

FRANCISCO PAULO OLIVA BARIJAN

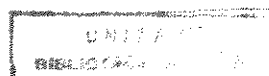
**PRODUÇÃO DE LODO EM UM REATOR ANAERÓBIO
DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE LODO**

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

*Atesto que esta é a
versão definitiva
da dissertação.
09/10/95*

Orientador : Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo

CAMPINAS, 1995



UNIVERSIDADE	BC
CHAVE	
INSTITUTO	Engenharia
GRUPO	Engenharia
E.	
120 6126090	
12 433195	
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
VALOR	R\$ 11,00
DATA	18/11/95
CPD	

CM-00080000-5

B239p Barijan, Francisco Paulo Oliva
Produção de lodo em um reator anaeróbio de fluxo
ascendente e manta de lodo / Francisco Paulo Oliva
Barijan.--Campinas, SP: [s.n.], 1995.

Orientador: Roberto Feijó de Figueiredo.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Civil.

1. Esgotos. 2. Lodo. 3. Digestão anaeróbica.
I. Figueiredo, Roberto Feijó. II. Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia Civil. III. Título.

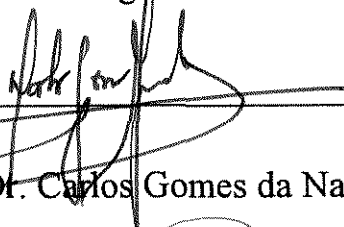
FOLHA DE APROVAÇÃO**PRODUÇÃO DE LODO EM UM REATOR ANAERÓBIO****DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE LODO**

Francisco Paulo Oliva Barijan



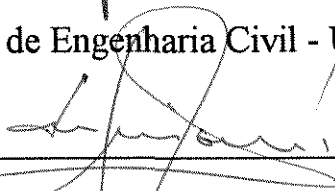
Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo (Orientador)

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

**BANCA EXAMINADORA :**

Prof. Dr. Carlos Gomes da Nave Mendes

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP



Prof. Dr. Eugênio Foresti

Escola de Engenharia de São Carlos - USP

“No caminho da sabedoria te ensinei, e pelas carreiras direitas te fiz andar.”

Prov. 4.11

DEDICO ESTE TRABALHO,

Aos meus pais, Francisco e Leda, por me ensinarem o caminho e pelo apoio.

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao Prof. Roberto Feijó de Figueiredo pelo convívio, orientação e amizade, existentes desde a graduação.

Agradeço aos amigos Pedro, Beto, Geraldo e o Edinho e aos professores e funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP, que muito me ajudaram no decorrer das consultas, dúvidas e na realização das análises.

Agradeço a Quím^a. Sônia M. M. Vieira, a Eng^a Jussara L. Carvalho, a Biom^a. Célia M. Rech e aos técnicos do laboratório da CETESB pela colaboração, ajuda e apoio no aprendizado, execução e operação do sistema de tratamento anaeróbio.

Agradeço aos muitos amigos que direta e indiretamente participaram e compartilharam da evolução deste trabalho. Aos amigos do Departamento de Água e Esgoto de Sumaré, em particular meu amigo Paulo Pacheco, e os amigos com quem convivi no decorrer do curso e durante a realização das análises, em particular minha amiga Rita de Cássia Ogera, com quem compartilhei muitas coisas, inclusive o mesmo orientador.

Finalmente agradeço a Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo pela concessão de bolsa de estudo, Processo n.º 93/1.734-2, que me permitiu dedicação exclusiva a pesquisa no decorrer do último ano e meio.

ÍNDICE

	PÁGINA
LISTA DE SÍMBOLOS	VIII
LISTA DE TABELAS	XI
LISTA DE FIGURAS.....	XIV
RESUMO.....	XVIII
ABSTRACT	XIX
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVO.....	7
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	8
3.1 Descrição dos Diferentes Tipos de Reatores.....	8
3.2 Fundamentos do Processo Anaeróbio.....	11
3.3 Microbiologia.....	16
3.3.1 Bactérias envolvidas no Processo Anaeróbio.....	17
3.4 Crescimento da Biomassa.....	21
3.5 Fatores que influenciam a Digestão Anaeróbia	22
3.5.1 Temperatura.....	22
3.5.2 Ácidos Voláteis.....	23
3.5.3 Cianetos.....	24
3.5.4 Fenóis.....	24
3.5.5 Nitratos.....	25
3.5.6 Nitrogênio Amoniacal.....	25
3.5.7 Oxigênio.....	26
3.5.8 Sulfetos e outros compostos de enxofre.....	26
3.5.9 pH.....	27
3.5.10 Alcalinidade.....	28
3.5.11 Potencial de Oxi-Redução.....	29
3.5.12 Carbono/Nitrogênio/Fósforo.....	29
3.6 Cinética da Digestão Anaeróbia.....	30
3.7 Crescimento Celular.....	38

3.8 Crescimento Celular e Utilização de Substrato.....	38
3.9 Características do Lodo.....	39
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	46
4.1 Introdução.....	46
4.2 Partida do Reator.....	49
4.3 Amostragem.....	49
4.4 Análise Microbiológica do Lodo.....	54
4.5 Operação do Sistema.....	54
5. RESULTADOS.....	56
5.1 Sólidos Totais, Sólidos Voláteis e Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais.....	56
5.2 Sólidos Suspensos Totais.....	57
5.3 Sólidos Suspensos Voláteis.....	57
5.4 Demanda Química de Oxigênio.....	58
5.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio.....	58
5.6 Relação Demanda Bioquímica de Oxigênio/Demanda Química de Oxigênio.....	58
5.7 Demanda Química de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras.....	59
5.8 Demanda Bioquímica de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras.....	59
5.9 Concentração e Massa de Sólidos Totais e Voláteis presente no interior do Reator.....	60
5.10 Carga Orgânica aplicada ao Reator.....	61
5.11 Vazão, Carga Hidráulica, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do Líquido aplicados ao Reator..	61
5.12 Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade.....	61
5.13 Índice Volumétrico de Lodo.....	62
5.14 Nitrogênio Kjeldahl Total, Fósforo Total, Óleos e Graxas e SO ₄	62
5.15 Análise Microbiológica do Lodo.....	62
6. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS.....	64
6.1 Sólidos Totais e Sólidos Voláteis.....	64
6.2 Sólidos Suspensos Totais.....	68

6.3 Sólidos Suspensos Voláteis.....	69
6.4 Demanda Química de Oxigênio.....	70
6.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio	70
6.6 Produção de Lodo.....	71
6.7 Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do Líquido aplicados ao Reator.....	71
6.8 Carga Orgânica aplicada ao Reator	73
6.9 Índice Volumétrico de Lodo	74
6.10 Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade.....	74
6.11 Nitrogênio Kjeldahl Total, Fósforo Total, Óleos e Graxas e SO ₄	74
6.12 Análise Microbiológica do Lodo.....	75
6.13 Operação do Reator	80
7. CONCLUSÕES	82
7.1 Sugestões para Futuras Pesquisas e Operação de Reatores	84
8. ANEXOS.....	86
ANEXO 8.1 - TABELAS.....	87
ANEXO 8.2 - FIGURAS.....	123
ANEXO 8.3	140
9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS	155

LISTA DE SÍMBOLOS

b	: constante da taxa de decaimento endógeno
C	: carbono
CaCO ₃	: carbonato de cálcio
CH ₃ CH ₂ CH ₂ COO ⁻	: butirato
CH ₃ CH ₂ COO ⁻	: propionato
CH ₃ CH ₂ OH	: etanol
CH ₃ COO ⁻	: acetato
CH ₄	: metano
CO	: monóxido de carbono
CO ₂	: dióxido de carbono
d	: dia
ΔG°	: energia livre de Gibbs
DBO	: demanda bioquímica de oxigênio
DBO _s	: demanda bioquímica de oxigênio da fração solúvel das amostras
DQO	: demanda química de oxigênio
DQO _s	: demanda química de oxigênio da fração solúvel das amostras
g	: grama
°C	: grau centígrado
h	: hora
H ⁺	: cátion hidrogênio
H ₂	: hidrogênio
H ₂ O	: água

H_2S	: gás sulfídrico
kg	: quilograma
kJ	: quilojoule
K_s	: constante de Monod ou de meia saturação
K_m	: taxa específica máxima de utilização de substrato
l	: litro
m	: metro
m^3	: metro cúbico
mg S/l	: miligrama de enxofre por litro
mg/l	: miligrama por litro
mV	: milivolts
N	: nitrogênio
NH_3	: amônia
NH_4^+	: íon amônio
P	: fósforo
P1, P2 e P3	: pontos de amostragem de lodo de alturas 0,60; 1,20 e 1,80 m a partir da base; respectivamente
pH	: potencial hidrogeniônico
RAFA	: reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo
r_g	: taxa de crescimento de bactérias
rH	: potencial de oxi-redução
R_s	: tempo de retenção celular
R_{sm}	: tempo de retenção celular mínimo
r_{su}	: taxa de utilização de substrato
s	: segundo
S	: concentração de substrato
SST	: sólidos suspensos totais

SSV	: sólidos suspensos voláteis
ST	: sólidos totais
SV	: sólidos voláteis
X	: concentração de microrganismos
Y	: aumento relativo da massa de microrganismo por unidade de tempo
μ	: constante da taxa específica de crescimento
μ_m	: valor máximo de μ

LISTA DE TABELAS

	PÁGINA
TABELA 1 : CONVERSÃO DE ETANOL A METANO.....	15
TABELA 2 : CONVERSÃO DE PROPIONATO A METANO.....	15
TABELA 3 : CONVERSÃO DE BUTIRATO A METANO.	16
TABELA 4 : CLASSIFICAÇÃO DAS METANOBACTÉRIAS SEGUNDO OS COMPONENTES FERMENTADOS, DE ACORDO COM MALINA (1992).....	20
TABELA 5 : EFEITO DO NITROGÊNIO AMONÍACAL NA DIGESTÃO ANAERÓBIA, SEGUNDO McCARTY (1969) E McCARTY E MCKINNEY (1961), <i>IN</i> CARVALHO (1991).....	26
TABELA 6 : EFEITOS DOS SULFETOS SOLÚVEIS NA DIGESTÃO ANAERÓBIA, SEGUNDO LAWRENCE E McCARTY (1965), <i>IN</i> CARVALHO (1991).....	27
TABELA 7 : VALORES DAS CONSTANTES CINÉTICAS RELATIVAS À DIGESTÃO ANAERÓBIA, SEGUNDO HENZEN E HARREMOES, <i>IN</i> VAN HAANDEL E LETTINGA (1994).	34
TABELA 8 : REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA COMPOSIÇÃO DE LODO E DA TAXA MÁXIMA DE UTILIZAÇÃO DE SUBSTRATO PARA ACETATO, MATERIAL ORGÂNICO COMPLEXO (DISSOLVIDO) E ESGOTO BRUTO, SEGUNDO VAN HAANDEL E LETTINGA (1994).	36
TABELA 9 : VARIAÇÃO DA RELAÇÃO SÓLIDOS VOLÁTEIS/SÓLIDOS TOTAIS, NO DECORRER DO TEMPO, DIAS.....	65
TABELA 10 : VARIAÇÃO MÉDIA DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS VOLÁTEIS E SÓLIDOS TOTAIS EM KG/M^3 , NO DECORRER DO TEMPO, DIAS.	66
TABELA 11 : VARIAÇÃO DA MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS E SÓLIDOS TOTAIS EM KG, NO DECORRER DO TEMPO, DIAS.	67

TABELA 12 : VARIAÇÃO DA CARGA ORGÂNICA APLICADA AO REATOR EM KG DQO/M ³ , NO DECORRER DO TEMPO, DIAS	73
-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	----

ANEXO 8.1

TABELA 8.1.1 : RESULTADOS DE SÓLIDOS TOTAIS, SÓLIDOS VOLÁTEIS E RELAÇÃO SÓLIDOS VOLÁTEIS/SÓLIDOS TOTAIS PARA O PONTO P1.	88
TABELA 8.1.2 : RESULTADOS DE SÓLIDOS TOTAIS, SÓLIDOS VOLÁTEIS E RELAÇÃO SÓLIDOS VOLÁTEIS/SÓLIDOS TOTAIS PARA O PONTO P2.	89
TABELA 8.1.3 : RESULTADOS DE SÓLIDOS TOTAIS, SÓLIDOS VOLÁTEIS E RELAÇÃO SÓLIDOS VOLÁTEIS/SÓLIDOS TOTAIS PARA O PONTO P3.	90
TABELA 8.1.4 : RESULTADOS DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO.	91
TABELA 8.1.5 : RESULTADOS DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO.	92
TABELA 8.1.6 : RESULTADOS DE DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO.	93
TABELA 8.1.7 : RESULTADOS DE DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO.	94
TABELA 8.1.8 : RESULTADOS DA RELAÇÃO DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO/DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	95
TABELA 8.1.9 : RESULTADOS DA DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO DA FRAÇÃO SOLÚVEL DAS AMOSTRAS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO.	96
TABELA 8.1.10 : RESULTADOS DA DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO DA FRAÇÃO SOLÚVEL DAS AMOSTRAS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO.	97

TABELA 8.1.11 : RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO E MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PRESENTE NO INTERIOR DO REATOR.....	98
TABELA 8.1.12 : RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO E MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS PRESENTE NO INTERIOR DO REATOR.	99
TABELA 8.1.13 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PRESENTE NO INTERIOR DO REATOR PARA CADA PONTO DE AMOSTRAGEM DE LODO.	100
TABELA 8.1.14 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS PRESENTE NO INTERIOR DO REATOR PARA CADA PONTO DE AMOSTRAGEM DE LODO.	101
TABELA 8.1.15 : RESULTADOS DE CARGA ORGÂNICA APLICADA AO REATOR.	102
TABELA 8.1.16 : RESULTADOS DE ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS, ÁCIDO ACÉTICO, ÁCIDO PROPIONICO E ALCALINIDADE PARA O LODO DO PONTO P1.	103
TABELA 8.1.17 : RESULTADOS DE ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS, ÁCIDO ACÉTICO, ÁCIDO PROPIONICO E ALCALINIDADE PARA O LODO DO PONTO P2.	104
TABELA 8.1.18 : RESULTADOS DE ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS, ÁCIDO ACÉTICO, ÁCIDO PROPIONICO E ALCALINIDADE PARA O LODO DO PONTO P3.	105
TABELA 8.1.19 : VALORES DE IVL PARA O LODO DO REATOR.....	106
TABELA 8.1.20 : VALORES DE NKT, Pt, OG E SO4 PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	107
TABELA 8.1.21 : VOLUME DIÁRIO DE ESGOTO SANITÁRIO E VAZÃO AFLUENTE AO REATOR, VELOCIDADE ASCENDENTE E TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO NO INTERIOR DO REATOR.	109

ANEXO 8.3

TABELA 8.3.1 : ASPECTO MACROSCÓPICO DO LODO DO REATOR. FONTE : CETESB.	141
TABELA 8.3.2 : AVALIAÇÃO SEMI-QUANTITATIVA DOS MORFOTIPOS DE BACTÉRIAS ENCONTRADAS NO LODO DO REATOR. FONTE : CETESB.....	146

LISTA DE FIGURAS

	PÁGINA
FIGURA 1 : TIPO DE REATORES UTILIZADOS PARA O TRATAMENTO ANAERÓBIO....	10
FIGURA 2 : FLUXOGRAMA DE DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA PROPOSTO POR MALINA (1992)	13
FIGURA 3 : DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA DE LODO DE ESGOTOS SANITÁRIOS PROPOSTA POR GUJER E ZEHNDER (1983), ADAPTADO DE KASPAR E WUHRMANN (1977).....	14
FIGURA 4: VISTA GERAL DO SISTEMA DE TRATAMENTO.	47
FIGURA 5: DETALHE DOS TRÊS PONTOS DE COLETA DE AMOSTRA DE LODO E TUBULAÇÃO DE SAÍDA DO EFLUENTE TRATADO.....	50
FIGURA 6 : REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA POSIÇÃO DOS PONTOS DE AMOSTRAGEM DE LODO PARA O CÁLCULO DA MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS E VOLÁTEIS NO INTERIOR DO REATOR.	53
FIGURA 7 : ESTEREOMICROSCOPIA DO LODO, REVELANDO A PRESENÇA DE GRÂNULOS BACTERIANOS COM FORMATOS E DIMENSÕES VARIADOS. A BARRA EQUIVALE A 1,0 MM NA FIGURA A E 0,5 MM NAS FOTOGRAFIAS B, C E D.....	77
FIGURA 8 : FOTOMICROGRAFIA DE AMOSTRA DO LODO PREPARADA E CORADA PELO MÉTODO DE GRAM, REVELANDO A PRESENÇA DE BACTÉRIAS SEMELHANTES A <i>METHANOTRIX</i> NAS FOTOGRAFIAS A, B, C E D E ESPOROS SEMELHANTES AOS CLOSTRÍDIOS NA FOTOGRAFIA E. A BARRA EQUIVALE A 10 μ M.	78

FIGURA 9: FOTOMICROGRAFIA DE PREPARADO A FRESCO DE AMOSTRA DO LODO, REVELANDO A PRESENÇA DE MORFOTIPOS BACTERIANOS SEMELHANTES A <i>METHANOTRIX</i> . A BARRA EQUIVALE A 10 μm	79
---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	----

ANEXO 8.2

FIGURA 8.2.1 : RESULTADOS DE SÓLIDOS TOTAIS E SÓLIDOS VOLÁTEIS PARA O PONTO P1	124
FIGURA 8.2.2 : RESULTADOS DE SÓLIDOS TOTAIS E SÓLIDOS VOLÁTEIS PARA O PONTO P2	124
FIGURA 8.2.3 : RESULTADOS DE SÓLIDOS TOTAIS E SÓLIDOS VOLÁTEIS PARA O PONTO P3	125
FIGURA 8.2.4 : RELAÇÃO SÓLIDOS VOLÁTEIS/SÓLIDOS TOTAIS E REGRESSÃO LINEAR PARA O PONTO P1	125
FIGURA 8.2.5 : RELAÇÃO SÓLIDOS VOLÁTEIS/SÓLIDOS TOTAIS E REGRESSÃO LINEAR PARA O PONTO P2.....	126
FIGURA 8.2.6 : RELAÇÃO SÓLIDOS VOLÁTEIS/SÓLIDOS TOTAIS E REGRESSÃO LINEAR PARA O PONTO P3.....	126
FIGURA 8.2.7 : RESULTADOS DE SÓLIDOS TOTAIS PARA OS TRÊS PONTOS DE LODO.	127
FIGURA 8.2.8 : RESULTADOS DE SÓLIDOS VOLÁTEIS PARA OS TRÊS PONTOS DE LODO.....	127
FIGURA 8.2.9 : RESULTADOS DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	128
FIGURA 8.2.10 : RESULTADOS DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	128
FIGURA 8.2.11 : RESULTADOS DE DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	129

FIGURA 8.2.12 : PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO.....	129
FIGURA 8.2.13 : RESULTADOS DE DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	130
FIGURA 8.2.14 : PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO.....	130
FIGURA 8.2.15 : RELAÇÃO ENTRE DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO E A DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.....	131
FIGURA 8.2.16 : RESULTADOS DE DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO DA FRAÇÃO SOLÚVEL DAS AMOSTRAS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	131
FIGURA 8.2.17 : RESULTADOS DE DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO DA FRAÇÃO SOLÚVEL DAS AMOSTRAS PARA O AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR.	132
FIGURA 8.2.18 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS NO INTERIOR DO REATOR.....	132
FIGURA 8.2.19 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS NO INTERIOR DO REATOR.....	133
FIGURA 8.2.20 : RESULTADOS DE CARGA ORGÂNICA APLICADA AO REATOR.	133
FIGURA 8.2.21 : RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS NO REATOR.....	134
FIGURA 8.2.22 : RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS VOLÁTEIS NO REATOR.....	134
FIGURA 8.2.23 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS PARA O PONTO P1.....	135
FIGURA 8.2.24 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS PARA O PONTO P2.....	135

FIGURA 8.2.25 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS PARA O PONTO P3.....	136
FIGURA 8.2.26 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PARA O PONTO P1.....	136
FIGURA 8.2.27 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PARA O PONTO P2.....	137
FIGURA 8.2.28 : RESULTADOS DA MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PARA O PONTO P3.....	137
FIGURA 8.2.29 : RESULTADOS DE VAZÃO AFLUENTE AO REATOR.....	138
FIGURA 8.2.30 : RESULTADOS DO VOLUME DIÁRIO DE ESGOTO SANITÁRIO AFLUENTE AO REATOR.....	138
FIGURA 8.2.31 : RESULTADOS DO TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO NO INTERIOR DO REATOR.....	139
FIGURA 8.2.32 : RESULTADOS DA VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO NO REATOR.....	139

RESUMO

Este trabalho teve por objetivo avaliar a produção de lodo em um Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo. Para tanto, foi utilizada uma unidade de tratamento implantada em um loteamento no Município de Sumaré. Foram retiradas amostras de lodo em diferentes profundidades do reator, as quais serviram para a determinação de diversos parâmetros de controle, tais como DQO, DBO, Alcalinidade, pH, Sólidos Totais e Sólidos Voláteis, entre outros. Através dos resultados obtidos, avaliou-se a quantidade de biomassa gerada no processo. Os resultados obtidos para a porcentagem de remoção de Demanda Química de Oxigênio e Demanda Bioquímica de Oxigênio foram 72 % e 81 %, respectivamente. Para Sólidos Suspensos Totais e Sólidos Suspensos Voláteis, as porcentagens de remoção foram 83 % e 80 %, respectivamente. Obteve-se também o acréscimo diário médio de Massas de Sólidos Voláteis e Sólidos Totais, cujos resultados foram 1,075 kg/d e 1,287 kg/d, respectivamente; no decorrer do período analisado. Para os valores de regressão linear obtidos para a massa de sólidos totais no interior do reator relacionados aos valores de regressão linear obtidos para a carga orgânica aplicada, determinou-se uma série de valores decrescentes, cujo último valor foi 0,025 kg ST/kg DQO_{afluente}; valor este representativo da taxa de produção de lodo do reator.

