

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP  
EXEMPLAR REVISADO  
Data de entrada no Serviço: 23.01.02  
Ass.: Guilherme

**Remoção de Fósforo por adição de Cloreto Férrico em Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) seguido de Reator Aeróbio Sequencial de Batelada (RSB).**

**Aluno: Emerson Marçal Júnior**

**Orientador: Prof. Dr. Eugênio Foresti**



**Processos Anaeróbios de Tratamento de Águas Residuárias**

**Projeto Temático FAPESP: Estrutura, Composição, Crescimento e Dinâmica de Biofilme em Sistemas Mistos Anaeróbios/Aeróbios de Tratamento de Águas Residuárias.**

DEDALUS - Acervo - EESC



31100036860



**Remoção de Fósforo por adição de Cloreto Férrico em Reator Anaeróbio  
de Manta de Lodo (UASB) seguido de Reator Aeróbio Sequencial de  
Batelada (RSB).**

**Aluno: Emerson Marçal Júnior**

**Orientador: Prof. Dr. Eugênio Foresti**


Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de  
São Carlos, da Universidade de São Paulo, para  
obtenção do título de mestre em Hidráulica e  
Saneamento.

São Carlos  
Estado de São Paulo  
Novembro de 2001


**FOLHA DE JULGAMENTO**

Candidato: Engenheiro **EMERSON MARÇAL JUNIOR**

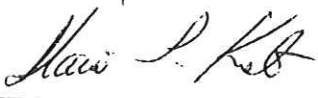
Dissertação defendida e julgada em 19-11-2001 perante a Comissão Julgadora:

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Tit. **EUGÊNIO FORESTI (Orientador)**  
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADO


  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. **MARCELO ZAJAC**  
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovado

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. **MÁRIO TAKAYUKI KATO**  
(Universidade Federal de Pernambuco/UFPE)

APROVADO

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Associada **MARIA DO CARMO CALIJURI**  
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação  
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)

  
\_\_\_\_\_  
**JOSÉ CARLOS A. CINTRA**  
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC



**Reluto contra o medo...**

**Orgulho-me de conseguir...**

**Some como a brisa...**

**Amanhece ensolarado...**

**Nasce o loirinho...**

**Alemão...**

**Eu te amo...**

**Renasce a vida...**

**O homem continua...**

**Sábio é quem ama...**

**Ama a vida...**

**Nove meses depois...**

**As primeiras letras dão sentido.**



## Dedicatória

À minha esposa, meu amor, minha paixão.

Rosana Mara Molina

À minha mãe, que me deu a vida.

Maria Helena

A meu Pai, meu espelho.

Emerson Marçal

À minha irmã, minha família.

Ingrid

Ao meu filho, minha inspiração.

João Pedro



## Agradecimentos

A Deus, por me dar saúde para poder continuar lutando pelos meus objetivos, por me dar força para superar minhas derrotas e por me dar vida em forma de filho.

Ao meu orientador prof. Dr. Eugênio Foresti pela liberdade, incentivo e principalmente confiança demonstrados durante todo o decorrer deste trabalho.

A minha mãe, pelo ensinamento e traduções na língua inglesa e por sempre me incentivar a estudar.

Aos meus queridos sogros, Orlando e Wanda, pelo apoio e incentivo.

Ao Pessoal do Laboratório de Processos Anaeróbios.

À Patrícia pela montagem dos reatores.

Principalmente a Nélia, pelos ensinamentos, orientação, paciência, parceria, honestidade, dedicação e outras qualidades demonstradas, que sem isto, não seria tão agradável os dias de laboratório.

A Heloísa pela fundamental ajuda na microscopia.

A Beth, a Janja pela ajuda, dedicação e carinho despendidos.

A CNPq, pela concessão de bolsa de estudos.

A todos aqueles que direta ou indiretamente, colaboraram para a realização deste trabalho, com importantes sugestões e informações ou simplesmente com a convivência do dia a dia.



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Mecanismo de remoção biológica de excesso de fósforo, (WEF/ASCE, 1992).	21
Figura 2 – Configuração do Reator Sequencial em Batelada para oxidação de matéria carbonácea, remoção de nitrogênio e fósforo (WEF/ASCE.,1992)	22
Figura 3 – Sistema PHOREDOX utilizado para remoção simultânea de nitrogênio e fósforo (BARNARD, 1976).	22
Figura 4 – Sistema UCT utilizado para remoção conjunta de nitrogênio e fósforo (MARAIS, 1983).	23
Figura 5 – Sistema A <sup>2</sup> /O utilizado para remoção de fósforo, com nitrificação e desnitrificação (CANVIRO CONSULTANTS LTDA.,1986).	23
Figura 6 – Fotografia do sistema utilizado no experimento.	29
Figura 7 – UASB utilizado durante o experimento.	30
Figura 8 – Separador de fases do UASB.	31
Figura 9 – RSB utilizado durante o experimento.	32
Figura 10 – Fases programadas para o RSB.	33



Figura 11- Gráfico de remoção de DQO na primeira etapa	41
Figura 12 - Gráfico de remoção de nitrogênio amoniacal primeira etapa.	42
Figura 13 - Gráfico de remoção de fosfato na primeira etapa.	43
Figura 14- Fotos do lodo anaeróbio na primeira etapa.	44
Figura 15 – Foto do lodo aeróbio na primeira etapa.	45
Figura 16 – Gráfico de remoção de DQO na segunda etapa.	47
Figura 17 – Gráfico de remoção de nitrogênio amoniacal segunda etapa.	48
Figura 18 - Gráfico de remoção de fosfato na segunda etapa.	49
Figura 19 - Gráfico de remoção de DQO na terceira etapa.	51
Figura 20 - Gráfico de remoção de nitrogênio amoniacal terceira etapa.	52
Figura 21 - Gráfico de remoção de fosfato na terceira etapa.	53
Figura 22 - Gráfico de remoção de DQO na quarta etapa.	55
Figura 23 - Gráfico de remoção de nitrogênio amoniacal quarta etapa.	56
Figura 24 – Gráfico de remoção de fosfato na quarta etapa.	57
Figura 25 – Fotos do lodo do reator aeróbio na quarta etapa.	58





Figura 26 – Foto do lodo aeróbio da SANASA de Campinas.	59
Figura 27 - Gráfico de remoção de DQO na quinta etapa.	61
Figura 28 - Gráfico de remoção de nitrogênio amoniacal quinta etapa.	63
Figura 29 - Gráfico de remoção de fosfato na quinta etapa.	64
Figura 30 – Foto do lodo aeróbio na quinta etapa.	65
Figura 31 - Gráfico de remoção de DQO na sexta etapa.	66
Figura 32 – Gráfico de remoção de nitrogênio amoniacal sexta etapa.	68
Figura 33 – Gráfico de remoção de fosfato na sexta etapa.	70
Figura 34 - Teste de remoção de fosfato através de reatores por batelada.	71
Figura 35 – Foto do lodo do reator anaeróbio na sexta etapa.	72
Figura 36 – Fotos do lodo do reator aeróbio na sexta etapa.	73



## **LISTA DE TABELAS**

Tabela 1 - Principais gêneros de bactérias encontradas no processo de lodos ativados e suas respectivas funções (HORAN, 1990).	11
Tabela 2. Agrupamento de organismos de diversos gêneros presentes em sistemas de lodos ativados (VAZOLLER et al., 1989).	11
Tabela 3 . Microrganismos indicadores das condições de depurações em sistemas de lodos ativados (VAZOLLER et al., 1989).	12
Tabela 4 - Ciclo típico de um RSB padrão para nitrificação (USEPA, 1992).	15
Tabela 5 - Ciclo Típico de um RSB padrão para remoção de nutrientes (USEPA, 1992).	15
Tabela 6 -Formas de fósforo no sistema aquático (Water Chemistry,1980).	17
Tabela 7: Valores típicos de dosagens de cloreto férrico e sulfato de alumínio para certas faixas de remoção de fósforo.	24
Tabela 8: Resultados de remoção do fósforo por adição de cloreto férrico em reator UASB.	28
Tabela 9 - Parâmetros operacionais nas 6 etapas da dissertação.	35
Tabela 10 - Tempo de duração do ciclo operacional do RSB.	36
Tabela 11 - Parâmetros analisados, métodos e freqüência das análises.	36



## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

- CETESB* : Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
- RSB* : reator seqüencial em batelada
- UASB* : reator de fluxo ascendente com manta de lodo
- PHB* : Poli - hidroxibutirato
- Poli-P* : fósforo como polifosfato acumulado por bactérias *acinetobacter ssp*
- SANEPAR* : Companhia de Saneamento do Paraná
- USA* : United States of America
- USEPA* : United States Environment Protection Agency
- WEF* : Water Environment Federation
- WPCF* : Water Pollution Control Federation



## LISTA DE SÍMBOLOS

<i>AB</i> :	alcalinidade a bicarbonato, $M.L^{-3}$
<i>AT</i> :	alcalinidade total, $M.L^{-3}$
<i>AV</i> :	ácidos voláteis, $M.L^{-3}$
<i>DBO<sub>5,20 C</sub></i> :	demanda bioquímica de oxigênio determinada com cinco dias de incubação a 20°C, $M.L^{-3}$
<i>DQO</i> :	demanda química de oxigênio, $M.L^{-3}$
<i>E</i> :	eficiência de um sistema na remoção de um parâmetro
$F/M$ :	relação entre concentração de matéria orgânica e microrganismo, $T^{-1}$
<i>IVL</i> :	índice volumétrico de lodo, $L^{-3}.M^{-1}$
<i>N-amoniacal</i> :	concentração de nitrogênio como $NH_3$ e $NH_4^+$ , $M.L^{-3}$
<i>N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup></i> :	concentração de nitrogênio como nitrito, $M.L^{-3}$
<i>N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup></i> :	concentração de nitrogênio como nitrato, $M.L^{-3}$
<i>N-orgânico</i> :	concentração de nitrogênio orgânico, $M.L^{-3}$
<i>NTK</i> :	concentração de nitrogênio total determinado pelo método Kjeldahl (compreende N-orgânico + N-amoniacal), $M.L^{-3}$
<i>OD</i> :	oxigênio dissolvido, $M.L^{-3}$
<i>pH</i> :	potencial hidrogeniônico
<i>PO<sub>4</sub><sup>3-</sup></i> :	fosfato
<i>P<sub>X</sub></i> :	massa celular de excesso de lodo produzido por dia, $M.T^{-1}$
<i>Q</i> :	vazão, $L.T^{-1}$
<i>SST</i> :	sólidos suspensos totais, $M.L^{-3}$
<i>SSV</i> :	sólidos suspensos voláteis, $M.L^{-3}$
<i>T</i> :	tempo de ciclo, T
<i>V</i> :	volume do reator, L
<i>X</i> :	concentração de microrganismos, expressos em SSV, $M.L^{-3}$
<i>TDH</i> :	tempo de detenção hidráulica, T
<i>TDC</i> :	tempo de detenção celular, T



## Resumo

Um sistema de tratamento de esgotos sanitários constituído por reator UASB seguido de reator RSB foi operado durante 27 semanas objetivando-se verificar seu desempenho na remoção de matéria orgânica carbonácea, nitrogênio amoniacal e fósforo.

O reator UASB, com 145 litros foi operado com tempo de detenção hidráulica médio de 8 horas durante todo experimento. O reator RSB, de 106 litros, foi operado com tempos de ciclo de 24, 12 e 6 horas, em seis etapas distintas.

Os tempos de ciclo no RSB variaram de 24, 12, 6, 24, 24 e 24 para as etapas 1, 2, 3, 4, 5 e 6 respectivamente.

As últimas três etapas foram caracterizada pela adição de cloreto férrico no afluente dos reatores. Na etapa 4, o RSB recebeu 50 mg/L e nas etapas 5 e 6 o UASB recebeu 100 e 200 mg/L de cloreto férrico, respectivamente.

O sistema UASB/RSB apresentou eficiência média de remoção de DQO de 92% nas etapas 1, 2, 5 e 6. Na etapa 3, com tempo de ciclo de 6 horas e na etapa 4, quando o RSB recebeu 50 mg/L de cloreto férrico, a eficiência média de remoção de DQO foi de 83%.

Quando  $\text{FeCl}_3$  foi adicionado no afluente do reator UASB, obteve-se excelente desempenho na remoção de fósforo, cujas concentrações afluentes foram da ordem de 1,0 mg/L e 4,0 mg/L para a adição de 200 e 100 mg/L de cloreto férrico, respectivamente



## Abstract

The performance evaluation of a pilot scale system composed by a UASB reactor followed by an SBR reactor treating domestic sewage is presented. The UASB reactor with 145 L of volume, was operated with an average hydraulic detention period of 8 hours. The SBR reactor had a volume of 106 liters being operated with cyclic time of 24, 12, and 6 hours. These different operational conditions characterized three stages of the work from a total of six stages. The three last stages were the addition of 50, 100, and 200 mg/L of ferric chloride in the aerobic, anaerobic, and anaerobic reactors, respectively. In the three last stages the UASB reactor worked with an average hydraulic detention time of 8 hours and the aerobic reactor worked with a cyclic time of 24 hours.

After 27 weeks of continuous operation, the UASB/SBR system produced very good results in terms of COD removal. The average results of the COD removal were of 92% to the first, second, fifth, and sixth stages, having a reduction to 83% on the average to the stages where the SBR received 50 mg/L of ferric chloride and in which it worked with a six hour cyclic period.

The addition of ferric chloride in the anaerobic reactor had great efficiency in the phosphorus removal. It was reached absolute values of until 1mg/L of  $\text{PO}_4^{3-}$  in the affluent of the system, promoting an average effluent of 4mg/L of  $\text{PO}_4^{3-}$  with the addition 200mg/l of  $\text{FeCl}_3$ .

The UASB/SBR system can become a very promising alternative for domestic sewerage treatment in Brazil, since the system can be projected with shorter times of hydraulic detention times, resulting in a low cost compact installation. Furthermore, excellent results can be gotten to the ammonium and phosphorus removal.



## SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS .....	vi
LISTA DE TABELAS .....	ix
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS .....	xi
LISTA DE SÍMBOLOS .....	xii
RESUMO .....	xiii
ABSTRACT .....	xiv
1- INTRODUÇÃO .....	1
2- OBJETIVOS .....	3
3- REVISÃO DA LITERATURA .....	4
3.1 - Os processos de decomposição de matéria orgânica .....	4
3.2 - O reator UASB. ....	5
3.3 - A eficiência do UASB. ....	7
3.4 - O Processo aeróbio. ....	9
3.5 - O Reator Sequencial por Batelada Aeróbio. ....	12
3.5.1 Descrição do sistema. ....	13
3.5.2 Vantagens e desvantagens do RSB. ....	14
3.6 - Tratamento aeróbio como pós-tratamento de reatores anaeróbios. ....	16
3.7 - Remoção de fósforo. ....	17
3.8 - Observações iniciais de remoção excessiva de fósforo. ....	18
3.9 - Processos biológicos para remoção de fósforo. ....	18
3.10 -Processos físico-químicos para a remoção de fósforo. ....	24
4- MATERIAL E MÉTODOS .....	25
4.1 Descrição da instalação experimental. ....	25
4.2 - Descrição do sistema anaeróbio. ....	30



4.3 - Descrição do sistema aeróbio. . . . .	32
4.4 -Descrição da Automação. . . . .	33
4.5 - Lodo de inóculo. . . . .	34
4.6 - Temperatura de operação. . . . .	34
4.7 Procedimento e operação das unidades de tratamento. . . . .	34
4.7.1 - Considerações gerais . . . . .	34
4.7.2 – UASB . . . . .	35
4.7.3 – RSB . . . . .	35
4.8 - Acompanhamento e controle de operação. . . . .	36
4.9 - Métodos Analíticos . . . . .	37
4.10 - Acompanhamento dos sistemas para fins específicos. . . . .	37
4.10.1 – Generalidades . . . . .	37
4.10.2 - Análise de microscopia óptica . . . . .	37
4.11 - Considerações Gerais sobre a operação dos reatores. . . . .	38
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO. . . . .	39
5.1 – Desempenho global do sistema. . . . .	39
5.2 - Inoculação do reator anaeróbio e aeróbio . . . . .	40
5.3 – Etapa 01 . . . . .	41
5.3.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica. . . . .	41
5.3.2 - Desempenho na remoção de nitrogênio amoniacal. . . . .	42
5.3.3 Desempenho na remoção de fósforo . . . . .	43
5.3.4 - Microscopia . . . . .	44
5.3.5 - Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares..	45
5.4 – Etapa 02 . . . . .	47
5.4.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica. . . . .	47
5.4.2 - Desempenho na remoção de nitrogênio amoniacal. . . . .	48
5.4.3 Desempenho na remoção de fósforo . . . . .	49
5.4.4 - Microscopia . . . . .	50
5.4.5 - Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares..	50
5.5 – Etapa 03 . . . . .	51
5.5.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica. . . . .	51





5.5.2 - Desempenho na remoção de nitrogênio amoniacal. . . .	52
5.5.3 Desempenho na remoção de fósforo . . . . .	53
5.5.4 - Microscopia . . . . .	54
5.5.5 - Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares..	54
5.6 – Etapa 04 . . . . .	55
5.6.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica. . . . .	55
5.6.2 - Desempenho na remoção de nitrogênio amoniacal. . . .	56
5.6.3 Desempenho na remoção de fósforo . . . . .	57
5.6.4 - Microscopia . . . . .	58
5.6.5 - Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares..	60
5.7 – Etapa 05 . . . . .	61
5.7.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica. . . . .	61
5.7.2 - Desempenho na remoção de nitrogênio amoniacal. . . .	63
5.7.3 Desempenho na remoção de fósforo . . . . .	64
5.7.4 - Microscopia . . . . .	65
5.8 – Etapa 06 . . . . .	66
5.8.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica. . . . .	66
5.8.2 - Desempenho na remoção de nitrogênio amoniacal. . . .	68
5.8.3 Desempenho na remoção de fósforo . . . . .	70
5.8.4 - Microscopia . . . . .	72
5.8.5 - Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares..	74
6 – CONCLUSÃO. . . . .	75
7 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS . . . . .	76
8 - ANEXOS . . . . .	82



## 1. Introdução

O lançamento de esgotos, em corpos receptores, sem o tratamento terciário é um dos problemas encontrados na área de Saneamento Básico. A remoção de nutrientes é essencial para que não ocorra a eutrofização, principalmente em lagos, onde a baixa velocidade das águas permite o desenvolvimento e acúmulo de algas.

A eutrofização da água ocorre quando microrganismos aquáticos, com metabolismo autótrofo, na presença de fatores de crescimento como nitrogênio e fósforo crescem demasiadamente, reintroduzindo matéria orgânica no meio.

Os principais problemas causados pela eutrofização das águas são: a inviabilidade de sua utilização para abastecimento e recreação, devido ao crescimento excessivo de vegetações; aumento de bactérias heterotróficas que se alimentam de algas; anaerobiose no fundo do corpo d'água; mortandade de peixes e eventuais maus odores.

Os dois principais macronutrientes causadores da eutrofização dos corpos receptores são o fósforo e o nitrogênio.

A remoção biológica de compostos de nitrogênio das águas residuárias pode ser feita através da nitrificação, seguida de desnitrificação. Sistemas tradicionais compostos por unidades seqüenciais de nitrificação e desnitrificação são complexos, tanto para instalação, quanto para operação.

A remoção de fósforo pode ocorrer através de processos biológicos, osmose reversa, eletrodialise ou processo físico – químico. Este processo, quando utiliza a precipitação química, através da adição de cloreto férrico, apresenta a desvantagem de aumentar o volume de lodo formado. Já a remoção biológica de fósforo, apresenta a vantagem de produzir menor quantidade de lodo.

O tratamento físico-químico para remoção de fosfato ainda pode ser aplicado em antigas estações de tratamento, impossibilitadas de receberem ampliações; estações que permitam ampliações ou a serem construídas tendem a ser projetadas, para utilizar o tratamento biológico na remoção de fósforo.



Além de inibir a eutrofização, outra necessidade verificada é a de se atingirem as eficiências de remoção de compostos de nitrogênio e fósforo, estipuladas pelas legislações estaduais e federal e pela norma da ABNT – NBR 13969 de 1997.

Devido a isto, este projeto de mestrado está inserido numa linha de pesquisa do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo.

A linha de pesquisa de pós-tratamento de reatores anaeróbios faz parte de um contexto na Escola de Engenharia de São Carlos onde SOUZA (1996) trabalhou com um reator anaeróbio seguido de dois reatores aeróbios seqüenciais por batelada de bancada tratando esgoto sintético, com objetivo de verificar a eficiência do sistema na remoção de DQO, nitrogênio e fósforo. A remoção biológica de matéria orgânica ocorreu no reator anaeróbio e era complementada no reator aeróbio. A nitrificação ocorreu no reator aeróbio. Ocorreu pequena remoção de fósforo no sistema. Foi testada também a remoção físico-química de fósforo através da introdução de cloreto férrico no reator UASB, com bons resultados.

A engenheira Patrícia Torres trabalhou em escala piloto com um reator anaeróbio seguido de um reator sequencial por batelada tratando esgoto sanitário da cidade de São Carlos. No trabalho, foram alterados os tempos de ciclos dos reatores aeróbios com objetivo de se verificar a possibilidade de remoção biológica de fósforo.

Neste trabalho pretende-se apresentar dados complementares ao trabalho de TORRES (2001), com a adição de cloreto férrico nos reatores anaeróbio e aeróbio para verificar a eficiência da remoção de fósforo através de processo físico-químico.

Os reatores usados neste projeto são os mesmos do projeto da Engenheira Patrícia Torres, e receberão concentrações de cloreto férrico similares aos da tese desenvolvida pelo Eng.º José Tavares de Souza.



## 2. Objetivo.

- O principal objetivo desse trabalho consistiu na avaliação da aplicabilidade de cloreto férrico como agente precipitante de fosfato em reatores biológicos anaeróbios e aeróbios tratando esgotos sanitários, bem como os efeitos dessa aplicação no desempenho e estabilidade dos reatores.



### **3. Revisão da literatura.**

Nesta revisão, serão abordados conceitos, definições e experiências em processos de remoção de matéria carbonácea, nitrificação e fósforo, principalmente em reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) e em reatores aeróbios seqüenciais em batelada (RSB).

#### **3.1 Os processos de decomposição de matéria orgânica.**

Segundo FORESTI (1997), os processos anaeróbios de tratamento de águas residuárias oferecem algumas vantagens na sua aplicação como principal unidade de remoção biológica de matéria orgânica, quando comparados aos reatores biológicos aeróbios. São elas:

- Apresentam baixa taxa de produção de lodo;
- Não despendem energia para aeração;
- Produzem gás metano;
- Apresentam baixo requerimento nutricional;
- O lodo pode ser preservado ativo durante meses, sem alimentação;
- Apresentam estabilidade com altas e baixas taxas de carregamento orgânicas.

Porém, algumas desvantagens apresentadas pelos processos anaeróbios podem inviabilizar sua utilização, se não forem previstas unidades de pós - tratamento. São elas:

- O período de partida para reatores pode ser relativamente longo, devido à baixa taxa de crescimento celular dos organismos;
- Pode ocasionar mal cheiro;
- Apresentam baixas remoções de nitrogênio amoniacal e de fosfato.



### 3.2 O reator UASB.

O reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) é uma unidade de fluxo ascendente, que possibilita o transporte das águas residuárias através de uma região que apresenta elevada concentração de microrganismos anaeróbios.

O reator deve ter seu afluente criteriosamente distribuído junto ao fundo, de maneira que ocorra o contato adequado entre os microrganismos e o substrato. Esse reator oferece condições para que grande quantidade de lodo biológico fique retida em seu interior, em decorrência das características hidráulicas de escoamento e também da natureza desse lodo, que apresenta boas características de sedimentação, consequência dos fatores físicos e bioquímicos que estimulam a floculação e a granulação (Lettinga, 1980).

Na parte superior do reator existe um dispositivo destinado à sedimentação de sólidos e à separação das fases sólida - líquida - gasosa. Esse dispositivo é de fundamental importância, pois é responsável pelo retorno do lodo e, conseqüentemente, pela garantia do alto tempo de detenção celular do processo.

Segundo LETTINGA (1980), as idéias básicas que sustentam o conceito UASB são:

- O lodo anaeróbio deve apresentar características excelentes de sedimentabilidade;
- A manta de lodo deve resistir às altas forças da mistura, isto é, não deve haver grande dispersão das partículas da manta de lodo;
- A perda das partículas desprendidas da manta de lodo deve ser minimizada, criando-se uma zona de sedimentação dentro do próprio reator.

Para obter-se uma eficiência satisfatória, utiliza-se um dispositivo que efetua a separação dos gases gerados e retidos no lodo sedimentado e em suspensão. O reator promove o retorno do lodo para uma área de sedimentação, onde as partículas sólidas adquirem maior densidade pela liberação dos gases retidos. O separador de fases é



dimensionado para que as bolhas de gás retidas nos flocos de lodo possam escapar facilmente.

Como mencionado, um dos principais problemas no processo UASB pode ser o longo período de tempo envolvido na partida. Na maioria dos tipos de esgotos, lodos com uma boa sedimentabilidade e atividade específica razoavelmente alta ( $0.75 \text{ kg DQO.kg SSV}^{-1}.\text{dia}^{-1}$ ) desenvolver-se-ão dentro de um período de 6 a 12 semanas, e então cargas de até  $10 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$  poderão ser aplicadas (LETTINGA, 1980). Uma ótima partida é essencial para desenvolver um lodo com as características requeridas, especialmente no que diz respeito às suas propriedades de sedimentação. Uma das principais características do reator UASB é que, com o passar do tempo, um lodo granular desenvolver-se-á, otimizando a sedimentação.

Estudos extensivos (LETTINGA, 1980) foram realizados em laboratórios para elucidar o mecanismo da formação de grânulos. Pelo menos dois tipos de grânulos podem ser cultivados:

- Grânulos compostos de microrganismos com forma de bastão;
- Grânulos compostos de microrganismos filamentosos.

Ambos os tipos de grânulos apresentam atividades específicas altas, excedendo  $1.5 \text{ kg DQO.kg SSV}^{-1}.\text{dia}^{-1}$ ) até  $30^{\circ}\text{C}$ , e alta sedimentabilidade.

O UASB é um processo adequado para selecionar os organismos que promovem a granulação do lodo, permitindo que os materiais mais pesados e mais ásperos acumulem-se dentro do sistema. Uma vez que o processo de granulação ocorre, cada vez menos problemas serão encontrados na retenção da biomassa, uma vez que, gradativamente, tornam-se mais pesados e maiores em tamanho. Também, à medida que os grânulos preliminares acumulam-se nas regiões mais baixas do reator, perto da entrada de alimentação, o crescimento das bactérias presentes nos grânulos é favorecido em



relação ao das bactérias dispersas na parte superior do reator, devido à falta de substrato (Lettinga, 1980).

### **3.3 A eficiência do UASB:**

Os reatores anaeróbios são hoje sistemas consagrados no Brasil, devido, principalmente, às pesquisas realizadas por várias instituições e dentre as quais a Escola de Engenharia de São Carlos, CETESB e a SANEPAR.

LETTINGA et. al. em 1981, num reator a escala piloto de 6 m<sup>3</sup>, inoculado com lodo digerido a uma temperatura controlada de 20° C, obteve uma remoção de 75 %, com tempo de detenção hidráulica de 12 horas.

Com o propósito de avaliar a viabilidade da aplicação de reator UASB no tratamento de esgoto sanitário sob condições climáticas moderadas, LETTINGA et al. (1983) estudaram o desempenho de um reator de 120 L, inoculado com lodo anaeróbio granulado ativo (originado de água residuária de produção de açúcar de beterraba) sob condições de temperatura de 8°C a 20°C, e tempo de detenção hidráulica de 24 a 8 horas. Foi observado remoção de 65 % a 90 % com tempo de detenção hidráulica de 12 horas e produção de 100 a 200 L de gás / kg de DQO.

BARBOSA e SANT'ANNA (1989) operaram um reator UASB, tratando esgotos sanitários proveniente de uma área residencial, com capacidade de 120 L, com TDH de 4 horas e temperatura variando entre 19°C e 28° C. O reator foi operado sem nenhum tipo de inoculação durante aproximadamente 9 meses. Nos primeiros quatro meses de operação, o reator apresentou remoção de DQO de 57 %; nos últimos cinco meses a remoção de DQO total foi de 74 %, e a remoção de sólidos suspensos foi de 72%.

Entre os anos de 1983 e 1987, foi operada uma planta de tratamento sanitário em Bucaramanga, Colômbia. A planta consistia de duas unidades paralelas de tratamento primário: uma lagoa anaeróbia e um reator UASB (35 m<sup>3</sup> cada), além de duas lagoas facultativas de 107 m<sup>3</sup>, como tratamento secundário. Os resultados obtidos na remoção de DQO no UASB foram de 72 % e da lagoa anaeróbia, de 60%. O estudo indicou que a aplicação de reatores UASB, como pré – tratamento de lagoas facultativas, pode reduzir





em 4 a 5 vezes o tempo de detenção hidráulica dos sistemas de lagoas. (SCHELLINKHOUT e COLLAZOS, 1991).

