20	7,24	7,20	7,05	7,16
	ALC	305	376	315	233	246
8	pH	7,06	7,08	7,05	7,06	7,10
	ALC	277	290	307	235	237
9	pH	7,03	7,15	7,01	7,01	7,10
	ALC	288	267	269	208	216
10	pH	6,98	7,10	7,22	7,00	6,84
	ALC	269	307	288	222	199
11	pH	7,05	7,04	7,16	7,03	7,05
	ALC	262	260	262	192	211
12	pH	7,15	7,02	7,17	6,99	7,04
	ALC	288	272	290	173	183
13	pH	7,01	6,96	6,98	6,67	6,65
	ALC	255	237	241	180	176
14	pH	6,90	6,80	6,98	6,79	6,66
	ALC	269	265	265	192	199
15	pH	7,15	7,06	7,07	6,70	6,69
	ALC	281	300	286	204	208

TABELA 16 – Ph E ALCALINIDADE(Valores em MgO₂/l) Continuação....

SEMANAS		ANEL	BAMBÚ	PEDRA	AF	EF
16	pH	7,06	7,04	6,99	6,92	6,99
	ALC	281	283	255	216	220
17	pH	6,95	6,84	6,94	6,79	6,86
	ALC	258	232	272	211	213
18	pH	6,99	6,82	6,90	6,98	6,94
	ALC	281	314	251	211	208
19	pH	6,85	6,90	6,96	6,87	6,98
	ALC	265	276	300	208	204
20	pH	6,88	6,98	7,01	6,89	6,88
	ALC	281	300	279	211	211
21	pH	7,32	7,11	6,89	6,95	6,99
	ALC	273	307	288	242	253
22	pH	7,00	7,00	7,12	7,00	6,93
	ALC	348	331	348	258	251
23	pH	7,02	7,02	7,07	6,99	6,96
	ALC	354	296	346	228	225
24	pH	7,22	7,22	7,29	7,19	7,05
	ALC	328	315	300	249	242
25	pH	6,96	6,86	6,99	6,89	6,96
	ALC	320	290	344	236	244
26	pH	7,07	7,05	7,13	7,13	7,10
	ALC	300	273	263	240	268
27	pH	7,10	6,89	7,05	6,98	7,06
	ALC	416	308	330	226	228
28	pH	7,05	6,83	6,86	6,87	6,97
	ALC	302	259	327	242	242
29	pH	7,02	7,00	6,94	6,86	677,00
	ALC	270	285	300	243	245