ABSTRACT

The objective of this work was to evaluate the sludge production in the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor. For this, It was utilized a wastewater treatment plant located in the city of Sumaré. Sludge samples were collected from different reactor depths and analyzed for the following control parameters : COD, BOD, Alkalinity, Total Solids and Volatile Solids, and others. The observed removal efficiencies were : COD, 72 %; BOD, 81 %; TSS, 83 %; and, VSS, 80 %. Average Volatile Solids daily growth rate was 1.075 kg/d, while the average Total Solids daily growth was 1.287 kg/d. Results showed that the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor is a good alternative for municipal wastewater treatment.

1. INTRODUÇÃO

Sabe-se que a natureza está montada sobre leis de diversas ordens. O grande complexo que é o universo, funciona em uma interdependência extraordinária. Assim, as florestas, campos, lagos, rios, animais, insetos e, sobretudo, o homem estão, de certo modo, interligados. Quando um desses setores é agredido ou alterado, consequências imprevisíveis são desencadeadas, cujos reflexos podem atingir o próprio homem.

Com base no conhecimento das leis da natureza, a sociedade cria leis para regular a movimentação e ação humana no meio ambiente. Essas leis vão se aperfeiçoando à proporção em que o homem convive com os problemas ecológicos, e são criadas não somente para proteger a natureza, mas para promover uma convivência harmoniosa entre o homem e o meio ambiente.

Não obstante ser a legislação federal, relativa ao meio ambiente, uma das mais modernas e abrangentes do mundo, o grande desafio não se resume somente em atender a esta legislação, mas desenvolver tecnologias de baixo custo a fim de promover e implantar o saneamento básico, carente no país.

Muitos anos antes de Cristo, o profeta Isaías já advertia : "Na verdade a terra está contaminada debaixo dos seus habitantes; porquanto transgridem as leis, mudam os estatutos e quebram o pacto eterno." (Is. 24.5)

O processo de degradação ambiental gerado pelo lançamento de águas residuárias sem tratamento, principalmente esgoto sanitário, é um problema com o qual a sociedade vem se defrontando ultimamente. O principal agente poluidor atualmente são os municípios, que em função de más administrações e o não cumprindo às leis federais relativas ao meio ambiente, efetuam o lançamento do esgoto sanitário sem tratamento aos corpos receptores; a despeito de apresentarem Planos Diretores de Esgotamento Sanitário, cujas soluções são baseadas em tecnologias convencionais e projetos dispendiosos, de difícil execução que, conseqüentemente, carecem de recursos financeiros para sua execução.

A discussão de soluções e projetos para tratamento dos esgotos sanitários dos municípios não pode resumir-se aos gabinetes de prefeituras e escritórios de engenharia, mas a sociedade como um todo, pois muitas vezes determinadas ações podem gerar problemas para a comunidade ou aos municípios vizinhos. E também, porque cada município apresenta características próprias, tais como topografia, disponibilidade de áreas, concentração urbana e rural, recursos hídricos, entre outros; que influenciam na adoção de soluções tanto do ponto de vista técnico como econômico no tratamento de esgoto sanitário e águas residuárias.

As universidades também desempenham um papel muito importante nesta tomada de decisão, pois são elas os pólos geradores de tecnologia e pesquisa. Verifica-se no decorrer dos últimos anos, uma evolução muito grande nas opções de tratamento de esgoto sanitário e águas residuárias, sobretudo com relação a utilização do processo anaeróbio.

Segundo CAMPOS (1990), até meados da década de sessenta acreditava-se que águas residuárias poderiam ser tratadas com elevada eficiência apenas quando se empregavam processos aeróbios e que o processo anaeróbio só se aplicava à digestão de lodo, com elevada concentração de sólidos orgânicos. Assim

sendo, o processo anaeróbio só era utilizado na digestão de lodo concentrado de estações de tratamento, em certos tipos de lagoas e em digestores rurais.

De acordo com CAMPOS (1990), a evolução acelerada do conhecimento e do emprego de reatores anaeróbios não convencionais para o tratamento de efluentes com baixas concentrações, é devida em grande parte à contribuição proveniente do trabalho dos pesquisadores YOUNG e McCARTY (1969), através de pesquisas realizadas com filtros anaeróbios.

LETTINGA *et al.*(1980), propuseram um modelo de reator de fluxo ascendente, cujo princípio básico de operação é a retenção de grande parcela de microrganismos no reator, impedindo sua eliminação com o efluente através de um sistema separador de fases líquido/gás/sólidos.

O desenvolvimento desse tipo de reator permitiu desvincular o tempo de retenção celular do tempo de retenção hidráulico. Dessa forma, esses reatores são capazes de operar com reduzidos tempos de retenção hidráulicos e, conseqüentemente, com volumes reduzidos.

O processo de digestão anaeróbia consiste, basicamente, na degradação biológica de substâncias orgânicas na ausência de oxigênio livre. Durante o processo, a matéria orgânica é convertida a metano, dióxido de carbono e água.

O crescente interesse no desenvolvimento desse processo, certamente pode ser atribuído ao fato de apresentar vantagens significativas. Tradicionalmente, o processo de tratamento de águas residuárias mais utilizado tem sido o processo aeróbio através do sistema de lodos ativados. Porém este processo, necessita de alta quantidade de energia para a introdução de ar ou oxigênio no sistema, gerando uma taxa elevada de biomassa; embora, esta biomassa possa ser removida do efluente tratado.

Ao contrário da oxidação aeróbia, a velocidade de crescimento dos microrganismos no processo anaeróbio é lenta e somente uma pequena parcela de

resíduo a ser tratado é convertido em novas células, sendo a maior parcela convertida em gás (metano, principalmente). A biomassa produzida neste processo é portanto, menor, minimizando o problema de disposição do excesso de lodo descartado no tratamento.

No entanto, apesar da menor produção de lodo ser umas das grandes vantagens do processo anaeróbio quando comparado ao processo aeróbio, existem poucos trabalhos publicados abordando essa taxa de produção de lodo, impossibilitando, por exemplo, um dimensionamento adequado de unidades de leitos de secagem e previsão adequada do volume de descarte de lodo de uma unidade de tratamento anaeróbio.

Esta baixa velocidade de crescimento dos microrganismos presentes no processo anaeróbio, constitui também, uma desvantagem para o processo, pois longos períodos de tempo são necessários para a partida dos reatores. Dentre as bactérias presentes, as metanogênicas são as que possuem a menor velocidade de crescimento, além de serem extremamente sensíveis às condições ambientais; caracterizando a etapa de formação do metano como sendo a etapa limitante de todo o processo.

De acordo com IZA *et al.* (1991), o conceito de reatores anaeróbios para tratamento de esgotos é baseado em três aspectos fundamentais :

1. Acumulação, no interior do reator, de biomassa através de sedimentação, aderência de sólidos (fixos ou móveis) ou através de recirculação. Tais sistemas permitem a retenção de microrganismos, cujo crescimento é lento, assegurando um tempo de retenção para os sólidos, superior ao tempo de retenção hidráulico;

2. Desenvolver contato entre a biomassa e o efluente, superando problemas de difusão de substratos e produtos do meio líquido para o biofilme ou grânulos; e,

3. Intensificar a atividade da biomassa, através de adaptação e crescimento.

Segundo CAMPOS (1990), este tipo de reator também vem sendo estudado intensivamente em diversos centros de pesquisas no Brasil, entre os quais a CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas e EESC - Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo.

Com a finalidade de executar rede de esgoto em determinado loteamento, situado nos arredores da cidade, e evitando lançar o esgoto sem tratamento no corpo receptor, o Departamento de Água e Esgotos do Município de Sumaré decidiu estudar a possibilidade de implantar tratamento do efluente sanitário nesse loteamento, através de sistema de Planos Comunitários, ou seja, a comunidade participa arcando com parte das despesas das benfeitorias a serem ali executadas.

O DAE de Sumaré solicitou, então, à CETESB, que auxiliasse na elaboração desse estudo. Tendo-se verificado a adequação do sistema de tratamento por Reator de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo para as necessidades do loteamento, quais sejam, baixo custo, simplicidade de operação e pequena área disponível e levando-se em conta que o DAE de Sumaré possuía infra-estrutura e recursos para arcar com a elaboração do projeto executivo, construção e operação do sistema de tratamento, exceto no que se refere ao dimensionamento do reator, início de operação e treinamento de operadores; foi firmado um contrato entre a CETESB e o DAE de Sumaré a fim de iniciar essa colaboração.

Desta colaboração entre a CETESB e o DAE de Sumaré, foi projetado e

areia, caixa de gordura, poço de sucção e leitos de secagem para desidratação do lodo gerado pelo reator.

2. OBJETIVO

Este trabalho tem por objetivo avaliar a produção de lodo em função da carga orgânica, em um Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo será apresentada uma descrição do processo anaeróbio, bem como uma análise sobre as características de operação de um Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo, incluindo a descrição dos diferentes tipos de reatores; fundamentos, cinética e microbiologia do processo anaeróbio; aspectos relativos ao crescimento da biomassa; fatores que influenciam a digestão anaeróbia e características do lodo.

3.1 Descrição dos Diferentes Tipos de Reatores

A multiplicidade de modelos de reatores elaborados e desenvolvidos com a finalidade de implementar o tratamento anaeróbio pode ser retratada através das configurações básicas ilustradas na Figura 1 e cujas características estão descritas a seguir :

- **Reator de Contato:** neste sistema, a biomassa suspensa que é liberada do reator é retida em um decantador externo ou equipamento de separação através de centrifugação que, em seguida, retorna ao reator.

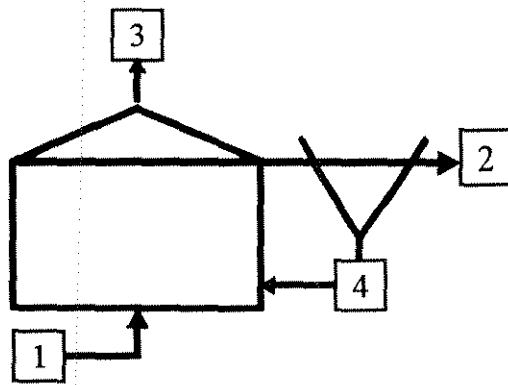
- Filtro Anaeróbio : um material de suporte inerte, distribuído em camadas de forma ordenada ou não, possibilita a fixação microbiana na forma de biofilme. Adicionalmente à ocorrência do biofilme, nos interstícios do leito do reator também desenvolvem-se flocos ou grânulos com microrganismos. O reator pode ser operado com fluxo ascendente ou descendente.

- Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (RAFA): a conformação deste reator favorece a tendência das bactérias anaeróbias em formar flocos ou grânulos, que são retidos através de um dispositivo separador, constituído de decantadores e defletores localizados na parte superior do reator, que propiciam a separação do gás, sólidos e líquido contidos no interior do mesmo. Alguns tipos de águas residuárias, permitem a biomassa gerar um lodo granular com excelentes características de sedimentação e formar um manta de lodo dentro do reator, embora uma boa eficiência no tratamento seja possível com lodo não granular (floculento).

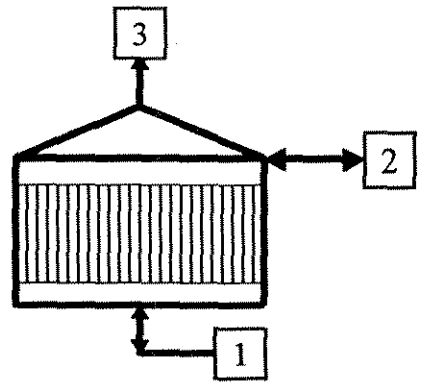
- Reator de Leito Fluidificado: contém um leito com partículas inertes de pequenas dimensões, que é submetido a um fluxo ascendente suficiente para provocar a sua fluidificação. Essas partículas oferecem grande superfície específica para a fixação de microrganismos, ao mesmo tempo que sua densidade, sendo maior que a dos próprios microrganismos, possibilita a aplicação de cargas hidráulicas relativamente elevadas.

- Reator Anaeróbio com Chicanas: trata-se de um reator com divisões internas, ou chicanas, que forçam a água residuária ou esgoto sanitário, a ser tratado, circular em seu interior. Este tipo de reator pode possibilitar a operação de digestão anaeróbia em dois estágios, segundo FOX e POHLAND (1994), ou seja, no primeiro estágio ocorrem as reações de hidrólise e fermentação, e no segundo estágio ocorrem as reações de acetogênese/metanogênese.

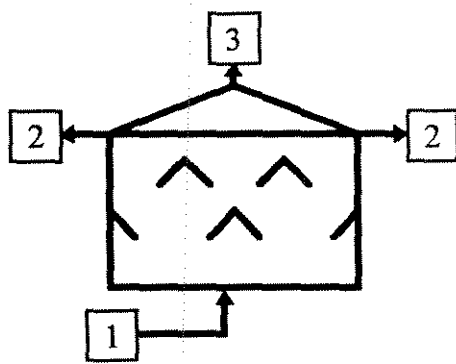
REATOR DE CONTATO



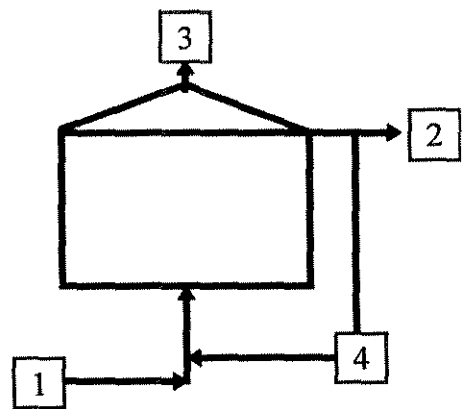
FILTRO ANAERÓBIO



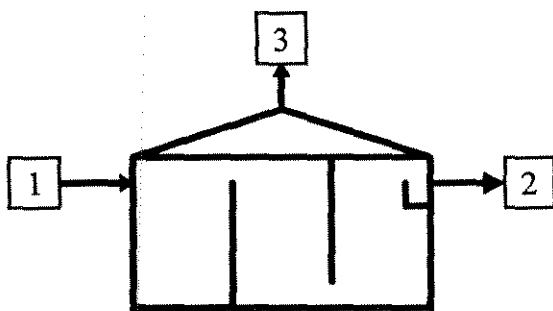
REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE LODO



REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO



**REATOR ANAERÓBIO
COM CHICANAS**



LEGENDA :

1. Afluente
2. Efluente
3. Saída de Gás
4. Retorno de Lodo

FIGURA 1 : Tipo de Reatores Utilizados para o Tratamento Anaeróbio.

3.2 Fundamentos do Processo Anaeróbio

O processo de digestão anaeróbia envolve uma série de reações que compreendem vários estágios da degradação da matéria orgânica não completamente esclarecidos.

Segundo FORESTI (1987), a degradação anaeróbia de substratos simples, com mais de um carbono na cadeia e com exceção do ácido acético, envolve, no mínimo, a associação sintrófica de dois organismos. Um deles converte o substrato original a compostos assimiláveis pelo outro, que os converte a metano e CO₂.

Para FOX e POHLAND (1994), a digestão anaeróbia consiste em uma sequência complexa de reações biológicas, na qual os produtos de um grupo de microrganismos são utilizados como substrato pelo grupo seguinte, e cuja sequência pode ser dividida em três ou quatro reações :

1. Hidrólise de substratos complexos e insolúveis;
2. Fermentação/acidificação de substratos solúveis em compostos intermediários oxidados, fundamentalmente ácidos graxos voláteis, através de microrganismos fermentativos; e,
3. Conversão de ácidos graxos voláteis e hidrogênio para metano e dióxido de carbono através de dois grupos de bactérias, metanogênicas e acetogênicas. As bactérias acetogênicas convertem os produtos da fermentação em acetato, formiato e hidrogênio; e estes são os substratos que as bactérias metanogênicas convertem para metano e dióxido de carbono.

Segundo, ainda, FOX e POHLAND (1994), não há uma clara distinção entre as reações de acetogênese e acidificação. Acetato e hidrogênio são produzidos

NOVAES (1986) descreve que o ecossistema anaeróbio é resultado de interações complexas entre microrganismos de diferentes espécies, que compreendem quatro reações :

1. Inicialmente, os compostos orgânicos complexos são hidrolisados a compostos menores através de enzimas produzidas pelas bactérias;

2. Em seguida, ocorre a acidogênese, ou seja, a formação de hidrogênio, dióxido de carbono, acetato e ácidos orgânicos maiores que o acetato, devido a atividade das bactérias fermentativas;

3. A terceira reação denomina-se acetogênese, onde os ácidos orgânicos produzidos são convertidos em hidrogênio e acetato pelas bactérias acetogênicas, e uma parte de hidrogênio e dióxido de carbono disponível é convertido em acetato pelas bactérias homoacetogênicas; e,

4. A última reação, a metanogênese, envolve o grupo de bactérias metanogênicas, capazes de reduzir dióxido de carbono e o acetato descarboxilado para formar metano.

Na Figura 2, temos o exemplo de um Fluxograma de Degradação Anaeróbia composto de quatro reações, proposto por MALINA (1992).

Segundo GUJER e ZEHNDER (1983), na digestão anaeróbia ocorrem outras reações inter-relacionadas que incluem a formação e excreção de fatores de crescimento por parte de um grupo de microrganismos, que são necessários para a sobrevivência de outras espécies. Também algumas espécies de microrganismos retiram do meio substâncias inibitórias para outros.

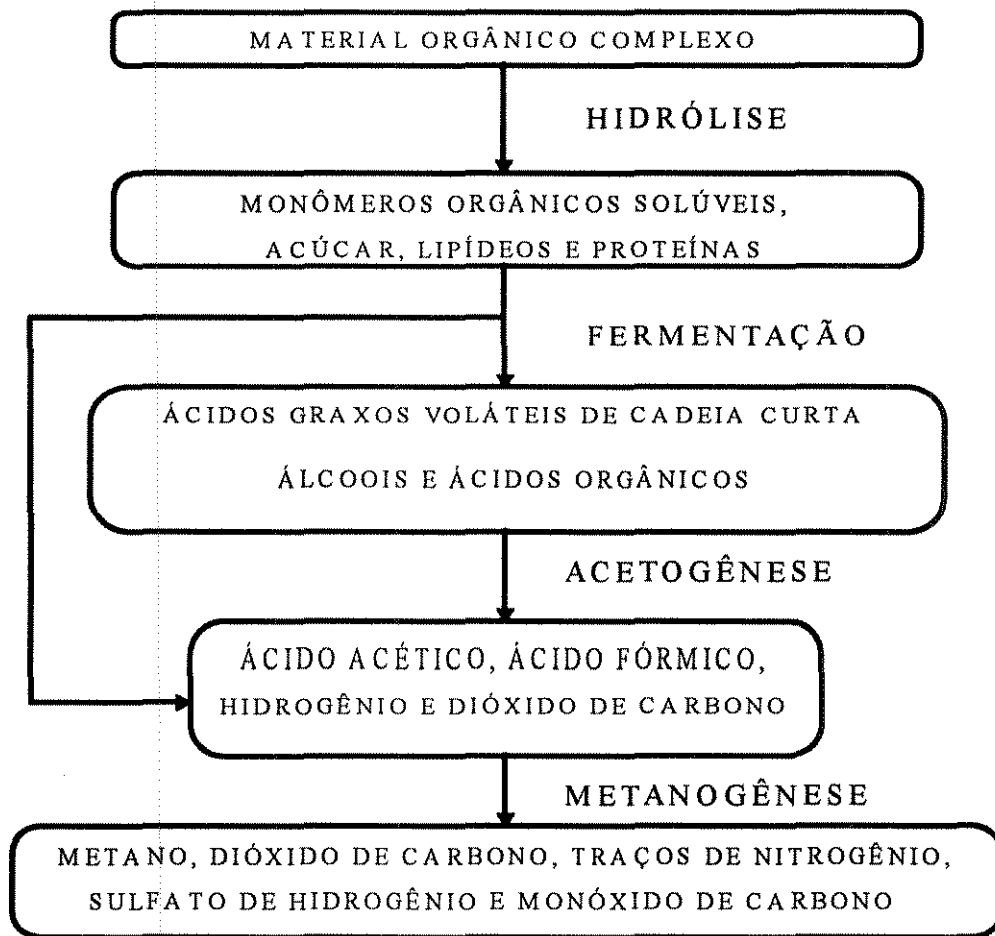


FIGURA 2 : Fluxograma de Degradação Anaeróbia proposto por MALINA (1992)

Desta maneira, GUJER e ZEHNDER (1983) propuseram um sistema de seis reações para a conversão anaeróbia de compostos orgânicos de alto peso molecular a metano e dióxido de carbono, que compreendem :

1. Hidrólise de proteínas, carboidratos e lipídeos;
2. Fermentação de aminoácidos e açúcares;
3. Oxidação anaeróbia de ácidos graxos de cadeia longa e álcoois;
4. Oxidação anaeróbia de intermediários, tais como ácidos graxos voláteis (com exceção do acetato);
5. Conversão do acetato à metano; e,

6. Conversão de hidrogênio à metano.

Este esquema de degradação anaeróbica, composto de seis reações, pode ser visualizado na Figura 3, que mostra o esquema para a degradação anaeróbica de lodo de esgotos sanitários proposto por GUJER e ZEHNDER (1983), adaptado de KASPAR e WUHRMANN (1977).