TORRES (1992) estudou o comportamento de um reator UASB em escala de laboratório, de 10,5 L, tratando esgoto sanitário sintético. O reator foi inoculado, inicialmente, com lodo de esgoto em digestão, proveniente de biodigestor de estação de tratamento de esgoto de BARUERI – São Paulo. Depois foi inoculado com lodo granulado proveniente de biodigestor industrial. Esse último apresentou melhores resultados nas diferentes condições de operação a que foi submetido, atingindo eficiência média máxima de 73 % na remoção de DQO, com tempo de detenção de 9 horas, enquanto que, com inóculo de lodo em digestão, o valor máximo de remoção de DQO foi de 68 %, com tempo de detenção de 12 horas.

Em 1989 foi iniciada a operação de reator UASB do bairro do Pedregal, Campina Grande, com capacidade de 160 m<sup>3</sup>, tratando esgoto sanitário. O reator foi operado durante o tempo da partida, com uma vazão média de 225 m<sup>3</sup>/d, e com tempo de detenção hidráulica de 17 horas, sem inóculo. A remoção de DQO nas primeiras dez semanas esteve entre 30 % e 40 %, atingindo 80% de eficiência após 20 semanas de operação (Van HANDELL e LETTINGA, 1994).

No município de Sumaré, um reator anaeróbio de manta de lodo, projeto piloto coordenado pela CETESB para tratar o esgoto sanitário do loteamento denominado Jardim Santa Maria, apresentou eficiência de remoção de 72 % de DQO, 81% de DBO<sub>5</sub>, porém foi ineficiente na remoção de fósforo e de nitrogênio amoniacal (BARIJAN, 1995).

Segundo OLIVA (1997), o estudo de um reator anaeróbio de manta de lodo, para o tratamento de esgoto doméstico, mostrou as seguintes características: 78 % de remoção de DQO, aumento do nitrogênio amoniacal efluente e remoção mínima de fósforo.

SOUZA (1997) conseguiu eficiência de 82 % na remoção de DQO bruta, tratando esgoto sintético em um reator anaeróbio de manta de lodo de fluxo ascendente.

Segundo a NBR 13969, o padrão de lançamento em galerias de água pluvial é de no máximo 150 mg DQO/L, direto no corpo receptor é de 75 mg DQO/L em rios com captação a jusante e deve ser inferior a 125 mg DQO/L para os outros rios.



Para esgoto sanitário com concentração de matéria orgânica da ordem de 500 mg DQO/L, a eficiência de remoção de DQO, segunda a NBR 13969, necessitaria ser de 75% a 80%. Verifica-se então, que é possível alcançar a eficiência exigida pelas diversas legislações ambientais, quanto à remoção de matéria orgânica. No entanto, sabe-se que os processos anaeróbios não removem nitrogênio amoniacal e fósforo, sendo assim obrigatório um pós – tratamento aeróbio.

### **3.4 - O Processo Aeróbio.**

O processo de lodos ativados foi desenvolvido na Inglaterra em 1914, conforme METCALF e EDDY (1991). Esse processo, tanto em sua forma original, como em suas diversas formas modificadas, vem sendo bastante utilizado para o tratamento de esgotos sanitários e águas residuárias industriais.

A eficiência do processo de lodos ativados depende, principalmente, do fenômeno de floculação biológica e da subsequente fase de separação sólido líquido, e retorno de lodo ao tanque de aeração. Dessa forma, quando a floculação ocorre adequadamente, os sólidos voláteis em suspensão, no tanque de aeração, são prontamente separados no decantador.

Os flocos têm função de agente físico-químico na depuração da matéria orgânica: apresentam natureza coloidal, absorvendo partículas e desempenhando, em seguida, funções biológicas que consistem na assimilação das substâncias orgânicas, transformando-as em energia e em novos organismos, através do processo de síntese (BRANCO, 1982).

O mecanismo da floculação biológica dos lodos ativados tem sido motivo de largas discussões, resultando em diversas teorias na tentativa de explicar o fenômeno da formação dos flocos.

Os organismos mais importantes que participam do processo de lodos ativados são as bactérias, por serem as responsáveis pela decomposição da matéria orgânica afluyente. As bactérias aeróbias facultativas, no tanque de aeração, usam a matéria orgânica para obter a energia necessária para o crescimento e manutenção da nova massa



celular. Uma fração do material orgânico é oxidada a produtos de baixa energia como, por exemplo:  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{CO}_2$  e  $\text{SO}_4^{2-}$  enquanto a fração restante é usada para a sintetização de material celular (METCALF e EDDY, 1991).

As principais bactérias envolvidas no processo de lodos ativados e suas respectivas funções, segundo HORAN (1990), encontram-se na Tabela 1. Além dessas, podem estar presentes também várias formas de bactérias filamentosas como, por exemplo: *Sphaerotilus*, *Beggiatoa*, *Thiothrix*, *Lecicothrix*, e *Geotriculum* (METCALF e EDDY, 1991).

Não somente as bactérias participam significativamente dos ecossistemas aeróbios do tratamento biológico, mas também, protozoários, fungos, leveduras e microrganismos multicelulares como, por exemplo, nematóides e rotíferos. As atividades metabólicas desses outros microrganismos são também importantes no sistema de lodos ativados. Por exemplo, protozoários e rotíferos têm a função de promover o polimento do efluente final. Os protozoários consomem bactérias dispersas que não sofreram floculação, enquanto os rotíferos destroem pequenos flocos biológicos como também partículas de material orgânico dispersas no sistema (METCALF e EDDY, 1991).



**Tabela 1 - Principais gêneros de bactérias encontradas no processo de lodos ativados e suas respectivas funções (HORAN, 1990).**

GÊNEROS	FUNÇÕES
Pseudomonas	Remove carboidratos e promove desnitrificação.
Zooglêia	Formação de flocos
Bacilos	Degradação de Proteínas.
Athrobacter	Degradação de Carboidratos.
Microthrix	Degradação de Gorduras, crescimento filamentosos.
Nocardia	Crescimento filamentosos, formação de espuma e escuma.
Acinetobacter	Remoção de Fósforo.
Nitrosomonas	Nitrificação.
Nitrobacter	Nitrificação
Achromobacter	Desnitrificação.

A microfauna comumente presente em um sistema de lodos ativados é apresentada na Tabela 2.

BRANCO (1978) afirma que, para avaliar-se a eficiência do tratamento ou o grau de estabilização em um sistema de lodos ativados, identificam-se os grupos de microrganismos predominantes em um determinado instante.

Em sistemas operando com esgoto sanitário, algumas espécies de microrganismos presentes no lodo podem ser consideradas indicadoras das condições de depuração. Dessa forma, DRAKIDES apud VAZOLLER et al. (1989) apresentaram a Tabela 3, que indica os microrganismos e as características do processo.

**Tabela 2. Agrupamento de organismos de diversos gêneros presentes em sistemas de lodos ativados (VAZOLLER et al., 1988):**

GRANDES GRUPOS	GÊNEROS FREQUENTES
<i>Classe Ciliata</i>	<i>Paramecium, Colpidium, Litonotus,</i>
Ciliados livres-natantes	<i>Trachelophyllum, Amphileptus, Chilodonella.</i>
Ciliados pedunculados	<i>Vorticella, Operculária, Epstylys, Charchesium e as suçórias Acineta e Podohrya.</i>
Ciliados livres predadores do floco	<i>Aspidisca, Euplotes, Stylonychia, Oxytricha.</i>
<i>Classe Mastigophora - flagelados</i>	<i>Bodo, Cercobodo, Mona sp, Oicomonai sp, Euglema sp, Cercomona sp, Peranema.</i>
<i>Classe Sarcodina - amebas</i>	<i>Amoeba, Arcella, Actinophrys, Vanhilkampfi, Astramoebai, Diffugia, Cochliopodium.</i>
<i>Classe Rotifera - rotíferos</i>	<i>Philodina, Rotaria, Epidhanes.</i>
<i>Classe Nematódea - nematóides</i>	<i>Rhabditis</i>
<i>Filo Anelida - anelídeos</i>	<i>Aelosoma</i>



**Tabela 3. Microrganismos indicadores das condições de depurações em sistemas de lodos ativados (VAZOLLÉR et al., 1992):**

<b>MICRORGANISMOS</b>	<b>CARACTERÍSTICAS DO PROCESSO</b>
Predominância de flagelados e rizópodes	Lodo jovem característico de início de operação ou TRC* baixo
Predominância de flagelados	Deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica.
Predominância de ciliados pedunculares e livres	Boas condições de depuração
Presença de Arcella (rizópode com teca)	Boa depuração
Presença de Aspidisca costata (ciliado livre)	Nitrificação
Presença de Trachelophyllum (ciliado livre)	TRC* alto
Presença de Vorticella micróstoma (ciliado pedunculado) e baixa concentração de ciliados livres	Efluente de má qualidade
Predominância de anelídeos do Gênero Aelosoma	Excesso de oxigênio dissolvido
Predominância de filamentos	Intumescimento do lodo ou bulking filamentoso **

(\*) Tempo de retenção celular, dia.

(\*\*) Para caracterizar o intumescimento do lodo é necessário avaliar os flocos.

Até 1950 os sistemas de lodos ativados eram dimensionados e controlados através de parâmetros e relações puramente empíricas. A complexidade das reações bioquímicas, bem como os fatores que interferem na cinética de degradação como, por exemplo, fatores ambientais e operacionais, não eram considerados. Havia uma compreensão de que o tempo de detenção médio do esgoto no tanque de aeração fosse o principal parâmetro de projeto. A partir dos anos 50, com o entendimento da necessidade nutricional dos microrganismos, das respirações exógena e endógena e do crescimento celular, é que foram desenvolvidos modelos matemáticos da cinética dos processos biológicos, objetivando determinar parâmetros de projetos e de controle de operação (FORESTI, 1982).

### **3.5 - O Reator Sequencial em Batelada Aeróbio.**

Quando foi iniciado na Inglaterra, próximo de 1950, o processo de lodos ativados utilizava sistemas em batelada. Era através do enchimento e esvaziamento do tanque de aeração que se retinha parte da biomassa já adaptada ao substrato. Em seguida, surgiram os sistemas de fluxo contínuo (continuous flow systems) que se destacaram por



apresentarem menores dificuldades operacionais como, por exemplo, entupimento dos difusores de ar e descarga do efluente (IRVINE et al., 1979).

Na década de setenta, iniciaram-se pesquisas com unidades de tratamento em batelada, na University of Notre Dame (USA). Essas unidades, em escala de laboratório foram denominadas de “Reatores Seqüenciais em Batelada” (Sequential Batch Reactors - RSB). As pesquisas mostraram que esse sistema poderia tratar efluentes líquidos de maneira bem mais controlada do que o sistema de fluxo contínuo.

### **3.5.1 Descrição do Sistema.**

Os RSB são sistemas biológicos de tratamento de águas residuárias, constituídas por um ou mais reatores, onde são realizadas, seqüencialmente, em uma mesma unidade, a oxidação da matéria carbonácea, a remoção de nutrientes e a separação sólido-líquido, através da sedimentação (MANNING e IRVINE, 1985).

Segundo IRVINE et al. (1983), no tratamento biológico através de um sistema seqüencial de reator em batelada, cada reator tem um ciclo operacional (batelada) composto de cinco períodos distintos que são: enchimento, reação, sedimentação, período de descarte do sobrenadante e período de repouso.

Como mencionado, o processo de lodos ativados com operação intermitente consiste na incorporação de todas as unidades, processos e operações normalmente associados ao tratamento convencional de lodos ativados, quais sejam, decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, em um único tanque. Utilizando um tanque único, esses processos e operações passam a ser simplesmente seqüências no tempo, e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo. O processo de lodos ativados com fluxo intermitente pode ser utilizado tanto na modalidade convencional quanto na prolongada. Nesta última, o tanque único passa a incorporar também a unidade de digestão do lodo. O processo consiste num reator de mistura tendendo a completa onde ocorrem todas as etapas do tratamento. Isso é conseguido através do estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas.



### 3.5.2 Vantagens e Desvantagens do RSB.

De acordo com o tipo de efluente a ser tratado, bem como nível de exigência de lançamento, a utilização do RSB apresenta muitas vantagens quando comparado aos processos biológicos convencionais.

ARORA et al. (1985) destacam as seguintes vantagens na utilização desse sistema:

- a) O RSB pode funcionar como tanque de equalização durante o período de enchimento;
- b) O sistema de aeração pode ou não ser ativado, dependendo da vazão do afluente a ser tratado. Essa flexibilidade admite programar um sistema de forma que venha proporcionar menor consumo de energia;
- c) O RSB permite melhor controle de operação, possibilitando dessa forma, atenuar o crescimento de bactérias filamentosas;
- d) O sistema de bombeamento para recirculação de lodo pode ser dispensado;
- e) O RSB não perde biomassa, caso ocorra choque hidráulico;
- f) Os dois períodos iniciais do ciclo operacional (enchimento e reação), controlados cuidadosamente, permitem obter nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.

ARORA et al. (1985), estudando o comportamento dos reatores seqüenciais em batelada, apresentaram duas desvantagens básicas, que são:

- a) Falta de um equacionamento bem definido para projetar esse sistema, como também, para definir procedimentos operacionais;
- b) Necessidade de equipamentos como, por exemplo, misturadores, válvulas de controle e controladores de tempo e de nível.
- c) Ocorre formação excessiva de lodo se comparado com os processos aeróbios.



São apresentados, respectivamente, na Tabela 4 e na Tabela 5 condições operacionais de cada período durante o ciclo de um reator RSB, para remoção carbonácea e nitrificação e para remoção carbonácea, de nitrogênio e fósforo.

**Tabela 4 - Ciclo típico de um RSB padrão para nitrificação. (USEPA, 1992).**

PERÍODOS	CONDIÇÕES	FINALIDADE
<b>Enchimento</b>	Entrada do afluente no RSB. Com aeração; Tempo: metade do tempo de ciclo.	Fornecer água residuária bruta ao RSB
<b>Reação</b>	Interrupção da vazão afluente. Com aeração; Tempo: 1h a 2 h	Remoção Biológica de DBO e Nitrificação.
<b>Sedimentação</b>	Interrupção da vazão afluente. Interrupção da aeração. Tempo > 1 hora	Sedimentação de sólidos suspensos promovendo a separação: sólidos e sobrenadante.
<b>Descarga</b>	Interrupção da vazão afluente. Interrupção da aeração; Efluente é descarregado.	Descarga do efluente do reator. 10 % a 50 % do volume do reator é decantado dependendo das condições hidráulicas e configurações do RSB
<b>Repouso</b>	Interrupção da vazão afluente. Interrupção da aeração. Descarte de lodo	Em Sistemas de tanques múltiplos permite findar um ciclo e começar um outro. Descarga de lodo de excesso.
	<i>Tempo total do ciclo: 4 h a 6 h.</i>	

**Tabela 5 - Ciclo Típico de um RSB padrão para remoção de nutrientes.(USEPA, 1992).**

PERÍODOS	CONDIÇÕES	FINALIDADE
<b>Enchimento Sem aeração</b>	Vazão afluente no RSB. Com mistura. Tempo: 1,5 horas	Adição do afluente no RSB, continuação do ambiente anóxico ou anaeróbio permitindo a desnitrificação e o crescimento de bactéria que removem fósforo.
<b>Enchimento Com aeração.</b>	Vazão afluente no RSB. Aeração (OD > 2 mg / L). Tempo: metade do ciclo total menor o tempo de enchimento não airado.	Adição do afluente no RSB para remoção de DBO, nitrificação e utilização de fósforo.
<b>REAÇÃO</b>	Interrupção da vazão afluente. Aeração (OD > 2 mg / L) Pode ser descartado o lodo. Tempo: 1h a 2 h.	Remoção biológica de DBO, nitrificação e utilização de fósforo.
<b>SEDIMENTAÇÃO</b>	Interrupção da aeração. Interrupção da vazão afluente. Descarte de lodo. Tempo: 1 h a 2 h	Separação de sólidos suspensos do sobrenadante. Diminuição da concentração de OD permitindo a desnitrificação e o lodo de excesso sob condições aeróbia com o máximo de fósforo acumulado.
<b>DESCARGA</b>	Interrupção da vazão afluente. Sem aeração, efluente decantado. Tempo: 1 h a 2 h	Remoção do efluente no reator diminuindo o OD, permitindo a desnitrificação; crescimento de bactérias que removem fósforo.
<b>REPOUSO</b>	Interrupção da vazão afluente. Sem aeração Tempo: 1 min. A 15 min.	coordenação do ciclo para tanques múltiplos. Diminuição da concentração de OD, permitindo a desnitrificação e o crescimento de bactérias que removem fósforo.
	<i>Tempo total do ciclo: 6 h a 8 h.</i>	





### 3.6 Tratamento aeróbio como pós-tratamento de reatores anaeróbios.

Segundo GARUTI, et al (1992), resultados de 3 anos de tratamento combinado anaeróbio (UASB) seguido de aeróbio (RSB), tratando esgoto sanitário, demonstrou eficiência de 89,6 % na remoção de DBO, 89,2 % na remoção de SST e 81,2 % na remoção de nitrogênio e produção de lodo de 0,2 kg SST / kg de DQO removida, um valor 50 % menor se comparados com os processos tradicionais de nitrificação e desnitrificação.

Um UASB, seguido de biofiltros aerados, operados durante 11 meses obtiveram a eficiência de 95% (no sistema) na remoção de DBO. O UASB operou com TDH de 6 horas. O efluente final apresentou rigoroso estado de mineralização, com as seguintes características médias: SS = 10 mg/l, DBO<sub>5</sub> = 9 mg/l e DQO = 38 mg/l. (GONÇALVES, 1997).

CHERNICHARO & ARAÚJO (1997), operando um sistema de reatores UASB seguido de disposição superficial no solo, verificaram uma eficiência de 50 % para o sistema de pós-tratamento na remoção de matéria orgânica. A remoção de nitrogênio variou entre 40% e 50 %, sendo a nitrificação e absorção pelas plantas os principais mecanismos.

Segundo CORAUCCI et al, (2000) foram obtidas eficiências medias de 94% na remoção de DBO<sub>5</sub> operando um conjunto de filtros-rampa com taxas de 0,20 m<sup>3</sup>/h.m. Já SOUZA et al, (2000) usaram como pós-tratamento de reatores anaeróbios o sistema de "Wetlands" que tiveram uma eficiência de 79 a 83% na remoção de matéria carbonácea (DQO).

NASCIMENTO et al, (2000) operaram durante 16 meses um sistema composto de um UASB/FB (Filtro Biológico) conseguindo a eficiência variando entre 80 e 94 % para remoção de matéria orgânica (DBO<sub>5</sub>), sendo que o valor absoluto da DBO<sub>5</sub> total efluente ao sistema foi sistematicamente abaixo de 60 mg/L.

CYBIS e PICKBRENNER (2000) operando um sistema RSB anaeróbio seguido de RSB aeróbio conseguiram eficiências quase sempre maiores que 90% para remoção de matéria carbonácea (DQO) e maior que 80 % para a nitrificação.



### 3.7 Remoção de fósforo.

Esgotos fracos contem cerca de 4 mgP/L; esgotos médios cerca de 8 mgP/l e esgotos fortes; cerca de 15 mgP/l (METCALF & EDDY, 1991).

Dados da USEPA (1976) indicam que as principais fontes de fósforo são: detergentes processamento de batatas, fertilizantes, alimentação de animais confinados, indústrias de laticínios, processamento de farinha, matadouros e frigoríficos.

O fósforo presente nas águas residuárias, quer seja na forma iônica ou complexa, encontra-se geralmente como fosfato. As principais formas de fosfato de importância nos sistemas aquáticos estão apresentadas na Tabela 6.

Em esgoto sanitário, o fósforo aparece, principalmente, como: fósforo orgânico, polifosfato e ortofosfatos. O fósforo orgânico provém das excreções humanas e animais, como também de restos de alimentos. Quando sofre decomposição biológica, dá origem a ortofosfatos. Por outro lado, os polifosfatos têm origem, geralmente, nos detergentes.

A remoção de fósforo de águas residuárias envolve a incorporação de fosfato a sólidos suspensos e suas subseqüentes remoções. O fósforo pode ser incorporado em sólidos biológicos (microrganismos) ou removido por precipitação química (METCALF & EDDY, 1991).

**Tabela 6 - Formas de Fósforo no sistema aquático (Water Chemistry, 1980).**

Grupo	Forma	Espécies
<b>Ortofosfatos</b>	$\text{PO}_4^{3-}$	$\text{H}_3\text{PO}_4$ , $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ $\text{HPO}_4^{2-}$ , $\text{PO}_4^{3-}$ $\text{HPO}_4^{2-}$ complexados
<b>Polifosfatos</b>	$\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ pirofosfato	$\text{H}_4\text{P}_2\text{O}_7$ , $\text{H}_3\text{P}_2\text{O}_7^-$ $\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7^{2-}$ , $\text{HP}_2\text{O}_7^{3-}$ , $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ $\text{HP}_2\text{O}_7^{3-}$ complexados
<b>Metafosfatos</b>	$\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$ hipolifosfato  $\text{P}_3\text{O}_9^{3-}$	$\text{H}_3\text{P}_3\text{O}_{10}^{2-}$ , $\text{H}_2\text{P}_3\text{O}_{10}^{3-}$ $\text{HP}_3\text{O}_{10}^{4-}$ , $\text{P}_3\text{H}_{10}^{5-}$ $\text{HP}_3\text{O}_{10}^{4-}$ complexados $\text{HP}_3\text{O}_9^{2-}$ , $\text{P}_3\text{O}_9^{3-}$
<b>Fosfatos Orgânicos</b>		<i>compostos orgânicos dissolvidos:</i> Fosfatases, fosfolípidios e Fósforo complexado a matéria orgânica.



### **3.8 Observações iniciais sobre remoção excessiva de fósforo.**

Segundo VACKER et al. (1967) foi observado, na década de 60, que alguns sistemas de tratamento de esgotos nos Estados Unidos apresentavam remoção de fósforo superior (excessiva) àquela quantidade requerida pelo metabolismo bacteriano no processo de lodos ativados.

Esse fenômeno deu início a uma série de estudos e investigações com a preocupação de aplicá-lo para remoção de fósforo em lodos ativados e também compreender o mecanismo desencadeado na remoção de excesso de fósforo.

LEVIN & SHAPIRO (1965) confirmam que SRINATH e colaboradores, concluíram, na época, que a remoção de fósforo era função da intensidade da aeração. As observações com as amostras do material do tanque de aeração mostraram que, dependendo de um certo período de aeração, as concentrações de fosfato chegavam próximas a zero, mas a aeração por períodos maiores provocaram sua liberação para a fase líquida.

WINKLER apud LEVIN & SHAPIRO (1965) observou a presença do grânulo metacromático nas células bacterianas. Esse grânulo, chamado de “volutin”, estoca fosfato, na forma de metafosfato. Esse fosfato intracelular foi encontrado em algas, fungos e em algumas bactérias.

### **3.9 Processos biológicos para remoção de fósforo.**

Segundo ALEM SOBRINHO (1992), a partir da década de 1980 passou a predominar a idéia de remoção de fósforo através de mecanismo biológico.

O lodo ativado, mantido na ausência de oxigênio durante um pequeno tempo, assimila uma quantidade de fósforo elevada na fase aeróbia que lhe segue.(IMHOFF, 1986).

A liberação de fósforo, armazenado como polifosfatos (poli-P), sob condições anaeróbias, está ligada à necessidade de energia para armazenar substrato rapidamente



biodegradável (ácido acético), como PHB, das bactérias do gênero *Acinetobacter*. Dessa forma, ocorre o aumento na concentração de ortofosfatos solúvel no reator anaeróbio. Sob aerobiose, a concentração de substrato prontamente biodegradável é baixa e, conseqüentemente, os organismos que possuem PHB armazenado passam a degradá-lo a acetato, utilizado como fonte de carbono e energia. Parte da energia é usada para formar poli-P e armazená-lo no interior das células, com conseqüente diminuição da concentração de fósforo na fase líquida do reator (ALEM SOBRINHO, 1992).

Tipicamente, os sólidos biológicos contêm fósforo em um percentual de 1,5% a 2% de massa a seco. A seqüência de zona anaeróbia e aeróbia resulta em uma seleção populacional de microrganismos capazes de absorver fósforo em níveis além da estequiometria requerida para o crescimento. O lodo de excesso (sólidos suspensos) desse tipo de sistema contém de 2,5 a 4 vezes mais fósforo do que aquele de sistema convencional. Os organismos associados mais freqüentemente, e com mais destaque, à remoção de fósforo pertencem aos gêneros *Acinetobacter* (WEF / ASCE, 1992).

Segundo NICHOLLS e OSBORN (1979), as bactérias presentes em lodos ativados, quando temporariamente privadas de um ou mais elementos essenciais tais como: nitrogênio, enxofre, fósforo ou oxigênio, têm seus processos metabólicos paralisados podendo entrar em estado de "stress". Algumas bactérias, sob estas condições, podem sucumbir, enquanto outras são capazes de usar vias metabólicas alternativas. Um mecanismo de sobrevivência, particular de algumas bactérias, é a capacidade de estocar fósforo, na forma de poli-P e carbono, na forma de poli-hidroxibutirato (PHB) e o glicogênio.

FUHS e CHEN apud BARNAD (1983) concluíram que a remoção de fósforo de algumas estações de tratamento de esgoto dos Estados Unidos foi devida à presença de bactérias *Acinetobacter*, as principais responsáveis pela remoção de fósforo.

BRODISCH e JOYNER (1983) estudaram os microrganismos envolvidos na remoção de fósforo em processos de lodos ativados e concluíram que, provavelmente, não somente as *Acinetobacter* são capazes de remover fósforo. Esses pesquisadores encontraram dois grandes grupos de bactérias gram positivas que contribuem para



remoção de fósforo que são espécies Aeromonas e Pseudomonas. Organismos filamentosos associados às espécies Microthrix e Nocardia foram também encontrados.

O gênero Acinetobacter spp é considerado o principal microrganismo responsável pela remoção de fósforo em excesso. Assim sendo, faz-se necessário estudar suas características.

JUNI apud WENTZEL et al. (1992) apresenta as seguintes características principais do gênero Acinetobacter:

- requer oxigênio como receptor de elétrons; Porém segundo LÖTTER (1985), dentro do gênero Acinetobacter, há algumas espécies que podem utilizar nitrato como receptor de elétrons, na ausência de oxigênio dissolvido.
- cresce em meio contendo somente carbono e como fonte de energia utiliza etanol, acetato, lactato, etc. Relativamente poucas espécies utilizam glicose como fonte de carbono para o crescimento;
- possui todas as enzimas do ciclo dos ácidos tricarboxílicos (ATC), bem como as enzimas do ciclo glioxilato.

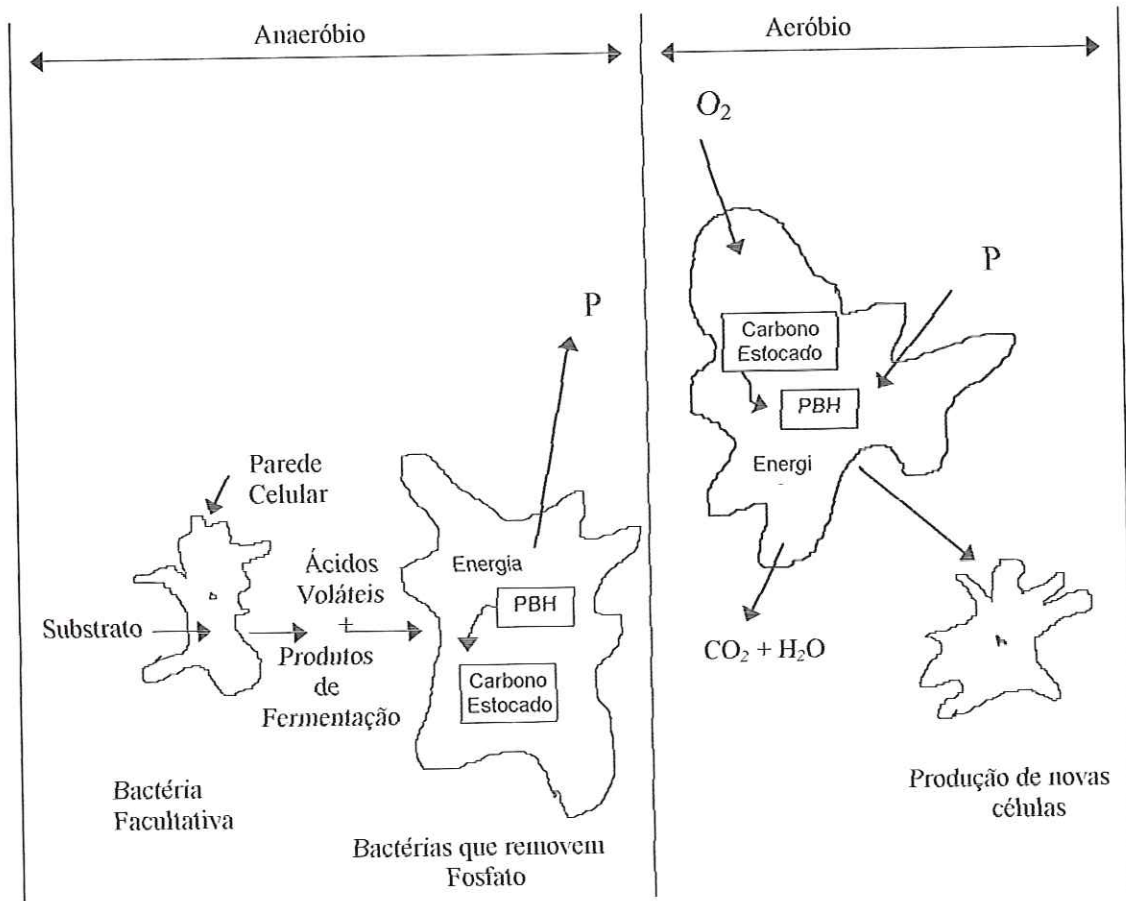
NICHOLLS e OSBORN (1979) em seus estudos nas estações de tratamento de esgoto com as seqüências anaeróbia - aeróbia e anaeróbia - anóxica - aeróbia, apresentam modelo tentando explicar a via metabólica da remoção de fósforo em excesso, através da seqüência anaeróbia - aeróbia.