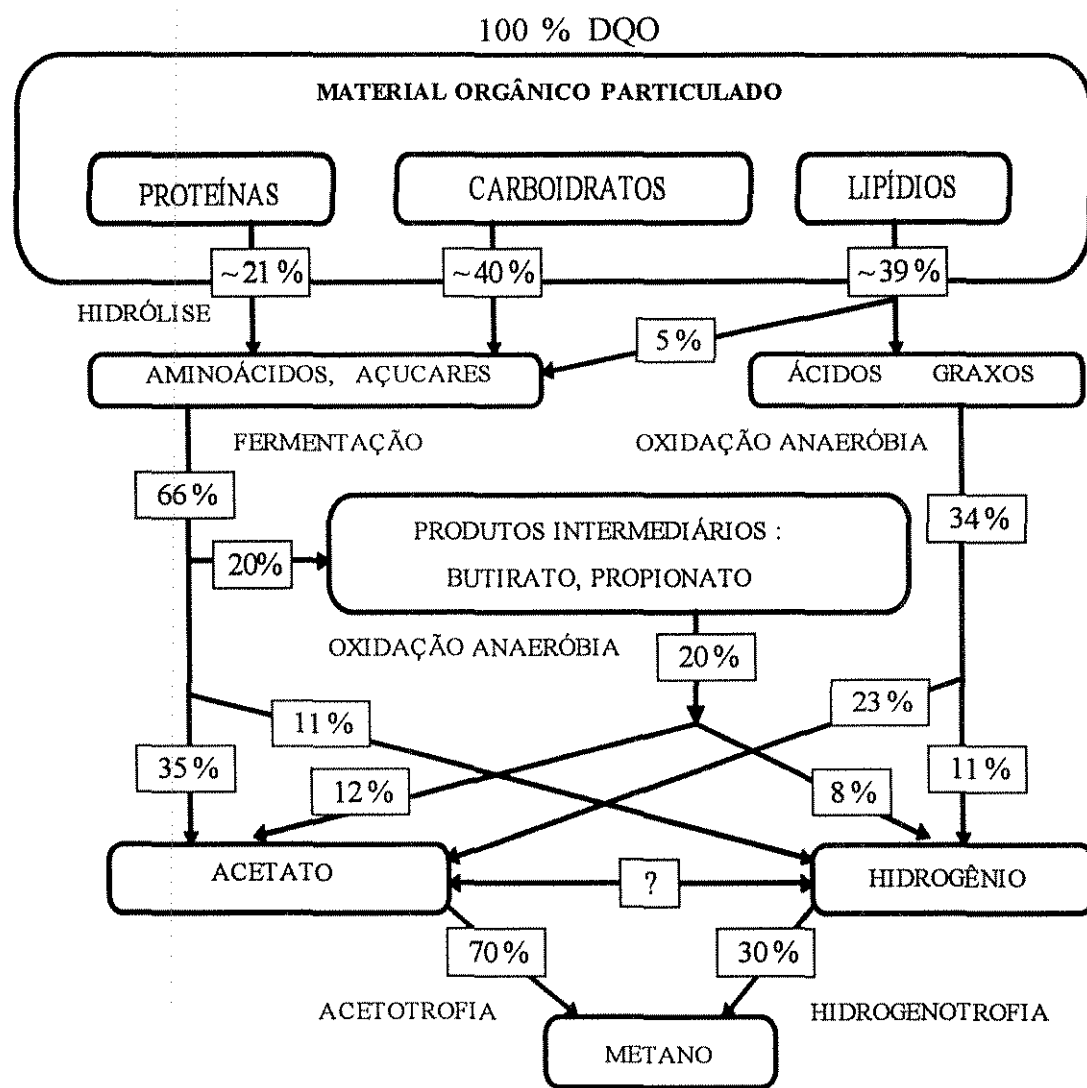


FIGURA 3 : Degradação Anaeróbica de Lodo de Esgotos Sanitários proposta por GUJER e ZEHNDER (1983), adaptado de KASPAR e WUHRMANN (1977).

Segundo McCARTY e SMITH (1986), as equações de conversão de etanol, propionato e butirato a metano, são representadas nas Tabelas 1, 2 e 3.

TABELA 1 : Conversão de Etanol a Metano.

CONVERSÃO DE ETANOL A METANO	ΔG° (kJ)
Etanol $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}(\text{aq}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{COO}^-(\text{aq}) + \text{H}^+(\text{aq}) + 2\text{H}_2(\text{g})$	9,65
Hidrogênio $2\text{H}_2(\text{g}) + 1/2\text{CO}_2(\text{g}) \rightleftharpoons 1/2\text{CH}_4(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$	- 65,37
Acetato $\text{CH}_3\text{COO}^-(\text{aq}) + \text{H}^+(\text{aq}) \rightleftharpoons \text{CH}_4(\text{g}) + \text{CO}_2(\text{g})$	- 35,83
Equação Global $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}(\text{aq}) \rightleftharpoons 3/2\text{CH}_4(\text{g}) + 1/2\text{CH}_2(\text{g})$	- 91,55

TABELA 2 : Conversão de Propionato a Metano.

CONVERSÃO DE PROPIONATO A METANO	ΔG° (kJ)
Propionato $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^-(\text{aq}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{COO}^-(\text{aq}) + 3\text{H}_2(\text{g}) + \text{CO}_2(\text{g})$	71,67
Hidrogênio $3\text{H}_2(\text{g}) + 3/4\text{CO}_2(\text{g}) \rightleftharpoons 3/4\text{CH}_4(\text{g}) + 3/2\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	- 98,06
Acetato $\text{CH}_3\text{COO}^-(\text{aq}) + \text{H}^+(\text{aq}) \rightleftharpoons \text{CH}_4(\text{g}) + \text{CO}_2(\text{g})$	- 35,83
Equação Global $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^-(\text{aq}) + \text{H}^+(\text{aq}) + 1/2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightleftharpoons 7/4\text{CH}_4(\text{g}) + 5/4\text{CO}_2(\text{g})$	- 62,22

TABELA 3 : Conversão de Butirato a Metano.

CONVERSÃO DE BUTIRATO A METANO	ΔG° (kJ)
Butirato $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^-(\text{aq}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \Leftrightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^-(\text{aq}) + 2\text{H}_2(\text{g}) + \text{H}^+(\text{aq})$	48,30
Hidrogênio $2\text{H}_2(\text{g}) + 1/2\text{CO}_2(\text{g}) \Leftrightarrow 1/2\text{CH}_4(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$	- 65,37
Acetato $2\text{CH}_3\text{COO}^-(\text{aq}) + \text{H}^+(\text{aq}) \Leftrightarrow 2\text{CH}_4(\text{g}) + 2\text{CO}_2(\text{g})$	- 71,66
Equação Global $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^-(\text{aq}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l}) + \text{H}^+(\text{aq}) \Leftrightarrow 5/2\text{CH}_4(\text{g}) + 3/2\text{CO}_2(\text{g})$	- 88,73

3.3 Microbiologia

A eficiência dos reatores anaeróbios é proporcional à quantidade de biomassa que pode ficar retida no sistema de tratamento, bem como pelo grau de contato entre a água residuária a ser tratada e o lodo. Vários fatores de operação dos Reatores de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo, dentre eles, a velocidade ascendente do líquido dentro do reator e a carga orgânica aplicada ao sistema de tratamento, possibilitam a criação de um processo seletivo sobre os microrganismos retidos dentro do reator, permitindo a adesão de uns aos outros na forma de grânulos.

Segundo GUIOT *et al.* (1992), esta agregação bacteriana em grânulos, otimiza a cooperação entre os microrganismos associados, reduzindo a distância de

difusão dos elementos do metabolismo, criando uma associação de células muito próximas, associações estas, necessárias à degradação de propionato e butirato, cujo processo é controlado termodinamicamente pela pressão parcial de H_2 .

Segundo HICKEY *et al.* (1991), o tamanho dos grânulos pode variar de 0,1 a 8,0 mm de diâmetro, sendo esta distribuição de tamanho dependente da população microbiana, da composição da água residuária a ser tratada e do fluxo e volume de biogás produzido no reator.

3.3.1 Bactérias envolvidas no Processo Anaeróbio

Os principais grupos de bactérias que participam da degradação anaeróbia estão descritos a seguir.

Bactérias Fermentativas

De acordo com NOVAES (1986), este grupo de bactérias é responsável pelos dois primeiros estágios da digestão anaeróbia, a hidrólise e a acidogênese. Estas bactérias produzem enzimas com finalidade de hidrolisar compostos orgânicos, tais como celulose, hemicelulose, pectina, amido e outros; em material molecular de menor complexidade que são transportados para o interior das células e fermentados em uma variedade de produtos, tais como etanol, butirato, acetato, propionato, etc.

De acordo com TOERIEN e HATTINGH (1969), *in* NOVAES (1986), espécies anaeróbias pertencentes à família *Streptococcaceae* e *Enterobacteriaceae* e ao gênero *Bacteroides*, *Clostridium*, *Butyrivibrio*, *Eubacterium*, *Bifidobacterium* e *Lactobacillus* são predominantemente encontradas.

Segundo NOVAES (1986), suas condições de crescimento, metabolismo e fisiologia em biodigestores não são completamente conhecidas. Em geral, estas bactérias necessitam CO_2 e um ácido orgânico como fonte de carbono, amônia como fonte de nitrogênio, cisteína ou sulfeto como fonte de enxofre, vitamina B, hemina e alguns sais minerais, especialmente sais de sódio. O produto final do metabolismo destas bactérias depende do substrato inicial e das condições do meio. Neste último, deve-se enfatizar a presença regularizante de H_2 . Para pressão parcial baixa de H_2 , a formação de compostos orgânicos tais como acetato, CO_2 e H_2 é termodinamicamente favorecida. Se a pressão parcial de H_2 é mantida em nível elevado, somente a formação de produtos tais como, propionato e alguns outros ácidos orgânicos, lactato e etanol ocorrem, segundo ZEHNDER (1978), *in* NOVAES (1986).

Bactérias Acetogênicas produtoras de Hidrogênio

NOVAES (1986) expõe que este grupo de bactérias é essencial para a degradação anaeróbia porque cataboliza propionato e outros ácidos orgânicos mais do que acetato, álcoois e certos compostos aromáticos em acetato e CO_2 .

De acordo com NOVAES (1986), estudos realizados com estas bactérias enfatizam uma vez mais a importante função do H_2 . Estes estudos mostram a estreita associação entre as bactérias acetogênicas produtoras de H_2 e as bactérias que utilizam H_2 , regulando assim o nível de H_2 no meio.

Bactérias Homoacetogênicas

Ainda segundo NOVAES (1986), somente recentemente, as bactérias homoacetogênicas foram reconhecidas como sendo um importante passo na digestão anaeróbia, devido a importância de seu produto final, o acetato, descrito como um dos mais importantes precursores do metano. As bactérias envolvidas neste passo são caracterizadas como quimiolitotróficas, utilizadoras de H₂ e CO₂.

Bactérias Metanogênicas

As bactérias metanogênicas formam um especial grupo de bactérias, de diferentes espécies, tendo diferentes formas celulares, que obtém energia para o crescimento e formação de metano através de mecanismos ainda não totalmente conhecidos. Elas são incluídas no reino das *Archaeobacteria*.

Segundo NOVAES (1986), a faixa de pH ideal para crescimento das bactérias e produção de metano é entre 6,8 e 7,2. Suas necessidades nutricionais são simples. O crescimento bacteriano ocorre em meio com presença de amônia, como fonte de nitrogênio; sulfeto ou cisteína, como fonte de enxofre; e utilizam substrato orgânico ou fontes específicas de carbono como, acetato, H₂, CO₂ e formiato. Algumas são autotróficas, utilizando somente CO₂ ou CO como fonte de carbono. A maioria das espécies utiliza H₂ e CO₂. Somente três tipos de bactérias metanogênicas que utilizam acetato foram descritas : *Methanosarcina sp*, *Methanotrix soehngeni* e *Methanococcus mazei*. *Methanosarcina* é o gênero que pode utilizar acetato, H₂, CO₂, metanol e metilamina.

Segundo KOSARIC *et al.* (1990), *Methanotrix* e *Methanosarcina* são as principais bactérias metanogênicas responsáveis pela formação dos grânulos.

A classificação das metanobactérias, segundo os componentes fermentados, está registrado na Tabela 4.

TABELA 4 : Classificação das Metanobactérias segundo os componentes fermentados, de acordo com MALINA (1992).

CÉLULAS EM FORMA DE BASTÃO
I. Não - Esporulada : <i>Methanobacterium</i>
1. <i>Mbact. formicicum</i> : formiato, monóxido de carbono, hidrogênio
2. <i>Mbact. propionicum</i> : propionato
3. <i>Mbact. sohngeniei</i> : acetato, butirato
II. Esporulada : <i>Methanobacillus</i>
1. <i>Mbac. omelianskii</i> : álcoois primários e secundários, hidrogênio
CÉLULAS ESFÉRICAS
I. Células em arranjo diferente de sarcina : <i>Methanococcus</i>
1. <i>Mc. mazei</i> : acetato, butirato
2. <i>Mc. vannielii</i> : formiato, hidrogênio
II. Células em arranjo sarcina : <i>Methanosarcina</i>
1. <i>Ms. barkerii</i> : metanol, acetato, monóxido de carbono, hidrogênio
2. <i>Ms. methanica</i> : acetato, butirato

ZEGERS (1987) expõe que quando a matéria orgânica é composta de substratos facilmente biodegradáveis, tais como açúcar ou aminoácidos, a etapa limitante da digestão anaeróbia é a metanogênese. As bactérias fermentativas acidificam um substrato a uma velocidade oito vezes mais rápida que as bactérias metanogênicas consomem os ácidos graxos voláteis. Como resultado, a capacidade de degradação da matéria orgânica afluente ao reator, pelas bactérias metanogênicas

presentes no mesmo, determina a máxima carga orgânica que pode ser aplicada ao sistema. Caso contrário, se a carga orgânica exceder a capacidade metanogênica, ocorrerá uma acumulação de ácidos graxos voláteis dentro do reator, gerando diminuição do pH e conseqüentemente desequilíbrio entre as fases da degradação.

Bactérias redutoras de Sulfato

Segundo NOVAES (1986), as bactérias redutoras de sulfato são freqüentemente encontradas em associação com a metanogênicas em ambientes anaeróbios, produzindo acetato, H₂ e sulfeto que são utilizados pelas bactérias metanogênicas. Estas bactérias têm um importante papel, porque dependendo da concentração de sulfato podem atuar ou como bactéria acetogênica, favorecendo a metanogênese, ou como bactéria que compete por nutrientes com as bactérias metanogênicas, e assim inibindo a metanogênese.

3.4 Crescimento da Biomassa

Segundo METCALF e EDDY (1991), o efetivo controle ambiental em tratamento biológico de esgoto, consiste em compreender os princípios básicos que governam o crescimento dos microrganismos. O padrão de crescimento, em relação a biomassa, pode ser discutido em termos de variação de massa de microrganismos com o tempo.

Este modelo de crescimento consiste das seguintes fases :

1. Fase Inicial : com a adição de um inóculo em um meio de cultura, esta fase representa o tempo requerido para o organismo adaptar-se ao seu novo meio e iniciar seu processo de divisão celular;

2. Fase de crescimento : nesta fase, existe sempre uma quantidade de alimento extra disponível para os microrganismos, e a taxas de metabolismo e crescimento variam conforme a habilidade do microrganismo em processar o substrato;

3. Declínio da fase de crescimento : a taxa de crescimento da massa de microrganismos decresce em função da limitação da quantidade de alimento disponível; e,

4. Fase endógena : os microrganismos são forçados a metabolizar seu próprio protoplasma, pois a concentração de substrato disponível é mínima. Durante esta fase, um fenômeno conhecido como lise pode ocorrer, onde os nutrientes remanescentes nas células mortas podem difundir-se para o meio, abastecendo as demais células.

3.5 Fatores que influenciam a Digestão Anaeróbia

Os principais fatores que influenciam a digestão anaeróbia estão relacionados abaixo.

3.5.1 Temperatura

Nos sistemas biológicos, a influência da temperatura é bastante importante, pois as velocidades das reações bioquímicas são diretamente afetadas pela temperatura. Na digestão anaeróbia essa influência merece atenção, pois as bactérias anaeróbias são muito sensíveis às variações de temperatura e, às vezes uma pequena variação pode interromper a produção de metano com conseqüente acúmulo de ácidos voláteis.

Dois grupos de bactérias atuam na digestão : os mesofílicos, cuja faixa de variação de temperatura é de 15 a 45 °C, e os termofílicos, cuja faixa de variação de temperatura é de 50 a 65 °C.

A velocidade de digestão é maior na faixa termofílica, em relação às mesofílicas; além disso, a operação na faixa termofílica resulta em lodo mais facilmente desidratável e em maior remoção de microrganismos patogênicos.

A digestão anaeróbia através de bactérias termofílicas somente é interessante para efluentes que são gerados a temperaturas elevadas. Pois, os equipamentos necessários para trabalhar nesta faixa de temperatura acarretam custos muito elevados e problemas com controladores de temperatura podem provocar variações muito grandes e, portanto, afetar ainda mais o processo.

3.5.2 Ácidos Voláteis

Quando as condições ótimas de digestão anaeróbia são prejudicadas, ocorre um aumento na concentração de ácidos voláteis, consequência de um desequilíbrio entre as fases ácida e a de produção de gás.

Segundo CARVALHO (1991), os ácidos graxos voláteis podem se acumular nos digestores por diversos motivos :

- sobrecarga orgânica
- sobrecarga hidráulica
- sobrecarga tóxica
- outros fatores, tais como, variações de temperatura, pH, etc.

A medida dos ácidos voláteis é o parâmetro que fornece, juntamente com a medida do volume de gases produzidos, a indicação mais imediata do funcionamento do processo.

Um elevado valor de alcalinidade evitará que a elevação da quantidade de ácidos voláteis provoque uma queda de pH, ocasionando uma redução na população de bactérias metanogênicas. Durante um certo tempo, as substâncias que exercem um poder tampão impedem a queda do pH. Somente quando toda a alcalinidade do meio for neutralizada pelos ácidos voláteis é que ocorrerá a queda do pH.

Os ácidos voláteis até concentrações de 6.000 a 8.000 mg/l, não são tóxicos à digestão anaeróbia, desde que o pH do sistema esteja próximo da neutralidade, segundo McCARTY e McKINNEY (1961), *in* CARVALHO (1991). O acúmulo destes ácidos pode inibir também, além das bactérias metanogênicas, as bactérias acidogênicas. Porém, estas últimas podem suportar concentrações de até 40.000 mg/l de ácidos voláteis, segundo DE LA TORRE e GOMA (1981), *in* CARVALHO (1991).

3.5.3 Cianetos

Segundo YANG *et al.* (1980), *in* CARVALHO (1991), as bactérias metanogênicas podem se aclimatar a concentrações de cianetos de até 20 a 40 mg/l, sem inibição da produção de metano. A toxicidade dos cianetos pode ser reduzida em certo grau através da adição de ferro, devido à formação de complexos não tóxicos.

3.5.4 Fenóis

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

3.5.5 Nitratos

A adição de nitratos nos biodigestores pode resultar em conversões elevadas dos mesmos a N₂ através da desnitrificação. A inibição da metanogênese geralmente é mínima para concentrações de nitrato correspondentes a 10 mg N/l, e completa a 50 mg N/l, segundo CARVALHO (1991).

3.5.6 Nitrogênio Amoniacal

CARVALHO (1991) expõe que deve-se considerar a toxicidade por nitrogênio amoniacal sempre que houver elevadas concentrações de nitrogênio total no material a ser digerido.

O íon NH₄⁺ é bem menos tóxico que o gás dissolvido NH₃; portanto, quando o pH do resíduo em digestão é 7,2 ou menor, é menos provável a inibição por nitrogênio amoniacal, visto que nesta condição o equilíbrio da reação :



encontra-se deslocado para a esquerda.

Na Tabela 5 estão resumidos os efeitos do N-amoniacal (NH₃ dissolvido + NH₄⁺) na digestão anaeróbia, segundo McCARTY (1969) e McCARTY e McKINNEY (1961), *in* CARVALHO (1991).

TABELA 5 : Efeito do Nitrogênio Amoniacal na Digestão Anaeróbia, segundo McCARTY (1969) e McCARTY e McKINNEY (1961), *in* CARVALHO (1991).

Concentração de N-amoniacoal (mg/l)	Efeito na Digestão Anaeróbia
50 - 200	benéfico
200 - 1.000	sem efeitos adversos
1.500 - 3.000	inibitório a altos valores de pH
> 3.000	tóxico em qualquer pH

Para concentrações de gás NH₃ dissolvido superiores a 150 mg/l, a digestão é inibida.

3.5.7 Oxigênio

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

3.5.8 Sulfetos e outros compostos de enxofre

KHAN e TROTTIER (1978), *in* CARVALHO (1991), estudaram a inibição da digestão anaeróbia por compostos inorgânicos de enxofre, e verificaram que a inibição aumentava na seguinte ordem :

sulfatos \Rightarrow tiosulfatos \Rightarrow sulfitos \Rightarrow sulfetos \Rightarrow H₂S

Com exceção dos sulfatos e sulfetos, os demais compostos de enxofre estudados inibiram a digestão anaeróbia a concentrações de 290 mg S/l.

A digestão anaeróbia é inibida por sulfatos a concentrações acima de 6.750 mg SO₄/l, segundo verificaram SHEEHAN e GREENFIELD, *in* CARVALHO (1991).

Quanto aos sulfetos, os insolúveis não exercem efeitos tóxicos na digestão anaeróbia. A Tabela 6 resume os efeitos dos sulfetos solúveis, segundo LAWRENCE e McCARTY (1965), *in* CARVALHO (1991):

TABELA 6 : Efeitos dos Sulfetos Solúveis na Digestão Anaeróbia, segundo LAWRENCE e McCARTY (1965), *in* CARVALHO (1991).

Concentrações de Sulfetos Solúveis (mg/l)	Efeitos na Digestão Anaeróbia
50 a 100	tolerável com pouca ou nenhuma aclimação
até 200	tolerável com aclimação
acima de 200	bastante tóxico

3.5.9 pH

O pH é um dos fatores mais importantes no monitoramento a fim de se obter uma boa eficiência do processo. Na digestão anaeróbia, a faixa de pH ótimo é

o resultado de diversas reações que ocorrem no processo. Considera-se que um pH entre 6,8 e 7,2 corresponde a uma condição ótima.

Segundo CARVALHO (1991), quando o pH atinge valores mais baixos que 6,5, deve-se efetuar sua correção, adicionando-se soda, cal ou bicarbonato de sódio.

A cal tem sido mais empregada por ser mais facilmente obtida e mais barata. No entanto, acarreta problemas devido à insolubilidade de alguns sais que se formam no digestor. Quando adicionada ao reator, reage inicialmente com CO_2 , originando bicarbonato de cálcio e aumentando a alcalinidade em bicarbonato.

O bicarbonato de cálcio não é muito solúvel. Continuando-se a adicionar cal, quando a alcalinidade em bicarbonato atinge valores entre 500 a 1.000 mg/l, forma-se carbonato de cálcio insolúvel. A partir desse ponto, não há mais aumento da alcalinidade em bicarbonato e portanto o efeito sobre o pH do reator é pequeno.

A soda tem a vantagem sobre a cal de não formar sais insolúveis sendo portanto uma solução mais satisfatória, mas segundo CARVALHO (1991), o NaOH reage com o gás carbônico podendo gerar zonas de vácuo no digestor.

Para CARVALHO (1991), a solução mais apropriada é a adição de bicarbonato de sódio, pois este não reage com o dióxido de carbono, evitando o problema de se formar zonas de vácuo no digestor. Além disso, dificilmente o pH atingirá níveis indesejáveis pela sua adição.

3.5.10 Alcalinidade

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

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

3.5.11 Potencial de Oxi-Redução

O potencial de oxi-redução (rH) nos fornece uma indicação da capacidade de redução do meio, no caso da digestão anaeróbia. Segundo CARVALHO (1991), em geral, o rH é da ordem de -500 mV, indicando elevado estado de anaerobiose e capacidade redutora do meio. Quando o processo está em desequilíbrio, com predominância da fase ácida, ocorre uma elevação do rH para cerca de -300 mV, indicando ainda a existência de anaerobiose, mas também a ocorrência de substâncias não completamente reduzidas, como os ácidos voláteis.

3.5.12 Carbono/Nitrogênio/Fósforo

A composição do substrato, especialmente as relativas a carbono, nitrogênio e fósforo, são essenciais para manter a digestão em boas condições de operação. É preciso que o substrato contenha quantidades suficientes de nutrientes.

As proporções recomendadas para a digestão anaeróbia são as seguintes:

$$C / N = 30$$

$$N / P = 5$$

Quando a quantidade de nitrogênio é muito elevada, ou seja, baixa relação C/N; pode ocorrer inibição do processo, devido à formação de amônia, principalmente para elevados pH de operação.

3.6 Cinética da Digestão Anaeróbia

De acordo com VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), muitos pesquisadores se dedicaram à derivação de expressões cinéticas para descrever o metabolismo bacteriano. Muitas dessas expressões se baseiam no trabalho original realizado por MONOD, que pesquisava a fermentação alcoólica de açúcares. Os resultados de MONOD, de acordo com VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), podem ser resumidos em três equações básicas :

1. A taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional à taxa de utilização do substrato :

$$(dX / dt)_c = Y (dS / dt)_u = X \cdot \mu = X \cdot \mu_m \cdot S / (S + K_s) \dots \dots \dots (1)$$

2. A taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional à concentração dos mesmos e depende da concentração do substrato; e,

3. Paralelo ao crescimento de microrganismos devido à atividade anabólica há também decaimento devido à morte de células vivas. A taxa de decaimento pode ser formulada como um processo de primeira ordem :

$$(dX / dt)_d = - X \cdot b \dots \dots \dots (2)$$

Onde :

- X - concentração de microrganismos
- S - concentração de substrato
- μ - constante da taxa específica de crescimento
- Y - aumento relativo da massa de microrganismo por unidade de tempo
- μ_m - valor máximo de μ
- b - constante da taxa de decaimento
- K_s - constante de Monod ou de meia saturação

Os índices c, u e d representam o crescimento das bactérias, utilização de material orgânico e morte bacteriana, respectivamente.

A produção líquida de microrganismos em um sistema de tratamento é igual à diferença entre as taxas de crescimento e decaimento. Esta taxa líquida não pode ser negativa, senão a massa de microrganismos deixará de existir no sistema de tratamento.

Para manter a massa de microrganismos é necessário que haja uma concentração mínima de substrato, cujo valor pode ser calculado igualando a produção líquida a zero :

$$(dX / dt) = (\mu - b) X = 0 = (\mu_m S_{\min} / (K_s + S_{\min}) - b) X \dots \dots \dots (3)$$

ou

$$S_{\min} = K_s b / (\mu_m - b) \dots \dots \dots (4)$$

O valor de S_{\min} é a concentração mínima que se pode obter no sistema de tratamento. No tocante a tratamento de esgoto, há uma série de reações que devem ocorrer para transformar o material orgânico complexo do efluente em biogás.

Sob essas condições a concentração mínima que pode ser obtida é igual à soma das concentrações mínimas em cada um dos processos.

$$S_{\min} = \sum_{i=1}^N [K_{s,i} b / (\mu_{m,i} - b)] \dots\dots\dots(5)$$

Onde :

N - número de processos de conversão

Quando a concentração de substrato no efluente é maior que a mínima possível, haverá um crescimento líquido de microrganismos no sistema de tratamento. Porém o aumento de massa não pode continuar indefinidamente, depois de algum tempo o sistema apresentará um excesso de microrganismos e torna-se inevitável a descarga dos mesmos. A taxa de descarga é igual ao inverso da idade de lodo, que representa o tempo médio de permanência dos sólidos (microrganismos) no sistema de tratamento.

Portanto, para um sistema em estado estacionário tem-se :

$$(dX / dt)_w = (dX / dt)_g + (dX / dt)_d \dots\dots\dots(6)$$

ou

$$X / R_s = X (\mu - b) \dots\dots\dots(7)$$

Ao substituir μ na equação (7), pelo valor definido na equação (1). Obtém-se a seguinte expressão para a concentração do substrato :

$$S = K_s (b + 1 / R_s) / (- (b + 1 / R_s)) \dots\dots\dots(8)$$

De acordo com VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), esta equação mostra que a concentração do substrato no efluente depende de três constantes cinéticas (μ_m , b e K_s) e de uma variável de processo (R_s), ou seja, o tempo de residência celular.

Pode-se calcular o valor mínimo da idade de lodo supondo-se que não haja conversão no sistema, isto é, que a concentração do substrato não mude no sistema:

$$1 / R_{sm} = \mu_m / (1 + K_s / S_i) - b \dots \dots \dots (9)$$

Normalmente a concentração do substrato no afluente será muito maior que o valor da constante de meia saturação.

Se $S_i \gg K_s$, então a equação anterior se simplifica para :

$$R_{sm} = 1 / (\mu_m - b) \dots \dots \dots (10)$$

Outro parâmetro cinético importante é a taxa específica de utilização do substrato, K_m . Esta constante denota a massa máxima de substrato que pode ser metabolizada por unidade de tempo e por unidade de massa de microrganismo.

O seu valor pode ser calculado a partir da taxa específica de crescimento máximo, μ_m , e do coeficiente de rendimento Y :

$$K_m = \mu_m / Y \dots \dots \dots (11)$$

Os valores das constantes cinéticas relativas à digestão anaeróbia foram estimadas por HENZEN e HARREMOES, *in* VAN HAANDEL e LETTINGA (1994); a partir de uma grande quantidade de resultados experimentais relatados por diversos autores.

Os valores de HENZEN e HARREMOES estão registrados na Tabela 7.

TABELA 7 : Valores das Constantes Cinéticas relativas à Digestão Anaeróbia, segundo HENZEN e HARREMOES, *in* VAN HAANDEL e LETTINGA (1994).

CULTURAS	μ_{\max} (d ⁻¹)	Y_{\max} (kg SSV / kg DQO)	$K_m = \mu_{\max} / Y_{\max}$ (kg DQO/kg SSV.d)	K_s (mg DQO/l)
Bactéria de fermentação ácida	2,0	0,15	13	200
Bactéria produtora de metano	0,4	0,03	13	50
Cultura combinada	0,4	0,18	2	—

A partir dos valores da Tabela 7, VAN HAANDEL e LETTINGA (1994) concluíram que culturas puras de bactérias para fermentação ácida ou para fermentação metanogênica podem metabolizar até um máximo de aproximadamente 13 mg de DQO por mg de massa bacteriana (SSV) por dia, isto é, $K_m = 13$ mg DQO/mg SSV/d.

O coeficiente de rendimento é 0,15 para fermentação ácida e de 0,03 mg SSV/mg DQO para fermentação metanogênica. Portanto prevê-se uma produção bruta de lodo de $0,15 + 0,03 = 0,18$ kg SSV por kg DQO no caso da digestão de material orgânico complexo.

A cultura mista originada pela digestão de material orgânico complexo estará composta de $0,15/0,18 = 5/6$ de bactérias de fermentação ácida e somente $0,03/0,18 = 1/6$ de bactérias metanogênicas, cuja representação esquemática da composição de lodo e da taxa máxima de utilização de substrato para acetato, material orgânico complexo (dissolvido) e esgoto bruto; está presente na Tabela 8.

VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), expõem que quando se usa o material orgânico esgoto como substrato, a situação se torna mais complexa porque há vários outros fatores que interferem :

1. O lodo terá uma fração de material inorgânico devido à floculação de sólidos minerais suspensos, presentes no afluente ou à geração de sais insolúveis no reator, por exemplo CaCO_3 . Em muitos casos observou-se uma fração mineral acima dos 50 % em sistemas de tratamento anaeróbio de esgoto.

2. O lodo também terá uma fração orgânica inerte que se origina da floculação de material orgânico não biodegradável e particulado no afluente. Dependendo das condições operacionais, também é possível que haja uma fração de sólidos orgânicos biodegradáveis, mas ainda não metabolizados. Conseqüentemente, a fração de massa de bactérias atuantes na digestão anaeróbia não será muito grande.

3. As bactérias poderão permanecer por um período prolongado no sistema de tratamento, de modo que pode haver um decaimento significativo e uma conseqüente acumulação de resíduo endógeno no sistema. Isto se dará particularmente para as bactérias da fermentação ácida que têm uma taxa de decaimento mais elevada que as bactérias da fermentação metanogênica.

A combinação desses três fatores citados acima, segundo VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), fará com que se forme um lodo com uma taxa específica máxima de utilização de substrato muito abaixo daquela de culturas puras.

TABELA 8 : Representação Esquemática da Composição de Lodo e da Taxa Máxima de Utilização de Substrato para Acetato, Material Orgânico Complexo (dissolvido) e Esgoto Bruto, segundo VAN HAANDEL e LETTINGA (1994).

SUBSTRATO	CULTURA	PRODUTOS	TAXA MÁXIMA
ACETATO PURO ⇨	CULTURA PURA DE METANOGÊNICAS	<ul style="list-style-type: none"> • metano • metanogênicas (0,03 mg SSV/mg DQO) 	13 kg DQO/kg SSV/d
MATERIAL ORGÂNICO COMPLEXO ⇨	CULTURA COMBINADA 5/6 formadores de ácido 1/6 metanogênicas	<ul style="list-style-type: none"> • metano • formadores de ácido : (0,15 mg SSV/mg DQO) • metanogênicas : (0,03 mg SSV/mg DQO) 	2 kg DQO/kg SSV/d
ESGOTO BRUTO ⇨	CULTURA MISTA (impurezas orgânica e inorgânica)	<ul style="list-style-type: none"> • metano • formadores de ácido : (0,15 mg SSV/mg DQO) • metanogênicas : (0,03 mg SSV/mg DQO) • resíduo endógeno • material inerte adsorvido • fração inorgânica 	0,05 a 0,5 kg DQO/kg SSV/d

VAN HAANDEL e LETTINGA (1994) expõem que pesquisas realizadas por muitos cientistas mostram que a degradação de muitas substâncias orgânicas pelas bactérias em diferentes sistemas de tratamento anaeróbio de águas residuárias pode ser descrito pela Equação de Monod ou alguma variedade da mesma. A equação é particularmente útil quando a situação no sistema de tratamento se assemelha àquela que prevalece nas experiências originais de Monod: um mono-substrato, isto é, uma solução de um único composto orgânico, metabolizado por um único tipo de microrganismo. Todavia, no caso de degradação de material orgânico de esgoto por via anaeróbia, a situação é muito diferente daquela pesquisada por Monod, os microrganismos estão dentro de uma massa de sólidos que também tem frações de material mineral, e de materiais orgânicos biodegradáveis e não

biodegradáveis. A distinção experimental entre a massa bacteriana e a fração orgânica compreendendo o material sem atividade biológica é extremamente difícil, e a determinação da concentração dos diferentes tipos de bactérias individualmente é praticamente impossível em muitos casos.

Outro problema é que o parâmetro S , indicando a concentração do substrato, não pode ser definido com clareza; há muitíssimos compostos em esgoto e todos são degradados, em princípio, através de vias metabólicas diferentes.

O parâmetro relevante de S é a concentração de material orgânico na superfície das bactérias, mas, devido à adsorção e ao armazenamento de material orgânico particulado, essa concentração geralmente será muito diferente da concentração no meio líquido. Portanto, as concentrações da DBO ou DQO de amostras filtradas ou do efluente não são indicativos para a disponibilidade de material orgânico para os microrganismos no sistema de tratamento.

VAN HAANDEL e LETTINGA (1994) concluem, então, que as expressões cinéticas apresentadas no texto são de pouco valor para descrever o processo de digestão anaeróbia do material orgânico em esgoto, pois não há possibilidade de derivar uma expressão que permita prever a eficiência de remoção de material orgânico. Como consequência, a teoria da cinética de reações biológicas é de pouca utilidade para projetos de sistemas de tratamento anaeróbio de esgotos; o estado atual da teoria cinética não permite que ela seja usada como uma ferramenta racional na escolha dos diferentes tipos de tratamento anaeróbio de esgoto, nem no dimensionamento dos mesmos.

Portanto, embora procure-se representar os processos biológicos através de modelos matemáticos a fim de efetuar-se previsões de operação e dimensionamento de reatores, a determinação experimental dos principais parâmetros envolvidos nestas operações, através de modelos experimentais em

pequena escala, apresenta-se como a solução mais adequada do ponto de vista técnico.

3.7 Crescimento Celular

Segundo METCALF e EDDY (1991), a razão de crescimento das células de bactérias pode ser definida através da seguinte relação :

$$r_g = \mu \cdot X \dots\dots\dots(12)$$

Onde :

- r_g - taxa de crescimento de bactérias;
- μ - taxa de crescimento específica; e,
- X - concentração de microrganismos.

3.8 Crescimento Celular e Utilização de Substrato

Segundo METCALF e EDDY (1991), uma parcela do substrato é convertida em novas células e outra parcela é oxidada em produtos orgânicos e inorgânicos. Em razão da observação de que a quantidade de novas células produzidas esta relacionada ao substrato disponível, a seguinte expressão foi desenvolvida relacionando a taxa de utilização de substrato e a taxa de crescimento:

$$r_g = - Y \cdot r_{su} \dots\dots\dots(13)$$

Onde :

- r_g - taxa de crescimento de bactérias;
- Y - coeficiente de produção máxima; e,
- r_{su} - taxa de utilização de substrato.

3.9 Características do Lodo

Segundo LETTINGA *et al.* (1980), uma das características do processo de tratamento de um Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo, é sua capacidade de intensificar o desenvolvimento de um lodo com uma alta atividade específica e superior propriedade de sedimentação.

De acordo com NOVAES (1986), vários mecanismos e condições são conhecidas para os microrganismos formarem agregados ou fixarem-se em material inerte e assim formar um biofilme ativo. Este fenômeno de formação destes agregados apresenta vários nomes : floculação microbiológica, peletização e granulação.

FORESTI (1987) explica que, a primeira partida de reatores anaeróbios pode ser considerada, de maneira geral, lenta e difícil. Para que os reatores de manta de lodo possam atingir suas cargas de projeto, eles devem ser operados de maneira a permitir o desenvolvimento, durante a partida, de lodo anaeróbio com características excepcionais de sedimentação e de resistência às forças de compressão e cisalhamento, através de processo conhecido por granulação. Acredita-se que a granulação do lodo só ocorre a partir do momento em que o reator passa a receber cargas orgânicas elevadas. Para águas residuárias diluídas, isto só seria possível através da aplicação de cargas hidráulicas elevadas. Portanto, para águas residuárias diluídas, o fator limitante do processo seria a carga hidráulica.

Para um dado reator, a retenção de lodo é essencialmente determinada pelos fatores operacionais, tais como, carga orgânica e hidráulica do sistema. O efeito da carga hidráulica sobre a retenção de lodo é relacionada à intensidade de agitação do manta de lodo e a carga orgânica (produção de gás) é um fator essencial para a retenção do lodo no reator.

E ainda, segundo FORESTI (1987), para substratos solúveis que permitem o desenvolvimento de lodo granular, admite-se a aplicação de cargas orgânicas elevadas, em geral, entre 10 e 12 kg DQO/m³.d, para reatores operando a temperaturas em torno de 30 °C. Quando a água residuária a ser tratada caracteriza-se pela presença de altas concentrações de sólidos em suspensão e relativamente baixas concentrações de DQO, por exemplo, esgoto sanitário; o desenvolvimento de lodo floculento impede a aplicação de cargas orgânicas elevadas, limitando-as a valores da ordem de 2 kg DQO/m³.d para esgoto sanitário.

WEI - MIN *et al.* (1985) definiram, de acordo com a forma do lodo no reator e a carga orgânica aplicada ao sistema, o processo de granulação em três estágios :

1. Estágio I - "Start-up" : Este período inicia-se com a adição de lodo de inóculo e finaliza-se com valores de carga orgânica acima de 5 kg DQO/m³.d.

2. Estágio II - Estágio de aparecimento de grânulos : Neste período, o lodo granular começa a aparecer e o lodo floculado a ser carregado para fora do reator. Finalmente, o volume de lodo no reator é reduzido para o nível mínimo.

3. Estágio III - Estágio de formação dos grânulos : Neste período, o lodo granular forma-se muito rápido, a manta de lodo é preenchida com grânulos, e a carga orgânica elevada para 16 kg DQO/m³.d ou mais.

Segundo ZEEUW e LETTINGA (1983), as características gerais de “start-up” em reatores RAFA utilizando lodo digerido como inóculo, podem ser distinguidas em aproximadamente quatro estágios :

1. Durante o Estágio I, a fração coloidal do lodo digerido é carregado para fora do reator. A taxa de produção de gás rapidamente aumenta de zero para um nível correspondente a atividade específica do lodo remanescente, contanto que uma carga orgânica suficientemente elevada seja aplicada.

2. Durante o Estágio II, um moderado carregamento de lodo continua devido à erosão do manta de lodo. Primeiramente, como resultado do aumento na taxa de produção de gás e segundo por causa do aumento da carga hidráulica, o leito de lodo se expandirá até eventualmente ocupar todo o volume do reator. Como resultado do efeito combinado do crescimento bacteriano e carregamento de lodo, a atividade específica do lodo retido aumenta.

3. Durante o Estágio III, um crescimento adicional da taxa de produção de gás e em menor proporção, da carga hidráulica; conduzem para um excessivo carregamento do lodo floculento para fora do reator. Como resultado da perda de apreciável volume de biomassa ativa, a taxa de produção de gás pode permanecer no mesmo nível por algum período de tempo. A atividade específica do lodo retido rapidamente aumenta, pois o que é perdido com o efluente é uma mistura de lodo inativo e ativo, enquanto que somente o lodo ativo cresce. Assim, um decréscimo no volume de lodo é compensado por um aumento na atividade específica do lodo retido. O processo seletivo exercido sobre as partículas de lodo durante este estágio é muito maior do que durante os estágios anteriores. As partículas de lodo mais

pesadas são melhor retidas do que os flocos de lodo mais leves que conseqüentemente são preferencialmente carregados. Os primeiros grânulos de lodo macroscópicos aparecem nesta etapa, gradualmente constituindo um leito secundário de lodo na parte inferior do reator. Este estágio de “start-up” finaliza quando o crescimento do lodo retido igualar ao lodo perdido através do carregamento.

4. Durante o Estágio IV, a concentração das partículas de lodo mais pesadas, localizadas no fundo do reator, aumenta ainda mais. E aumenta também, o carregamento das partículas leves de lodo. Como resultado, o volume total de lodo ativo no reator começa a aumentar novamente permitindo um rápido aumento da carga orgânica, que é acompanhado de uma maior taxa de produção de gás. Devido a maior carga orgânica e hidráulica aplicada ao sistema, o processo seletivo exercido sobre as partículas do lodo aumenta ainda mais e o remanescente do lodo floculento eventualmente será carregado para fora do reator. O crescimento de lodo então ocorrerá exclusivamente na forma de lodo granular.

De acordo com GOODWIN *et al.* (1992), o uso de lodo de inóculo pré-granulado na partida de sistemas de tratamento compostos por RAFAs, reduz o tempo de partida.

ZEEUW e LETTINGA (1983) expõem que o crescimento do lodo em reatores - RAFA podem ocorrer de três diferentes modos :

1. como lodo na forma de flocos.
2. como lodo granular sem partícula suporte.

3. como lodo granular aderido à partículas suportes, originadas do lodo de inóculo ou presentes no efluente como sólidos suspensos

Com relação ao processo de granulação, segundo HULSHOFF POL *et al.* (1983), como a granulação bacteriana deve ser em primeiro lugar governada pelo crescimento bacteriano, este processo será afetado pelos seguintes fatores :

1. Condições Ambientais :

- disponibilidade de nutrientes essenciais, pois as condições de crescimento devem ser favoráveis.

- temperatura, uma vez que a atividade metanogênica específica do lodo é altamente dependente da temperatura.

- pH, que deve estar na faixa favorável (6,5 a 7,8). Se o pH apresentar valores inferiores a 6,3 ou superiores a 7,8, a taxa de metanogênese diminui rapidamente, segundo VAN HAANDEL e LETTINGA (1994).

- tipo de água residuária, com referência à composição, a biodegradabilidade da matéria orgânica, a presença de matéria orgânica e inorgânica não biodegradável finamente dispersa, a composição iônica (concentração de cátions mono e bivalentes) e a presença de compostos inibidores.

2. Tipo de lodo de inóculo, isto é, com respeito a sua atividade específica, sua sedimentabilidade e a natureza da fração inerte.

3. As condições impostas ao processo durante o “start-up”, tais como :

- procedimentos adotados no “start-up”.

- volume de inóculo utilizado.

WEI - MIN *et al.* (1985) definem como principais fatores exigidos para cultura de lodo granular, os itens resumidos abaixo :

1. Necessidade de nutrientes.

2. Variáveis de operação: Parece que o mais importante parâmetro de operação é a taxa de carga expressa em termos de DQO. Na pesquisa do autor, foi encontrado que o lodo granular começou a aparecer para valores de carga orgânica de 0,3 kg DQO/kg SSV.d, e o mesmo fenômeno foi observado em outros reatores tratando efluente de indústria cítrica e efluente de destilaria. Assim que a carga orgânica atinge valores de 0,6 kg DQO/kg SSV.d ou mais, a granulação do lodo desenvolve-se muito rapidamente. Altos valores de carga hidráulica aparenta ser favorável a granulação do lodo, pois para tais taxas os flocos de lodo leve movem-se em sentido ascendente facilmente, enquanto que o lodo granular mais pesado move-se em sentido descendente.