As bactérias Acinetobacter acumulam fósforo como poli-P e o estocam intracelularmente. Os polifosfatos apresentam cargas fortemente negativas. Nesse caso, segundo WENTZEL et al. (1986), essas cargas são estabilizadas por cátions metálicos, como por exemplo,  $Mg^{2+}$ ,  $K^+$ ,  $Ca^{2+}$ .

De uma forma prática, verifica-se, através da Figura 1, que os produtos como acetato e outros ácidos de cadeias curtas produzidos por reações fermentativas na fase anaeróbia são assimilados e estocados intracelularmente, mais comumente, como PHB.



Durante a utilização de material orgânico solúvel na estocagem intracelular, os microrganismos devem liberar energia. Os microrganismos obtêm essa energia anaerobiamente, através da quebra e ligações de alta – energia de fosfatos estocados em longas cadeias de polifosfatos inorgânicas.



**Figura 1 - Mecanismo de remoção biológica de excesso de fósforo. (WEF / ASCE, 1992).**

Esse processo produz ortofosfato, que é liberado no interior da célula. Concomitantemente, ocorre incorporação de matéria orgânica solúvel e liberação de fósforo na fase anaeróbia.

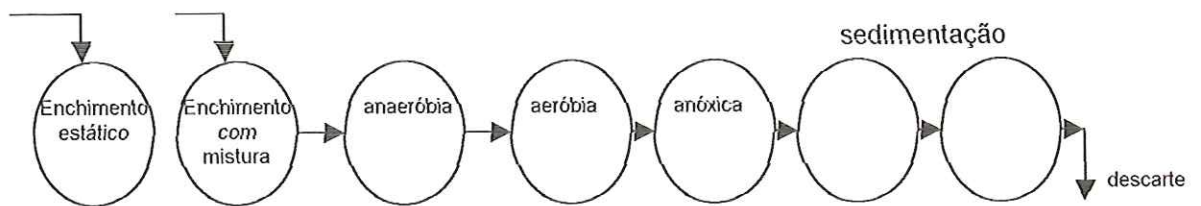


Na fase aeróbia há uma rápida utilização do ortofosfato solúvel, proveniente da síntese do polifosfato intracelular. Acompanhando essa utilização, o PHB anteriormente estocado é oxidado, aerobiamente, para dióxido de carbono, água e novas células (WEF/ASCE, 1992).

Nesse contexto, entende-se que, para obter-se remoção biológica de fósforo, faz-se necessária à seqüência de etapas anaeróbia - aeróbia.

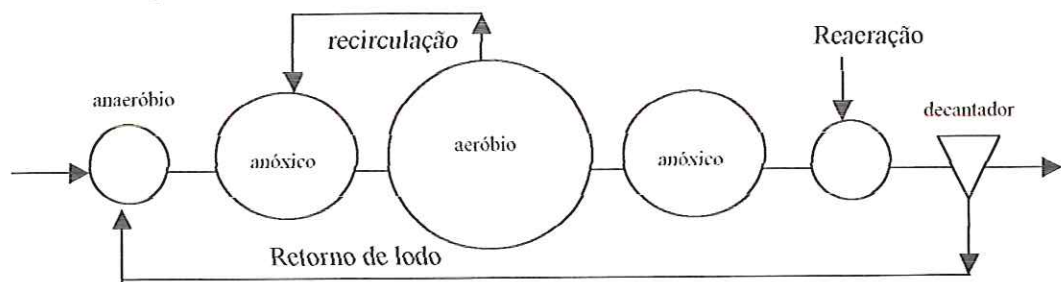
Dessa forma, WEF/ASCE (1992) apresenta configuração de SBR como opção para realizar oxidação carbonácea, remoção de nitrogênio e, finalmente, remoção biológica de fósforo.

Assim sendo, conforme a Figura 2, no período de reação anaeróbia ocorrem incorporações de matéria orgânica e liberação de fósforo, conseqüentemente, no período aeróbio ocorrem oxidação da matéria orgânica e incorporação de fósforo em excesso.



**Figura 2 - Configuração do Reator Sequencial em Batelada para oxidação de matéria carbonácea, remoção de nitrogênio e fósforo (WEF/ASCE, 1992).**

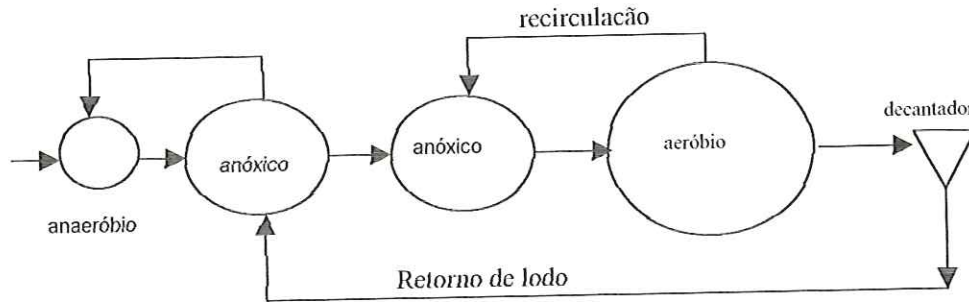
As principais opções de sistema biológico para remoção de fósforo estão apresentadas nas Figuras 3, 4 e 5.



**Figura 3. SISTEMA PHOREDOX utilizado para remoção simultânea de nitrogênio e fósforo (BARNARD, 1976).**

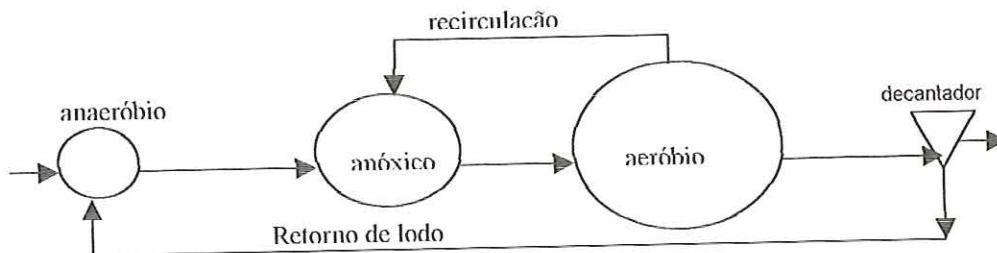


O sistema Phoredox, tratando esgoto bruto contendo cerca de 11 mg P / L, forneceu efluente final variando de 0,7 a 3,0 mg P / L, porém, com esgoto decantado, a concentração de fósforo no efluente final apresentou valores mais elevados (EKAMA et al, 1983; CANVIRO CONSULTANTS LTD 1986).



**Figura 4. Sistema UCT utilizado para remoção conjunto de nitrogênio e fósforo (MARAIS et al, 1983).**

O Sistema UCT tratando esgoto bruto, pode fornecer efluente final contendo fósforo próximo de zero; com esgoto decantado é de esperar-se concentrações superiores a 1,5 mg P / L, operando com esgoto bruto contendo 11 mg P / L. (EKAMA et al, 1983).



**Figura 5. Sistema A<sup>2</sup>/O utilizado para remoção de fósforo, com nitrificação e desnitrificação parcial Fonte: CANVIRO CONSULTANTS LTD (1986).**

Para o sistema A<sup>2</sup> / O, operando com esgoto decantado, desde que não ocorra a nitrificação, o efluente final fornece concentrações de fósforo na faixa de 0,2 a 1,0 mgP/L.





TORRES e FORESTI (2000), pesquisaram um reator UASB seguido de RSB, onde conseguiram remoção média de 92% de DQO no sistema e conseguiram 100%, 96% e 98% de nitrificação quando trabalharam com tempo de ciclo de 24, 12 e 6 horas respectivamente. Nestes casos foi verificada eficiência média de 35% na remoção de fósforo. A remoção de 72% de fosfato foi verificada para um tempo de ciclo de 4 horas, mas ocorrendo uma influência negativa na nitrificação que diminui a eficiência para 72%.

### 3.10 - Processos físico-químicos para a remoção de fósforo.

Os processos físicos – químicos mais importantes para a remoção de fósforo envolvem a adição de produtos a montante da decantação primária, no reator biológico ou no efluente do reator biológico de lodos ativados (ALEM SOBRINHO, 1992).

Certos produtos químicos insolúveis ou sais de baixa solubilidade são utilizados para reagir com o fosfato, proporcionando sua remoção da fase líquida.

Os principais compostos químicos utilizados são: sulfato de alumínio, aluminato de sódio, cloreto férrico, sulfato férrico e cal. Produtos como, sulfato ferroso e cloreto férrico, recuperados de subprodutos provenientes de fábricas de aço, podem também ser usados. Outros produtos eficientes são os polímeros que, juntamente com sulfato de alumínio e cal, funcionam como floculantes (METCALF e EDDY, 1991).

**Tabela 7: Valores típicos de dosagens de cloreto férrico e sulfato de alumínio para certas faixas de remoção de Fósforo.**

Remoção de Fósforo %	Dosagem (relação Molar Fe: P ou Al: P)	
	Sulfato de Alumínio	Cloreto Férrico
75	1,25 a 1,5: 1	1,1 a 1,7: 1
85	1,6 a 1,9: 1	1,5 a 1,2: 1
95	2,1 a 2,6: 1	2,3 a 2,8: 1

**Fonte: ALEM SOBRINHO (1992)**

Águas residuárias contendo íons em solução, como por exemplo: íon férrico, alumínio, cálcio, magnésio, sulfato e ortofosfato solúvel ( $H_2PO_4^-$ ,  $HPO_4^{2-}$ ,  $PO_4^{3-}$ ) poderão formar precipitados quando submetidos a processos de digestão anaeróbia. Dependendo



da concentração dos íons em solução e do pH no meio, entre outros fatores físico-químicos, essas águas residuárias precipitam estroivita ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ), vivianita [ $Fe_3(PO_4)_2 \cdot 8 H_2O$ ] e hidroxiapatita [ $Ca_5(PO_4)_3 OH$ ], hidróxido férrico [ $Fe(OH)_3$ ] e sulfeto ferroso [ $FeS$ ], entre outros.

Reações com cloreto férrico, sulfato de alumínio e cal hidratada:



Os processos físico-químicos mais usados para remover fósforo de águas residuárias são baseados na adição de substâncias em diferentes etapas do tratamento.

#### a) adição de produtos antes da decantação primária.

Quando sais de ferro são adicionados ao esgoto sanitário, esses reagem com o ortofosfato solúvel formando precipitado. Por outro lado, reações mais complexas ocorrem com fósforo orgânico e polifosfato, além da adsorção em partículas floculantes. Esse material insolúvel e certa fração de DBO e Sólidos Suspensos são removidos do sistema de tratamento, como lodo primário. O pH deve estar entre 5 e 7 (METCALF e EDDY, 1991).

Quando se deseja remover fósforo antes do tratamento biológico, deve-se tomar o cuidado para que o fósforo residual seja o suficiente para satisfazer às necessidades do processo biológico (NUNES, 1996). Para processos aeróbios, considera-se necessário que seja satisfeita a relação DBO:N:P de 100:5: 1 e, para processos anaeróbios, a relação 500:5: 1 para DQO:N:P (FORESTI, 1997).





## b) adição de produtos em sistemas de tratamento biológico.

Sais podem ser adicionados em sistemas de lodos ativados ou de filtros biológicos para obter-se remoções consideráveis de fósforo. No caso de lodos ativados, os produtos podem ser adicionados no próprio tanque de aeração, ou no canal afluente ao decantador secundário.

A remoção de fósforo da fase líquida ocorre através de precipitação, adsorção, trocas iônicas e aglomeração. Os lodos formados, primário e secundário, são descartados do sistema. Geralmente, os principais precipitados presentes no lodo são: estrovita  $[\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}]$  e hidroxiapatita  $[\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}]$ .

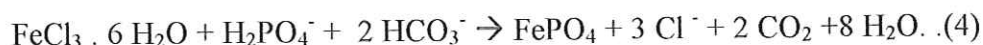
Teoricamente, a solubilidade mínima do  $\text{AlPO}_4$  ocorre a  $\text{pH} = 6,3$  enquanto o do  $\text{FePO}_4$  ocorre a  $\text{pH} = 5,3$ , embora, na prática tem-se observado excelente remoção de fósforo com  $\text{pH}$  na faixa de 5,5 a 7,0.

O uso de sais ferrosos ( $\text{Fe}^{2+}$ ) é limitado porque esses sais geram efluentes com baixo teor de fósforo apenas em valores de  $\text{pH}$  elevados. Em águas com baixa alcalinidade, aluminato de sódio e sais de alumínio ou de ferro III associados a mais cal, podem ser usados para manter o  $\text{pH}$  superior a 5,5 (METCALF & EDDY, 1991).

MAQUEDA et al. (1994) afirmaram que digestores anaeróbios contendo íons em solução podem formar precipitados, desde que o produto de solubilidade dos sais sejam excedidos. Um dos sais mais característicos de fosfatos é a estrovita ( $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ), um sal duplo.

Segundo MANAIS et al (1994) é confirmada a formação de diferentes tipos de precipitados aniônicos ( $\text{CO}_3^-$ ,  $\text{S}^{2-}$ , e  $\text{PO}_4^{3-}$ ) a catiônicos ( $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{NH}_4^+$ ) associados com a digestão anaeróbia do esgoto. O autor demonstrou que a adição de cloreto férrico produz diversos tipos de precipitados.

WEF / ASCE (1992) observaram que o cloreto férrico precipita ortofosfato, conforme a equação (4):





SINGER (1972) descreveu o ciclo liminológico de um lago e estudou o comportamento do ferro em interação com o fosfato. O autor confirmou que durante o período de recirculação, quando o oxigênio é transportado para a massa líquida, o íon ferroso é oxidado para íon férrico, que, conseqüentemente, reage com o fosfato, formando o fosfato férrico insolúvel, por outro lado, durante o período de estagnação e em ambiente anaeróbico o fosfato férrico formado é reduzido a fosfato ferroso, solúvel na água como mostra a equação (5).



Na Suíça , teve êxito à utilização da proporção de 10 mg de ferro por litro de esgoto, na forma de cloreto férrico. Na Alemanha, usa-se 1 g de ferro para cada grama de fosfato. A eficiência nos dois casos foi acima de 85 %. (IMHOFF, 1986).

THOMAS apud SINGER (1972), usando íon férrico para precipitação de ortofosfato em lagos, observou pouca liberação de fosfato durante a digestão anaeróbia do lodo. WUKASCH apud SINGER (1972) observou também que, quando o lodo primário proveniente dos lagos era tratado por digestão anaeróbia, pouco fosfato era liberado. As análises de raios-X dos lodos comprovaram a presença de vivianita ( $\text{Fe}_3 (\text{PO}_4)_2 \cdot 8 \text{H}_2\text{O}$ ), forma cristalina de fosfato ferroso.

MAMAIS et al. (1994), comentam que em 1982 a Southeast Water Pollution Control Plant (SEWPCP) - a estação de controle da poluição do sudeste de San Francisco (U.S.A.) – realizando tratamento secundário em águas residuárias, após a digestão do lodo, observaram a presença de cristais brancos que obstruíam as tubulações. As análises realizadas revelaram que os cristais eram estrovita ( $\text{Mg NH}_4 \text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ). Para evitar essa cristalização, durante o período de 1987 a 1990 foi adicionado ao digestor de lodo, cloreto férrico em uma concentração média de  $7,2 \text{ mM FeCl}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  ou  $46 \text{ kg FeCl}_3 \cdot (\text{t. SST})^{-1}$ .

Com o objetivo de estudar-se a concentração ideal de cloreto férrico para prevenir a formação de estrovita durante a digestão de lodo na SEWPCP, MAMAIS et al. (1994) experimentaram, em escala de laboratório, dois digestores anaeróbios de fluxo contínuo. Um digestor funcionava como controle, enquanto no outro eram dosadas diversas concentrações de cloreto férrico de 0 até  $20,5 \text{ mM Fe.L}^{-1}$ . Os autores identificaram duas

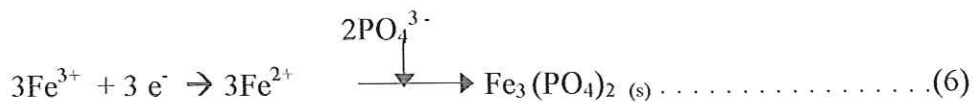


regiões: uma, supersaturada, onde pode se formar vivianita ( $\text{Fe}_3 (\text{PO}_4)_2 \cdot 8 \text{H}_2\text{O}$ ) e estrovita ( $\text{MgNH}_4 \text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) e outra região abaixo da saturação, onde apenas se forma a vivianita.

Os autores observaram que, no digestor de lodo no qual foi adicionado cloreto férrico, a alcalinidade foi reduzida em aproximadamente  $500 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ , e entenderam-se que, provavelmente, tenha ocorrido precipitação de carbonato ferroso ( $\text{FeCO}_3(\text{s})$ ). Observaram também que o digestor de controle continha 100 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$  enquanto o digestor que recebia cloreto férrico apresentava menos de 1 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$ . Provavelmente tenha ocorrido precipitação de sulfeto ferroso ( $\text{FeS}(\text{s})$ ).

MAMAIS et al. (1994) confirmaram que, em ambiente altamente reduzido como digestores anaeróbios, íon férrico ( $\text{Fe}^{3+}$ ) é rapidamente reduzido a íon ferroso ( $\text{Fe}^{2+}$ ). WILLIAMS et al. apud SINGER (1972) afirmaram que, em ambiente reduzido como, por exemplo, sedimento de lago, há evidências da capacidade do íon ferroso unir-se ao ortofosfato, formando vivianita.

SNOEYINK & JENKINS (1980) afirmaram que, quando sais de  $\text{Fe}^{3+}$  como, por exemplo:  $\text{FeCl}_3$  e  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  são usados com o objetivo de remover fosfato em processo anaeróbio, ocorre o seguinte processo:



A adição de 200 mg/L de cloreto férrico no afluente de um UASB com esgoto sintético simulando esgoto doméstico, remove 84 % de fósforo (SOUSA et al, 1996).

**Tabela 08: Resultados de remoção do fósforo por adição de cloreto férrico em reator UASB.**

FeCl <sub>3</sub> ( mg.l <sup>-1</sup> )	Fósforo (mg/l)	
	Afluente	Efluente
90	15.1	7.8
200	18.5	2.9
Não adição	13.4	9.2

Fonte: SOUZA et al (1996).

Portanto, o trabalho apresentado será baseado nos resultados encontrados na tabela 8.



#### 4. Materiais e Métodos.

##### 4.1 Descrição da Instalação Experimental.

Existiu no Laboratório de Processos Biológicos, pertencente ao Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos – USP, um sistema piloto que consistia em um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), seguido de um Reator Aeróbio Sequencial de Batelada (RSB).

Antes da entrada no UASB, o esgoto passava por um gradeamento grosseiro, instalado na Estação Elevatória de Esgoto, fora do Laboratório de Processos Biológicos. Essa Estação Elevatória de Esgoto recalava o afluente para uma caixa de cimento amianto de 2000 litros, cuja finalidade era abastecer vários experimentos. O reservatório servia também como tanque de equalização, para horários em que a elevatória externa ficava sem abastecimento.



O esgoto bruto era recalado do reservatório de 2000 litros, para o reator UASB, através de uma bomba com motor de 0,33 CV (1). O sistema de bombeamento permitia alterar a vazão de recalque e controlar o tempo de detenção hidráulico no UASB.

O UASB era composto de PVC branco, cilíndrico, com 300 mm de diâmetro, 212,5 cm de altura e volume total de 145 litros; seu efluente ia diretamente para o tanque pulmão, que se encontrava entre os reatores anaeróbio e aeróbio, cuja finalidade era reservar uma quantidade de esgoto suficiente, para que os ciclos pudessem prosseguir com a instalação de apenas um reator RSB.

Figura 6 – Fotografia do sistema utilizado no experimento.



O tanque pulmão era cilíndrico, de PVC branco, com 300 mm de diâmetro, altura de 100 cm e volume total de 70 litros; o RSB tinha o mesmo diâmetro e altura de 150 cm, totalizando um volume de 106 litros. A aeração ocorria através de um compressor SCHULZ – Super Advanced, pressão máxima de 120 lb/pol., deslocamento de 75 l/min, 850 rpm e ½ CV.

#### 4.2 - Descrição do sistema anaeróbio.

O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo tinha volume de 145,0 litros e era construído de PVC branco. Na sua parte inferior, havia uma tampa de PVC aparafusada (1). Existia no fundo, uma tubulação de ¾” com a finalidade de remoção do lodo (2).

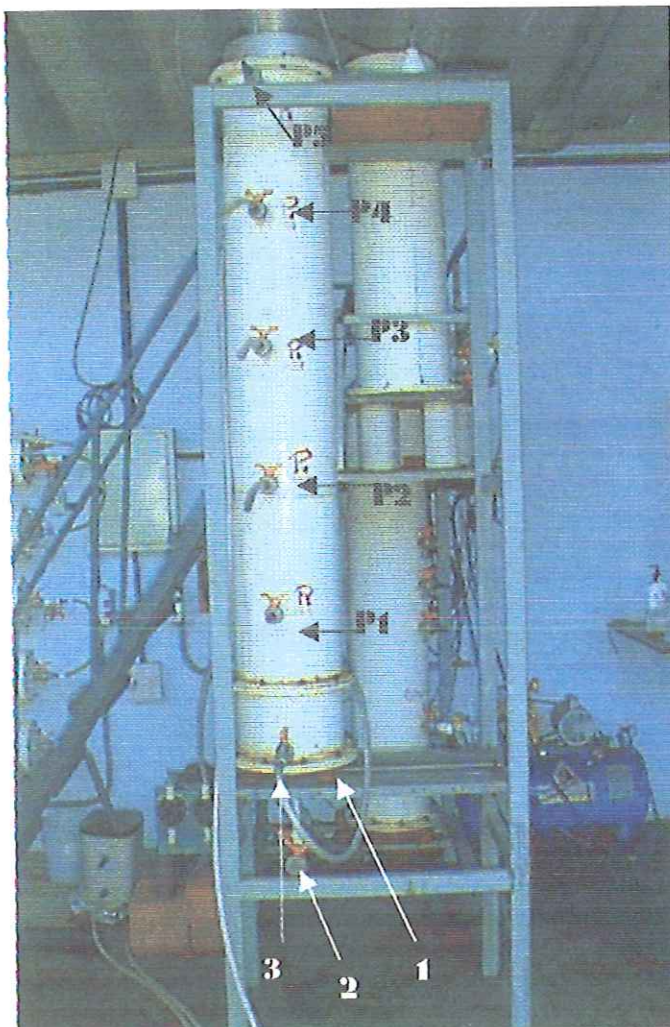


Figura 7 – UASB utilizado durante o experimento.

A entrada do sistema era na parte inferior da parede do reator. Tinha sido instalada uma tubulação de ¾”, com uma válvula de esfera e uma válvula retentora (3).

O reator era provido de cinco pontos de coleta de amostras ao longo da altura, separados por 35 cm. Os registros de esfera eram de PVC.

A entrada no reator era feita pela parte inferior, e a saída, pela parte superior.

Tinha sido instalado um separador de fases, construído de aço inoxidável, a 1,85 metros da base inicial (parte inferior), com o objetivo de permitir a separação de



fases (líquida, sólida e gasosa), promovendo ainda, a sedimentação (1) dos grânulos e flocos do lodo. Foi mantido um selo hídrico externo (2) para permitir uma interfase gás-líquido, garantindo o escoamento do afluente sem interferentes, tais como: sólidos, espumas e bolhas de gás.

O reator UASB tem sistema separador de fases, onde ocorre o desprendimento de gases dos grânulos, favorecendo assim o processo de sedimentação.



Figura 8 – Separador de fases do UASB.





### 4.3 . Descrição do sistema aeróbio.

O sistema aeróbio era constituído de um reator aeróbio tipo seqüencial em batelada. O reator possuía diâmetro de 300 mm e altura de 1,5 m, com volume de 106 L.

À medida que o reator enchia, o compressor de ar era acionado e, através de uma pedra porosa de 15 cm de diâmetro, localizada no fundo do RSB, o ar era distribuído uniformemente, mantendo dessa forma, a biomassa em contato com a massa líquida.

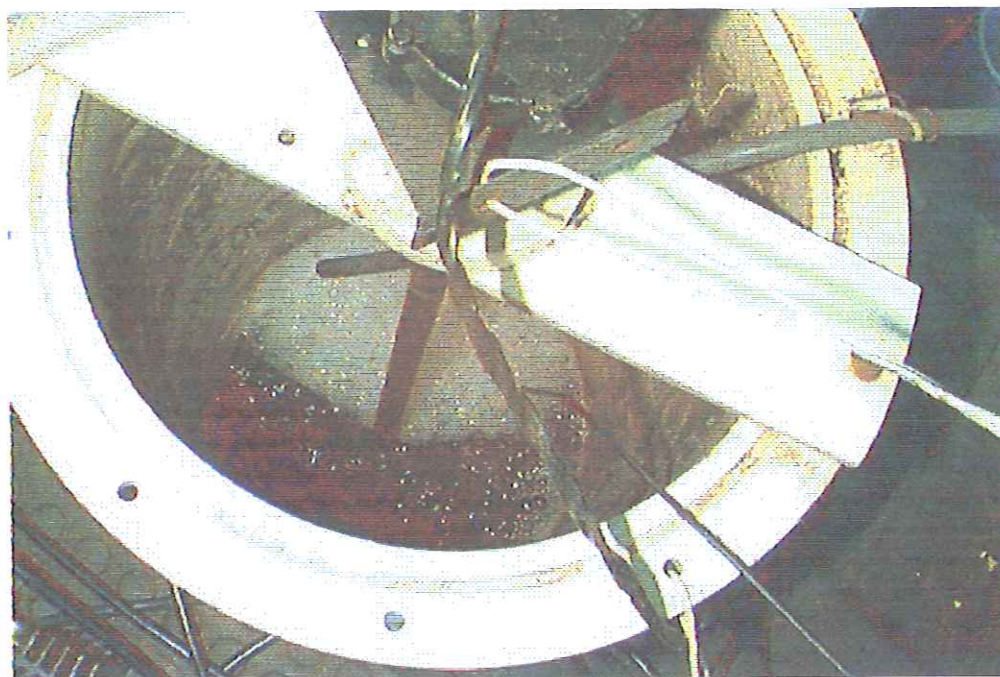


Figura 9 – RSB utilizado durante o experimento.

A operação de aeração do líquido tem seu tempo de duração determinado experimentalmente, em função da eficiência de remoção desejada. Após essa operação, o sistema de aeração era desligado, para que ocorresse a sedimentação do lodo e, portanto, a separação do efluente clarificado.

O ciclo operacional do reator SBR foi controlado através da automação do sistema. Foram instalados 4 registros na sua lateral.



#### 4.4 - Descrição da Automação.

No RSB possuía um sistema de operação automático, com possibilidade de alteração do tempo de ciclo. Foram programados 4 tempos principais: no instante  $T_0$ , o sistema iniciava a partida, abrindo a válvula de abastecimento do reator biológico. Automaticamente eram iniciadas a aeração e agitação do lodo. No instante  $T_1$ , a válvula de abastecimento era fechada (fim do enchimento). No instante  $T_2$  a agitação e aeração do líquido eram desligadas. No instante  $T_3$  tinha início o descarte do sobrenadante através da abertura da válvula de descarte. Ao final do instante  $T_3$  um novo ciclo era iniciado. Os tempos de enchimento e de descarte foram padronizados para durarem 15 minutos. O tempo de sedimentação era estipulado em 2 horas e o de reação e ciclo foram relacionados com a eficiência de remoção desejada.

Passo	T0	T1	T2	T3
Enchimento	*			
Aeração	Inicia juntamente com o enchimento / desliga ao iniciar a sedimentação			
Mistura	Inicia e termina juntamente com a aeração			
Descanso			2 h	
Descarte				*

\* 15 minutos para enchimento e 15 minutos para descarte.