Conforme demonstram GROTEHUIS *et al.* (1991), o tamanho das partículas dos grânulos em reatores RAFA é dependente da concentração do substrato afluente. Grânulos maiores são obtidos usando altas concentrações de substrato, ao passo que baixas concentrações de substrato conduzem para grânulos pequenos e desintegração dos mesmos.

Segundo ALPHENAAR *et al.* (1993), em sua pesquisa o processo de granulação foi favorecido através da combinação de alta velocidade ascendente e curto tempo de retenção hidráulica. Muitos filamentos finos (possivelmente reductores de sulfato) podem servir como núcleos primários para a união de *Methanothrix*, as quais iniciam o processo de granulação. Um longo tempo de retenção hidráulico é menos favorável para o processo de granulação. Um curto

tempo de retenção hidráulico, especialmente em combinação com uma alta velocidade ascensional, claramente favorece a granulação. E, embora a granulação bacteriana seja um processo complexo e relacionado com muitos fatores, como por exemplo, as condições do meio, as condições aplicadas ao processo e o tipo de lodo de inóculo utilizado, ALPHENAAR *et al.* (1993) concluíram que o processo seletivo imposto ao lodo, ou seja, velocidade ascendente dentro do reator e tempo de retenção hidráulica, são fatores cruciais ao processo de granulação.

A pressão exercida é baseada nas diferenças de propriedades de sedimentação de lodo disperso e granular. Os resultados obtidos evidenciam a importância do tempo de detenção hidráulico e a velocidade ascendente no processo de granulação. Um longo tempo de detenção hidráulico pode permitir o crescimento de bactérias dispersas prejudicando a granulação. Um curto tempo de detenção hidráulico, especialmente se combinado com uma alta velocidade ascendente, poderia causar carreamento do material bacteriano disperso favorecendo a granulação.

É interessante observar que, após algumas descrições das etapas a serem seguidas para a partida de um reator e definições de como obter-se lodo granular e o quanto isto representa para o tratamento em reatores anaeróbios de fluxo ascendente; VAN HAANDEL e LETTINGA (1994) afirmam que em nenhum dos sistemas RAFA em escala real tratando esgoto houve desenvolvimento de lodo granular. Em todos os reatores desenvolveu-se lodo floculento. Todavia, em todos observou-se altas eficiências de remoção das concentrações de DBO e sólidos totais suspensos. Portanto, VAN HAANDEL e LETTINGA (1994) concluem que o lodo granular certamente não é um pré-requisito para tratamento anaeróbio de esgoto em um reator RAFA.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

São apresentadas as informações sobre a partida do reator, amostragem, análise microbiológica do lodo e operação do sistema.

4.1 Introdução

O Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo, utilizado nesta pesquisa, foi projetado para tratar o esgoto sanitário do loteamento denominado Jardim Santa Maria, situado no Município de Sumaré.

O sistema de tratamento é composto de :

- Grade
- Caixa de areia
- Calha Parshall
- Caixa de gordura
- Poço de bombeamento
- Reator anaeróbio de fluxo ascendente
- Leitões de secagem

O reator foi construído em concreto armado, com formato retangular. Suas principais dimensões e parâmetros de dimensionamento são os seguintes :

- Altura útil : 4,5 m
- Largura : 2,5 m
- Comprimento : 6,0 m
- Área total : 15,0 m²
- Volume : 67,5 m³
- Vazão média : 9,5 m³/h
- Vazão máxima : 16,6 m³/h
- Tempo de retenção hidráulico : 7,0 h
- Produção estimada de gás : 0,57 Nm³/h

Uma vista geral do sistema de tratamento pode ser visto através da Figura

4.

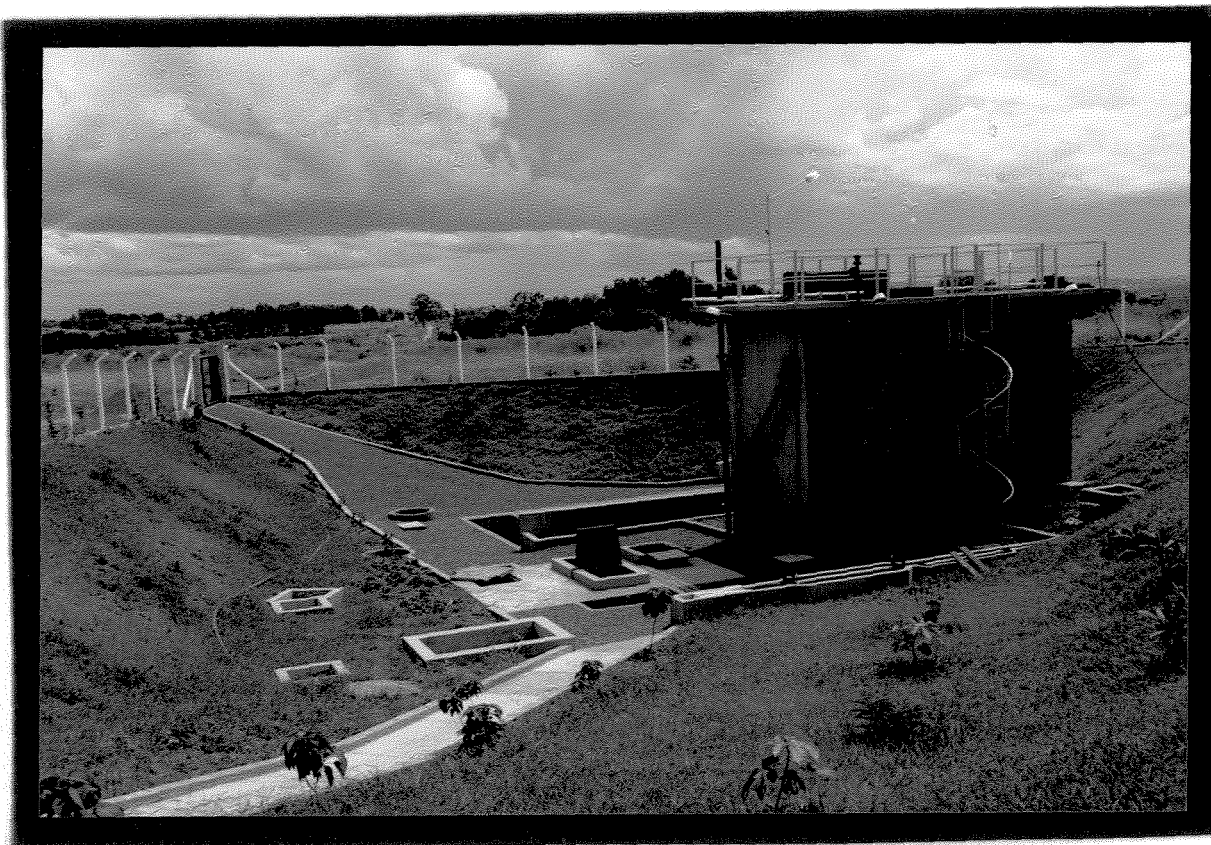


FIGURA 4: Vista Geral do Sistema de Tratamento.

A entrada do esgoto sanitário no reator ocorre através de uma caixa de distribuição que encontra-se apoiada sobre o reator e é composta de oito compartimentos individualizados de onde saem os tubos para a distribuição uniforme do esgoto no fundo do reator, todos com a mesma carga hidráulica.

Em seguida, o esgoto sanitário, em fluxo ascendente, atravessa a manta de lodo situado no fundo do reator e passa através do decantador localizado no topo do mesmo. Por gravidade, os sólidos retornam para o interior do sistema e o efluente deixa o reator através de canaletas dispostas na parte superior do decantador. O efluente das canaletas é recolhido por uma tubulação com diâmetro de 100 mm, sendo conduzido, através de um emissário, a um córrego situado a 900 m de distância da E.T.E.

A camada de lodo formada no interior do reator, acumula-se na sua parte inferior, sendo retirado e encaminhado a um leito de secagem quando for constatado excesso de lodo.

Para a retirada do lodo ou eventual esgotamento do reator, existe uma tubulação, cujo diâmetro é 150 mm, saindo do fundo do reator e interligando-o aos leitos de secagem.

Existem, ainda, três tubulações para a retirada de amostras de lodo situadas na parede lateral do reator com as seguintes alturas a partir do fundo do mesmo : 0,60 m; 1,20 m e 1,80 m. Estes pontos de amostragem são constituídos de tubulações de 100 mm de diâmetro com comprimento de 2 metros, aproximadamente. Permitindo assim, retirar amostras do interior da massa de lodo.

A vazão de esgoto sanitário afluente ao reator foi medida através de um vertedor circular situado na parte superior do mesmo. Esta vazão não é contínua, pois o esgoto sanitário acumula-se em um poço com aproximadamente 7 m³ situado antes do reator e é em seguida bombeado para o reator, através de bombas centrífugas de eixo horizontal.

O biogás gerado pela decomposição da matéria orgânica é dirigido para o compartimento de gás situado nas duas laterais ao longo da largura do reator para ser medido e, posteriormente, queimado.

4.2 Partida do Reator

A partida do sistema foi dada através da inoculação do reator no dia 25 de Maio de 1992, com 7 m³ de lodo digerido proveniente de um reator da SABESP, sendo o reator posteriormente preenchido com esgoto sanitário.

Após a inoculação, o reator permaneceu em repouso até o dia seguinte, quando foi iniciada a operação normal da bomba. Desde então o sistema continua em operação.

4.3 Amostragem

As amostras eram coletadas de cinco pontos distintos :

1. Amostra do afluente : coletada na caixa de distribuição de alimentação do sistema, que encontra-se apoiada sobre o reator, após passar através das grades, caixa de areia e caixa de gordura.
2. Amostra do efluente : coletada no poço de visita que faz a interligação entre a tubulação de saída do reator e o emissário.
3. Amostra de lodo P1 : coletada através de tubulação para retirada de amostras de lodo situadas a 0,60 m do fundo do reator.

4. Amostra de lodo P2 : coletada através de tubulação para retirada de amostras de lodo situadas a 1,20 m do fundo do reator.

5. Amostra de lodo P3 : coletada através de tubulação para retirada de amostras de lodo situadas a 1,80 m do fundo do reator.

Os três pontos de coleta de amostra de lodo e detalhes da tubulação de saída do efluente tratado podem ser visualizados na Figura 5.



FIGURA 5: Detalhe dos três Pontos de Coleta de Amostra de Lodo e Tubulação de Saída do Efluente Tratado.

A coleta de amostras foram feitas uma vez por semana. As amostras do afluente e efluente foram coletadas durante 24 horas, a fim de compor amostras representativas da quantidade média diária, sendo recolhido um volume aproximado de 0,5 litro a cada hora. Para o lodo foram coletadas amostras instantâneas.

Inicialmente as análises para o monitoramento do sistema foram realizadas pela CETESB, através de um convênio celebrado entre a CETESB e o Departamento de Água e Esgotos do Município de Sumaré. Este convênio prolongou-se até meados de agosto de 1993, quando o DAE de Sumaré, através de licitação pública, outorgou a operação do sistema para uma empresa particular. No final de novembro de 1993, as análises passaram a ser realizadas no laboratório da Faculdade de Engenharia Civil da Universidade Estadual de Campinas; mas não com a complexidade, quantidade e periodicidade executada pela CETESB.

Os principais parâmetros utilizados para monitoramento do processo de digestão anaeróbia foram os seguintes :

- Vazão
- Temperatura
- pH
- Ácidos voláteis
- Alcalinidade
- Demanda bioquímica de oxigênio
- Demanda química de oxigênio
- Sólidos totais e voláteis
- Avaliação microbiológica do lodo

As análises de Sólidos Suspensos Totais e Sólidos Suspensos Voláteis para o lodo do reator não foram efetuadas, pois para determinação desses

parâmetros é necessário efetuar-se filtragem do lodo através de filtro de fibra de vidro, tipo Whatman GF/C, que retém partículas maiores ou iguais a 1,2 μm ; e praticamente toda a quantidade de lodo a ser filtrado ficava retido no filtro.

Segundo análise dos dados de operação de um Tanque Imhoff transformado em RAFA, operando com esgoto caracterizado como sanitário no bairro do Ipiranga, São Paulo, e informações obtidas junto ao Engenheiro Marcos André Sobral Escada (1995), da CETESB; a fração de Sólidos Suspensos Voláteis existente nos Sólidos Voláteis do lodo, corresponde à 95 %. Este mesmo valor é também aplicado à fração de Sólidos Suspensos Totais existente nos Sólidos Totais do lodo, ou seja, a relação SST/ST é igual a 0,95.

Portanto adotou-se estes valores para determinação do valor de Sólidos Suspensos Voláteis e Totais a partir dos valores de Sólidos Voláteis e Totais, respectivamente; obtidos na presente pesquisa.

Através da determinação dos Sólidos Totais e Sólidos Voláteis para o lodo retirado dos três Pontos de Amostragem, foi possível determinar a Massa de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis no interior do reator. Para tanto, adotou-se metodologia descrita por VAN HANDELL e LETTINGA (1992), ou seja, dividiu-se o reator em três camadas imaginárias, supondo que o Ponto P1, situado a uma altura de 0,60 m do fundo do reator e 0,60 m abaixo do Ponto P2, representasse uma camada de lodo característica entre o fundo do reator e o ponto médio entre os Pontos P1 e P2, correspondendo assim a uma camada de 0,90 m. Analogamente, foram definidas as alturas das camadas características de lodo para o Ponto P2, com altura de 0,60 m. Para o Ponto P3, adotou-se a mesma altura do Ponto 2, ou seja, 0,60 m, pois não é possível definir com precisão em que ponto encontra-se o limite superior da manta de lodo. A representação esquemática da posição dos pontos de amostragem de lodo para o cálculo da Massa de Sólidos Totais e Voláteis no interior do Reator encontra-se indicado na Figura 6.

A Massa de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis no interior do reator foi obtida através da seguinte expressão :

$$M_{\text{reator}} = A * \sum_{i=1}^I C_i * L_i \dots\dots\dots(14)$$

Onde :

M_{reator} - Massa de sólidos no interior do reator.

C_i - Concentração de sólidos na camada i .

L_i - Altura da camada i .

A - Área do fundo do reator.

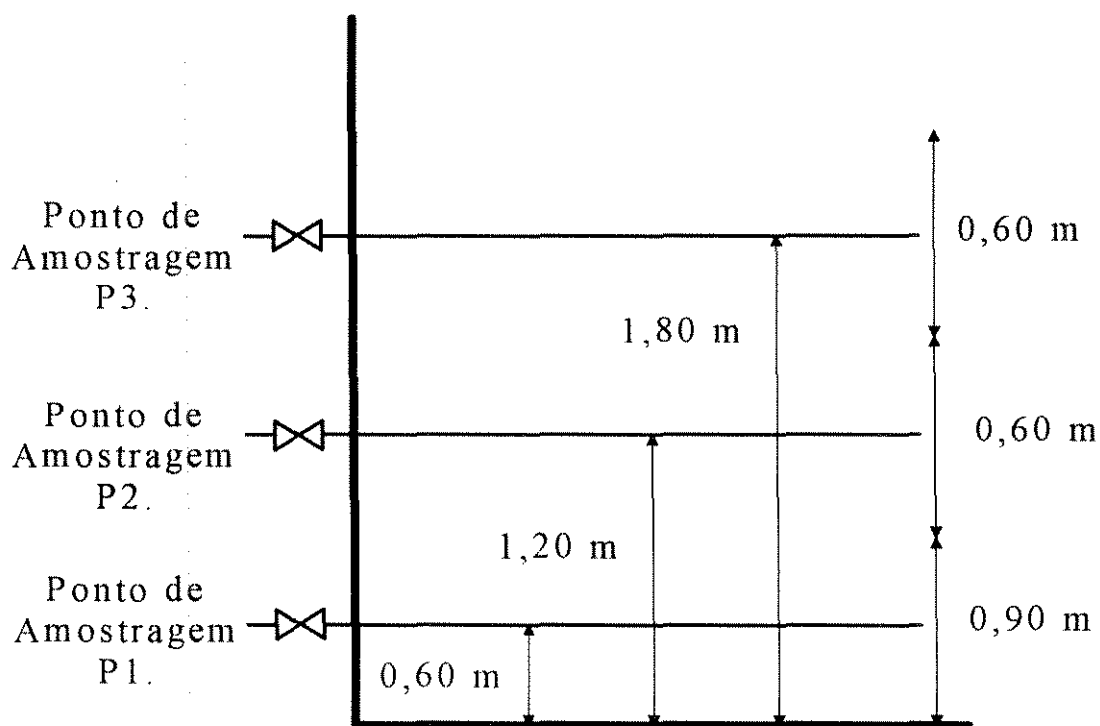


FIGURA 6 : Representação Esquemática da posição dos Pontos de Amostragem de Lodo para o Cálculo da Massa de Sólidos Totais e Voláteis no interior do Reator.

Os resultados de Concentração e Massa de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis, estão relacionados no Anexo 8.1 conforme descrição do item 5.9.

Para a realização das análises, seguiram-se as metodologias descritas no “Standard Methods for Examination of Water and Wastewater” (1985) e a Normalização Técnica - Saneamento Ambiental N-07 - CETESB” (1978).

4.4 Análise Microbiológica do Lodo

As análises microbiológicas foram realizadas utilizando-se Microscópio Universal Carl Zeiss com objetiva de 100x e ocular de 10x. A observação dos grânulos foi realizada em Estereomicroscópio (Lupa) Carl Zeiss com aumento de 10 e 20x. As micrografias foram tiradas com câmera fotográfica MC 3 - 35 mm e filme Fujicolor ASA 100.

As amostras de lodo para a realização das análises microbiológicas foram retiradas dos três Pontos de Amostragem e enviadas à CETESB. As amostra de lodo eram coletadas imediatamente após a retirada do lodo parado na tubulação, para que pudessem refletir a real condição do lodo presente em cada ponto. Para preparação das amostras seguiu-se a metodologia descrita por RECH *et al.* (1993), utilizada nos laboratórios da CETESB.

4.5 Operação do Sistema

O reator encontra-se em operação até a presente data, porém o Jardim Santa Maria, loteamento onde o sistema encontra-se instalado, não está completamente ocupado. Assim sendo, as ligações de esgoto das habitações à rede

coletora que alimenta a ETE processam-se lentamente, de modo que a vazão de esgoto atual afluente à estação é inferior à vazão de projeto.

Até o momento não foi feita nenhuma descarga de lodo do sistema, isto talvez, possa ser creditado à baixa vazão afluente à estação.

As tampas existentes na parte superior do reator, com finalidade de vedar a passagem de gás, estão danificadas, impossibilitando a medição do volume de gás gerado no sistema.

5. RESULTADOS

Os resultados apresentados no presente item abrangem o período de Setembro de 1992 a Abril de 1994, período este que compreende a fase de estudo.

5.1 Sólidos Totais, Sólidos Voláteis e Relação Sólidos Voláteis/Sólidos

Totais

Os resultados obtidos para os parâmetros Sólidos Totais, Sólidos Voláteis e Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais relativos aos pontos de amostragem de lodo P1, P2 e P3; estão relacionados no Anexo 8.1, Tabelas 8.1.1, 8.1.2 e 8.1.3, respectivamente.

Os resultados de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis para os Pontos de Amostragem de Lodo P1, P2 e P3 foram representados graficamente e estão relacionados no Anexo 8.2, Figuras 8.2.1, 8.2.2 e 8.2.3, respectivamente.

Os valores de Sólidos Totais para os três Pontos de Amostragem de Lodo foram representados em um único gráfico, representado através da Figura 8.2.7; o mesmo foi efetuado para os valores de Sólidos Voláteis, através da Figura 8.2.8 Figuras estas presentes no Anexo 8.2.

Foi efetuada a Regressão Linear para os valores da Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais para os três pontos de amostragem de lodo. As três figuras correspondentes a cada conjunto de pontos e suas respectivas retas de ajuste, estão relacionadas no Anexo 8.2, de acordo com a seguinte descrição, Figura 8.2.4 para o ponto P1, Figura 8.2.5 para o ponto P2 e Figura 8.2.6 para o ponto P3.

5.2 Sólidos Suspensos Totais

Os resultados obtidos para Sólidos Suspensos Totais do afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção, estão relacionados na TABELA 8.1.4, do Anexo 8.1.

Os resultados de Sólidos Suspensos Totais para o afluente e efluente do reator foram representados graficamente, conforme Figura 8.2.9 presente no Anexo 8.2.

5.3 Sólidos Suspensos Voláteis

Os resultados obtidos para Sólidos Suspensos Voláteis do afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção, estão relacionados na TABELA 8.1.5, do Anexo 8.1.

Os resultados de Sólidos Suspensos Totais para o afluente e efluente do reator foram representados graficamente, conforme Figura 8.2.10 presente no Anexo 8.2.

5.4 Demanda Química de Oxigênio

Os resultados obtidos para a Demanda Química de Oxigênio do afluente e efluente do reator e a porcentagem de remoção, estão relacionados na TABELA 8.1.6, Anexo 8.1.

Os resultados de Demanda Química de Oxigênio do afluente e efluente do reator e a porcentagem de remoção de Demanda Química de Oxigênio, foram representados graficamente, conforme Figuras 8.2.11 e 8.2.12, respectivamente; do Anexo 8.2.

5.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio

Os resultados obtidos para a Demanda Bioquímica de Oxigênio do afluente e efluente do reator e a porcentagem de remoção, estão relacionados na TABELA 8.1.7, do Anexo 8.1.

Os resultados de Demanda Bioquímica de Oxigênio do afluente e efluente do reator e a porcentagem de remoção de Demanda Química de Oxigênio, foram representados graficamente, conforme Figuras 8.2.13 e 8.2.14, respectivamente; do Anexo 8.2.

5.6 Relação Demanda Bioquímica de Oxigênio/Demanda Química de Oxigênio

Os resultados obtidos para a relação entre Demanda Bioquímica de Oxigênio e Demanda Química de Oxigênio para o afluente e efluente do reator,

estão relacionados na Tabela 8.1.8, do Anexo 8.1. Tais resultados foram representados graficamente, conforme Figura 8.2.15 presente no Anexo 8.2.

5.7 Demanda Química de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras

Os resultados obtidos para a Demanda Química de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras do afluente e efluente do reator e a porcentagem de remoção, estão relacionados na Tabela 8.1.9, do Anexo 8.1.

Os resultados obtidos para a Demanda Química de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras do afluente e efluente do reator foram representados graficamente, conforme Figura 8.2.16, do Anexo 8.2.

5.8 Demanda Bioquímica de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras

Os resultados obtidos para a Demanda Bioquímica de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras do afluente e efluente do reator e a porcentagem de remoção, estão relacionados na Tabela 8.1.10, do Anexo 8.1.

Os resultados obtidos para a Demanda Bioquímica de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras do afluente e efluente do reator foram representados graficamente, conforme Figura 8.2.17, do Anexo 8.2.

5.9 Concentração e Massa de Sólidos Totais e Voláteis presente no interior do Reator

Os resultados obtidos para a Concentração e Massa de Sólidos Totais presente no interior do Reator, estão relacionados na Tabela 8.1.11, do Anexo 8.1. Os resultados obtidos para a Concentração e Massa de Sólidos Voláteis presente no interior do Reator, estão relacionados na Tabela 8.1.12, do Anexo 8.1.

Os resultados de Concentração e Massa de Sólidos Totais presente no interior do Reator para cada Ponto de Amostragem de Lodo estão relacionados na Tabela 8.1.13, do Anexo 8.1. Os resultados de Concentração e Massa de Sólidos Voláteis presente no interior do Reator para cada Ponto de Amostragem de Lodo estão relacionados na Tabela 8.1.14, do Anexo 8.1.

Todos estes resultados foram representados graficamente, e estão relacionados no Anexo 8.2, sendo que a Figura 8.2.18 representa a variação da Massa de Sólidos Totais presente no interior do Reator no decorrer do tempo de ensaio. A Figura 8.2.19 representa a variação da Massa de Sólidos Voláteis presente no interior do Reator no decorrer do tempo de ensaio.

A Figura 8.2.21 representa a variação da Concentração de Sólidos Totais no interior do Reator no decorrer do tempo de ensaio. A Figura 8.2.22 representa a variação da Concentração de Sólidos Voláteis no interior do Reator no decorrer do tempo de ensaio.

As Figuras 8.2.23, 8.2.24 e 8.2.25 representam as variações das Massas de Lodo para Sólidos Voláteis para o Pontos de Amostragem P1, P2 e P3, respectivamente. E as Figuras 8.2.26, 8.2.27 e 8.2.28 representam as variações das Massas de Lodo para Sólidos Totais para o Pontos de Amostragem P1, P2 e P3, respectivamente.

5.10 Carga Orgânica aplicada ao Reator

Os resultados obtidos para Carga Orgânica aplicada ao Reator, estão relacionados na Tabela 8.1.15, do Anexo 8.1. E sua representação gráfica encontra-se registrada na Figura 8.2.20, do Anexo 8.2.

5.11 Vazão, Carga Hidráulica, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do Líquido aplicados ao Reator

Na Tabela 8.1.21, relacionada no Anexo 8.1, encontra-se os resultados do volume diário de esgoto sanitário afluente ao reator, vazão afluente ao reator, velocidade ascendente do líquido e tempo de retenção do líquido no interior do reator.

Tais resultados foram representados graficamente e encontram-se relacionados no Anexo 8.2, ou seja, na Figura 8.2.29 encontra-se os resultados da vazão afluente ao reator, na Figura 8.2.30 encontra-se os resultados do volume diário de esgoto sanitário afluente ao reator, na Figura 8.2.31 encontra-se os resultados de tempo de retenção do líquido no interior do reator e na Figura 8.2.32 encontra-se os resultados da velocidade ascendente do líquido no interior do reator.

5.12 Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade

Os resultados obtidos para os parâmetros Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade relativos aos pontos de amostragem de

lodo P1, P2 e P3; estão relacionados no Anexo 8.1, Tabelas 8.1.16, 8.1.17 e 8.1.18; respectivamente.

5.13 Índice Volumétrico de Lodo

Os resultados obtidos para o parâmetro Índice Volumétrico de Lodo, estão relacionados na Tabela 8.1.19, do Anexo 8.1.

5.14 Nitrogênio Kjeldahl Total, Fósforo Total, Óleos e Graxas e SO₄

Os resultados obtidos para os parâmetros Nitrogênio Kjeldahl Total (NKT), Fósforo Total (Pt), Óleos e Graxas (O.G.) e SO₄, estão relacionados na Tabela 8.1.20, do Anexo 8.1.

5.15 Análise Microbiológica do Lodo

A descrição do aspecto macroscópico e avaliação dos morfotipos bacterianos encontrados no lodo, estão relacionados no Anexo 8.3, na Tabela 8.3.1 estão descritos os aspecto macroscópico do lodo do reator e na Tabela 8.3.2 encontra-se a avaliação semi-quantitativa dos morfotipos bacterianos encontrados no lodo do reator.

Os dados relativos a Sólidos Totais, Sólidos Voláteis, Demanda Química de Oxigênio, Demanda Bioquímica de Oxigênio e Índice Volumétrico de Lodo estão relacionados a partir de Outubro de 1992. Não foram apresentados os valores destas análises relativos aos meses de Maio a Setembro de 1992, pois este período foi considerado como etapa inicial de partida do sistema.

6. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS

6.1 Sólidos Totais e Sólidos Voláteis

A relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais, cujos valores para os pontos de amostragem de lodo P1, P2 e P3, estão relacionados nas Tabelas 8.1.1, 8.1.2 e 8.1.3; respectivamente; indica com o decorrer do tempo, a evolução das características do lodo. Esta relação tende a aumentar com o tempo devido ao crescimento microbiano.

Para os resultados da relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais obtidos no decorrer da pesquisa para os pontos de amostragem P1, P2 e P3, efetuou-se o cálculo da regressão linear para cada conjunto de pontos.

Assim, foram obtidas as seguintes equações de reta :

- Relação SV/ST para o Ponto P1 : $y = 0,308 + 2,721 \times 10^{-4} * x$
- Relação SV/ST para o Ponto P2 : $y = 0,403 + 1,310 \times 10^{-4} * x$
- Relação SV/ST para o Ponto P3 : $y = 0,438 + 6,141 \times 10^{-5} * x$

A inclinação de cada reta está relacionada na Tabela 9 e representa a variação da relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais, no decorrer do tempo, ou seja, dias :

TABELA 9 : Variação Média da Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais, no decorrer do tempo, dias.

RETA	VARIAÇÃO MÉDIA DIÁRIA DA RELAÇÃO SV/ST
Ponto P1	$2,721 \times 10^{-4}$
Ponto P2	$1,310 \times 10^{-4}$
Ponto P3	$6,141 \times 10^{-5}$

Pode-se notar um acréscimo na variação da Relação SV/ST, notadamente para o Ponto de Amostragem de Lodo P1, ponto este mais próximo ao fundo do reator.

Para os resultados de concentração de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis no interior do reator, presentes nas Tabelas 8.1.11 e 8.1.12 do Anexo 8.1, respectivamente; efetuou-se também o cálculo da regressão linear para cada conjunto de pontos.

Assim, foram obtidas as seguintes equações de reta :

- Concentração de Sólidos Voláteis : $y = 12,784 + 0,033*x$
- Concentração de Sólidos Totais : $y = 44,453 + 0,040*x$

A inclinação da reta é relacionada na Tabela 10 e representa a variação média da Concentração de Sólidos Voláteis e Sólidos Totais em kg/m^3 , no decorrer do tempo, ou seja, dias :

TABELA 10 : Variação Média da Concentração de Sólidos Voláteis e Sólidos Totais em kg/m^3 , no decorrer do tempo, dias.

RETA	VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO ($\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}$)
Sólidos Voláteis	0,033
Sólidos Totais	0,040

Verifica-se, portanto, que ocorreu um acréscimo médio na variação da concentração de Sólidos Voláteis de $0,033 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ e um acréscimo médio na variação da Concentração de Sólidos Totais de $0,040 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$.

Segundo MALINA (1992), a concentração do lodo na parte inferior do reator, ou seja, na manta de lodo, é acima de 100 kg SST/m^3 , dependendo do tipo de água residuária a ser tratada. Para os valores de concentração de Sólidos Totais relacionados na Tabela 8.1.11 do Anexo 8.1, temos um valor médio de $62,92 \text{ kg ST/m}^3$. Adotando o valor 0,95 para a relação SST/ST, conforme justificado no item 4.3, temos um valor de concentração de Sólidos Suspensos Totais de $59,77 \text{ kg SST/m}^3$.

Para os resultados da Massa de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis presentes no interior do reator, relacionados nas Tabelas 8.1.11 e 8.1.12 do Anexo 8.1, respectivamente; efetuou-se também o cálculo da regressão linear para cada conjunto de pontos.

Assim, foram obtidas as seguintes equações de reta :

- Massa de Sólidos Voláteis : $y = 416,119 + 1,075 \cdot x$
- Massa de Sólidos Totais : $y = 1.446,86 + 1,287 \cdot x$

A inclinação da reta é relacionada na Tabela 11 e representa a variação da Massa de Sólidos Voláteis e Sólidos Totais em kg, no decorrer do tempo, ou seja, dias :

TABELA 11 : Variação da Massa de Sólidos Voláteis e Sólidos Totais em kg, no decorrer do tempo, dia.

RETA	VARIAÇÃO DA MASSA (kg/d)
Sólidos Voláteis	1,075
Sólidos Totais	1,287

Verifica-se, portanto, que ocorreu um acréscimo médio na variação da Massa de Sólidos Voláteis de 1,075 kg/d e um acréscimo médio na variação da Massa de Sólidos Totais de 1,287 kg/d.

A partir do valor do acréscimo médio na variação da Massa de Sólidos Totais, ou seja, 1,287 kg/d; calcular-se-á o acréscimo médio na variação do volume de lodo no reator, através da seguinte expressão extraída de METCALF e EDDY (1991) :

$$V = \frac{W_s}{(\rho * S_{sl} * P_s)} \dots\dots\dots(15)$$

Onde :

W_s - peso de sólidos secos

ρ_w - densidade da água

S_{sl} - peso específico do lodo

P_s - porcentagem de sólidos expressa como decimal

Adotando-se 1,287 kg como valor do peso de sólidos secos; 1,02 como valor do peso específico do lodo e 0,07 como valor da porcentagem de sólidos,

segundo as Tabelas 12-7 e 12-8, de METCALF e EDDY (1991); respectivamente; tem-se um acréscimo médio na variação do volume de lodo no reator de 0,018 m³/d. Segundo a CETESB, desde que o reator estivesse operando à plena capacidade, a produção de lodo seria de 22,8 kg SST/d e a vazão de descarte de lodo seria de 0,5 m³/d.

O coeficiente Y define-se como sendo a razão entre a massa de células formadas e a massa de substrato consumida. Assim sendo, temos que :

$$Y = \frac{M_{cel}}{DBO_{rem} \cdot Q_{med}} \dots\dots\dots(16)$$

Onde :

M_{cel} - massa de células formadas

DBO_{rem} - Demanda Bioquímica de Oxigênio removida média

Q_{med} - vazão média

Adotando-se 1,021 kg SSV como massa de células formadas, obtido através da aplicação da relação $SSV/SV = 0,95$, conforme descrito no item 4.3, ao valor presente na Tabela 11; 1,30 m³/h como valor de vazão média e 384 mg/l como valor da Demanda Bioquímica de Oxigênio removida média; tem-se um valor para Y de 0,085 mg SSV/mg DBO₅.

6.2 Sólidos Suspensos Totais

Os resultados de Sólidos Suspensos Totais estão relacionados na Tabela 8.1.4 do Anexo 8.1. O valor médio de Sólidos Suspensos Totais encontrado para o

esgoto sanitário afluente e efluente à estação, foi 387 mg/l e 54 mg/l; respectivamente. Verificou-se uma porcentagem de remoção média para Sólidos Suspensos Totais de 83 %.

METCALF e EDDY (1991) expõem que o valor médio para Sólidos Suspensos Totais para esgoto sanitário não tratado, é de 220 mg/l, podendo variar de 100 a 350 mg/l. Verifica-se que o esgoto sanitário afluente à estação apresenta valor acima do exposto por METCALF e EDDY (1991). Isto pode ser atribuído ao fato do bairro, onde situa-se o tratamento, caracterizar-se por ser de baixa renda e apresentar baixo consumo de água e, conseqüentemente, esgoto sanitário concentrado.

De forma geral é de se esperar alguma diferença de valores em função das características dos esgotos sanitários, já que diferentes países podem apresentar, individualmente, as suas peculiaridades.

6.3 Sólidos Suspensos Voláteis

Os valores de Sólidos Suspensos Voláteis estão relacionados na Tabela 8.1.5 do Anexo 8.1, e de acordo com METCALF e EDDY (1991), o valor médio para Sólidos Suspensos Voláteis para esgoto sanitário não tratado, é de 165 mg/l, podendo variar de 80 a 275 mg/l.

O valor médio encontrado para o esgoto afluente e efluente da estação, foi 194 mg/l e 38 mg/l; respectivamente. Verifica-se uma porcentagem de remoção para Sólidos Suspensos Voláteis da ordem de 80 %.

6.4 Demanda Química de Oxigênio

Os resultados de Demanda Química de Oxigênio estão relacionados na Tabela 8.1.6 do Anexo 8.1, e seus valores médios foram de 883 mg/l para o esgoto bruto e 237 mg/l para o efluente tratado. Segundo METCALF e EDDY(1991), o valor médio para esgoto sanitário não tratado é 500 mg/l, podendo variar de 250 a 1000 mg/l. Verificou-se que a porcentagem média de remoção de Demanda Química de Oxigênio foi de 72 %.

Os resultados de Demanda Química de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras estão relacionados na Tabela 8.1.9 do Anexo 8.1, e seus valores médios foram de 392 mg/l para o esgoto bruto e 173 mg/l para o efluente tratado

6.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio

Os resultados de Demanda Bioquímica de Oxigênio, relacionados na Tabela 8.1.7 do Anexo 8.1, apresentaram valores médios de 471 mg/l para o esgoto bruto e 87 mg/l para o efluente tratado.

Segundo METCALF e EDDY (1991), o valor médio para esgoto sanitário não tratado é 220 mg/l, podendo variar de 110 a 400 mg/l. Verificou-se que a porcentagem média de remoção de Demanda Bioquímica de Oxigênio é de 81 %.

Os resultados de Demanda Bioquímica de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras, relacionados na Tabela 8.1.10 do Anexo 8.1, apresentaram valores médios de 261 mg/l para o esgoto bruto e 76 mg/l para o efluente tratado.

6.6 Produção de Lodo

Segundo VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), em reatores operando sob condições estacionárias, pode-se igualar a produção de lodo do sistema à soma da massa de sólidos descarregados como lodo de excesso e de sólidos sedimentáveis no efluente. Este valor é comumente relacionado à carga orgânica aplicada ao sistema e expresso em termos de produção de lodo (kg Sólidos Suspensos Voláteis ou Sólidos Suspensos Totais) por unidade de massa de material no afluente (kg DBO ou DQO).

Assim sendo, procurou-se relacionar os valores de regressão linear obtidos para a massa de sólidos totais no interior do reator aos valores de regressão linear obtidos para a carga orgânica aplicada ao mesmo e determinou-se a variação diária para esta relação. Obteve-se uma série de valores decrescentes, sendo que os últimos valores apresentaram uma tendência à estabilidade. O último valor encontrado para a relação acima foi 0,025 kg ST/kg DQO_{afluente}.

Portanto, pode-se adotar como taxa atual de produção de lodo 0,025 kg ST/kg DQO_{afluente}.

6.7 Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do Líquido aplicados ao Reator

A velocidade ascendente do líquido dentro do reator, cujos valores estão relacionados na Tabela 8.1.22 do Anexo 8.1, sempre situou-se abaixo dos valores preconizados pela literatura como necessários ao processo de granulação do lodo. O último valor determinado para a velocidade ascendente do líquido dentro do reator

foi de 0,12 m/h. Segundo FIELD (1987), o mínimo valor de velocidade ascendente para que o processo de granulação ocorra é 0,125 m/h.

Para KOSARIC *et al.* (1990), as condições hidrodinâmicas em reatores anaeróbios de fluxo ascendente influenciam a atividade e características dos grânulos. Para baixas velocidades ascensionais, entre 0,25 e 0,50 m/h, ocorre acúmulo de grânulos dentro do reator, aumento de tamanho e na proporção de grânulos com alta taxa de sedimentabilidade.

GUIOT *et al.* (1992), descreve que em sua pesquisa quando a velocidade ascendente foi menor do que 1 m/h, o reator comportou-se como leito fixo e o diâmetro médio dos grânulos não mudou em função do tempo, possivelmente porque seu tamanho correspondia ao estado de equilíbrio entre os estados de crescimento e descarte ou perda.

Através da constatação da existência de grânulos com tamanho relativamente uniforme presentes no lodo do reator, através de observações microscópicas feitas na CETESB, e em função da velocidade ascendente do líquido dentro do reator, da ordem de 0,12 m/h; pode-se concluir que somente a existência de novas condições hidráulicas poderão alterar as características e tamanho dos grânulos, como por exemplo, um aumento de vazão e conseqüentemente da velocidade ascensional do líquido dentro do reator, gerada por exemplo, através de recirculação do efluente.

Segundo FORESTI (1987), para águas residuárias diluídas, o fator limitante para o processo de granulação seria a carga hidráulica aplicada ao reator.

A vazão ao final da etapa de pesquisa era de aproximadamente 2,0 m³/h, que corresponde a 21 % da vazão de projeto. Este valor proporciona tempos de retenção do líquido no interior do reator de aproximadamente 20 horas, o que é muito alto quando comparado ao valor de projeto, ou seja, 7 horas. Isto pode ser atribuído ao fato do bairro, onde situa-se o tratamento, caracterizar-se por ser de

baixa renda, apresentando baixo consumo de água, e não se encontrar totalmente ocupado.

6.8 Carga Orgânica aplicada ao Reator

De acordo com VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), a carga orgânica aplicada sobre um sistema de tratamento define-se como a massa de material orgânico aplicada por unidade de tempo e carga orgânica específica é a massa de material orgânico afluyente por unidade de tempo e por unidade de volume do reator.

O valor médio da carga orgânica específica para o reator, cujos valores estão relacionados na Tabela 8.1.15 do Anexo 8.1, foi de 0,65 kg DQO/m³.d.

Para estes resultados de carga orgânica aplicada ao reator, efetuou-se o cálculo da regressão linear para o conjunto de pontos, sendo obtida a seguinte equação de reta :

- Carga Orgânica : $y = 0,3436 + 0,0009*x$

A inclinação da reta é relacionada na Tabela 12 e representa a variação da Carga Orgânica aplicada ao reator em kg de DQO, no decorrer do tempo, ou seja, dias :

TABELA 12 : Variação da Carga Orgânica aplicada ao reator em kg DQO/m³, no decorrer do tempo, dias.

RETA	VARIAÇÃO (kg DQO/m ³ .d)
Carga Orgânica	0,0009

Verifica-se assim, que a Carga Orgânica aplicada ao reator apresentou um acréscimo médio de 0,0009 kg DQO/m³.d.

6.9 Índice Volumétrico de Lodo

O índice volumétrico de lodo indica as características da sedimentação do lodo.

Valores inferiores a 30 ml/g indicam excelente sedimentação. Para os dados relacionados na Tabela 8.1.19 do Anexo 8.1, obteve-se um valor médio para o IVL de 9 ml/g.

6.10 Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade

Determinaram-se os valores de ácido voláteis totais, através dos valores de ácido acético e ácido propiônico, cujos valores estão relacionados nas Tabelas 8.1.16, 8.1.17 e 8.1.18 do Anexo 8.1, para os Pontos de Amostragem de Lodo, P1, P2 e P3, respectivamente.

6.11 Nitrogênio Kjeldahl Total, Fósforo Total, Óleos e Graxas e SO₄

Segundo METCALF e EDDY (1991), o valor médio para nitrogênio total é de 40 mg/l, podendo variar de 20 a 85 mg/l, para esgoto sanitário não tratado. O

valor médio encontrado para o esgoto analisado, segundo valores descritos na Tabela 8.1.20 do Anexo 8.1, foi 83 mg/l.

De acordo com METCALF e EDDY(1991), o valor médio de fósforo total para esgoto sanitário não tratado, é de 8 mg/l, podendo variar de 4 a 15 mg/l. O valor médio encontrado para o esgoto analisado, segundo valores descritos na Tabela 8.1.20 do Anexo 8.1, foi 8,61 mg/l.

Para a digestão anaeróbia, recomenda-se que a proporção nitrogênio/fósforo seja igual a 5, portanto :

$$N = 83 \text{ mg/l e } P = 8,61 \text{ mg/l}$$

$$N/P = 9,64$$

O valor médio encontrado para óleos e graxas, de acordo com os valores presentes na Tabela 8.1.20 do Anexo 8.1, foi 104 mg/l. A média para esgoto sanitário não tratado, segundo METCALF e EDDY(1991), é 100 mg/l, podendo variar de 50 a 150 mg/l.

O valor médio encontrado para sulfato foi 33 mg/l, de acordo com os valores presentes na Tabela 8.1.20 do Anexo 8.1. A média para esgoto sanitário não tratado, segundo METCALF e EDDY(1991) , é 30 mg/l, podendo variar de 20 a 50 mg/l.

6.12 Análise Microbiológica do Lodo

A descrição do aspecto macroscópico e avaliação dos morfotipos bacterianos encontrados no lodo, estão relacionados no Anexo 8.3, Tabela 8.3.1 : Aspecto Macroscópico do Lodo do Reator e Tabela 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos Morfotipos Bacterianos encontrados no Lodo do Reator.

Através das análises microbiológicas constatou-se a presença de morfotipos bacterianos semelhantes à bactéria metanogênica do gênero *Methanotrix*, desde o início de operação do sistema, inclusive no próprio lodo de inóculo.

A formação de grânulos foi observada somente, a partir de 177 dias de operação do reator, o que corresponde à aproximadamente seis meses de operação. Os grânulos atingiram dimensões entre 0,6 a 0,9 mm de largura e 0,7 e 1,2 mm de comprimento.

Na última análise microbiológica efetuada, com aproximadamente 750 dias de operação do reator, constatou-se que a maioria dos grânulos presente no lodo, apresenta formato oval e coloração preta, porém não são resistentes. Foi efetuado um teste de resistência com uma agulha hipodérmica, sendo os grânulos facilmente danificados através da manipulação com a agulha.

Na Figura 7, obtida através de Estereomicroscopia do lodo, pode-se constatar a presença de grânulos bacterianos com formato e dimensões variáveis.