Figura 10 – Fases programadas para o RSB.

obs.: Após o descarte, automaticamente tinha-se início a operação de enchimento.

#### 4.5 - Lodo de Inóculo.

O lodo granular anaeróbio apresentava as seguintes características: SST de 58,36  $\text{Kg/m}^3$ , SSV de 38,1  $\text{Kg/m}^3$  e relação SSV / SST de 0,59. O lodo obtido de um reator UASB de uma indústria de papel. O reator recebeu 50 litros de lodo de inóculo, correspondente a 1/3 do seu volume total.

O reator aeróbio não recebeu lodo de inóculo para as primeiras 4 etapas, mas recebeu lodo da ETE – Santa Rosa da SANASA de Campinas (um sistema de lodos ativados por batelada tratando esgoto sanitário) na quinta etapa. Segundo dados de operação o sistema tinha grande eficiência no processo de nitrificação.



O sistema aeróbio recebeu lodo de inóculo devido à perda total do lodo na quarta etapa, quando aplicado cloreto férrico no tanque aeróbio.

#### 4.6 - Temperatura de operação:

O sistema foi operado à temperatura ambiente.

#### 4.7 Procedimento e operação das unidades de tratamento:

##### 4.7.1 Considerações gerais:

O sistema experimental foi operado durante vinte e sete semanas, divididas em seis etapas distintas: Na primeira etapa, o reator anaeróbio operou durante 4 semanas com TDH de 8 horas (mantido em todas etapas), e o RSB, com tempo de ciclo de 24 horas; Na segunda etapa, com duração de 8 semanas o RSB teve seu tempo de ciclo reduzido para 12 horas; Na terceira etapa, foi variado o tempo de ciclo do RSB para 6 horas; Na quarta etapa o RSB teve seu tempo de ciclo aumentado para 24 horas e ocorreu adição de 50 mg/L de cloreto férrico no reator aeróbio; Na quinta etapa, adicionou-se 100 mg/L de cloreto férrico no reator anaeróbio operando o RSB com tempo de ciclo de 24 horas; Na sexta etapa, adicionou-se 200 mg/L de cloreto férrico no UASB, enquanto o RSB manteve seu tempo de ciclo de 12 horas.

**Tabela 9 Resumo operacional do experimento.**

ETAPA	SEMANAS	UASB (TDH-H)	RSB (ciclo - H)	FeCL <sub>3</sub> (mg/L)
1	4	8	24	-
2	8	8	12	-
3	4	8	6	-
4	3	8	24	50 - RSB
5	4	8	24	100 - UASB
6	4	8	24	200 - UASB
<b>TOTAL</b>	<b>27</b>			



#### 4.7.2 – UASB.

O reator UASB já estava em equilíbrio por ter sido operado durante a fase experimental de tese de doutorado ocorrida anteriormente a esta dissertação.

O reator UASB foi operado com vazão média de  $48 \text{ L} \cdot \text{dia}^{-1}$ , e tempo médio de detenção hidráulica (TDH) de 8 horas, compreendendo uma carga orgânica volumétrica média de  $0,16 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$  durante todas as etapas.

#### 4.7.3 – RSB.

O efluente proveniente do UASB era coletado em tanque pulmão (volume 70 L) com um volume suficiente para abastecer o próximo ciclo do RSB. A vazão excedente era extravasada desse tubo para o sistema de esgotamento sanitário.

A entrada afluenta, a descarga do sobrenadante e o tempo de aeração do RSB foram controlados por um equipamento eletrônico previamente apresentado, programado por circuitos elétricos.

Ao iniciar o período de enchimento do RSB, eram abertas, concomitantemente, a válvula de alimentação, instalada no fundo do tanque pulmão, por um período de 15 minutos e a válvula solenóide instalada no compressor, iniciando-se então o período de aeração. Interrompida a aeração, os sólidos em suspensão eram separados por sedimentação no próprio reator e, posteriormente, o sobrenadante era descartado com abertura de válvula solenóide.

Dessa forma, o ciclo operacional do reator seqüencial em batelada (RSB) foi de 24 horas, 12 horas e 6 horas respectivamente, conforme pode-se verificar na Tabela 10.



**Tabela 10 - Tempo de duração do ciclo operacional do SBR.**

<b>Etapas</b>	<b>Etapa 1</b>	<b>Etapa 2</b>	<b>Etapa 3</b>	<b>Etapa 4</b>	<b>Etapa 5</b>	<b>Etapa 6</b>
<b>Períodos</b>	<b>Duração (horas)</b>					
<b>Enchimento*</b>	15 min	15 min	15 min	15 min	15 min	15 min
<b>Reação</b>	22	10	4	22	22	22
<b>Sedimentação</b>	90 min	90 min	90 min	90 min	90 min	90 min
<b>Descarga</b>	15 min	15 min	15 min	15 min	15 min	15 min
<b>Total</b>	24	12	6	24	24	24

\* tempos de enchimento não são somados.

#### **4.8 - Acompanhamento e controle de operação do sistema de tratamento:**

Com o objetivo de analisar, avaliar e controlar, por meio de análises e exames, o andamento do sistema de tratamento de esgoto sanitário, foi feito um acompanhamento, cuja frequência, dependendo do parâmetro observado, poderia ser diária, semanal ou mensal, conforme demonstrado na Tabela 3.8.

**Tabela 11 - Parâmetros analisados, métodos e frequência das análises.**

<b>Parâmetro Analisado</b>	<b>Método utilizado</b>	<b>Frequência da Análise</b>
<b>pH (unidade)</b>	Potenciométrico	diária
<b>Alcalinidade (mgCaCO<sub>3</sub> .L<sup>-1</sup>)</b>	Titulométrico	1 / semana
<b>Alc. Voláteis (mg HAc .L<sup>-1</sup>)</b>	Titulométrico	1 / semana
<b>DQO total (mg .L<sup>-1</sup>)</b>	Espectrofotométrico	2 / semana
<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (mgN .L<sup>-1</sup>)</b>	Titulométrico	1 / semana
<b>P (mgP .L<sup>-1</sup>)</b>	Espectrofotométrico	2 / semana
<b>SST (mg .L<sup>-1</sup>)</b>	Gravimétrico	2 / semana
<b>SSV (mg .L<sup>-1</sup>)</b>	Gravimétrico	2 / semana



#### 4.9 - Métodos Analíticos.

As concentrações de nitrogênio amoniacal ( $N-NH_3 + N-NH_4^+$ ), fosfato ( $PO_4^{3-}$ ), sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos suspensos totais (SST) e demanda química de oxigênio (DQO) foram determinadas de acordo com metodologias descritas no “STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER” (1995).

No caso das análises de ácidos voláteis, alcalinidade total e a bicarbonato seguiram métodos recomendados por RIPLEY E ANDERSON (1961).

A alcalinidade total de uma amostra de reator anaeróbio é composta por dois tipos diferentes de bases:

- Alc. Parcial (pH inicial menor que 8,0 e maior que 5,75) – ânions de ácidos fracos (bicarbonato, borato, silicato e fosfato), alcalinidade real para reatores anaeróbios.
  - Alc. Intermediária (5,75 - 4,3) – ânions de ácidos orgânicos (ácido húmico, acético, propiônico, etc.), alcalinidade falsa para reatores anaeróbios.
- 
- Fator de correção de conversão da alcalinidade a ácidos voláteis = 0,833
  - $AB = AT - 0,833 \times 0,85 AV \Rightarrow AB = AT - 0,71 AV$
  - Fator de Conversão = 0,85 significa que somente 85% da alcalinidade a ácidos voláteis é medida pela titulação até pH 4,3.



#### **4.10 - Acompanhamento dos sistemas para fins específicos**

##### **4.10.1 – Generalidades.**

Com o objetivo de obter-se informações mais específicas com relação à interferência do cloreto férrico no processo biológico, foram feitas investigações sobre a microbiologia do lodo metanogênico e lodos ativados.

Para o acompanhamento dos lodos aeróbio e anaeróbio foram realizados exames microscópicos, usando-se para tanto, um microscópio Olympus BH - 2. Dessa forma, foi realizada com auxílio de microscopia óptica, a caracterização visual da biomassa, acompanhando-se e fotografando-se o desenvolvimento do ecossistema existente.

##### **4.10.2 - Análise de microscopia óptica.**

As amostras biológicas para análise em microscopia óptica foram observadas com aumento de 40 e 200 e 1000 vezes.

#### **4.11 - Considerações Gerais sobre a operação dos reatores.**

As principais considerações a respeito da operação e da manutenção dos sistemas experimentais são as seguintes:

Durante o período experimental foram examinadas por no mínimo uma vez por semana, as válvulas solenóides, evitando-se assim, perda de lodo, durante os ciclos operacionais.

Semanalmente, com o auxílio de uma mangueira, foram removidas escumas do reservatório de esgoto bruto e desentupidas as mangueiras afluente e efluente do sistema de recalque.

Quinzenalmente foi aferida a vazão afluente, através de cilindro graduado.

No decorrer do período experimental ocorreram vários problemas com a automação, devido principalmente, ao mau funcionamento das válvulas solenóides, a falta de energia elétrica e o entupimento das tubulações.

Semanalmente, foram descartados 7 litros de lodo do reator RSB, enquanto que do reator anaeróbio não foi descartado lodo durante os 7 meses de operação.



## 5. Resultados e Discussão.

### 5.1 – Desempenho global do sistema.

Os resultados obtidos durante a operação do Sistema (Reator Anaeróbio de Manta de Lodo – UASB seguido do Reator Sequencial por Batelada – RSB) estão apresentados nos Anexos 1 a 8, e referem-se aos seguintes parâmetros: Alcalinidade Total (AT), pH, N-amoniaco ( $N-NH_4^+ + N-NH_3$ ), Fosfato total ( $PO_4^{3-}$ ), Demanda Química de Oxigênio (DQO); Sólidos Suspensos Totais (SST), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV), oxigênio dissolvido (OD).

Para facilitar a apresentação e discussão, os resultados foram separados em 6 períodos de operação: as primeiras 4 etapas correspondem ao período de vinte e duas semanas, onde o reator anaeróbio trabalhou com carga orgânica volumétrica (COV) média de  $0,16 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$  e tempo médio de detenção hidráulica (TDH) de 8 horas. O reator aeróbio trabalhou com tempo de ciclo de 24 (22 de aeração), 12 (10 de aeração) e 6 horas (4 de aeração) nas primeiras 3 etapas respectivamente. A quarta etapa caracterizou-se pelo início da adição de cloreto férrico com objetivo de promover a remoção química de fósforo. Nesta etapa, o RSB trabalhou com tempo de ciclo de 24 horas e recebeu adição de 50 mg/L de cloreto férrico. A quinta etapa correspondeu a 4 semanas, onde o reator anaeróbio foi submetido as mesmas taxas de carregamento (orgânica e hidráulica), mas recebeu 100 mg/L de cloreto férrico. O reator aeróbio trabalhou com ciclo de 24 horas, sendo 22 horas de aeração. Na sexta etapa o reator anaeróbio recebeu 200 mg/L de cloreto férrico e os outros parâmetros operacionais permaneceram iguais aos da quinta etapa.





### 5.3 – Etapa 01

#### 5.3.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica

O desempenho dos reatores, com relação à remoção da matéria orgânica, está apresentado na Figura 11, e representam a eficiência de remoção em termos de DQO do reator UASB e RSB, assim como seus valores absolutos.

O reator UASB trabalhou com tempo de detenção hidráulica de 8 horas e o RSB com tempo de ciclo de 24 horas. Foi verificada uma boa estabilidade no sistema.

Esta etapa caracterizou-se pela eficiência média de remoção de DQO bruta de 92% no sistema, sendo 72% a eficiência do reator anaeróbio e 65% do reator aeróbio.

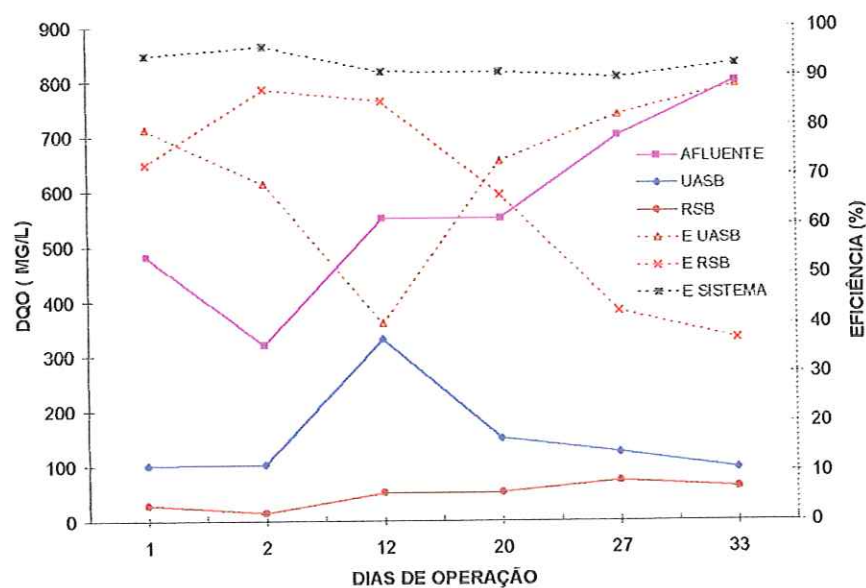


Figura 11 - remoção de DQO na primeira etapa.

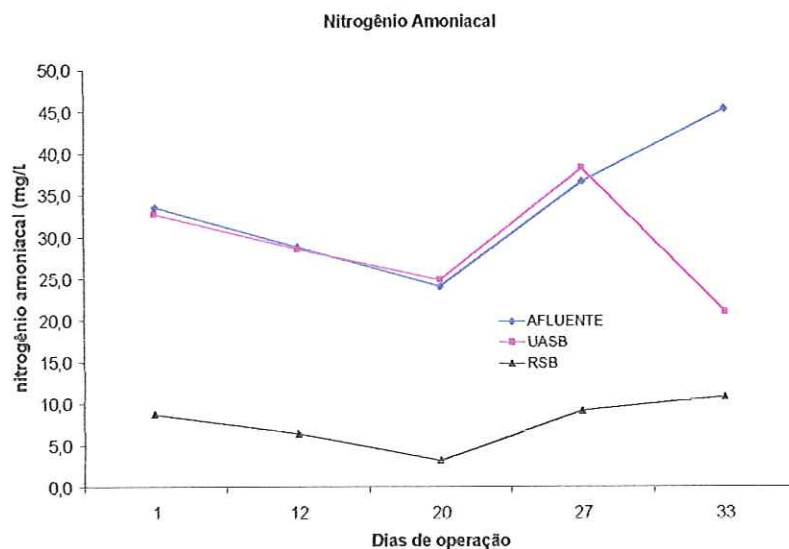
Foi verificada uma água muito clarificada no efluente dos reatores aeróbios e uma água um pouco turva dos reatores anaeróbios.

Os valores de eficiência e absolutos são similares aos de TORRES e FORESTI(2000), sendo que os padrões são suficientes para aprovação na RESOLUÇÃO CONAMA 20, assim como nos padrões preconizados pela NBR 13969 quanto à remoção de matéria orgânica.



### 5.3.2 - Desempenho na remoção de Nitrogênio Amoniacal.

O desempenho dos reatores, com relação à nitrificação foi abaixo do esperado para a primeira etapa, devido a problemas ocorridos no sistema de aeração. Os difusores de ar entupiram, provocando a diminuição da concentração de oxigênio dissolvido no reator aeróbio. Para isso aumentamos a vazão do compressor e o mesmo teve vários problemas mecânicos. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 2 mg/L.



**Figura 12 - Remoção de nitrogênio amoniacal na primeira etapa.**

Esta etapa caracterizou-se pela eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal de 78% no sistema, sendo 10% a eficiência do reator anaeróbio e 72% do reator aeróbio.

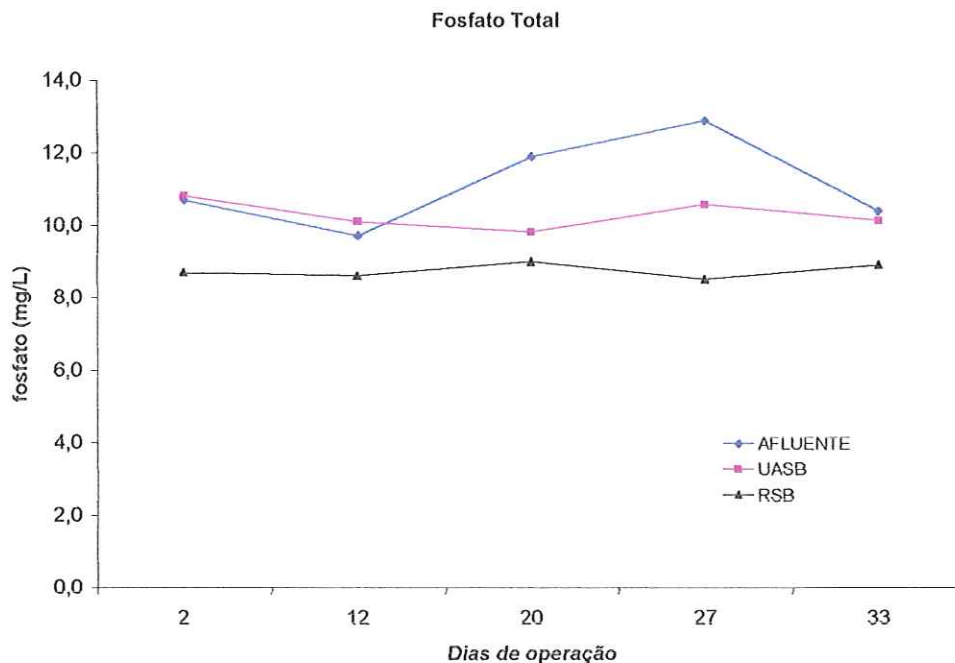
O valor médio de nitrogênio amoniacal na entrada do UASB foi de 33,7 mg/L, sendo que seu efluente teve valores médios de 29,1 mg/L. Os valores de nitrogênio amoniacal costumam ser maiores no efluente que no afluente do reator anaeróbio, devido a transformação de nitrogênio orgânico em nitrogênio amoniacal. Dados de TORRES e FORESTI (2000), mostram valores médios do afluente do UASB com 23 mg/L de nitrogênio amoniacal e seu efluente com 39 mg/L. O efluente do reator aeróbio teve valor médio de 7 mg/L de nitrogênio amoniacal. O CONAMA 20 considera como padrão de lançamento o valor de 5 mg/L, portanto o efluente do sistema apresentaria valor próximo ao limite estabelecido pelo CONAMA 20.



### 5.3.3 Desempenho na remoção de Fósforo.

O desempenho dos reatores, com relação à remoção de fosfato, está apresentado na Figura 13, e representa a eficiência de remoção de fósforo do reator UASB e RSB, através de seus valores absolutos.

Esta etapa caracterizou-se pela operação do sistema sem adição de cloreto férrico e, portanto, o sistema praticamente não reduziu o valor de fosfato, se comparados os valores de entrada e a saída do sistema.



**Figura 13 - Remoção de fosfato na primeira etapa.**

A figura 13 mostra que, nesta etapa, obteve-se eficiência média de remoção de fosfato de 20,5% no sistema, sendo 6,6 % a eficiência do reator anaeróbio e 14,8% do reator aeróbio.

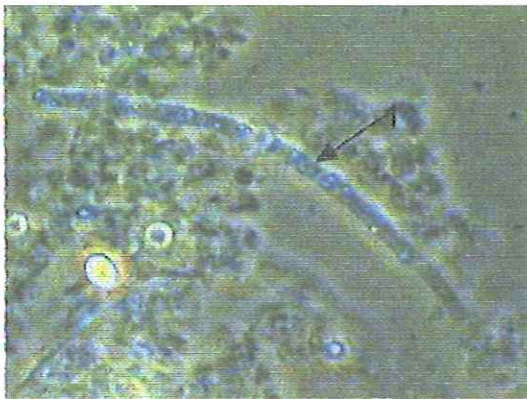
A valor médio de fosfato na entrada do UASB foi de 11,1 mg/L, sendo que seu efluente teve valores médios de 10,3 mg/L. O efluente do reator aeróbio teve valor médio de 8,7 mg/L de fosfato. Portanto, valores muito maiores de que o padrão de emissão preconizado pelas normas e legislações brasileiras.



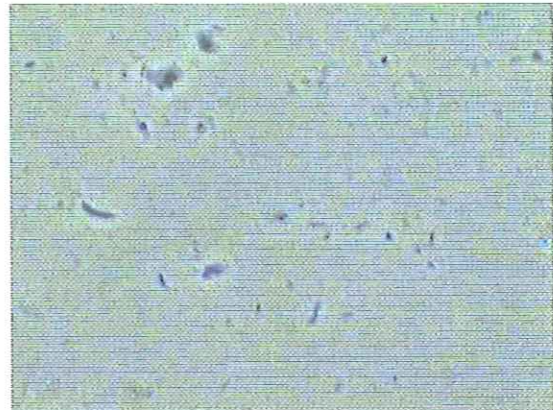
#### 5.3.4 - Análise Microscópica.

A microscopia óptica mostrou o reator anaeróbio com as seguintes características antes da adição de cloreto férrico:

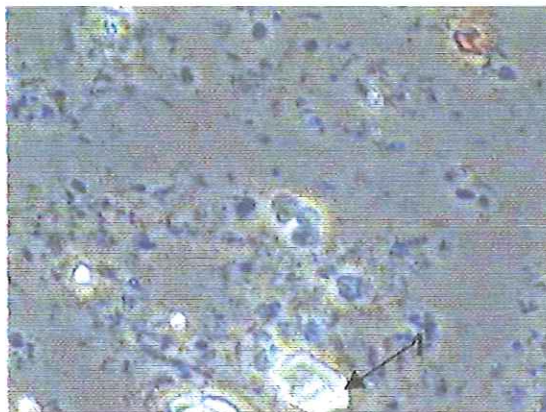
- Presença de organismos metanogênicos (1);
- Predominância de bacilos (2);
- Grande quantidade de cocos (3);



Aumento de 40x



Aumento de 200x



Aumento de 200x



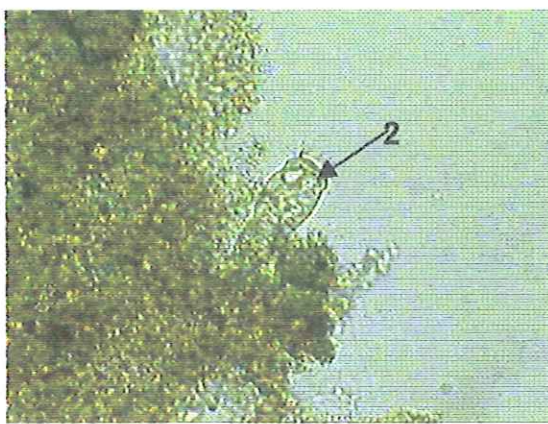
Aumento de 200x

Figura 14- Fotos do lodo anaeróbio na primeira etapa.

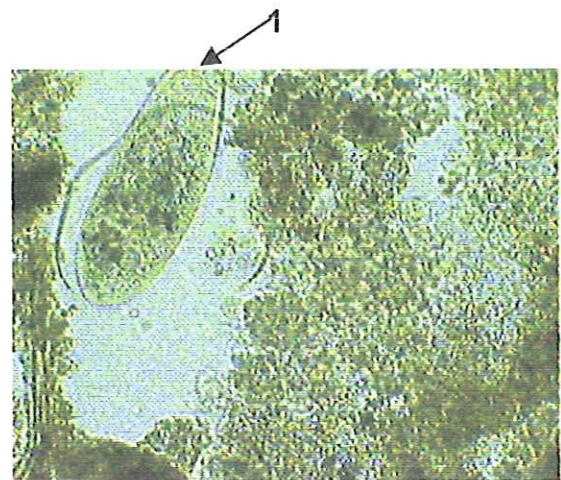


A microscopia óptica do lodo do reator aeróbio apresentou as seguintes características para o tempo de ciclo de 24 horas sem adição de cloreto férrico:

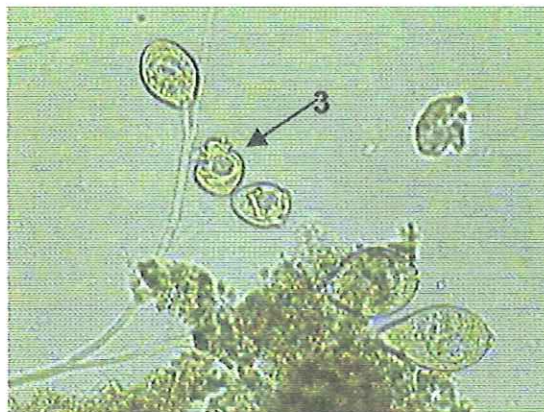
- Grande presença de protozoários (1);
- Presença de Rotíferos (2) e Ciliados (3);
- Presença de grande número de bactérias;
- Presença de microorganismos filamentosos (4);
- Lodo com grande quantidade de flocos.



Aumento de 200x



Aumento de 200x



Aumento de 200x



Aumento de 200x

**Figura 15 – Fotos do lodo aeróbio na primeira etapa**



### 5.3.5 Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares.

Devido à DQO não ser um parâmetro usado pelos órgãos ambientais, fica difícil comparar os resultados obtidos e a legislação pertinente, mas considerando a eficiência na remoção de DQO similar à de  $DBO_5$ , pode-se verificar que esta etapa atendeu o padrão de emissão exigido pela CETESB que é de 60 mg  $DBO_5/L$  ou 80 % de redução da carga orgânica medida em  $DBO_5$ .

Quanto à remoção de nitrogênio amoniacal, foi verificado que o valor do efluente, apesar de não atender à legislação, chegou muito próximo ao valor exigido. Verificaram-se ainda, problemas com a concentração de oxigênio dissolvido, indicando que se o sistema não tivesse apresentado os problemas operacionais, o padrão de lançamento desejado poderia ter sido atingido.

Um dos maiores problemas operacionais encontrados nesta etapa foi o constante entupimento na alimentação do reator anaeróbio, causando uma perda de carga e variações na vazão. Objetivando diminuir a influência da perda de carga e da variação na vazão foram realizados, duas vezes por semana, limpezas nas tubulações de recalque de esgoto bruto.

O sistema automático funcionou muito bem, não necessitando de muita interferência operacional na estação.



## 5.4 – Etapa 2

### 5.4.1 - Desempenho na remoção de matéria orgânica

O desempenho dos reatores, com relação à remoção da matéria orgânica na etapa 2, está apresentado no Figura 16, e representam a eficiência de remoção em termos de DQO do reator UASB e RSB, assim como seus valores absolutos.

O reator UASB trabalhou com tempo de detenção hidráulica de 8 horas e o RSB com tempo de ciclo de 12 horas. Não foi verificada diferença de eficiência com a redução do tempo de ciclo de 24 para 12 horas.

A etapa 2 (Figura 16) caracterizou-se pela eficiência média de remoção de DQO bruta de 91 % no sistema, sendo 68% a eficiência do reator anaeróbico e 71% do reator aeróbio.

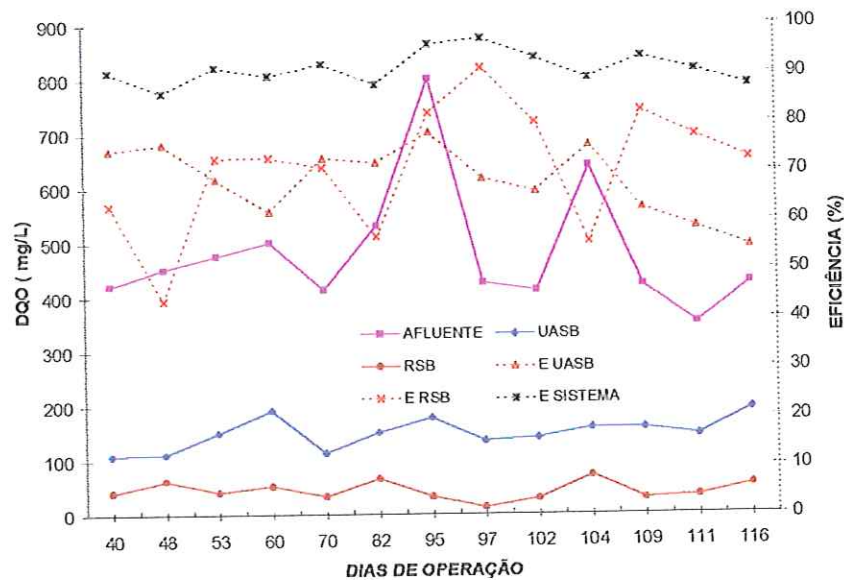


Figura 16 – remoção de DQO na segunda etapa.

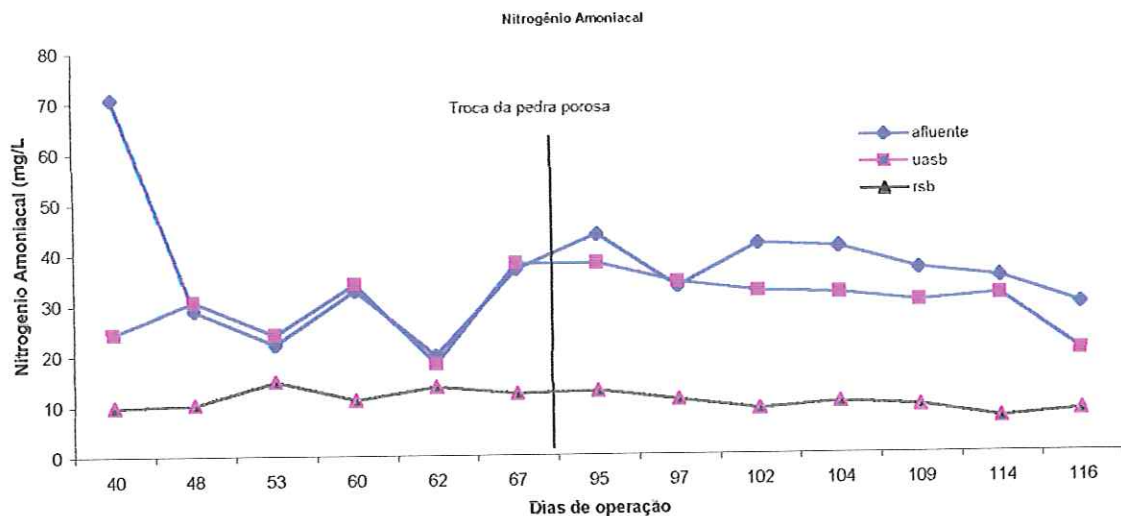
Os parâmetros de eficiência atendem plenamente todos os valores preconizados pela legislação e pela normas brasileiras. Destaque-se que, para esgoto sanitário, o valor de DQO é sempre maior que o de DBO e que apesar de o trabalho ser realizado com medição de matéria orgânica através da DQO, o valor de DBO deve ser ainda menor.



#### 5.4.2 - Desempenho na remoção de Nitrogênio Amoniacal.

O desempenho dos reatores, com relação à nitrificação foi abaixo do esperado para a segunda etapa, mas foram verificados vários problemas no sistema de aeração. Os difusores de ar continuaram com problemas e não foi possível manter a concentração média de  $O_2$  maior que 2 mg/L.

No octogésimo segundo dia de operação, foi trocada a pedra porosa e foi possível manter a concentração de oxigênio dissolvido no reator superior a 3 mg/L.



**Figura 17 – remoção de nitrogênio amoniacal na segunda etapa.**

Esta etapa caracterizou-se pela eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal de 67% no sistema, sendo 13% a eficiência do reator anaeróbico e 62% do reator aeróbico.

A valor médio de nitrogênio amoniacal na entrada do UASB foi de 36 mg/L, sendo que seu efluente apresentou valores próximos a 30 mg/L. O efluente do reator aeróbico apresentou valor médio de 10 mg/L de nitrogênio amoniacal.

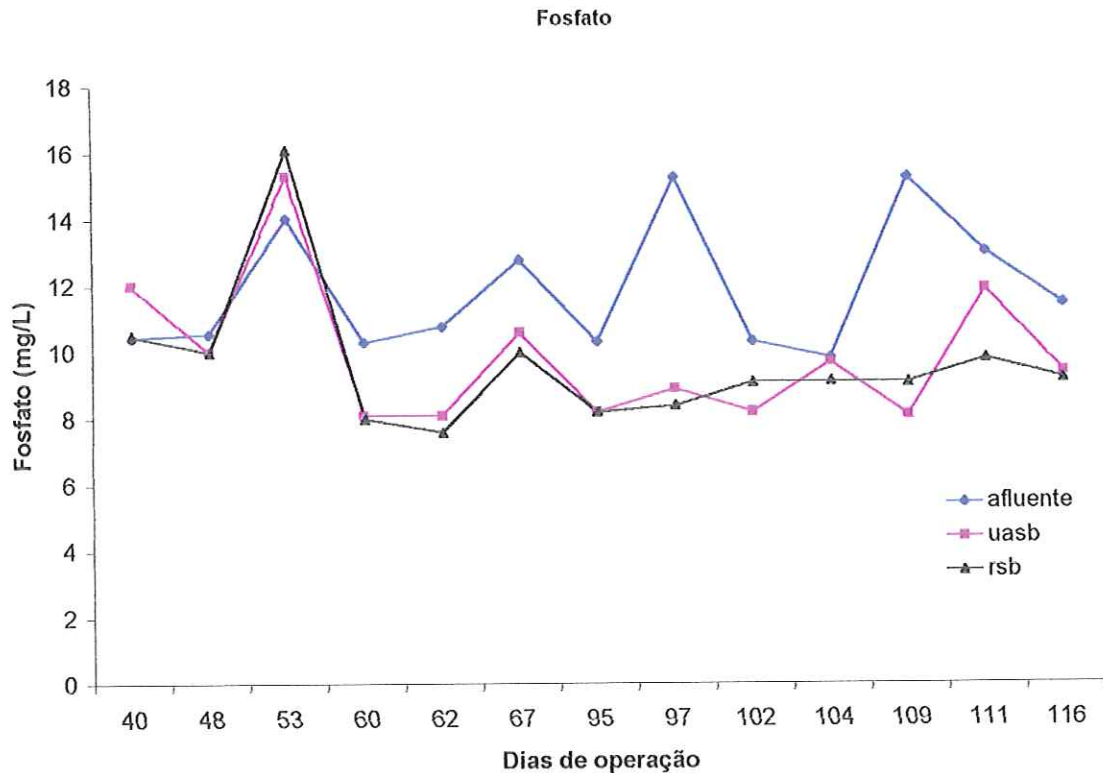
Este valor não atende os padrões de lançamento estabelecidos pela resolução CONAMA 20. Neste mesmo tempo de ciclo e condições operacionais, TORRES e FORESTI (2000) obtiveram 96% de nitrificação.





### 5.4.3 - Desempenho na remoção de Fósforo.

A etapa 2 (figura 18) caracterizou-se pela ineficiência do sistema na remoção de fósforo. Como na primeira etapa não foi utilizado cloreto férrico.



**Figura 18 - Gráfico de remoção de fosfato na segunda etapa.**

A Figura 18 mostra que nesta etapa, obteve-se eficiência média de remoção de fosfato de 17,9 % no sistema, sendo 15,5 % a eficiência do reator anaeróbico e 2,2 % do reator aeróbico.

A valor médio de fosfato na entrada do UASB foi de 11,9 mg/L, sendo que seu efluente teve valores médios de 9,9 mg/L. O efluente do reator aeróbico apresentou valor médio de 9,6 mg/L de fosfato. Estes valores são muito maiores de que os 1 mg/L preconizado pela NBR 13969 (1997).



#### 5.4.4 - Microscopia:

Não foi realizada microscopia no lodo do reator anaeróbio devido a não ter ocorrido mudança na operação do reator anaeróbio.

Não existiu diferença no lodo aeróbio com a mudança do tempo de ciclo de 24 para 12 horas.

A microscopia óptica mostrou que o lodo do reator aeróbio apresentou as seguintes características para o tempo de ciclo de 12 horas sem adição de cloreto férrico:

- Grande presença de protozoários;
- Presença de Rotíferos e Ciliados;
- Presença de grande número de bactérias;
- Presença de microorganismos filamentosos;
- Lodo com grande quantidade de flocos.

#### 5.4.5 - Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares.

Valores de oxigênio dissolvido maiores que 3 mg/L foram mantidos apenas no final desta etapa, o que justifica a baixa eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal no início desta etapa. Ocorreram constantes queimas do compressor em função de o mesmo estar trabalhando sobrecarregado devido à baixa transferência de oxigênio ocasionada pela quebra da pedra porosa. Isto levou à interrupção, por duas vezes, da aeração no reator por aproximadamente 6 horas.

Após a troca da pedra porosa, o compressor passou a funcionar normalmente, ligando 15 minutos e descansando 45 minutos. Anteriormente, o mesmo trabalhava constantemente, como um soprador. Com a produção de bolhas de menor tamanho, consegue-se obter concentrações de oxigênio dissolvido sempre maior que 3 mg/L durante todo o resto do experimento. A mudança da pedra porosa ocorreu no dia 82 de operação.



## 5.5 – Etapa 03

### 5.5.1 Desempenho na remoção de matéria orgânica

O desempenho dos reatores, com relação à remoção da matéria orgânica, está apresentado na Figura 19, e representa a eficiência de remoção em termos de DQO do reator UASB e RSB, assim como seus valores absolutos.

O reator UASB trabalhou com tempo de detenção hidráulico de 8 horas e o RSB com tempo de ciclo de 6 horas. Foi verificada uma perda de eficiência média no sistema.

A etapa 3 (Figura 19) obteve uma eficiência média de remoção de DQO bruta de 82 % no sistema, sendo 64 % a eficiência do reator anaeróbio e 51 % do reator aeróbio.

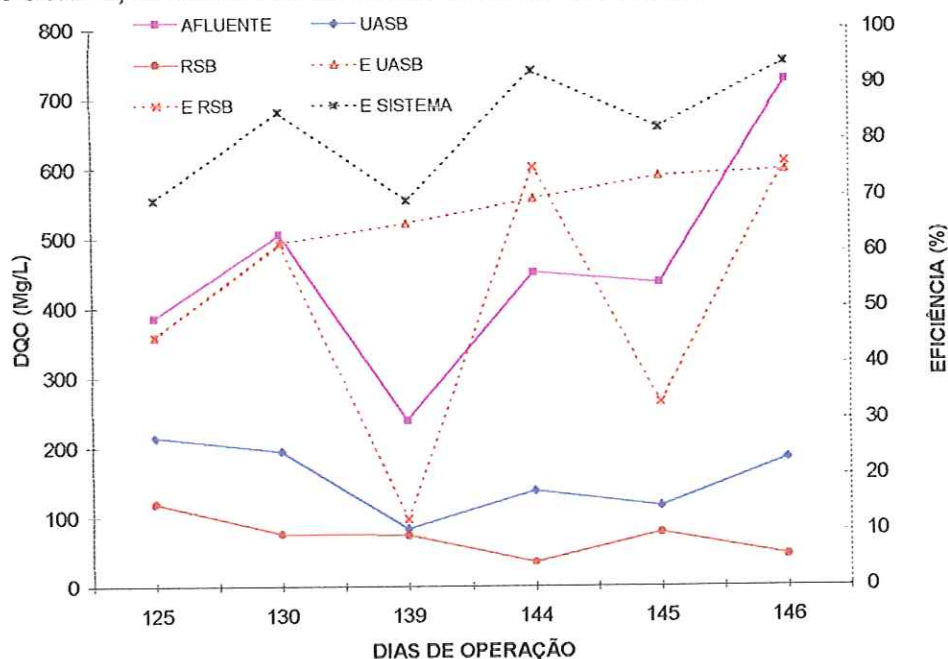


Figura 19 - Remoção de DQO na terceira etapa.

Apesar de o sistema ter apresentado eficiência menor que as das etapas anteriores, os valores para remoção de matéria orgânica permaneceram dentro dos limites impostos pelo CONAMA 20 e pela NBR 13969 (1997).

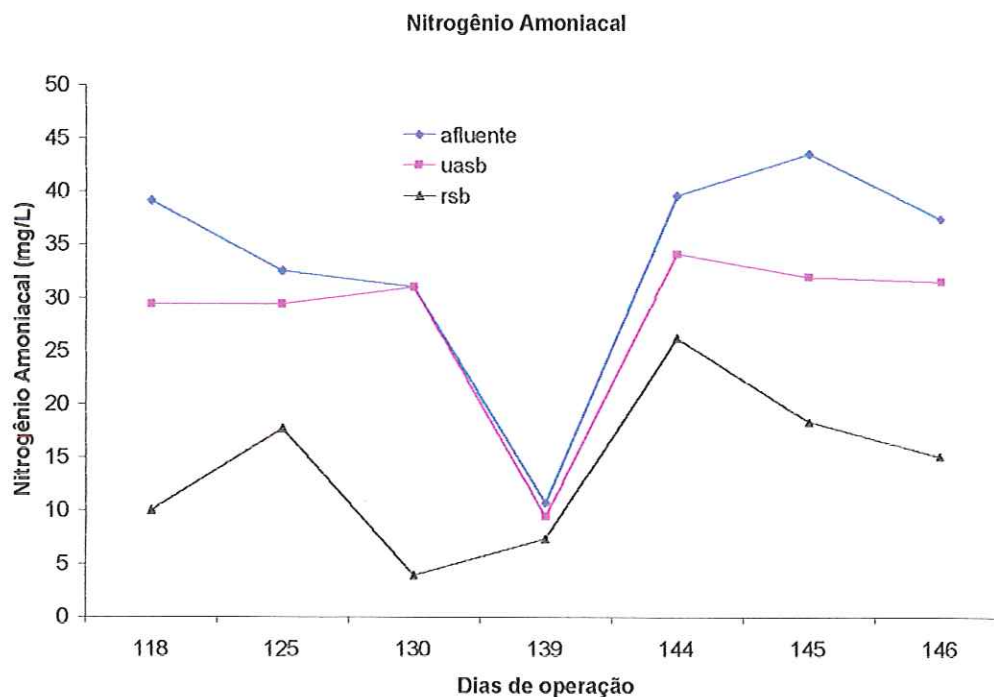


### 5.5.2 Desempenho na remoção de Nitrogênio Amoniacal.

O sistema de aeração nesta etapa teve um ótimo rendimento, trabalhando com oxigênio dissolvido sempre maior que 3,5 mg/L, mas foi verificado uma baixa taxa de nitrificação. Esse fato pode estar relacionado com o sistema de automação. Devido ao fato de o sistema de válvula automática trabalhar sem a interferência humana, ocorreram diversas vezes vazamento do RSB devido ao registro de descarga não ter funcionado e permanecido fechado ou aberto. Este fato não ocorreu nos outros períodos.

Esta etapa caracterizou-se pela eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal de 56% no sistema, sendo 14% a eficiência do reator anaeróbio e 48% do reator aeróbio.

O valor médio de nitrogênio amoniacal na entrada do UASB foi de 33 mg/L, sendo que seu efluente teve valores próximos de 28 mg/L. O efluente do reator aeróbio teve valor médio de 14 mg/L de nitrogênio amoniacal. Como o padrão de lançamento é de 5 mg/L, o valor está bem acima do permitido.

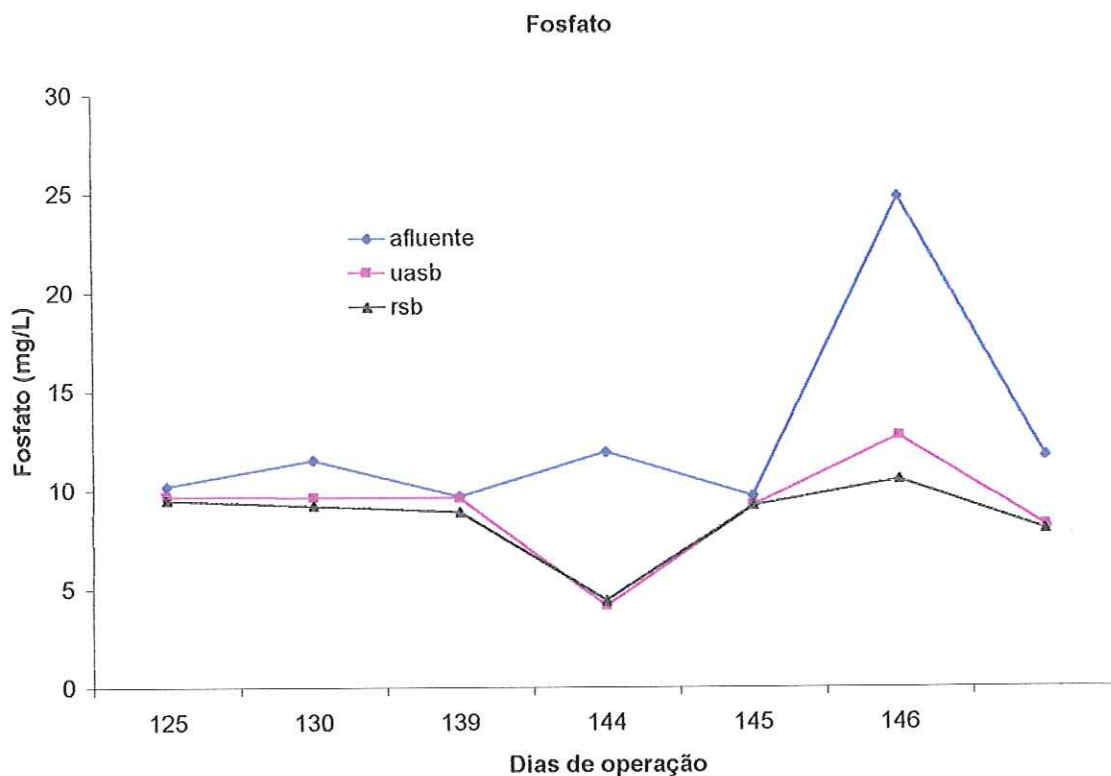


**Figura 20 - Remoção de nitrogênio amoniacal na terceira etapa.**



### 5.5.3 Desempenho na remoção de Fósforo.

A etapa 3 (Figura 21) caracterizou-se pela ineficiência do sistema na remoção de fósforo. Não foi utilizado cloreto férrico nesta etapa.



**Figura 21 - Remoção de fosfato na terceira etapa.**

Conforme a figura 21, esta etapa obteve eficiência média de remoção de fosfato de 27,5 % no sistema, sendo 24,5 % a eficiência do reator anaeróbico e 3,9 % do reator aeróbico.

A valor máximo de fosfato na entrada do UASB foi de 12,8 mg/L, sendo que seu efluente apresentou valores próximos de 9 mg/L, sendo de 8,5 mg/L a concentração de fosfato no efluente do reator aeróbico.



#### **5.5.4 Microscopia:**

Apesar da redução na eficiência do RSB com o tempo de ciclo em 6 horas, não foram encontradas diferenças significativas na composição do lodo analisado, através de microscopia ótica. Assim, o lodo aeróbio apresentava:

- Grande presença de protozoários;
- Presença de Rotíferos e Ciliados;
- Presença de grande número de bactérias;
- Presença de microorganismos filamentosos;
- Lodo com grande quantidade de flocos.

#### **5.5.5 Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares.**

Apesar da melhora no dispositivo de aeração, o reator não conseguiu atingir o estado de equilíbrio devido ao fato de o sistema ter perdido muito lodo. As válvulas solenóides, que até este momento não tinham apresentado problemas, começaram a não fechar e a não abrir, ocasionando, por diversas vezes, o vazamento do reator por sua parte superior.

Nestes vazamentos, não foi possível quantificar a perda do lodo e sua interferência no processo, TORRES e FORESTI(2000) trabalharam com idade do lodo de 40 dias, tendo obtido excelentes resultados. Nesse caso, a idade de lodo deve ter sido significativamente inferior.

Com estes problemas operacionais de perda de lodo ficou decidido que o tempo de ciclo do RSB seria de 24 horas, permitindo o melhor controle do processo, evitando-se as perdas de lodo. Esta decisão foi embasada nos dados de TORRES e FORESTI (2000), que não verificaram influência na nitrificação para tempo de ciclo de 24 horas no RSB.

Portanto, as primeiras 3 etapas serviram para definição do tempo de ciclo e para indicarem que tanto o tempo de ciclo de 24 horas e de 12 horas são capazes de atender à legislação quanto a remoção de DQO e nitrogênio amoniacal e que, com estes tempos de ciclo, dificilmente se alcançam os valores de remoção de fosfato.



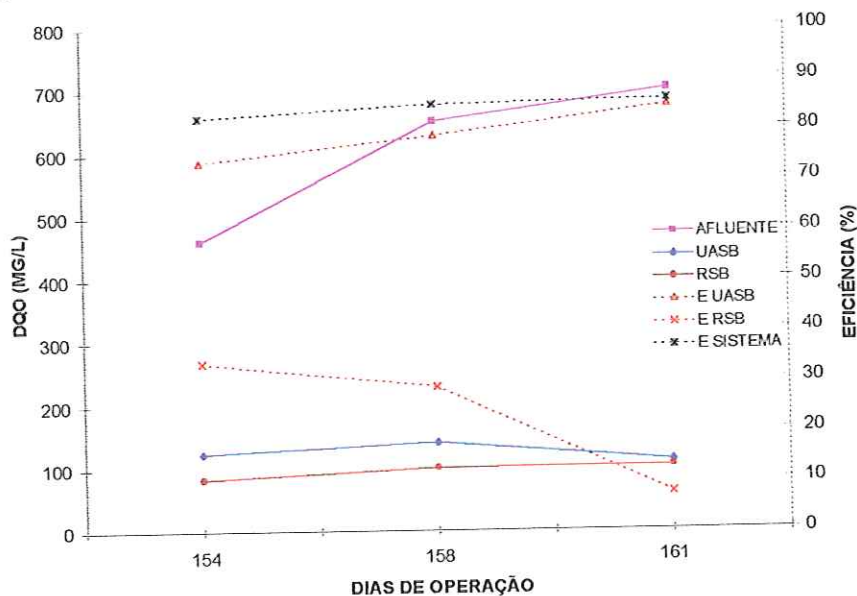
## 5.6 – Etapa 04

### 5.6.1 Desempenho na remoção de matéria orgânica

O desempenho dos reatores, com relação à remoção da matéria orgânica, está apresentado na Figura 22, e representam a eficiência de remoção em termos de DQO do reator UASB e RSB, assim como seus valores absolutos.

O reator UASB trabalhou com tempo de detenção hidráulica de 8 horas e o RSB com tempo de ciclo de 24 horas. Foi verificada instabilidade no processo aeróbio quando adicionado cloreto férrico no RSB.

Segundo a Figura 22, esta etapa obteve eficiência média de remoção de DQO bruta de 84 % no sistema, sendo 79 % a eficiência do reator anaeróbio e 24 % do reator aeróbio.



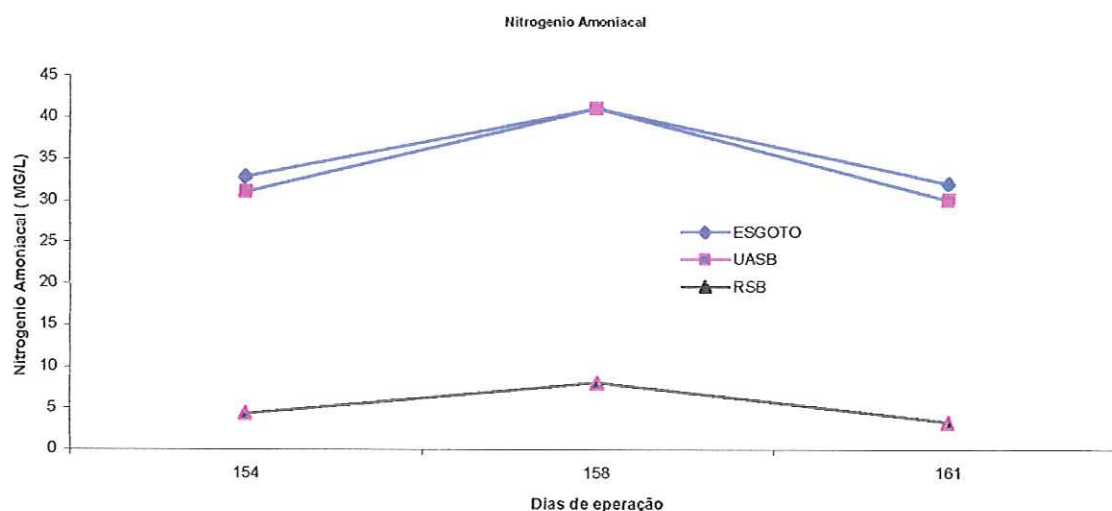
**Figura 22 - Remoção de DQO na quarta etapa.**

Com adição de 50 mg/L de cloreto férrico no reator aeróbio, foi verificado constantemente, através de microscopia e da diminuição da eficiência do sistema a deterioração do lodo aeróbio.



### 5.6.2 Desempenho na remoção de Nitrogênio Amoniacal.

O desempenho dos reatores, com relação à remoção de nitrogênio amoniacal foi abaixo do esperado para a esta etapa, mas foi verificado uma boa evolução no eficiência de nitrificação. Nesta etapa não houve problemas com o sistema de automação, mas promoveu-se à adição de cloreto férrico no reator aeróbio. A concentração média de oxigênio dissolvido nesta etapa foi maior que 3 mg/L durante todo o funcionamento.



**Figura 23 - Remoção de nitrogênio amoniacal na quarta etapa.**

Esta etapa caracterizou-se pela eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal de 86% no sistema, sendo 4% a eficiência do reator anaeróbio e 85% do reator aeróbio.

A valor médio de nitrogênio amoniacal na entrada do UASB foi de 35 mg/L, sendo que seu efluente teve valores próximos de 34 mg/L. O efluente do reator aeróbio teve valor médio de 5 mg/L de nitrogênio amoniacal.

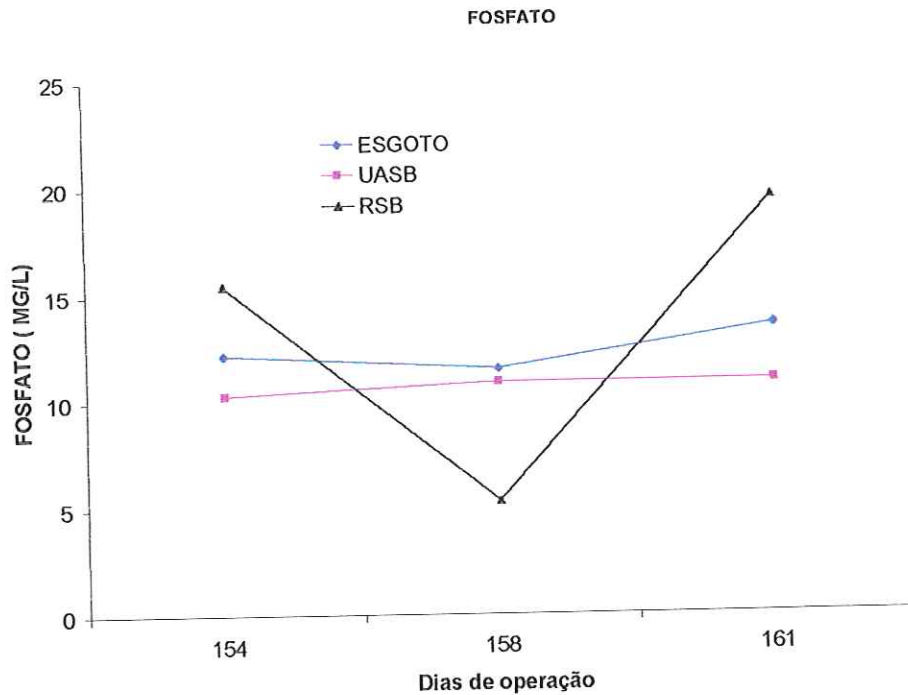
Portanto, o sistema atingiu a eficiência esperada na remoção de nitrogênio amoniacal preconizada pelo CONAMA 20 e pela NBR 13969 (1997).





### 5.6.3 Desempenho na remoção de Fósforo.

Conforme apresentado na figura 24 o número de amostras foi muito pequeno para permitir a avaliação precisa da eficiência na remoção de fósforo.



**Figura 24 – Remoção de fosfato na quarta etapa.**

Segundo a Figura 24, esta etapa teve ineficiência média de remoção de fosfato de 5% no sistema, sendo 13 % a eficiência do reator anaeróbio e 26% a ineficiência do reator aeróbio.

A valor médio de Fosfato na entrada do UASB foi de 12,4 mg/L, sendo que seu efluente apresentou valores próximos de 10,7 mg/L. O efluente do reator aeróbio apresentou valor médio de 13,4 mg/L de fosfato, caracterizando-se assim, o pouco efeito da adição de cloreto férrico, neste reator, na remoção de fosfato.

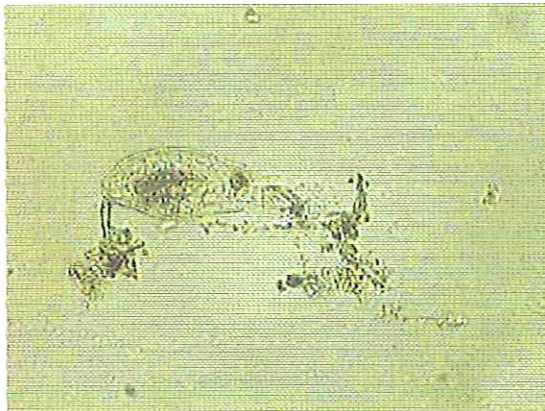
Por outro lado, o aumento verificado na concentração de fosfato no efluente indica a instabilidade do sistema e o passível efeito tóxico sobre a biomassa, levando ‘a liberação de fosfato para o meio.