Na Figura 8, obtida através de Microscopia de Campo Luminoso do lodo, preparada e corada pelo Método de Gram, observa-se a presença de bactérias semelhantes à *Methanotrix* que caracterizam-se pela formação de longos filamentos (Fotografia A), muitas vezes alinhados na forma de feixes (Fotografia B); os bacilos possuem as extremidades retas (Fotografia C) e são envolvidos por uma bainha, a qual sustenta a integridade do filamento (Fotografia D), observa-se também a presença de esporos semelhantes aos clostrídios representando o grupo das bactérias hidrolíticas-fermentativas (Fotografia E).

A presença de morfotipos bacterianos semelhantes à *Methanotrix* podem ser vistos na Figura 9, figura esta obtida através de Microscopia de Contraste de Fase de preparado a fresco de amostra do lodo. Pode-se observar o detalhe da bainha na Fotografia B.

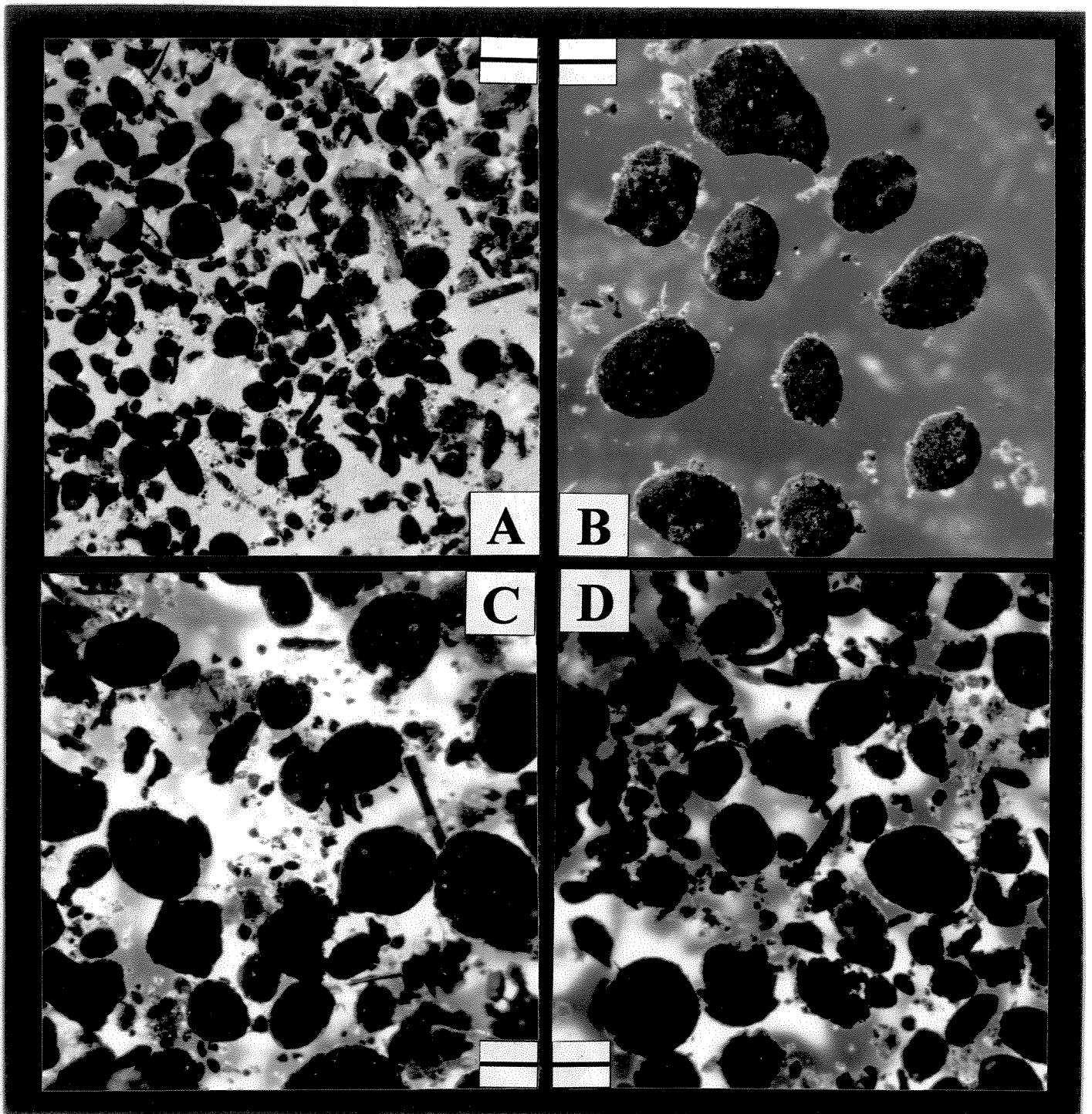


FIGURA 7 : Estereomicroscopia do Lodo, revelando a presença de grânulos bacterianos com formatos e dimensões variados. A barra equivale a 1,0 mm na Figura A e 0,5 mm nas Fotografias B, C e D. .

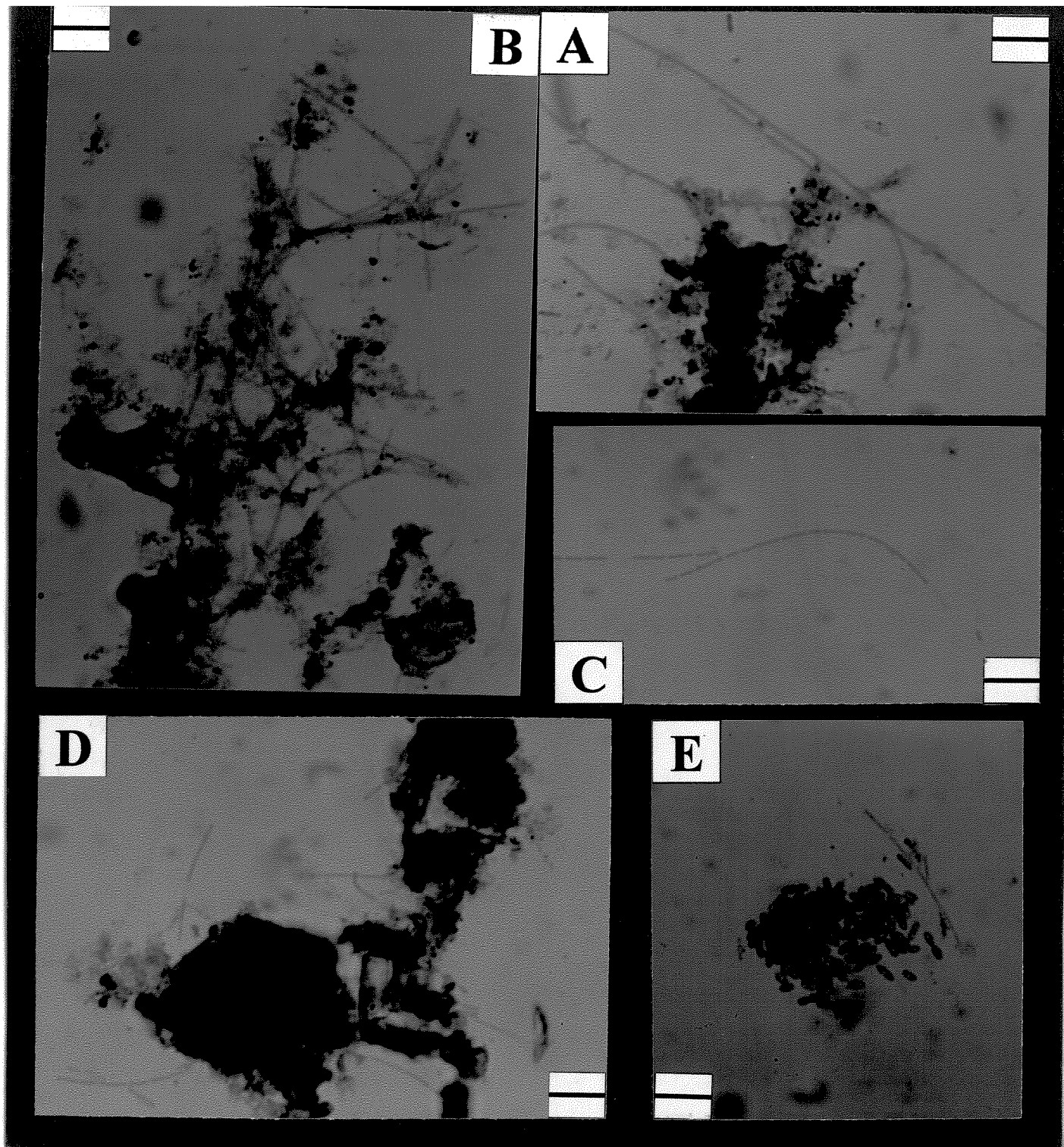


FIGURA 8 : Fotomicrografia de Amostra do Lodo preparada e corada pelo Método de Gram, revelando a presença de bactérias semelhantes a *Methanotrix* nas Fotografias A, B, C e D e esporos semelhantes aos clostrídios na Fotografia E.

A barra equivale a 10 μm .

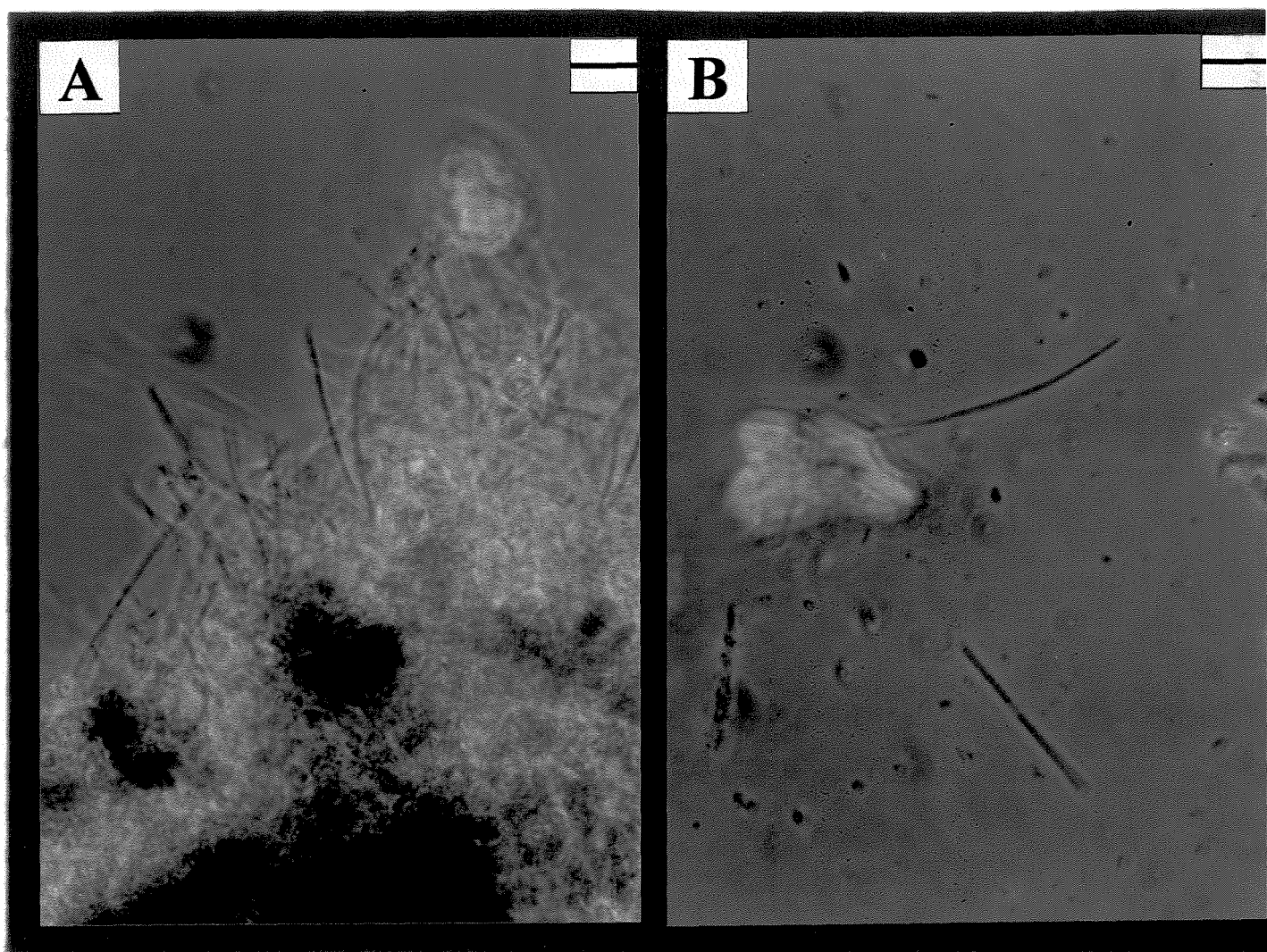


FIGURA 9 : Fotomicrografia de Preparado a Fresco de Amostra do Lodo, revelando a presença de morfotipos bacterianos semelhantes a *Methanotrix*. A barra equivale a 10 μm .

6.13 Operação do Reator

Os resultados obtidos na operação do Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo para o tratamento de esgoto sanitário, comprovam sua viabilidade técnica. No entanto, devem-se ressaltar as condições de operação do reator, quais sejam, tempos de retenção líquida no reator de aproximadamente 20 horas e esgoto essencialmente sanitário com concentração elevada. Fatores estes que podem ter favorecido a obtenção de bons resultados na remoção de matéria orgânica.

Apesar do objetivo principal deste trabalho ser a determinação da produção de lodo do reator, não ocorreu nenhum descarte no decorrer da pesquisa. Este é um fator positivo na operação do sistema, pois diminui os problemas decorrentes de destino adequado do lodo descartado.

Segundo VAN HAANDEL *et al.* (1993), depois que se estabelece um estado estacionário no reator, basicamente existem duas maneiras de se eliminar do sistema, o lodo produzido em excesso :

- Realizar descargas periódicas de lodo; ou,
- Operar o reator com a máxima massa de lodo e aceitar a presença de sólidos sedimentáveis no efluente.

Atualmente, procura-se monitorar, através da sedimentação em Cone Imhoff dos sólidos presentes no efluente, a necessidade de realizar descartes de lodo do reator.

Após aproximadamente 30 meses de operação do reator, existem problemas de corrosão nas passarelas existente na parte superior do reator e na caixa de distribuição do afluente ao reator, estruturas estas em metal. Há problemas

também quanto a vedação de chapas metálicas que cobrem as janelas de inspeção do compartimento de gás, ocasionando vazamento do gás gerado no processo e impossibilitando sua medição através do medidor instalado para realizar esta função. Desta forma, recomenda-se que tais estruturas não sejam construídas em metal mas sim em outro material a fim de impedir sua corrosão.

7. CONCLUSÕES

Algumas conclusões podem ser obtidas da observação dos resultados obtidos :

- A Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais para os três Pontos de Amostragem de Lodo apresentaram crescimento com o tempo, notadamente no fundo do reator, representado pelo Ponto P1.
- As Concentrações de Sólidos Voláteis e Sólidos Totais apresentaram um acréscimo médio diário de $0,033 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ e $0,040 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$, respectivamente; no decorrer do período analisado.
- As Massas de Sólidos Voláteis e Sólidos Totais apresentaram um acréscimo médio diário de $1,075 \text{ kg/d}$ e $1,287 \text{ kg/d}$, respectivamente; no decorrer do período analisado.
- Os resultados médios de Sólidos Suspensos Totais para o afluente e efluente do reator foram de 387 mg/l e 54 mg/l , respectivamente. A porcentagem média de remoção foi de 83 %.
- Os resultados médios de Sólidos Suspensos Voláteis para o afluente e efluente do reator foram de 194 mg/l e 38 mg/l , respectivamente. A porcentagem média de remoção foi de 80 %.

- Os resultados médios de Demanda Química de Oxigênio para o afluente e efluente do reator foram de 883 mg/l e 237 mg/l, respectivamente. A porcentagem média de remoção foi de 72 %.

- Os resultados médios de Demanda Bioquímica de Oxigênio para o afluente e efluente do reator foram de 471 mg/l e 87 mg/l, respectivamente. A porcentagem média de remoção foi de 81 %.

- O acréscimo médio diário da Carga Orgânica aplicada ao reator no decorrer do período analisado foi de 0,0009 kg DQO/m³.d. Este acréscimo da carga orgânica aplicada ao reator pode ser atribuído ao aumento do número de ligações domiciliares de esgoto a rede coletora. O valor médio da carga orgânica aplicada ao reator foi 0,65 kg DQO/m³.d.

- O último valor determinado para a variação diária entre a relação de valores da regressão linear obtidos para a massa de sólidos totais no interior do reator e a carga orgânica aplicada ao mesmo, valor este representativo da produção de lodo, foi de 0,025 kg ST/kg DQO/(m³.d).

- Através das análises microbiológicas do lodo constatou-se a presença de morfotipos bacterianos semelhantes à bactéria metanogênica do gênero *Methanotrix* desde o início de operação do sistema.

- Foi observada a formação de grânulos a partir de 177 dias de operação do reator. Os grânulos atingiram dimensões entre 0,6 a 0,9 mm de largura e 0,7 e 1,2 mm de comprimento e apresentam em sua grande maioria formato oval e coloração preta, porém não são resistentes.

- Os resultados obtidos na operação do Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo comprovam sua viabilidade técnica para o tratamento de Esgoto Sanitário. No entanto, deve-se ressaltar que as condições de operação do

reator, podem ter favorecido a obtenção de bons resultados na remoção de matéria orgânica.

- Não ocorreu descarte de lodo no decorrer da pesquisa, diminuindo os problemas decorrentes de destino adequado do lodo descartado.

7.1 Sugestões para Futuras Pesquisas e Operação de Reatores

Ocorreram problemas de corrosão nas estruturas de metal utilizadas na parte superior do reator e na vedação do compartimento de gás, ocasionando vazamento do mesmo e impossibilitando sua medição. Desta forma, recomenda-se que tais estruturas não sejam construídas em metal mas sim em outro material.

Outra solução adotada relativa a operação da estação, refere-se ao uso de bombas centrífugas de eixo horizontal em lugar do emprego das bombas centrífugas de eixo vertical, ou seja, bombas submersas; pois experiências anteriores do Departamento de Água e Esgoto de Sumaré com estas últimas resultaram em constantes problemas de operação e manutenção.

Para a construção de sistemas de tratamento de esgoto sanitário para pequenas comunidades, recomenda-se verificar o consumo de água da população a ser atendida e sua classe econômica. Pois, em se tratando de bairro de baixa renda o consumo de água é menor do que o preconizado pela literatura e seu esgoto sanitário apresenta concentração elevada quando comparado aos valores normais, conforme verifica-se através dos item 6.4 e 6.5. O reator em questão encontra-se operando com uma vazão de aproximadamente 20 % da vazão de projeto, proporcionando tempos de retenção líquida de aproximadamente 20 horas, quando o inicialmente previsto era de 7 horas. Este fato ocorreu porque a CETESB, responsável pela elaboração do projeto do reator, adotou um vazão per capita de

esgoto sanitário correspondente à bairros de classe média - alta, onde o consumo de água é maior.

Recomenda-se também, a adoção de um “by - pass” na linha de entrada do afluente, pois apesar de não ser permitido, existem ligações clandestinas de águas pluviais à rede coletora de esgoto sanitário, causando problemas de operação quando da ocorrência de chuvas torrenciais.

Na literatura em geral, os valores de produção de lodo em reatores é expressa em termos de Sólidos Suspensos Voláteis, porém para esta pesquisa não foi possível realizar análises de Sólidos Suspensos Voláteis para o lodo em função de sua grande viscosidade, impossibilitando sua filtragem em filtro de fibra de vidro, tipo Whatman GF/C, que retém partículas maiores ou iguais a 1,2 μm ; pois praticamente toda a quantidade de lodo a ser filtrado ficava retida no filtro.

8. ANEXOS

ANEXO 8.1 - TABELAS

TABELA 8.1.1 : Resultados de Sólidos Totais, Sólidos Voláteis e Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais para o Ponto P1.

DATA	DIA	SÓLIDOS TOTAIS (g/l)	SÓLIDOS VOLÁTEIS (g/l)	RELAÇÃO SV / ST
14-Out-92	142	112,70	36,10	0,32
21-Out-92	149	124,00	40,40	0,33
28-Out-92	156	109,90	39,00	0,35
04-Nov-92	163	138,10	55,70	0,40
11-Nov-92	170	145,20	61,90	0,43
20-Nov-92	179	135,50	49,00	0,36
25-Nov-92	184	109,40	38,50	0,35
02-Dez-92	191	119,10	42,00	0,35
09-Dez-92	198	110,20	39,70	0,36
16-Dez-92	205	137,00	47,90	0,35
15-Jan-93	235	118,10	40,70	0,34
08-Fev-93	259	92,00	31,40	0,34
17-Fev-93	268	100,30	37,20	0,37
11-Mar-93	290	113,40	39,30	0,35
23-Mar-93	302	81,50	33,90	0,42
22-Abr-93	332	103,40	39,70	0,38
30-Abr-93	340	97,00	37,10	0,38
04-Mai-93	344	117,10	45,40	0,39
11-Mai-93	351	124,00	49,00	0,40
01-Jun-93	372	106,60	43,40	0,41
14-Jun-93	385	112,00	45,70	0,41
30-Jul-93	431	86,20	37,80	0,44
12-Ago-93	444	83,00	44,90	0,54
24-Nov-93	548	69,20	32,40	0,47
02-Dez-93	556	93,50	42,30	0,45
08-Dez-93	562	66,50	31,40	0,47
15-Dez-93	569	90,10	45,30	0,50
06-Jan-94	591	81,10	38,00	0,47
13-Jan-94	598	67,30	31,10	0,46
26-Jan-94	611	87,20	40,80	0,47
02-Fev-94	618	82,30	38,20	0,46
07-Fev-94	623	76,70	36,60	0,48
21-Fev-94	637	85,30	41,10	0,48
28-Fev-94	644	83,50	40,40	0,48
07-Mar-94	651	70,50	34,00	0,48
14-Mar-94	658	69,30	33,30	0,48
23-Mar-94	667	81,20	38,70	0,48
30-Mar-94	674	74,80	35,60	0,48
04-Abr-94	679	73,30	35,40	0,48

TABELA 8.1.2 : Resultados de Sólidos Totais, Sólidos Voláteis e Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais para o Ponto P2.