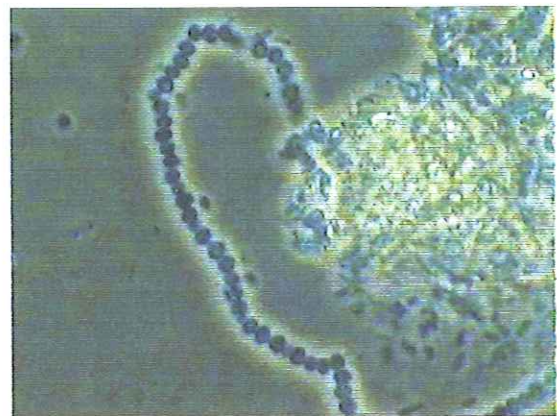
#### 5.6.4 Microscopia:

Já para o lodo aeróbio com adição de cloreto férrico no tanque aeróbio foram verificadas as seguintes características:

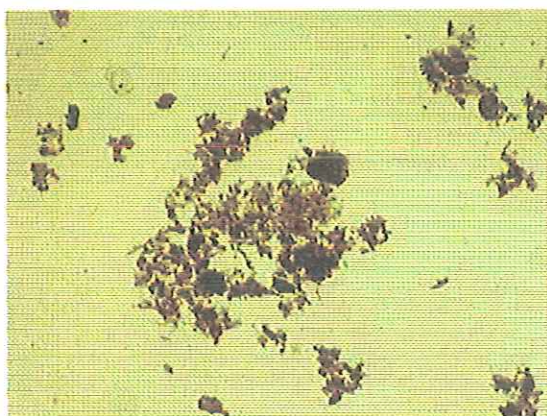
- Diminuição dos microorganismos filamentosos;
- Diminuição no tamanho dos flocos;
- Inexistência de bactérias livres;
- Presença de rotíferos e ciliados em quantidades muito inferiores às das etapas anteriores;
- Inexistência de microorganismos flagelados.



Aumento de 200x



Aumento de 40x



Aumento de 40x



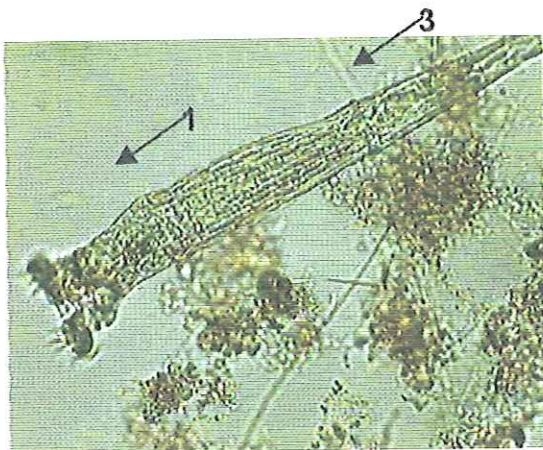
Aumento de 40x

Figura 25 – Fotos do lodo do Reator aeróbio na quarta etapa.

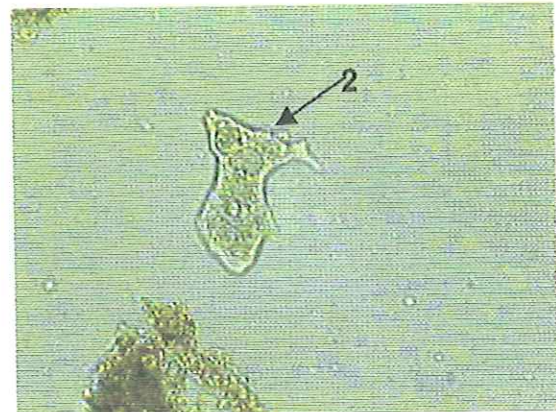


Devido à ineficiência apresentada pelo fato de a massa microbiana ter sido comprometida, o lodo para a quinta etapa foi coletado de um sistema de Lodos Ativos por Batelada da ETE – Santa Rosa da SANASA de Campinas e tinha as seguintes características conforme Figura 26:

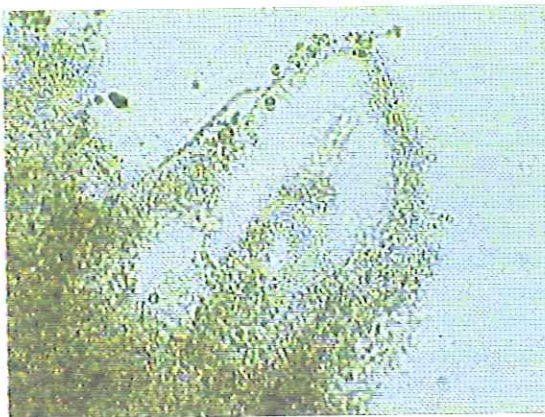
- Grande quantidade de rotíferos (1);
- Presença de ciliado fixo e de ciliado rastejante;
- Presença de ameba (2);
- Presença de Flagelados;
- Excesso de filamentos (3).



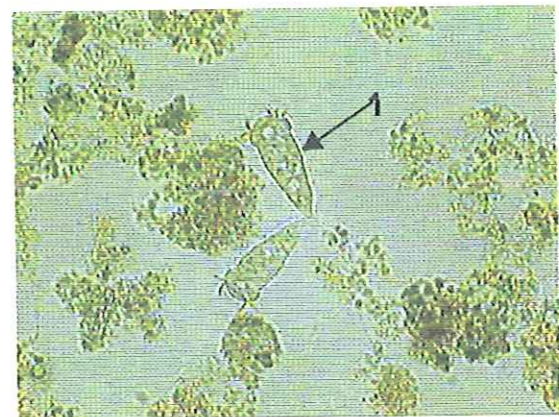
Aumento de 200x



Aumento de 200x



Aumento de 200x



Aumento de 200x

Figura 26 – Foto do lodo aeróbio da SANASA de Campinas.



#### **5.6.5 Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares.**

Por três vezes tentou-se operar o reator com o lodo obtido da SANASA, em prosseguimento à etapa 4. Porém, nas várias tentativas, o lodo não mantinha suas características, tornando-se evidente o efeito de toxicidade devido à adição de cloreto férrico no RSB.

Embora não se disponha, até o momento, de explicações plausíveis para o ocorrido, os dados são apresentados para permitir futuras investigações.

Após a terceira tentativa mal sucedida de adição de cloreto férrico no RSB, decidiu-se por adicionar esse composto no afluente do reator anaeróbio.



## 5.7 – Etapa 05

### 5.7.1 Desempenho na remoção de matéria orgânica

O desempenho dos reatores, com relação à remoção da matéria orgânica, está apresentado na Figura 27, e representam a eficiência de remoção em termos de DQO do reator UASB e RSB, assim como seus valores absolutos.

O reator UASB trabalhou com tempo de detenção hidráulica de 8 horas e o RSB com tempo de ciclo de 24 horas. Foi verificada uma boa estabilidade no sistema.

Conforme apresenta a Figura 27, obteve-se eficiência média de remoção de DQO bruta de 92 % no sistema, sendo 77 % a eficiência do reator anaeróbico e 65 % do reator aeróbio.

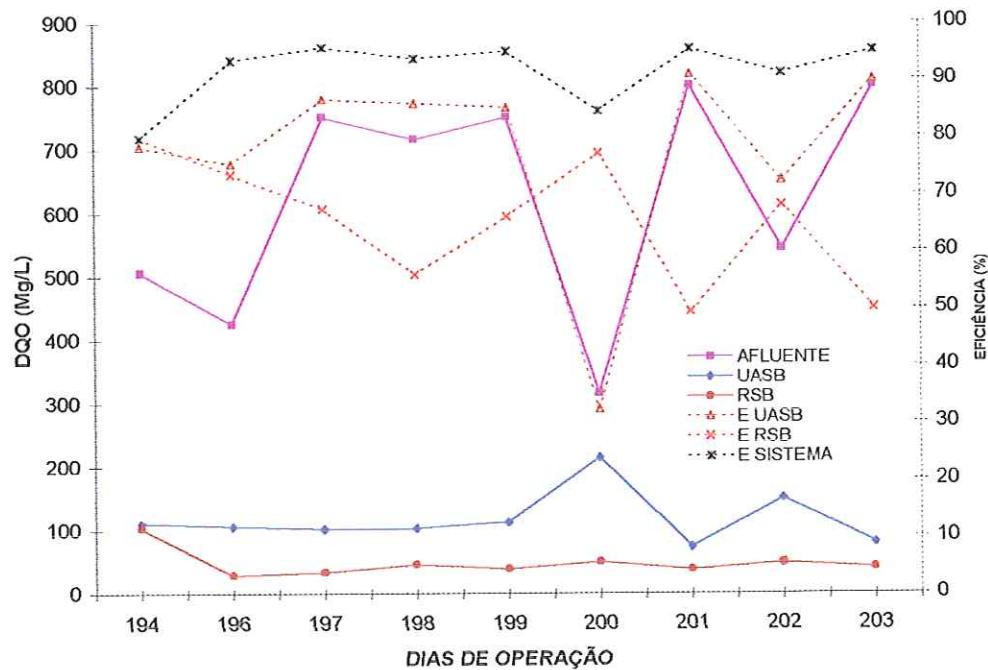


Figura 27 - Gráfico de remoção de DQO na quinta etapa.

Foi verificado um aumento significativo na eficiência média de remoção de DQO após a adição de cloreto férrico no reator UASB, sendo que o valor de eficiência está muito próximo aos valores percentuais de eficiência estipulados pela CETESB – SP, FATMA – SC e SEMA – MS.



**Tabela 12 – Característica do lodo do sistema na etapa 5 (17 de junho).**

Dias de Aplicação	PONTO DE AMOSTRAGEM	SST (g . L <sup>-1</sup> )	SSV (g . L <sup>-1</sup> )	SSV/SST
1	Esgoto	0,33	0,13	0,40
1	Ponto 1 – UASB	33,5	16,3	0,48
1	Ponto 2 – UASB	27,4	17,6	0,64
1	Ponto 5 – UASB	0,138	0,056	0,41
1	RSB	1,8	1,05	0,58

**Tabela 13 – Característica do lodo do sistema na etapa 5 (19 de junho).**

Dias de Aplicação	PONTO DE AMOSTRAGEM	SST (g . L <sup>-1</sup> )	SSV (g . L <sup>-1</sup> )	SSV/SST
3	Esgoto	0,26	0,08	0,31
3	Ponto 1 – UASB	33,9	22,3	0,65
3	Ponto 2 – UASB	23,5	16,3	0,69
3	Ponto 5 – UASB	0,159	0,10	0,62
3	RSB	1,4	1,0	0,71

**Tabela 14 – Característica do lodo do sistema na etapa 5 (27 de junho).**

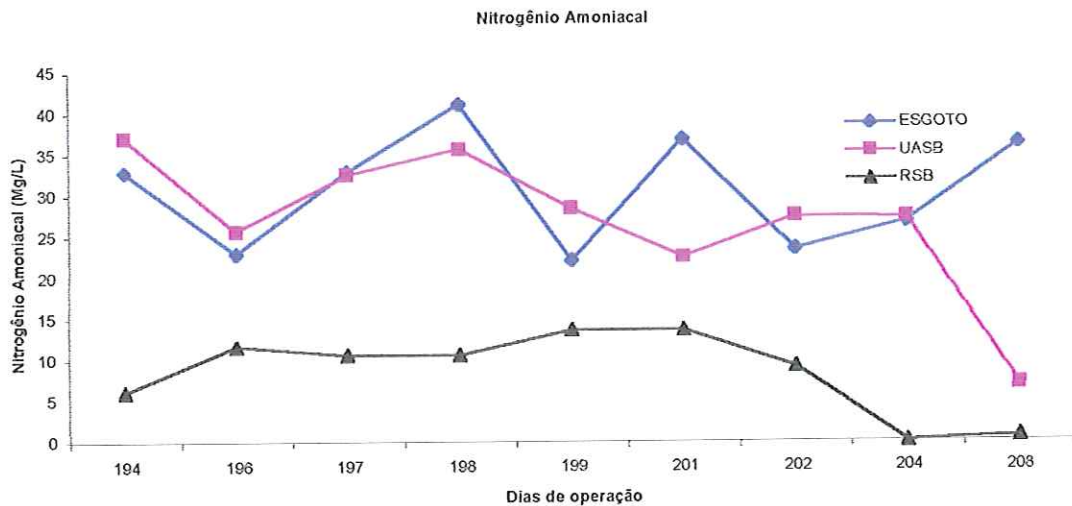
Dias de Aplicação	PONTO DE AMOSTRAGEM	SST (g . L <sup>-1</sup> )	SSV (g . L <sup>-1</sup> )	SSV/SST
12	Esgoto	0,49	0,38	0,77
12	Ponto 1	36,4	20,1	0,55
12	Ponto 2	24,4	16,3	0,67
12	Ponto 5	0,159	0,102	0,64
12	RSB	1,450	0,99	0,68

Nesta etapa não ocorreram mudanças significativas na relação SSV/SST, tanto no UASB, quanto no RSB. Apesar do pequeno tempo de adição de cloreto férrico, não foi verificada diminuição da relação SSV/SST, conforme dados das Tabelas 12, 13 e 14, como também não foram verificadas alterações significativas na composição microbiológica do lodo, nas observações do lodo sob microscopia óptica.



### 5.7.2 Desempenho na remoção de Nitrogênio Amoniacal:

Na quinta etapa foi possível manter-se a concentração desejada de  $O_2$  no RSB, que foi operado em condições estáveis. O cloreto férrico foi adicionado no reator anaeróbio na concentração de 100 mg/L.



**Figura 28 - Remoção de nitrogênio amoniacal na quinta etapa.**

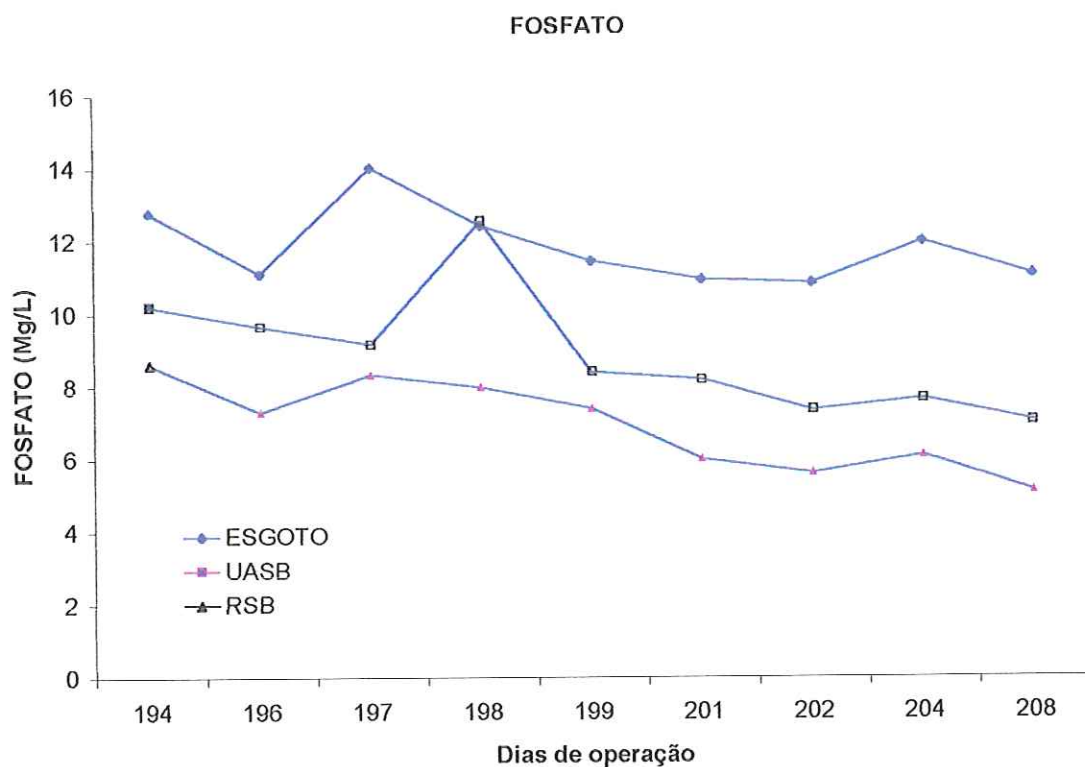
Esta etapa caracterizou-se por apresentar eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal de 80% no sistema, sendo 8% a eficiência do reator anaeróbio e 78% no reator aeróbio.

A valor médio de nitrogênio amoniacal na entrada do UASB foi de 34 mg/L, sendo que seu efluente apresentou valores próximos de 30 mg/L. O efluente do reator aeróbio apresentou valor médio de 10 mg/L de nitrogênio amoniacal, havendo no entanto a clara tendência à produção de efluente com valores muito baixos a partir de 200 dias de operação.



### 5.7.3 Desempenho na remoção de Fósforo:

Segundo a figura 29, com adição de 100 mg/L ocorreu uma diminuição considerável da concentração do fosfato no efluente.



**Figura 29 - Remoção de fosfato na quinta etapa.**

Segundo a Figura 29, esta etapa apresentou eficiência média de remoção de fosfato de 47 % no sistema, sendo 28 % a eficiência do reator anaeróbico e 25 % do reator aeróbico.

A valor médio de fosfato na entrada do UASB foi de 13 mg/L, sendo que seu efluente teve valores próximos de 10 mg/L. O efluente do reator aeróbico teve valor médio de 4 mg/L de fosfato.



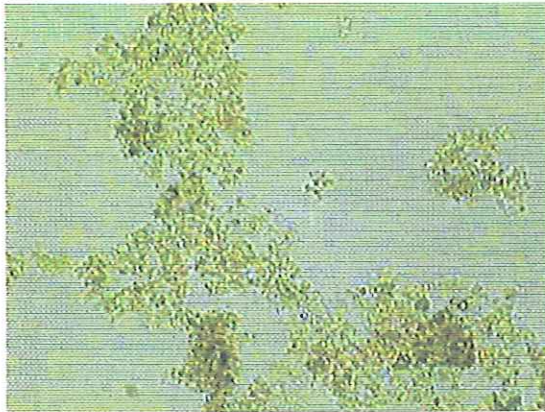


#### 5.7.4 Microscopia:

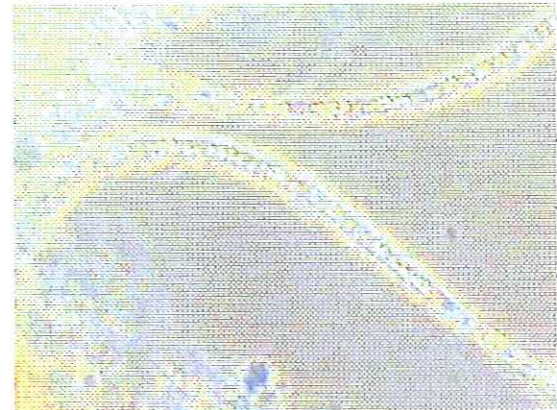
Não foi feita microscopia para o reator anaeróbio.

Após adição de 100 mg/l de cloreto férrico no reator anaeróbio ocorreu pequena modificação nas características do lodo aeróbio, que passou a apresentar:

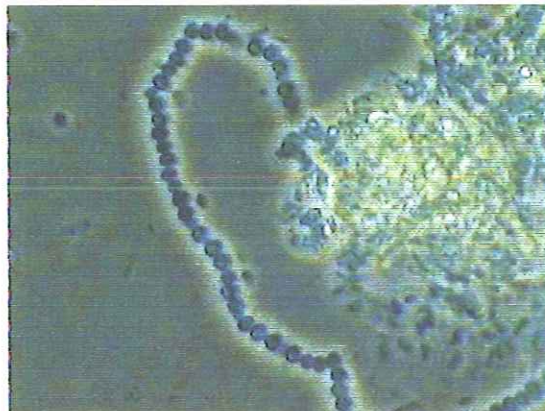
- Grande quantidade de cocos;
- Ausência de filamentos;
- Não foi verificada a presença de ciliados;
- Presença de flagelados;
- Pequena quantidade de rotíferos.



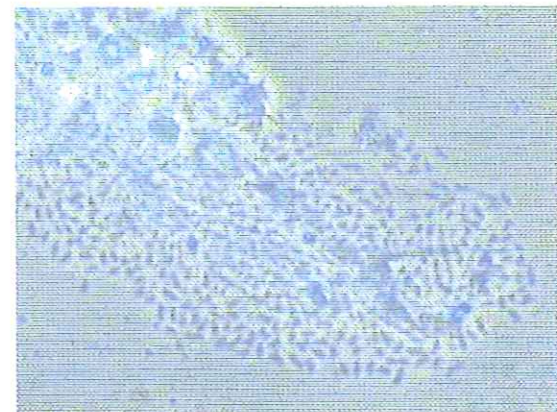
Aumento de 40x



Aumento de 40x



Aumento de 40x



Aumento de 40x

Figura 30 – Foto do lodo aeróbio na quinta etapa.



## 5.8 – Etapa 6

### 5.8.1 Desempenho na remoção de matéria orgânica

O desempenho dos reatores, com relação à remoção da matéria orgânica, está apresentado na Figura 31, e representam a eficiência de remoção em termos de DQO do reator UASB e RSB, assim como seus valores absolutos.

O reator UASB trabalhou com tempo de detenção hidráulico de 8 horas e o RSB com tempo de ciclo de 24 horas. Foi verificada uma boa estabilidade no sistema.

A Figura 31 permitiu verificar que obteve-se eficiência média de remoção de DQO bruta de 92 % no sistema, sendo 81 % a eficiência do reator anaeróbio e 58 % do reator aeróbio.

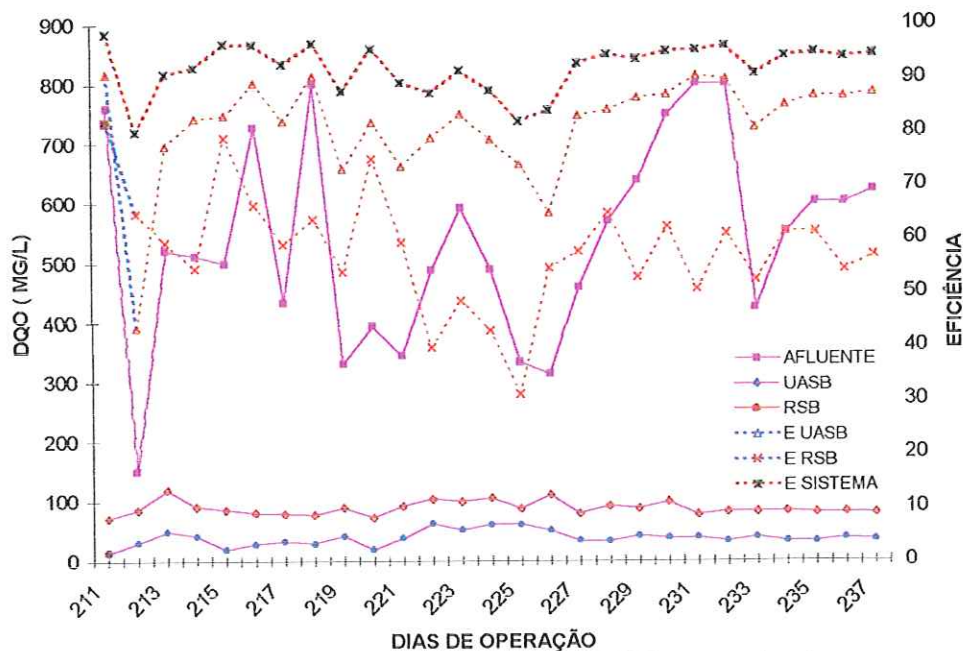


Figura 31 - Remoção de DQO na sexta etapa.

O aumento de eficiência no reator anaeróbio da quinta etapa foi confirmada nesta etapa, indicando que a introdução de cloreto férrico teve efeito positivo na eficiência do sistema. Os valores de eficiência estão muito próximos aos valores percentuais de eficiência estipulados pela CETESB – SP, FATMA – SC e SEMA – MS.



**Tabela 15 – Característica do lodo do sistema na etapa 6 (3 de julho).**

Dias de Aplicação	PONTO DE AMOSTRAGEM	SST (g . L <sup>-1</sup> )	SSV (g . L <sup>-1</sup> )	SSV/SST
17	Esgoto	0,34	0,11	0,32
17	Ponto 1	36,0	16,3	0,45
17	Ponto 2	27,4	17,6	0,64
17	Ponto 5	0,14	0,06	0,43
17	RSB	1,8	1,05	0,58

**Tabela 16 – Característica do lodo do sistema na etapa 6 (13 de julho).**

Dias de Aplicação	PONTO DE AMOSTRAGEM	SST (g . L <sup>-1</sup> )	SSV (g . L <sup>-1</sup> )	SSV/SST
27	Esgoto	0,42	0,08	0,19
27	Ponto 1	33,9	21,3	0,63
27	Ponto 2	23,1	16,9	0,73
27	Ponto 5	0,15	0,10	0,67
27	RSB	2,23	1,98	0,88

**Tabela 17 – Característica do lodo do sistema na etapa 6 (26 de julho).**

Dias de Aplicação	PONTO DE AMOSTRAGEM	SST (g . L <sup>-1</sup> )	SSV (g . L <sup>-1</sup> )	SSV/SST
40	Esgoto	0,42	0,09	0,21
40	Ponto 1	42,8	30,1	0,70
40	Ponto 2	30,0	18,3	0,61
40	Ponto 5	0,15	0,10	0,67
40	RSB	2,450	1,99	0,81

Conforme testes apresentados nas tabelas 15, 16 e 17, observou-se que a adição de sais de ferro não causou interferência significativa na relação sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais, mostrando uma tendência de que a aplicação de cloreto férrico não prejudica o lodo anaeróbio.



### 5.8.2 Desempenho na remoção de Nitrogênio Amoniacal:

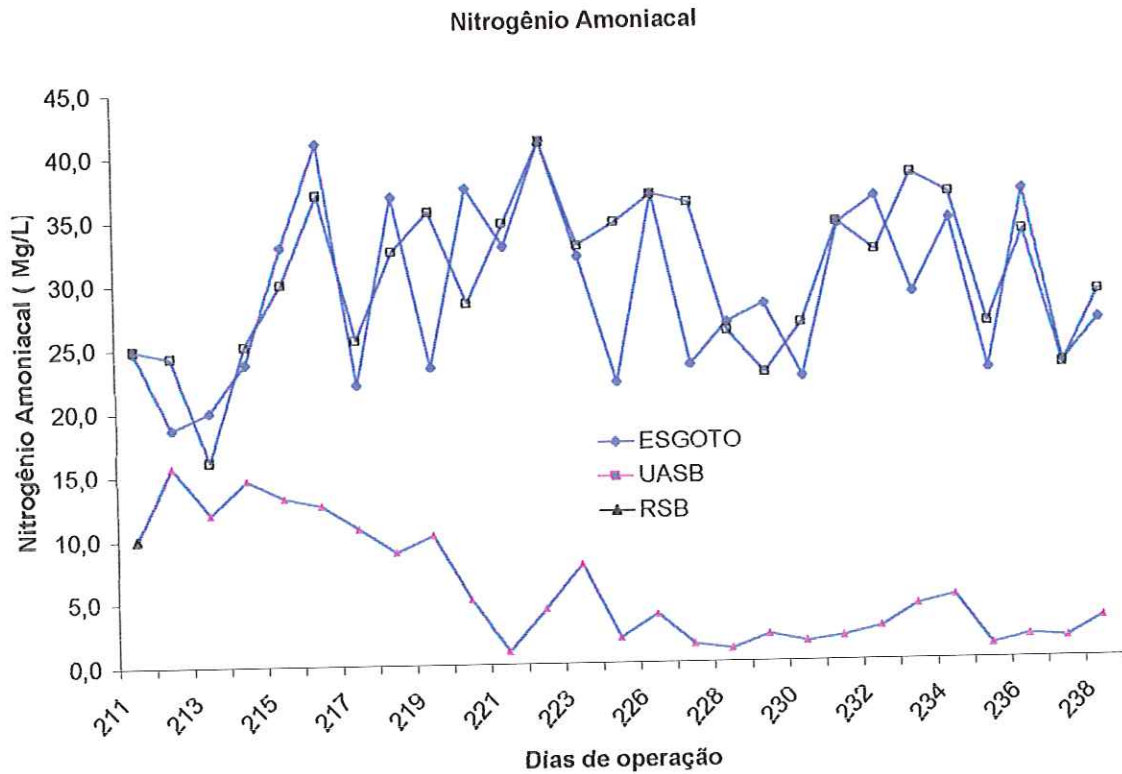


Figura 32 – gráfico de remoção de Nitrogênio Amoniacal na sexta etapa.

Esta etapa caracterizou-se pela eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal de 78% no sistema, sendo de 7% a ineficiência no UASB e 79% do RSB.

A valor médio de nitrogênio amoniacal na entrada do UASB foi de 29 mg/L, sendo que seu efluente teve valores próximos de 30 mg/L. O efluente do reator aeróbio apresentou valor médio de 5 mg/L de nitrogênio amoniacal.

O valor de nitrogênio amoniacal no afluente do sistema alcançado nessa etapa atende os padrões exigidos pela resolução CONAMA 20 e pela NBR 13969 (1997).



**Tabela 18: Perfil de nitrogênio amoniacal dentro do RSB (23/07/1999)**

Horário (horas)	Nitrogênio Amoniacal (mg/L)	Tempo de reação (horas)	Alcalinidade (mg/L)	PH
09	19,4	0	115	7,4
11	13,6	2	66	7,7
13	11,5	4	57	7,7
15	8,3	6	51	7,4
17	4,7	8	33	7,1
19	2,8	10	19	6,9
21	1,7	12	19	6,8
23	1,9	14	10	6,6
01	1,4	16	15	6,4
03	1,4	18	21	6,6
05	2,1	20	21	7,0
07	1,9	22	21	6,8

A fim de se obter informações mais aprofundadas sobre o processo de nitrificação coletaram-se amostras no reator RSB ao longo do ciclo, analisando-se a variação de N-amoniacoal, alcalinidade e pH.

Este perfil foi realizado após a operação do sistema por 37 dias sem retirada de lodo, com a possibilidade de aumento da idade do lodo, o sistema aeróbio aumentou a eficiência na remoção de nitrogênio amoniacal, chegando a valores próximos de zero no efluente do reator anaeróbio.

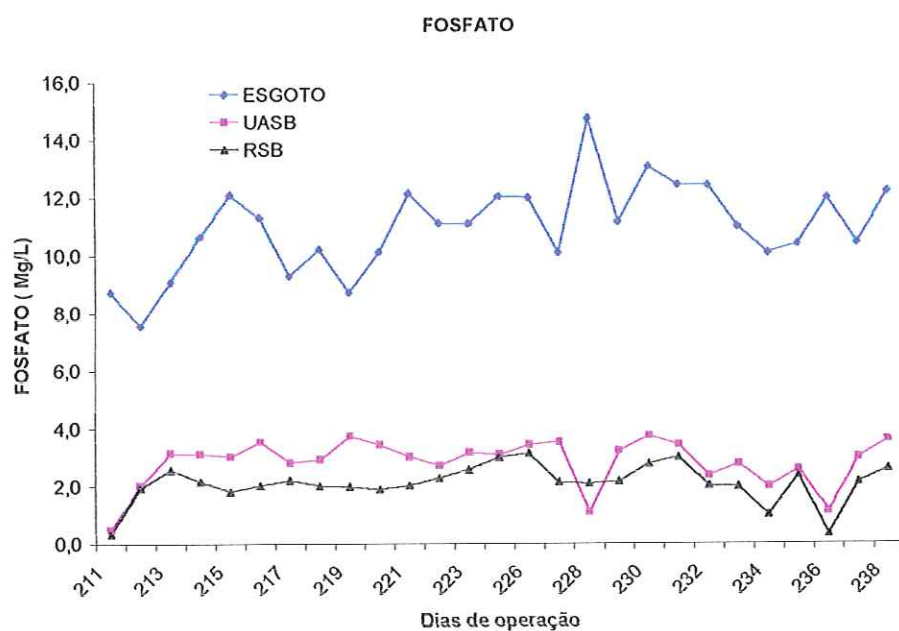
Percebe-se que após o dia 13/07/1999 que o sistema teve uma redução significativa na redução de nitrogênio amoniacal, confirmando a média de 95% de remoção de nitrogênio amoniacal, valor similar ao conseguido por TORRES e FORESTI (2000).

Verificou-se que com 12 horas de aeração conseguiu-se eficiência máxima, obtendo-se um valor absoluto de 1,7 mg/L de nitrogênio amoniacal. E com 8 horas foi obtido valores de N – amoniacal menores que 5 mg/L, atendendo o padrão de lançamento exigido pela Resolução CONAMA 20.



### 5.8.3 Desempenho na remoção de fósforo:

Conforme pode ser observado na Figura 33, com a adição de 200 mg/L de cloreto férrico no afluente do UASB obteve-se a maior eficiência média de remoção de  $\text{PO}_4$ . O efluente de todo o sistema teve concentração variando entre 0,5 e 2,5  $\text{mgPO}_4/\text{L}$  em quase todas as amostras.



**Figura 33 – Remoção de fósforo na sexta etapa.**

A Figura 33 mostra que, nesta etapa, obteve-se eficiência média de remoção de fósforo de 81 % no sistema, sendo 74 % a eficiência do reator anaeróbio e 23,5 % do reator aeróbio.

A valor médio de fósforo na entrada do UASB foi de 11  $\text{mg/L}$ , sendo que seu efluente teve valores médios de 2,9  $\text{mg/L}$ . O efluente do reator aeróbio teve valor médio de 2,1  $\text{mg/L}$  de fósforo.

Mesmo com uma alta dosagem de cloreto férrico, o sistema não conseguiu atingir os valores preconizados pela NBR 13969, mas conseguiu um eficiência alta na remoção de fósforo. No entanto, dados de METCALF & EDDY (1991) mostram que esgotos fracos contem cerca de 4  $\text{mgPO}_4^{3-}/\text{L}$ , sendo que o afluente do sistema apresentavam concentrações muito elevadas de fósforo, provavelmente devido a presença de detergentes fosfatados.

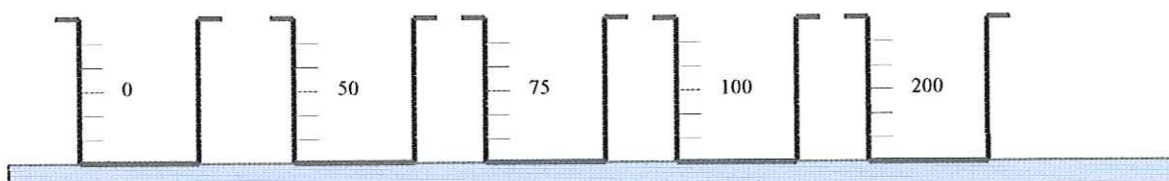


**- Teste da influência hidráulica do reator UASB na aplicação de cloreto férrico.**

Foi colocado 1 litro de efluente no ponto 3 do reator UASB em um béquer e adicionadas as concentrações de 0, 50, 75, 100 e 200 mg/L de cloreto férrico conforme figura 34. O líquido foi agitado durante 15 minutos e deixado em repouso 60 minutos para todas as concentrações de aplicação de cloreto férrico, medindo-se, após, a concentração de fosfato, sendo os resultados mostrados na tabela 18.

**Tabela 18: Verificação do teste de aplicação de cloreto férrico em várias concentrações nos reatores por batelada.**

Aplicação de cloreto férrico (mg/L)	Tempo de agitação (min)	Tempo de sedimentação (min)	Concentração de fosfato (Mg/L)
0	15	60	7
50	15	60	3,7
75	15	60	2,4
100	15	60	0,35
200	15	60	0,13



**Figura 34. Teste de remoção de fosfato através de reatores por batelada.**

**Tabela 19: Teste da influência do tempo de agitação na remoção de fosfato em reator por batelada com aplicação de cloreto férrico.**

Aplicação de cloreto férrico (mg/L)	Tempo de agitação (min)	Tempo de sedimentação (min)	Concentração de fosfato (mg/L)
100	5	60	0,42
100	10	60	0,32
100	15	60	0,37

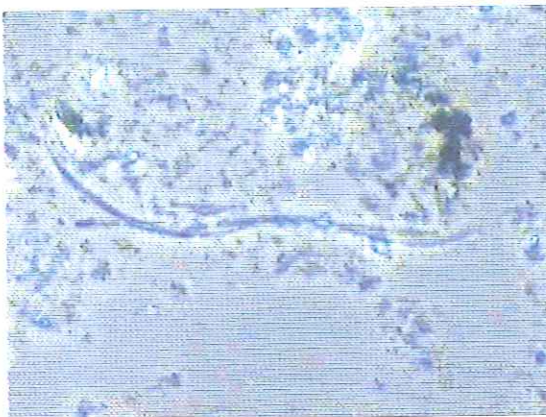
A eficiência do sistema batelada obteve eficiência muito melhor do que o reator UASB, indicando problemas hidráulicos no reator anaeróbio. Foi verificado a existência de curto circuito hidráulico no reator anaeróbio devido as calhas vertedoras não terem vertedores triangulares.



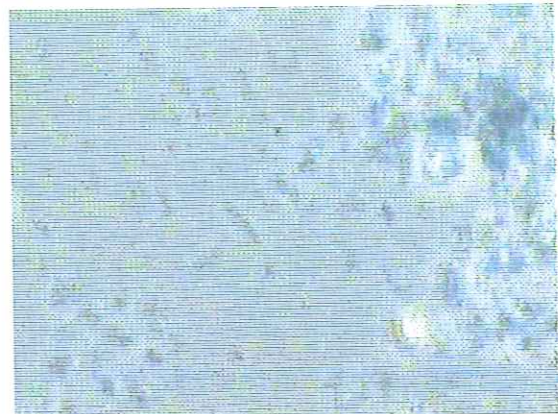
#### 5.8.4 Microscopia:

Após a adição de 100 e 200 mg/l de cloreto férrico o lodo não mudou suas características dentro do reator UASB:

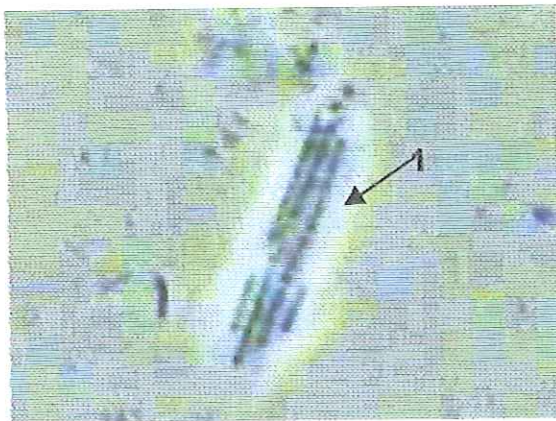
- Presença de organismos metanogênicos (1);
- Predominância de bacilos (2);
- Grande quantidade de cocos (3);



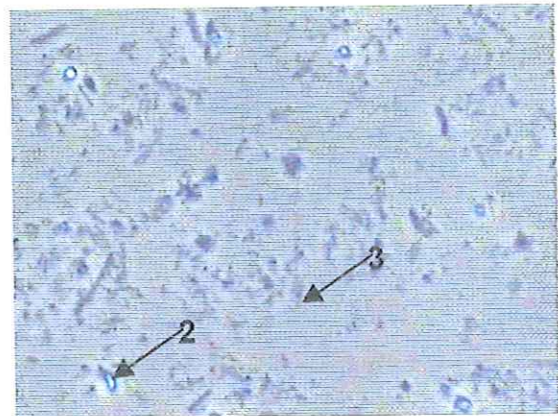
Aumento de 40x



Aumento de 40x



Aumento de 40x



Aumento de 40x

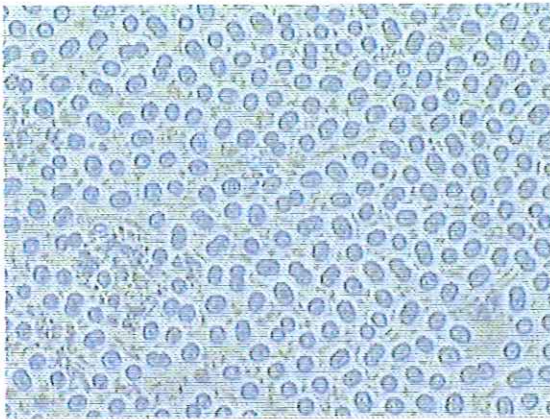
**Figura 35 – Foto do lodo do reator anaeróbico na sexta etapa.**



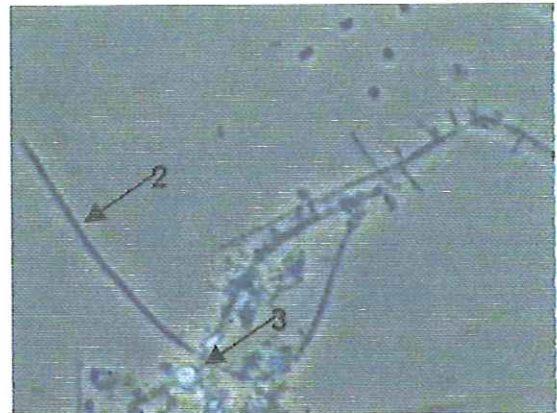


Após adição de 200 mg/l de cloreto férrico no reator aeróbio ocorreu uma estabilização do lodo aeróbio.

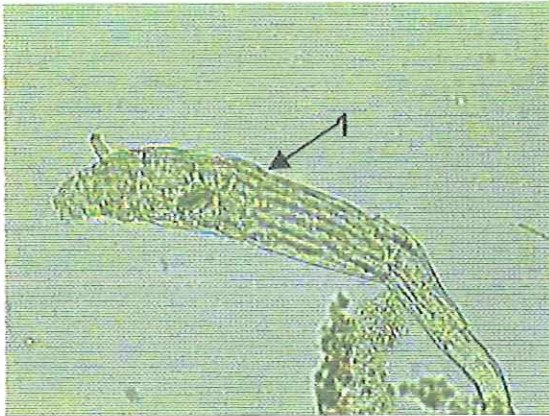
- Grande quantidade rotíferos (1);
- Presença de filamentos (2);
- Presença de ciliados;
- Presença de flagelados;
- Foi verificada a presença de microrganismos metanogênicos (3).



Aumento de 40x



Aumento de 40x



Aumento de 200x



Aumento de 40x

**Figura 36 – Fotos do lodo do reator aeróbio na sexta etapa.**



### 5.8.5 Problemas operacionais ocorridos e análises auxiliares.

A eficiência média do reator anaeróbio em todas as etapas foi de 74 % de redução de matéria orgânica medida em DQO.

Verificou-se que com a adição de cloreto férrico no reator anaeróbio nas concentrações de 100 mg / L e 200 mg / L a eficiência média na remoção de DQO foi de 77 % e 81 %, indicando que além de não prejudicar o sistema, o cloreto férrico pode ajudar na remoção de matéria orgânica.

O reator sequencial por batelada aeróbio teve eficiência na remoção de DQO de 65 %, 71 % e 51 % para tempos de ciclo de 24, 12 e 6 horas. Percebeu-se uma certa instabilidade no reator com o tempo de ciclo de 6 horas, decidindo-se então pelo uso de um tempo de ciclo de 24 horas no RSB.

Apesar de o sistema ser automatizado, os ciclos de 6 e 12 horas davam muitos problemas operacionais como entupimento, falta de efluente para novo ciclo, falha nas válvulas solenóides, interrupção de energia, reinício do processo e perda de lodo. Com 24 horas de tempo de ciclo foi possível um monitoramento da automação e os problemas acima não mais ocorreram devido a intervenção manual.

O reator aeróbio teve na sua quarta etapa um tempo de ciclo de 24 horas e a adição de 50 mg/l de cloreto férrico. Após 3 tentativas de aplicação percebeu-se que o sistema inibia a presença de bactérias e protozoários. Nesta etapa houve uma pequena eficiência no reator aeróbio de apenas 24%.

As etapas 5 e 6 mostraram que a remoção de matéria orgânica no reator aeróbio e não teve influência da adição de cloreto férrico no reator anaeróbio. Ocorreu um eficiência de 65 % e 58% para as etapas 5 e 6 respectivamente.

Já a eficiência na remoção de matéria orgânica no reator anaeróbio teve uma influência positiva, pois teve sua eficiência aumentada após a adição de cloreto férrico. A eficiência na quinta etapa aumentou para 72% e na última etapa chegou a 81%.



## 6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Da análise dos resultados obtidos durante a operação do reator anaeróbio de manta de lodo seguido do reator sequencial por batelada utilizado no tratamento de esgotos sanitários **conclui-se que:**

1) O sistema composto de reator anaeróbio seguido de reator aeróbio é excelente opção para tratamento de esgoto sanitário, atingindo 92 % na remoção de matéria orgânica e 80% na remoção de nitrogênio amoniacal para tempo de detenção hidráulico de 8 horas no reator anaeróbio e tempo de ciclo de 12 horas para o reator aeróbio.

2) O sistema composto de reator anaeróbio com aplicação de cloreto férrico teve resultados melhores do que sem a aplicação de cloreto férrico. Foi verificado 92% na remoção de matéria orgânica e 85% na remoção de nitrogênio amoniacal.

3) Após a adição de cloreto férrico no UASB obteve-se 81% na remoção de fósforo.

4) A aplicação de cloreto férrico no UASB não desestabilizou os reatores anaeróbio e aeróbio, inclusive verificando-se um aumento de eficiência no UASB.

### **E recomenda-se que:**

1) É indicada a aplicação de cloreto férrico para remoção de fosfato, principalmente em sistemas já existentes, onde é difícil a ampliação do sistema.

2) A aplicação de 50 mg/L de cloreto férrico dentro da tanque de aeração causou instabilidade no processo biológico, no entanto, indica-se estudos numa outra dissertação.

3) Recomenda-se uma revisão na NBR 13969 definindo novos padrões de lançamento de  $PO_4^{3-}$ , pois os valores preconizados podem inviabilizar economicamente algumas ETEs.

4) A influência da hidráulica do UASB na remoção de fosfato por adição de cloreto férrico deve ser melhor estudada.





## 7 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALÉM SOBRINHO, P.; GARCIA Jr., A. D. Estudos com sistemas de lodos ativados modificados para a remoção de fósforo: Efeitos sobre as características de sedimentação do lodo. In.: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17, Natal, 1993. Anais. Rio de Janeiro, ABES, 1993. v. 2, T. II, p. 244-266.
- ALÉM SOBRINHO, P. & GARCIA, A. D. - Remoção de Fósforo em Esgotos Domésticos por Modificação do Processo de Lodos Ativados. Resultados obtidos em ensaios de laboratório. XXII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria Y Ambiental - AIDIS 22 – 28 de novembro de 1992 La Habana, Cuba, 1992.
- APHA.AWWA.WPCF. Standard methods for the examination of water and Wastewater. 15<sup>th</sup> ed. Amer. Public Health Assoc., Americ. Water Works Assosiation, Water Pollution Control Federation, Washington, D.C., 1980, 1134 p.
- ARORA, M.L. ; BARTH, E. F. ; UMPHRES, M. B. Technology evaluation of sequencing batch reactors. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 8, p. 867-875, Aug. 1985.
- BARBOSA, R.A.; SANT'ANA JUNIOR, G.L.; RISCHEBIETER, K.; BATALHA, M.O. Estudo da tratabilidade anaeróbia de esgoto sanitário bruto em reator de fluxo ascendente com leito de lodo. In.: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14., São Paulo, 1987. Anais, Rio de Janeiro, ABES, 1987. v. 2, T. I, p. 355-369.
- BARBOSA, R.A. ; SANT'ANNA Jr., G. L. Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. Water Research, v. 23, n. 12, p. 1483-1490, 1989.
- BARKER, P.S. ; DOLD, P. L. COD and nitrogen mass balances in activated sludge systems. Water Research, v. 29, n. 2, p. 633-643, 1995.
- BARNARD, J.L. – Nutriente removal in biological systems J. Wat. Pollut. Control, U, 74(2): 143-154, 1976.
- BARNARD, J.L. Background to biological phosphorus removal. Water Science Technology. v. 15, p. 1-13, 1983.



- BARNES, D.; BLISS, P.J. Biological control of nitrogen in wastewater treatment. London, E. & F. N. Spon, 1983. 146p.
- BRANCO, S.N. Hidrobiologia Aplicada a Engenharia Sanitária. 2. ed. São Paulo, CETESB, 1978. 620 p.
- BRODISCH, K.E.U.; JOYNER, S.J. The role of micro-organisms other than *Acinetobacter* in biological phosphate removal in activated sludge processes. Water Science Technology, v. 15, p. 117-125, 1983.
- CAMPOS, J.R. - Alternativas para tratamento de esgotos sanitários. Consórcio Intermunicipal das bacias dos rios Piracicaba e Capivari. 03, 1990.
- CAMPOS, J. R. Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série. São Paulo, 1989. 295p. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CANVIRO CONSULTANTS LTD.- Retrofitting municipal wastewater treatment plants for enhanced biological phosphorus removal". Report EPS 3/up/3 for Environment Canada, 1986.
- CHERNICHARO, C. A. de L. ; Von SPERLING, M. Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada). In.: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17, Natal, 1993. Anais. Rio de Janeiro, ABES, 1993. v. 2, T. II, p. 119 - 129.
- CORAUCCI, B. F., ABDUL, E. A. N., FEIJÓ R. F., Estudo de um sistema de pós tratamento de efluente com aplicação do método de escoamento superficial no solo: polimento de efluentes de filtros anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos, PROSAB 2 – Volume 1, (2000).
- CYBIS L. F. & PESCADOR F.S. Tratamento de esgotos em reatores sequenciais por batelada anaeróbio. 20º Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental (1999).



- DENNIS, R. W. ; IRVINE, R. L. Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors. Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 2, p. 255 - 263, Feb. 1979.
- DESIGN of municipal Wastewater treatment plants. Alexandria, WEF ; New York, ASCE, 1992. v. 2 (WEF manual of practice, 8; ASCE manual and Report on Engineering Practice, 76 ).
- FORESTI, E. - Controle de processo- processos de tratamento de despejos. notas de aula de pós-graduação em hidráulica e saneamento na EESC-USP, 1993.
- FORESTI, E. - “Notas da aula de Processos e Operações em Tratamento de Resíduos SHS-705”, Pós Graduação em Hidráulica e Saneamento na Escola de Engenharia de São Carlos. 1997.
- FORESTI, E. - Toxicidade em processos anaeróbios. notas de aula de pós- Graduação em hidráulica e saneamento na EESC-USP, 1993.
- FORESTI, E. Efeitos da concentração do substrato no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo. São Paulo, 1987. 147p. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- FORESTI, E. O comportamento singular do sistema de lodos ativados quando utilizado no tratamento de águas residuárias de uma indústria de fermento biológico. São Paulo, 1982. 121p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- GARUTI, G. ; DOHANYOS, M. ; TILCHE, A. Anaerobic-aerobic combined process for the treatment of sewage with nutrient removal: the anox process. In: INTERNATIONAL. p. 371 - 380.
- IMHOFF, K.R. – Manual de Tratamento de Águas Residuárias. São Paulo, 1986.
- IRVINE, R.L.; KETCHUM, L.H, BREYFOGLE, BARTH E.F. Municipal application of sequencing batch treatment. Journal Water Pollution Control Federation, v. 55, n. 5, p.484 -488, May 1983.



- IRVINE, R.L. ; BUSCH, A. W. "Sequencing batch reactors an overview". Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 5, 1979
- LETTINGA, G. et al. - Anaerobic Treatment of Low Strength Wastes. Inter-University Course on Anaerobic Digestion.- Departament Water Pollution Control Agricultural University - De Dreijen 12. 1980.
- LETTINGA, G.; ROERSMA, R.G.P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. Biotechnology and Bioengineering, v. 25, p. 1701-1722, 1983.
- LEVIN, G.V.; SHAPIRO, J. Metabolic uptake of phosphorus by wastewater organisms. Journal Water Pollution Control Federation, v. 37, n. 6, p. 800-821, June 1965.
- MAQUEDA, C.; PÉREZ, J.L.; LABRATO, J. Study of Struvite precipitation in anaerobic digesters . Water Research, v. 28, n. 2, p. 411- 416, 1994.
- MAMAI, D.; PITT, P.A.; CHENG, Y.W.; LOIACANOJ, J.; JENKINS, D. - Determination of ferric chloride dose to control struvite precipitation in anaerobic sludge digester. Water Environment\ Research, 66 (7):912-918, 1994.
- MANAHAN, S. E. Environmental chemistry, 5 ed. Chelsea, Lewis Publishers, 1991. Cap. 16, p. 381 - 400: Soil Chemistry.
- MANNING, J.F.; IRVINE, R. L. The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor. Journal Water Pollution Control Federation, v. 57, n. 1, p. 87-94, Jan. 1985.
- MARAIS, G.V.R.; LOEWENTHAL, R.E. & SIEBRITZ, I.P. – "Review: Observations supporting phosphate removal by biological excess uptake". Wat.Sci.Tech., 15 (3/4):15-41, 1983.
- MARAIS, G. v. R.; EKAMA, G.A. The activated sludge process -Part. I : State Behaviour. Water S.A., v. 2, n. 4, p. 163-200, Oct. 1976.
- METCALF & EDDY. INC. Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse. 3. ed. New York, McGraw-Hill Book, 1991. 1334p.
- NASCIMENTO M. C., CHERNICHARO C. A. L., BEJAR D. O. – Filtros biológicos aplicados ao pós tratamento de efluentes de reatores UASB. Coletânea de trabalhos técnicos, PROSAB 2 – Volume 1, (2000).



- NUNES, J.A. - Tratamento Físico Químico de Águas Residuárias Industriais. 2ª edição Editora J. Andrade, 1996.
- NBR 13969 (1997) – Tanques Sépticos - Unidades de tratamento complementar e disposição final de efluentes líquidos – Projeto construção e operação.
- OLIVA VILLELA, L. C. H. (1997) Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) Protótipo: Desempenho e respostas dinâmicas às cobrecargas hidráulicas. Tese (doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Carlos - 1997.
- POVINELLI, J. - Técnicas Experimentais em Saneamento Ambiental. Relatório 3 - Universidade de São Paulo - Escola de Engenharia de São Carlos - Departamento de Hidráulica e Saneamento, 1993.
- SINGER, P. C. Anaerobic control of phosphate by ferrous iron. Journal Water Pollution Control Federation, v.44, n.4, Apr. 1972.
- SNOEYINK, V.L.; JENKINS, D. Water Chemistry, 3. ed New York, John Wiley & Sons, 1980. Cap. 6, p. 243 - 315 : precipitation and dissolution.
- SOUZA, M.E. - Fatores que influenciam na digestão anaeróbia. Revista DAE 44(137), 88-94, 1984.
- SOUZA, J. T. de Desempenho de digestores anaeróbios defluxo ascendente no tratamento de vinhoto. Campina Grande, 1986. 115p. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal da Paraíba.
- SOUZA, J.T.; VAZOLLER, R.F.; FORESTI, E. - Remoção de fosfato em reator UASB. Tratando esgoto sintético simulando esgoto doméstico. XI SINAFERM – Simpósio Nacional de Fermentação- Universidade Federal de São Carlos vol 1 p.126-131, 1996.
- SOUZA J. T, HAANDEL A. C. V., GUIMARÕES A. V. A. Pós tratamento de efluente anaeróbio através de sistemas wetlands construídos. Coletânea de trabalhos técnicos, PROSAB 2 – Volume 1, (2000).
- SPERLING, M.V. - Critérios adotados para uma relação preliminar de sistemas de tratamento de esgotos. Encarte da revista BIO 6 (1) issn 0103-5134, 7-21, 1994.
- TORRES, P. Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário sob diferentes condições de operação. São Paulo, 1992. 175p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.





- TORRES P. & FORESTI E., Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors. Or – 052 – VI oficina e seminário latino americano de digestão anaeróbia. Recife, 5 de novembro de 2000.
- USEPA – “Process Design Manual for Phosphorus Removal” Technology Transfer Service, USA, 1976.
- UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY USEPA, 1992. Sequencing Batch Reactors for Nitrification and Nutrient Removal. (EPA 832-R-92.002)
- Van HAANDEL, A.C. ; LETTINGA, G. Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente. s. n. t., 1994.
- Van HAANDEL, A.C. ; MARAIS, G. v. R. Nitrification and Denitrification kinetics in the activated sludge process. Rondebosh, South Africa, University of Cape Town. Dep. of Civil Engineering, 1981. (Research Report, w. 39)
- VAZOLLÉR, R.F. et al. - "Microbiologia dos lodos ativados". Série Manuais Cetesb issn 0103-2623- maio, 1992.
- VIEIRA, S. M. M. Experiência e perspectivas do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário no Brasil. In: TALLEY Y SEMINÁRIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE ÁGUAS REDIDUALES” 3., Montevideo, 1994. Anais Montevideo, p. 293 - 301.
- VIEIRA, S. M. M. ; GARCIA Jr., A. D. Sewage treatment by UASB reactor operation results and recommendations for design and utilization. In.: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, 6., São Paulo, 1991. Paper preprints. São Paulo, IAWPRC, 1991. p. 133-144.
- VIEIRA, S.M.M.; SOUZA, M. E. Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment, Water Science and Technology, v. 18, n.12, p. 109-121, 1986.
- VIEIRA, S.M.M. - Tratamento Anaeróbio de esgotos domésticos. Ambiente - Revista Cetesb de tecnologia. 6 (1), 16-23, 1992.
- WANNER, J.; CECH, J.S.; KOS, M. New process design for biological nutrient removal. Water Science Technology, v. 25, n. 4-5, p. 445-448, 1992.
- WEF & ASCE (1992). Design of municipal wastewater treatment plants. Water Environment federation / American Society Civil Engineers. 1592 pp.



ANEXOS:

Anexo I: Valores de alcalinidade total para as várias etapas de operação dos reatores:

	Amostra		Esgoto Bruto Mg/L	UASB			RSB		
	Número	Etapa		TDH (HORAS)	Mg/L	Adição de FeCl <sub>3</sub>	TC (HORAS)	Mg/L	Adição FeCl <sub>3</sub>
04/12/1998	1	1	80,99	8	138,08	-	24	22,80	-
05/12/1998	2	1	110,10	8	140,00	-	24	38,80	-
16/12/1998	3	1	84,77	8	148,71	-	24	11,98	-
24/12/1998	4	1	-	8	-	-	24	-	-
31/12/1998	5	1	-	8	-	-	24	-	-
06/01/1999	6	1	74,19	8	126,61	-	24	50,37	-
13/01/1999	1	2	101,8	8	110,5	-	12	37,10	-
21/01/1999	2	2	-	8	-	-	12	-	-
26/01/1999	3	2	150,1	8	142,8	-	12	39,50	-
02/02/1999	4	2	-	8	-	-	12	-	-
04/02/1999	5	2	-	8	-	-	12	-	-
09/02/1999	6	2	155,23	8	136,74	-	12	14,85	-
09/03/1999	7	2	169,24	8	155,70	-	12	09,61	-
11/03/1999	8	2	119,58	8	160,62	-	12	23,60	-
16/03/1999	9	2	155,61	8	162,70	-	12	29,83	-
18/03/1999	10	2	153,57	8	169,31	-	12	55,51	-
23/03/1999	11	2	178,38	8	170,80	-	12	24,02	-
25/03/1999	12	2	161,68	8	142,38	-	12	34,62	-
30/03/1999	13	2	164,36	8	186,68	-	12	8,75	-
01/04/1999	1	3	171,13	8	175,34	-	6	68,51	-
08/04/1999	2	3	123,51	8	152,22	-	6	124,75	-
13/04/1999	3	3	132,58	8	138,97	-	6	92,37	-
22/04/1999	4	3	66,39	8	58,21	-	6	31,16	-
27/04/1999	5	3	154,01	8	162,41	-	6	129,2	-
28/04/1999	6	3	162,61	8	154,62	-	6	73,14	-
29/04/1999	7	3	146,9	8	148,78	-	6	56,76	-
07/05/1999	1	4	147,63	8	151,07	-	24	0,99	50
11/05/1999	2	4	115,78	8	124,25	-	24	09,33	50
14/05/1999	3	4	132,58	8	138,97	-	24	07,92	50
16/06/1999	1	5	102,84	8	102,98	100	24	11,00	-
18/06/1999	2	5	158,46	8	166,30	100	24	05,32	-
19/06/1999	3	5	139,98	8	146,88	100	24	27,79	-
20/06/1999	4	5	110,92	8	150,71	100	24	21,09	-
21/06/1999	5	5	110,10	8	132,20	100	24	01,00	-
23/06/1999	6	5	150,15	8	120,87	100	24	01,10	-
24/06/1999	7	5	142,10	8	130,80	100	24	02,92	-
26/06/1999	8	5	139,30	8	110,62	100	24	03,86	-
30/06/1999	9	5	115,94	8	02,58	100	24	46,57	-
03/07/1999	1	6	107,00	8	104,02	200	24	05,91	-
04/07/1999	2	6	119,93	8	83,07	200	24	07,92	-
05/07/1999	3	6	109,82	8	90,08	200	24	05,32	-
06/07/1999	4	6	112,81	8	98,30	200	24	04,36	-
07/07/1999	5	6	158,22	8	89,00	200	24	05,48	-
08/07/1999	6	6	135,17	8	88,08	200	24	07,11	-
09/07/1999	7	6	101,01	8	92,81	200	24	01,25	-
10/07/1999	8	6	113,31	8	86,57	200	24	03,42	-
11/07/1999	9	6	152,01	8	80,09	200	24	04,57	-
12/07/1999	10	6	160,08	8	85,32	200	24	03,22	-
13/07/1999	11	6	162,28	8	76,02	200	24	08,91	-
14/07/1999	12	6	172,40	8	84,08	200	24	07,19	-
15/07/1999	13	6	169,80	8	83,09	200	24	06,12	-
16/07/1999	14	6	113,14	8	89,90	200	24	08,11	-
18/07/1999	15	6	111,30	8	92,42	200	24	03,33	-
19/07/1999	16	6	131,42	8	95,55	200	24	03,57	-
20/07/1999	17	6	108,88	8	93,25	200	24	03,92	-
21/07/1999	18	6	126,51	8	90,57	200	24	03,68	-
22/07/1999	19	6	101,98	8	99,99	200	24	05,23	-
23/07/1999	20	6	158,36	8	88,77	200	24	02,98	-
24/07/1999	21	6	162,10	8	101,10	200	24	01,00	-
25/07/1999	22	6	135,40	8	91,03	200	24	01,10	-
26/07/1999	23	6	158,18	8	98,84	200	24	03,68	-
27/07/1999	24	6	119,85	8	99,41	200	24	05,98	-
28/07/1999	25	6	168,70	8	99,30	200	24	07,12	-
29/07/1999	26	6	160,00	8	98,90	200	24	01,21	-
30/07/1999	27	6	172,00	8	91,7	200	24	03,34	-



Anexo 2: Valores do pH para as várias etapas de operação dos reatores:

	Amostra		Esgoto Bruto	UASB			RSB		
	Número	Etapa	pH	TDH (HORAS)	PH	Adição de FeCl <sub>3</sub>	TC (HORAS)	pH	Adição FeCl <sub>3</sub>
04/12/1998	1	1	7,4	8	7,2	-	24	7,9	-
05/12/1998	2	1	7,6	8	7,3	-	24	7,1	-
16/12/1998	3	1	7,35	8	7,2	-	24	5,8	-
24/12/1998	4	1	7,7	8	7,3	-	24	7,6	-
31/12/1998	5	1	7,6	8	7,6	-	24	7,7	-
06/01/1999	6	1	7,6	8	7,2	-	24	7,9	-
13/01/1999	1	2	7,6	8	7,1	-	12	7,5	-
21/01/1999	2	2	7,2	8	7,4	-	12	7,7	-
26/01/1999	3	2	7,4	8	7,0	-	12	7,8	-
02/02/1999	4	2	7,3	8	7,2	-	12	7,8	-
04/02/1999	5	2	7,7	8	7,0	-	12	7,4	-
09/02/1999	6	2	7,5	8	7,1	-	12	6,9	-
09/03/1999	7	2	7,7	8	7,5	-	12	6,5	-
11/03/1999	8	2	7,5	8	7,5	-	12	7,0	-
16/03/1999	9	2	7,7	8	7,3	-	12	6,8	-
18/03/1999	10	2	7,6	8	7,0	-	12	7,2	-
23/03/1999	11	2	7,7	8	7,3	-	12	6,8	-
25/03/1999	12	2	7,6	8	7,6	-	12	7,2	-
30/03/1999	13	2	7,7	8	7,3	-	12	6,6	-
01/04/1999	1	3	7,6	8	7,5	-	6	7,7	-
08/04/1999	2	3	7,4	8	7,2	-	6	7,7	-
13/04/1999	3	3	7,6	8	7,2	-	6	7,7	-
22/04/1999	4	3	7,2	8	7,1	-	6	7,2	-
27/04/1999	5	3	7,6	8	7,3	-	6	7,7	-
28/04/1999	6	3	7,4	8	7,0	-	6	7,4	-
29/04/1999	7	3	7,3	8	7,1	-	6	7,2	-
07/05/1999	1	4	7,2	8	7,1	-	24	8,0	50
11/05/1999	2	4	7,2	8	7,0	-	24	8,8	50
14/05/1999	3	4	7,6	8	7,2	-	24	8,9	50
16/06/1999	1	5	7,4	8	7,2	100	24	7,0	-
18/06/1999	2	5	7,7	8	7,2	100	24	6,0	-
19/06/1999	3	5	7,8	8	7,3	100	24	6,5	-
20/06/1999	4	5	7,2	8	7,1	100	24	7,0	-
21/06/1999	5	5	7,3	8	7,0	100	24	7,0	-
23/06/1999	6	5	7,4	8	7,0	100	24	6,1	-
24/06/1999	7	5	7,3	8	6,9	100	24	6,1	-
26/06/1999	8	5	7,2	8	7,3	100	24	5,8	-
30/06/1999	9	5	7,1	8	6,8	100	24	6,4	-
03/07/1999	1	6	6,4	8	5,8	200	24	5,8	-
04/07/1999	2	6	7,2	8	6,6	200	24	6,5	-
05/07/1999	3	6	7,2	8	6,7	200	24	6,8	-
06/07/1999	4	6	7,2	8	6,8	200	24	6,9	-
07/07/1999	5	6	7,1	8	6,6	200	24	6,5	-
08/07/1999	6	6	7,2	8	6,8	200	24	7,0	-
09/07/1999	7	6	7,4	8	6,5	200	24	7,2	-
10/07/1999	8	6	7,0	8	6,0	200	24	7,2	-
11/07/1999	9	6	7,3	8	5,8	200	24	7,4	-
12/07/1999	10	6	7,2	8	5,9	200	24	8,0	-
13/07/1999	11	6	6,9	8	6,2	200	24	7,1	-
14/07/1999	12	6	6,9	8	6,8	200	24	6,5	-
15/07/1999	13	6	7,0	8	6,7	200	24	7,0	-
16/07/1999	14	6	7,4	8	6,8	200	24	6,8	-
18/07/1999	15	6	7,0	8	6,3	200	24	6,5	-
19/07/1999	16	6	7,2	8	6,4	200	24	6,4	-
20/07/1999	17	6	7,5	8	6,9	200	24	6,6	-
21/07/1999	18	6	7,4	8	7,0	200	24	5,8	-
22/07/1999	19	6	7,4	8	7,1	200	24	6,3	-
23/07/1999	20	6	7,0	8	6,9	200	24	6,0	-
24/07/1999	21	6	7,1	8	6,8	200	24	7,0	-
25/07/1999	22	6	6,9	8	7,1	200	24	7,2	-
26/07/1999	23	6	7,0	8	7,0	200	24	6,7	-
27/07/1999	24	6	7,1	8	6,9	200	24	6,4	-
28/07/1999	25	6	7,2	8	6,9	200	24	7,0	-
29/07/1999	26	6	7,8	8	7,0	200	24	7,2	-
30/07/1999	27	6	7,3	8	6,9	200	24	6,4	-



Anexo 3: Valores de nitrogênio Amoniacal para as várias etapas de operação dos reatores:

	Amostra		Esgoto Bruto Mg/L	UASB			RSB		
	Número	Etapa		TDH (HORAS)	Mg/L	Adição de FeCl <sub>3</sub>	TC (HORAS)	Mg/L	Adição FeCl <sub>3</sub>
04/12/1998	1	1	40,2	8	36,6	-	24	8,7	-
05/12/1998	2	1	33,5	8	32,7	-	24	6,4	-
16/12/1998	3	1	28,8	8	28,5	-	24	3,2	-
24/12/1998	4	1	24,1	8	24,9	-	24	9,12	-
31/12/1998	5	1	36,7	8	38,3	-	24	10,8	-
06/01/1999	6	1	45,4	8	21,0	-	24	15,2	-
13/01/1999	1	2	70,8	8	24,3	-	12	9,78	-
21/01/1999	2	2	28,8	8	30,6	-	12	10,2	-
26/01/1999	3	2	22,0	8	24,0	-	12	14,7	-
02/02/1999	4	2	32,7	8	34,0	-	12	11,0	-
04/02/1999	5	2	19,8	8	18,2	-	12	13,6	-
09/02/1999	6	2	36,8	8	38,0	-	12	12,2	-
09/03/1999	7	2	43,6	8	38,0	-	12	12,6	-
11/03/1999	8	2	33,3	8	34,1	-	12	10,8	-
16/03/1999	9	2	41,6	8	32,2	-	12	8,9	-
18/03/1999	10	2	40,9	8	31,7	-	12	10,2	-
23/03/1999	11	2	36,5	8	30,1	-	12	9,4	-
25/03/1999	12	2	34,8	8	31,3	-	12	6,9	-
30/03/1999	13	2	29,4	8	20,2	-	12	8,3	-
01/04/1999	1	3	39,1	8	29,4	-	6	10,0	-
08/04/1999	2	3	32,5	8	29,4	-	6	17,7	-
13/04/1999	3	3	31,0	8	31,0	-	6	3,9	-
22/04/1999	4	3	10,7	8	9,4	-	6	7,3	-
27/04/1999	5	3	39,6	8	34,1	-	6	26,2	-
28/04/1999	6	3	43,5	8	31,9	-	6	18,3	-
29/04/1999	7	3	37,4	8	31,5	-	6	15,1	-
07/05/1999	1	4	32,8	8	31,0	-	24	4,3	50
11/05/1999	2	4	41,0	8	41,0	-	24	8,0	50
14/05/1999	3	4	32,0	8	30,0	-	24	3,2	50
16/06/1999	1	5	32,8	8	37,0	100	24	6,1	-
18/06/1999	2	5	22,9	8	25,6	100	24	11,6	-
19/06/1999	3	5	32,9	8	32,5	100	24	10,6	-
20/06/1999	4	5	41,0	8	35,6	100	24	10,6	-
21/06/1999	5	5	22,1	8	28,4	100	24	13,6	-
23/06/1999	6	5	36,8	8	22,5	100	24	13,6	-
24/06/1999	7	5	23,4	8	27,4	100	24	9,1	-
26/06/1999	8	5	26,7	8	27,2	100	24	0,0	-
30/06/1999	9	5	6,2	8	6,9	100	24	0,6	-
03/07/1999	1	6	24,7	8	24,9	200	24	10,0	-
04/07/1999	2	6	18,7	8	24,3	200	24	15,7	-
05/07/1999	3	6	20,0	8	16,1	200	24	12,0	-
06/07/1999	4	6	23,8	8	25,2	200	24	14,6	-
07/07/1999	5	6	32,9	8	30,0	200	24	13,2	-
08/07/1999	6	6	41,0	8	37,0	200	24	12,6	-
09/07/1999	7	6	22,1	8	25,6	200	24	10,8	-
10/07/1999	8	6	36,8	8	32,5	200	24	8,9	-
11/07/1999	9	6	23,4	8	35,6	200	24	10,2	-
12/07/1999	10	6	37,4	8	28,4	200	24	5,1	-
13/07/1999	11	6	32,8	8	34,6	200	24	1,0	-
14/07/1999	12	6	41,0	8	41,0	200	24	4,3	-
15/07/1999	13	6	32,0	8	32,8	200	24	7,8	-
16/07/1999	14	6	22,1	8	34,6	200	24	2,0	-
18/07/1999	15	6	36,8	8	36,8	200	24	3,8	-
19/07/1999	16	6	23,4	8	36,1	200	24	1,4	-
20/07/1999	17	6	26,7	8	26,	200	24	1,0	-
21/07/1999	18	6	28,1	8	22,7	200	24	2,1	-
22/07/1999	19	6	22,4	8	26,6	200	24	1,5	-
23/07/1999	20	6	34,3	8	34,4	200	24	1,9	-
24/07/1999	21	6	36,4	8	32,2	200	24	2,6	-
25/07/1999	22	6	28,9	8	38,2	200	24	4,3	-
26/07/1999	23	6	34,6	8	36,6	200	24	5,0	-
27/07/1999	24	6	22,8	8	26,4	200	24	1,1	-
28/07/1999	25	6	36,8	8	33,6	200	24	1,8	-
29/07/1999	26	6	23,3	8	23,1	200	24	1,6	-
30/07/1999	27	6	26,6	8	28,8	200	24	3,2	-



Anexo 4: Valores de fosfato total para as várias etapas de operação dos reatores:

	Amostra		Esgoto Bruto	UASB			RSB		
	Número	Etapas	Mg/L	TDII (HORAS)	Mg/L	Adição de FeCl <sub>3</sub>	TC (HORAS)	Mg/L	Adição FeCl <sub>3</sub>
04/12/1998	1	1	-	8		-	24	-	-
05/12/1998	2	1	10,7	8	10,8	-	24	8,7	-
16/12/1998	3	1	9,7	8	10,1	-	24	8,6	-
24/12/1998	4	1	11,9	8	9,8	-	24	9	-
31/12/1998	5	1	12,87	8	10,56	-	24	8,5	-
06/01/1999	6	1	10,38	8	10,12	-	24	8,9	-
13/01/1999	1	2	10,43	8	12,02	-	12	10,5	-
21/01/1999	2	2	10,54	8	10,01	-	12	10	-
26/01/1999	3	2	14,03	8	15,32	-	12	16,08	-
02/02/1999	4	2	10,3	8	8,11	-	12	7,96	-
04/02/1999	5	2	10,77	8	8,11	-	12	7,64	-
09/02/1999	6	2	12,79	8	10,57	-	12	10	-
09/03/1999	7	2	10,32	8	8,19	-	12	8,16	-
11/03/1999	8	2	15,26	8	8,92	-	12	8,37	-
16/03/1999	9	2	10,32	8	8,19	-	12	9,1	-
18/03/1999	10	2	9,83	8	9,66	-	12	9,12	-
23/03/1999	11	2	15,26	8	8,92	-	12	9,13	-
25/03/1999	12	2	13,03	8	11,9	-	12	9,82	-
30/03/1999	13	2	11,46	8	9,43	-	12	9,21	-
01/04/1999	1	3	10,19	8	9,69	-	6	9,45	-
08/04/1999	2	3	11,46	8	9,63	-	6	9,22	-
13/04/1999	3	3	9,71	8	9,61	-	6	8,95	-
22/04/1999	4	3	11,91	8	4,13	-	6	4,44	-
27/04/1999	5	3	9,68	8	9,18	-	6	9,18	-
28/04/1999	6	3	24,79	8	12,73	-	6	10,45	-
29/04/1999	7	3	11,71	8	8,22	-	6	7,99	-
07/05/1999	1	4	12,17	8	10,87	-	24	2,51	50
11/05/1999	2	4	11,8	8	10,29	-	24	2,08	50
14/05/1999	3	4	12,45	8	9,65	-	24	2,01	50
16/06/1999	1	5	12,76	8	10,2	100	24	8,6	-
18/06/1999	2	5	11,1	8	9,65	100	24	7,32	-
19/06/1999	3	5	14,02	8	9,17	100	24	8,33	-
20/06/1999	4	5	12,42	8	12,56	100	24	7,98	-
21/06/1999	5	5	11,46	8	8,41	100	24	7,37	-
23/06/1999	6	5	10,95	8	8,19	100	24	6,01	-
24/06/1999	7	5	10,85	8	7,35	100	24	5,62	-
26/06/1999	8	5	11,98	8	7,66	100	24	6,11	-
30/06/1999	9	5	11,08	8	7,05	100	24	5,12	-
03/07/1999	1	6	8,72	8	0,46	200	24	0,33	-
04/07/1999	2	6	7,55	8	2,01	200	24	1,92	-
05/07/1999	3	6	9,07	8	3,12	200	24	2,56	-
06/07/1999	4	6	10,63	8	3,09	200	24	2,14	-
07/07/1999	5	6	12,0	8	3,01	200	24	1,80	-
08/07/1999	6	6	11,3	8	3,52	200	24	2,01	-
09/07/1999	7	6	9,2	8	2,80	200	24	2,20	-
10/07/1999	8	6	10,2	8	2,90	200	24	2,00	-
11/07/1999	9	6	8,72	8	3,72	200	24	1,98	-
12/07/1999	10	6	10,11	8	3,42	200	24	1,87	-
13/07/1999	11	6	12,13	8	3,00	200	24	2,01	-
14/07/1999	12	6	11,11	8	2,70	200	24	2,26	-
15/07/1999	13	6	11,09	8	3,15	200	24	2,56	-
16/07/1999	14	6	12,03	8	3,08	200	24	2,98	-
18/07/1999	15	6	11,98	8	3,42	200	24	3,13	-
19/07/1999	16	6	10,08	8	3,51	200	24	2,13	-
20/07/1999	17	6	14,72	8	1,08	200	24	2,08	-
21/07/1999	18	6	11,16	8	3,21	200	24	2,15	-
22/07/1999	19	6	13,05	8	3,72	200	24	2,75	-
23/07/1999	20	6	12,42	8	3,40	200	24	2,99	-
24/07/1999	21	6	12,4	8	2,35	200	24	2,01	-
25/07/1999	22	6	10,98	8	2,75	200	24	1,98	-
26/07/1999	23	6	10,07	8	1,98	200	24	1,00	-
27/07/1999	24	6	10,38	8	2,56	200	24	2,36	-
28/07/1999	25	6	11,97	8	1,12	200	24	0,32	-
29/07/1999	26	6	10,42	8	2,98	200	24	2,12	-
30/07/1999	27	6	12,18	8	3,58	200	24	2,58	-



Anexo 5: Valores de DQO para as várias etapas de operação dos reatores:

	Amostra		Esgoto Bruto Mg/L	UASB			RSB		
	Número	Etapas		TDH (HORAS)	Mg/L	Adição de FeCl <sub>3</sub>	TC (HORAS)	Mg/L	Adição FeCl <sub>3</sub>
04/12/1998	1	1	480	8	100	-	24	28	-
05/12/1998	2	1	320	8	102	-	24	13	-
16/12/1998	3	1	550	8	330	-	24	50	-
24/12/1998	4	1	550	8	150	-	24	51	-
31/12/1998	5	1	700	8	125	-	24	72	-
06/01/1999	6	1	800	8	95	-	24	60	-
13/01/1999	1	2	420	8	109	-	12	40	-
21/01/1999	2	2	450	8	110	-	12	62	-
26/01/1999	3	2	475	8	150	-	12	41	-
02/02/1999	4	2	500	8	191	-	12	52	-
04/02/1999	5	2	413	8	113	-	12	33	-
09/02/1999	6	2	530	8	150	-	12	65	-
09/03/1999	7	2	800	8	177	-	12	32	-
11/03/1999	8	2	425	8	134	-	12	12	-
16/03/1999	9	2	410	8	131	-	12	36	-
18/03/1999	10	2	638	8	140	-	12	28	-
23/03/1999	11	2	420	8	158	-	12	70	-
25/03/1999	12	2	350	8	145	-	12	33	-
30/03/1999	13	2	425	8	193	-	12	53	-
01/04/1999	1	3	350	8	148	-	6	72	-
08/04/1999	2	3	385	8	213	-	6	118	-
13/04/1999	3	3	505	8	194	-	6	75	-
22/04/1999	4	3	238	8	83	-	6	73	-
27/04/1999	5	3	450	8	137	-	6	34	-
28/04/1999	6	3	435	8	115	-	6	77	-
29/04/1999	7	3	725	8	184	-	6	44	-
07/05/1999	1	4	460	8	108	-	24	38	50
11/05/1999	2	4	650	8	150	-	24	82	50
14/05/1999	3	4	700	8	140	-	24	100	50
16/06/1999	1	5	505	8	110	100	24	102	-
18/06/1999	2	5	424	8	105	100	24	28	-
19/06/1999	3	5	750	8	101	100	24	33	-
20/06/1999	4	5	716	8	102	100	24	45	-
21/06/1999	5	5	750	8	112	100	24	38	-
23/06/1999	6	5	316	8	214	100	24	49	-
24/06/1999	7	5	800	8	73	100	24	37	-
26/06/1999	8	5	543	8	150	100	24	48	-
30/06/1999	9	5	800	8	80	100	24	40	-
03/07/1999	1	6	760	8	71	200	24	13	-
04/07/1999	2	6	150	8	85	200	24	30	-
05/07/1999	3	6	520	8	118	200	24	48	-
06/07/1999	4	6	511	8	90	200	24	41	-
07/07/1999	5	6	498	8	85	200	24	18	-
08/07/1999	6	6	727	8	80	200	24	27	-
09/07/1999	7	6	433	8	78	200	24	32	-
10/07/1999	8	6	800	8	77	200	24	28	-
11/07/1999	9	6	330	8	89	200	24	41	-
12/07/1999	10	6	393	8	72	200	24	18	-
13/07/1999	11	6	344	8	91	200	24	37	-
14/07/1999	12	6	487	8	103	200	24	62	-
15/07/1999	13	6	592	8	99	200	24	51	-
16/07/1999	14	6	488	8	105	200	24	60	-
18/07/1999	15	6	333	8	87	200	24	60	-
19/07/1999	16	6	313	8	110	200	24	50	-
20/07/1999	17	6	458	8	78	200	24	33	-
21/07/1999	18	6	570	8	91	200	24	32	-
22/07/1999	19	6	638	8	87	200	24	41	-
23/07/1999	20	6	749	8	98	200	24	37	-
24/07/1999	21	6	800	8	77	200	24	38	-
25/07/1999	22	6	800	8	82	200	24	32	-
26/07/1999	23	6	425	8	82	200	24	39	-
27/07/1999	24	6	551	8	83	200	24	32	-
28/07/1999	25	6	530	8	80	200	24	31	-
29/07/1999	26	6	601	8	81	200	24	37	-
30/07/1999	27	6	622	8	79	200	24	34	-



Anexo 6: Valores de OD no reator aeróbio:

	Amostra		Esgoto Bruto Mg/L	TDH (HORAS)	UASB		RSB		
	Número	Etapa			Mg/L	Adição de FeCl <sub>3</sub>	TC (HORAS)	Mg/L	Adição FeCl <sub>3</sub>
04/12/1998	1	1	-	8	-	-	24	1,5	-
05/12/1998	2	1	-	8	-	-	24	1,8	-
16/12/1998	3	1	-	8	-	-	24	-	-
24/12/1998	4	1	-	8	-	-	24	1,5	-
31/12/1998	5	1	-	8	-	-	24	-	-
06/01/1999	6	1	-	8	-	-	24	2,0	-
13/01/1999	1	2	-	8	-	-	12	-	-
21/01/1999	2	2	-	8	-	-	12	1,8	-
26/01/1999	3	2	-	8	-	-	12	-	-
02/02/1999	4	2	-	8	-	-	12	1,9	-
04/02/1999	5	2	-	8	-	-	12	-	-
09/02/1999	6	2	-	8	-	-	12	2,8	-
09/03/1999	7	2	-	8	-	-	12	-	-
11/03/1999	8	2	-	8	-	-	12	2,0	-
16/03/1999	9	2	-	8	-	-	12	2,8	-
18/03/1999	10	2	-	8	-	-	12	-	-
23/03/1999	11	2	-	8	-	-	12	3,8	-
25/03/1999	12	2	-	8	-	-	12	3,2	-
30/03/1999	13	2	-	8	-	-	12	-	-
01/04/1999	1	3	-	8	-	-	6	4,2	-
08/04/1999	2	3	-	8	-	-	6	-	-
13/04/1999	3	3	-	8	-	-	6	-	-
22/04/1999	4	3	-	8	-	-	6	-	-
27/04/1999	5	3	-	8	-	-	6	4,0	-
28/04/1999	6	3	-	8	-	-	6	3,5	-
29/04/1999	7	3	-	8	-	-	6	-	-
07/05/1999	1	4	-	8	-	-	24	-	50
11/05/1999	2	4	-	8	-	-	24	-	50
14/05/1999	3	4	-	8	-	-	24	4,5	50
16/06/1999	1	5	-	8	-	100	24	-	-
18/06/1999	2	5	-	8	-	100	24	-	-
19/06/1999	3	5	-	8	-	100	24	4,2	-
20/06/1999	4	5	-	8	-	100	24	-	-
21/06/1999	5	5	-	8	-	100	24	-	-
23/06/1999	6	5	-	8	-	100	24	-	-
24/06/1999	7	5	-	8	-	100	24	4,1	-
26/06/1999	8	5	-	8	-	100	24	-	-
30/06/1999	9	5	-	8	-	100	24	-	-
03/07/1999	1	6	-	8	-	200	24	3,8	-
04/07/1999	2	6	-	8	-	200	24	-	-
05/07/1999	3	6	-	8	-	200	24	3,9	-
06/07/1999	4	6	-	8	-	200	24	-	-
07/07/1999	5	6	-	8	-	200	24	-	-
08/07/1999	6	6	-	8	-	200	24	-	-
09/07/1999	7	6	-	8	-	200	24	-	-
10/07/1999	8	6	-	8	-	200	24	3,8	-
11/07/1999	9	6	-	8	-	200	24	-	-
12/07/1999	10	6	-	8	-	200	24	-	-
13/07/1999	11	6	-	8	-	200	24	4,3	-
14/07/1999	12	6	-	8	-	200	24	-	-
15/07/1999	13	6	-	8	-	200	24	-	-
16/07/1999	14	6	-	8	-	200	24	4,1	-
18/07/1999	15	6	-	8	-	200	24	-	-
19/07/1999	16	6	-	8	-	200	24	-	-
20/07/1999	17	6	-	8	-	200	24	4,3	-
21/07/1999	18	6	-	8	-	200	24	-	-
22/07/1999	19	6	-	8	-	200	24	3,9	-
23/07/1999	20	6	-	8	-	200	24	-	-
24/07/1999	21	6	-	8	-	200	24	4,8	-
25/07/1999	22	6	-	8	-	200	24	-	-
26/07/1999	23	6	-	8	-	200	24	4,5	-
27/07/1999	24	6	-	8	-	200	24	-	-
28/07/1999	25	6	-	8	-	200	24	3,0	-
29/07/1999	26	6	-	8	-	200	24	-	-
30/07/1999	27	6	-	8	-	200	24	4,2	-