DATA	DIA	SÓLIDOS TOTAIS (g/l)	SÓLIDOS VOLÁTEIS (g/l)	RELAÇÃO SV / ST
11-Nov-92	170	17,60	14,70	0,84
25-Nov-92	184	1,00	0,40	0,40
09-Dez-92	198	5,00	1,80	0,36
15-Jan-93	235	7,50	3,10	0,41
05-Fev-93	256	18,80	7,00	0,37
17-Fev-93	268	46,40	16,00	0,34
11-Mar-93	290	50,70	18,40	0,36
22-Abr-93	332	50,80	19,60	0,39
30-Abr-93	340	60,40	23,60	0,39
04-Mai-93	344	15,30	6,30	0,41
11-Mai-93	351	15,40	6,80	0,44
01-Jun-93	372	36,80	15,40	0,42
14-Jun-93	385	104,60	42,60	0,41
30-Jul-93	431	91,90	41,90	0,46
12-Ago-93	444	71,20	32,80	0,46
24-Nov-93	548	55,40	25,80	0,47
02-Dez-93	556	74,40	39,40	0,53
08-Dez-93	562	93,80	43,70	0,47
15-Dez-93	569	52,00	24,80	0,48
06-Jan-94	591	128,80	93,00	0,72
13-Jan-94	598	73,90	34,40	0,47
26-Jan-94	611	67,70	33,00	0,49
02-Fev-94	618	84,80	40,00	0,47
07-Fev-94	623	64,30	30,30	0,47
21-Fev-94	637	77,60	37,60	0,48
28-Fev-94	644	61,90	29,90	0,48
07-Mar-94	651	69,70	33,80	0,48
14-Mar-94	658	63,70	30,50	0,48
23-Mar-94	667	62,50	30,20	0,48
30-Mar-94	674	69,10	33,20	0,48
04-Abr-94	679	64,50	30,80	0,48

TABELA 8.1.3 : Resultados de Sólidos Totais, Sólidos Voláteis e Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais para o Ponto P3.

DATA	DIA	SÓLIDOS TOTAIS (g/l)	SÓLIDOS VOLÁTEIS (g/l)	RELAÇÃO SV / ST
11-Nov-92	170	8,40	6,40	0,76
25-Nov-92	184	1,80	0,80	0,44
09-Dez-92	198	0,80	0,30	0,38
15-Jan-93	235	0,60	0,20	0,33
05-Fev-93	256	0,80	0,30	0,38
17-Fev-93	268	1,30	0,50	0,38
11-Mar-93	290	1,40	0,60	0,43
22-Abr-93	332	0,70	0,20	0,29
30-Abr-93	340	4,90	2,40	0,49
04-Mai-93	344	10,00	4,50	0,45
11-Mai-93	351	2,50	1,20	0,48
01-Jun-93	372	0,70	0,20	0,29
14-Jun-93	385	3,10	2,50	0,81
30-Jul-93	431	2,70	1,40	0,52
12-Ago-93	444	1,00	0,40	0,40
24-Nov-93	548	52,40	25,00	0,48
02-Dez-93	556	50,40	23,30	0,46
08-Dez-93	562	46,90	22,10	0,47
15-Dez-93	569	50,10	24,40	0,49
06-Jan-94	591	58,00	27,40	0,47
13-Jan-94	598	51,80	24,90	0,48
26-Jan-94	611	77,10	35,10	0,46
02-Fev-94	618	57,90	27,30	0,47
07-Fev-94	623	51,60	24,30	0,47
21-Fev-94	637	55,20	26,60	0,48
28-Fev-94	644	48,20	23,40	0,49
07-Mar-94	651	48,50	23,40	0,48
14-Mar-94	658	57,10	27,30	0,48
23-Mar-94	667	40,10	19,30	0,48
30-Mar-94	674	43,90	21,30	0,49
04-Abr-94	679	42,50	20,40	0,48

TABELA 8.1.4 : Resultados de Sólidos Suspensos Totais para o afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção.

DATA	DIA	SST afluente (mg/l)	SST efluente (mg/l)	Remoção (%)
04-Out-92	132	268	62	77
06-Out-92	134	226	39	83
13-Out-92	141	724	96	87
18-Out-92	146	490	54	89
20-Out-92	148	460	104	77
25-Out-92	153	1115	34	97
27-Out-92	155	434	103	76
03-Nov-92	162	696	44	94
08-Nov-92	167	470	72	85
10-Nov-92	169	410	28	93
17-Nov-92	176	292	122	58
24-Nov-92	183	252	32	87
01-Dez-92	190	180	82	54
06-Dez-92	195	240	14	94
08-Dez-92	197	278	40	86
16-Dez-92	205	376	57	85
15-Jan-93	235	716	52	93
02-Fev-93	253	226	55	76
18-Fev-93	269	260	45	83
10-Mar-93	289	305	72	76
15-Abr-93	325	560	46	92
22-Abr-93	332	270	40	85
30-Abr-93	340	290	54	81
04-Mai-93	344	332	52	84
11-Mai-93	351	520	18	97
27-Mai-93	367	960	48	95
01-Jun-93	372	404	9	98
22-Jun-93	393	402	42	90
30-Jun-93	401	332	64	81
12-Ago-93	444	400	72	82
09-Dez-93	563	279	51	82
06-Jan-94	591	268	75	72
13-Jan-94	598	180	27	85
26-Jan-94	611	181	45	75
02-Fev-94	618	268	44	84
21-Fev-94	637	243	61	75
28-Fev-94	644	300	79	74
23-Mar-94	667	243	48	80
30-Mar-94	674	380	43	89
04-Abr-94	679	236	36	85

TABELA 8.1.5 : Resultados de Sólidos Suspensos Voláteis para o afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção.

DATA	DIA	SSV afluente (mg/l)	SSV efluente (mg/l)	Remoção (%)
09-Dez-93	563	217	38	82
06-Jan-94	591	198	53	73
13-Jan-94	598	130	17	87
26-Jan-94	611	157	40	75
02-Fev-94	618	164	28	83
21-Fev-94	637	204	47	77
28-Fev-94	644	212	58	73
23-Mar-94	667	193	40	79
30-Mar-94	674	305	35	88
04-Abr-94	679	164	26	84

TABELA 8.1.6 : Resultados de Demanda Química de Oxigênio para o afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção.

DATA	DIA	DOO (mg/l)		
		afluente	efluente	remoção
13-Out-92	141	426	262	38
18-Out-92	146	792	262	67
10-Nov-92	169	960	322	66
15-Nov-92	174	632	381	40
17-Nov-92	176	702	221	69
24-Nov-92	183	1005	201	80
06-Dez-92	195	1230	200	84
08-Dez-92	197	1010	200	80
01-Fev-93	252	690	254	63
18-Fev-93	269	712	156	78
10-Mar-93	289	942	227	76
15-Abr-93	325	805	327	59
22-Abr-93	332	902	236	74
30-Abr-93	340	844	207	75
04-Mai-93	344	736	152	79
11-Mai-93	351	998	174	83
09-Jun-93	380	867	310	64
22-Jun-93	393	867	289	67
30-Jun-93	401	867	257	70
06-Jul-93	407	1085	267	75
12-Ago-93	444	998	333	67
24-Nov-93	548	1239	443	64
02-Dez-93	556	902	183	80
08-Dez-93	562	743	144	81
15-Dez-93	569	856	193	77
06-Jan-94	591	594	217	63
13-Jan-94	598	1161	258	78
02-Fev-94	618	929	201	78
21-Fev-94	637	840	165	80
07-Mar-94	651	851	166	80
14-Mar-94	658	1148	272	76
21-Mar-94	665	475	161	66
30-Mar-94	674	829	209	75
06-Abr-94	681	1012	213	79
11-Abr-94	686	1255	234	81

TABELA 8.1.7 : Resultados de Demanda Bioquímica de Oxigênio para o afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção.

DATA	DIA	DBO (mg/l)		
		afluente	efluente	remoção
13-Out-92	141	189	82	57
18-Out-92	146	399	94	76
10-Nov-92	169	630	186	70
15-Nov-92	174	365	99	73
17-Nov-92	176	430	61	86
24-Nov-92	183	451	157	65
06-Dez-92	195	552	70	87
08-Dez-92	197	510	70	86
01-Fev-93	252	523	65	88
18-Fev-93	269	618	109	82
10-Mar-93	289	627	85	86
15-Abr-93	325	610	94	85
22-Abr-93	332	441	59	87
30-Abr-93	340	436	86	80
04-Mai-93	344	397	77	81
11-Mai-93	351	496	88	82
09-Jun-93	380	523	170	67
22-Jun-93	393	678	131	81
30-Jun-93	401	520	148	72
06-Jul-93	407	703	137	81
12-Ago-93	444	457	99	78
24-Nov-93	548	429	57	87
02-Dez-93	556	492	43	91
08-Dez-93	562	477	57	88
15-Dez-93	569	533	70	87
06-Jan-94	591	473	123	74
13-Jan-94	598	465	60	87
02-Fev-94	618	322	53	84
21-Fev-94	637	367	43	88
07-Mar-94	651	374	68	82
14-Mar-94	658	478	70	85
21-Mar-94	665	239	42	82
30-Mar-94	674	411	55	87
06-Abr-94	681	397	54	86

TABELA 8.1.8 : Resultados da Relação Demanda Bioquímica de Oxigênio/
Demanda Química de Oxigênio para o afluente e efluente do reator.

DATA	DIA	DBO / DOO (%)	
		afluente	efluente
13-Out-92	141	44	31
18-Out-92	146	50	36
10-Nov-92	169	66	58
15-Nov-92	174	58	26
17-Nov-92	176	61	28
24-Nov-92	183	45	78
06-Dez-92	195	45	35
08-Dez-92	197	50	35
01-Fev-93	252	76	26
18-Fev-93	269	87	70
10-Mar-93	289	67	37
15-Abr-93	325	76	29
22-Abr-93	332	49	25
30-Abr-93	340	52	42
04-Mai-93	344	54	51
11-Mai-93	351	50	51
09-Jun-93	380	60	55
22-Jun-93	393	78	45
30-Jun-93	401	60	58
06-Jul-93	407	65	51
12-Ago-93	444	46	30
24-Nov-93	548	35	13
02-Dez-93	556	55	23
08-Dez-93	562	64	40
15-Dez-93	569	62	36
06-Jan-94	591	80	57
13-Jan-94	598	40	23
02-Fev-94	618	35	26
21-Fev-94	637	44	26
07-Mar-94	651	44	41
14-Mar-94	658	42	26
21-Mar-94	665	50	26
30-Mar-94	674	50	26
06-Abr-94	681	39	25

TABELA 8.1.9 : Resultados da Demanda Química de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras para o afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção.

DATA	DIA	DOO SOLÚVEL		
		afluente	efluente	remoção
13-Out-92	141	164	155	5
18-Out-92	146	400	187	53
10-Nov-92	169	400	241	40
15-Nov-92	174	387	262	32
17-Nov-92	176	446	159	64
24-Nov-92	183	400	137	66
06-Dez-92	195	422	167	60
08-Dez-92	197	455	167	63
01-Fev-93	252	505	196	61
18-Fev-93	269	333	117	65
10-Mar-93	289	485	170	65
15-Abr-93	325	457	257	44
22-Abr-93	332	444	170	62
04-Mai-93	344	405	161	60
11-Mai-93	351	305	117	62
09-Jun-93	380	485	247	49
22-Jun-93	393	485	207	57
30-Jun-93	401	499	179	64
06-Jul-93	407	499	237	53
12-Ago-93	444	485	278	43
02-Fev-94	618	344	136	60
23-Fev-94	639	195	108	45
09-Mar-94	653	259	85	67
16-Mar-94	660	273	111	59
23-Mar-94	667	284	131	54
30-Mar-94	674	308	132	57
06-Abr-94	681	469	154	67

TABELA 8.1.10 : Resultados da Demanda Bioquímica de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras para o afluente e efluente do reator e porcentagem de remoção.

DATA	DIA	DBO SOLÚVEL		
		afluente	efluente	remoção
13-Out-92	141	91	65	29
18-Out-92	146	254	92	64
10-Nov-92	169	185	113	39
17-Nov-92	176	234	95	59
24-Nov-92	183	218	41	81
06-Dez-92	195	299	104	65
08-Dez-92	197	185	71	62
01-Fev-93	252	401	96	76
18-Fev-93	269	284	52	82
10-Mar-93	289	368	97	74
15-Abr-93	325	519	174	66
22-Abr-93	332	325	91	72
04-Mai-93	344	368	97	74
11-Mai-93	351	194	32	84
09-Jun-93	380	410	66	84
22-Jun-93	393	342	119	65
30-Jun-93	401	219	122	44
06-Jul-93	407	387	114	71
12-Ago-93	444	229	84	63
02-Fev-94	618	162	27	83
23-Fev-94	639	112	24	79
09-Mar-94	653	193	37	81
16-Mar-94	660	231	40	83
23-Mar-94	667	69	17	75
30-Mar-94	674	257	51	80
06-Abr-94	681	251	47	81

TABELA 8.1.11 : Resultados da Concentração e Massa de Sólidos Totais presente no interior do reator.

DATA	DIA	Concentração de Sólidos Totais no Reator (g/l)	Massa de Sólidos Totais no interior do Reator (kg)
11-Nov-92	170	69,66	2267,34
25-Nov-92	184	47,69	1552,17
09-Dez-92	198	48,89	1591,23
15-Jan-93	235	52,93	1722,83
05-Fev-93	256	14,43	469,65
17-Fev-93	268	56,61	1842,80
11-Mar-93	290	63,49	2066,46
22-Abr-93	332	59,03	1921,38
30-Abr-93	340	60,23	1960,44
04-Mai-93	344	57,41	1868,84
11-Mai-93	351	58,26	1896,27
01-Jun-93	372	56,40	1835,82
14-Jun-93	385	78,77	2564,01
30-Jul-93	431	63,97	2082,27
12-Ago-93	444	56,20	1829,31
24-Nov-93	548	60,46	1967,88
02-Dez-93	556	75,73	2464,97
08-Dez-93	562	68,70	2236,19
15-Dez-93	569	67,79	2206,43
06-Jan-94	591	88,13	2868,59
13-Jan-94	598	64,76	2107,85
26-Jan-94	611	78,74	2563,08
02-Fev-94	618	76,04	2475,20
07-Fev-94	623	65,99	2147,84
21-Fev-94	637	74,50	2424,98
28-Fev-94	644	67,24	2188,76
07-Mar-94	651	63,99	2082,74
14-Mar-94	658	64,21	2090,18
23-Mar-94	667	64,11	2086,92
30-Mar-94	674	64,34	2094,36
04-Abr-94	679	61,99	2017,64

TABELA 8.1.12 : Resultados da Concentração e Massa de Sólidos Voláteis presente no interior do reator.

DATA	DIA	Concentração de Sólidos Voláteis no Reator (g/l)	Massa de Sólidos Voláteis no interior do Reator (kg)
11-Nov-92	170	32,56	1059,74
25-Nov-92	184	16,84	548,24
09-Dez-92	198	17,61	573,35
15-Jan-93	235	18,39	598,46
05-Fev-93	256	5,39	175,31
17-Fev-93	268	20,66	672,39
11-Mar-93	290	22,27	724,94
22-Abr-93	332	22,67	737,96
30-Abr-93	340	23,33	759,35
04-Mai-93	344	22,54	733,77
11-Mai-93	351	23,29	757,95
01-Jun-93	372	23,06	750,51
14-Jun-93	385	32,47	1056,95
30-Jul-93	431	28,57	930,00
12-Ago-93	444	28,73	935,12
24-Nov-93	548	28,40	924,42
02-Dez-93	556	36,04	1173,20
08-Dez-93	562	32,26	1049,97
15-Dez-93	569	33,47	1089,50
06-Jan-94	591	50,69	1649,82
13-Jan-94	598	30,27	985,34
26-Jan-94	611	36,94	1202,49
02-Fev-94	618	35,60	1158,78
07-Fev-94	623	31,29	1018,35
21-Fev-94	637	35,96	1170,41
28-Fev-94	644	32,54	1059,27
07-Mar-94	651	30,91	1006,26
14-Mar-94	658	30,79	1002,08
23-Mar-94	667	30,73	1000,22
30-Mar-94	674	30,83	1003,47
04-Abr-94	679	29,80	969,99

TABELA 8.1.13 : Resultados da Massa de Sólidos Totais presente no interior do reator para cada Ponto de Amostragem de Lodo.

DIA	DATA	MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PONTO 1 (kg)	MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PONTO 2 (kg)	MASSA DE SÓLIDOS TOTAIS PONTO 3 (kg)
142	14-Out-92	1572,17		
149	21-Out-92	1729,80		
156	28-Out-92	1533,11		
163	04-Nov-92	1926,50		
170	11-Nov-92	2025,54	163,68	78,12
179	20-Nov-92	1890,23		
184	25-Nov-92	1526,13	9,30	16,74
191	02-Dez-92	1661,45		
198	09-Dez-92	1537,29	46,50	7,44
205	16-Dez-92	1911,15		
235	15-Jan-93	1647,50	69,75	5,58
256	05-Fev-93	287,37	174,84	7,44
259	08-Fev-93	1283,40		
268	17-Fev-93	1399,19	431,52	12,09
290	11-Mar-93	1581,93	471,51	13,02
302	23-Mar-93	1136,93		
332	22-Abr-93	1442,43	472,44	6,51
340	30-Abr-93	1353,15	561,72	45,57
344	04-Mai-93	1633,55	142,29	93,00
351	11-Mai-93	1729,80	143,22	23,25
372	01-Jun-93	1487,07	342,24	6,51
385	14-Jun-93	1562,40	972,78	28,83
393	22-Jun-93		725,40	74,40
401	30-Jun-93		783,06	97,65
407	06-Jul-93		535,68	8,37
431	30-Jul-93	1202,49	854,67	25,11
444	12-Ago-93	1157,85	662,16	9,30
548	24-Nov-93	965,34	515,22	487,32
556	02-Dez-93	1304,33	691,92	468,72
562	08-Dez-93	927,68	872,34	436,17
569	15-Dez-93	1256,90	483,60	465,93
591	06-Jan-94	1131,35	1197,84	539,40
598	13-Jan-94	938,84	687,27	481,74
611	26-Jan-94	1216,44	629,61	717,03
618	02-Fev-94	1148,09	788,64	538,47
623	07-Fev-94	1069,97	597,99	479,88
637	21-Fev-94	1189,94	721,68	513,36
644	28-Fev-94	1164,83	575,67	448,26
651	07-Mar-94	983,48	648,21	451,05
658	14-Mar-94	966,74	592,41	531,03
667	23-Mar-94	1132,74	581,25	372,93
674	30-Mar-94	1043,46	642,63	408,27
679	04-Abr-94	1022,54	599,85	395,25

TABELA 8.1.14 : Resultados da Massa de Sólidos Voláteis presente no interior do reator para cada Ponto de Amostragem de Lodo.

DIA	DATA	MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS LODO P1 (kg)	MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS LODO P2 (kg)	MASSA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS LODO P3 (kg)
142	14-Out-92	503,60		
149	21-Out-92	563,58		
156	28-Out-92	544,05		
163	04-Nov-92	777,02		
170	11-Nov-92	863,51	136,71	59,52
179	20-Nov-92	683,55		
184	25-Nov-92	537,08	3,72	7,44
191	02-Dez-92	585,90		
198	09-Dez-92	553,82	16,74	2,79
205	16-Dez-92	668,21		
235	15-Jan-93	567,77	28,83	1,86
256	05-Fev-93	107,42	65,10	2,79
259	08-Fev-93	438,03		
268	17-Fev-93	518,94	148,80	4,65
290	11-Mar-93	548,24	171,12	5,58
302	23-Mar-93	472,91		
332	22-Abr-93	553,82	182,28	1,86
340	30-Abr-93	517,55	219,48	22,32
344	04-Mai-93	633,33	58,59	41,85
351	11-Mai-93	683,55	63,24	11,16
372	01-Jun-93	605,43	143,22	1,86
385	14-Jun-93	637,52	396,18	23,25
393	22-Jun-93		306,90	71,61
401	30-Jun-93		390,60	93,00
407	06-Jul-93		236,22	2,79
431	30-Jul-93	527,31	389,67	13,02
444	12-Ago-93	626,36	305,04	3,72
548	24-Nov-93	451,98	239,94	232,50
556	02-Dez-93	590,09	366,42	216,69
562	08-Dez-93	438,03	406,41	205,53
569	15-Dez-93	631,94	230,64	226,92
591	06-Jan-94	530,10	864,90	254,82
598	13-Jan-94	433,85	319,92	231,57
611	26-Jan-94	569,16	306,90	326,43
618	02-Fev-94	532,89	372,00	253,89
623	07-Fev-94	510,57	281,79	225,99
637	21-Fev-94	573,35	349,68	247,38
644	28-Fev-94	563,58	278,07	217,62
651	07-Mar-94	474,30	314,34	217,62
658	14-Mar-94	464,54	283,65	253,89
667	23-Mar-94	539,87	280,86	179,49
674	30-Mar-94	496,62	308,76	198,09
679	04-Abr-94	493,83	286,44	189,72

TABELA 8.1.15 : Resultados de Carga Orgânica aplicada ao reator.

DATA	DIA	CARGA ORGÂNICA (kg/d)	CARGA ORGÂNICA ESPECÍFICA (kg/m ³ .d)
13-Out-92	141	12,25	0,31
18-Out-92	146	19,62	0,50
10-Nov-92	169	24,48	0,62
15-Nov-92	174	14,92	0,38
17-Nov-92	176	19,80	0,50
24-Nov-92	183	29,38	0,74
06-Dez-92	195	42,14	1,07
08-Dez-92	197	22,89	0,58
01-Fev-93	252	16,26	0,41
18-Fev-93	269	18,36	0,46
22-Abr-93	332	22,88	0,58
30-Abr-93	340	23,04	0,58
04-Mai-93	344	18,47	0,47
11-Mai-93	351	27,18	0,69
09-Jun-93	380	25,81	0,65
22-Jun-93	393	26,63	0,67
30-Jun-93	401	25,36	0,64
06-Jul-93	407	25,10	0,63
12-Ago-93	444	26,61	0,67
24-Nov-93	548	40,38	1,02
08-Dez-93	562	23,76	0,60
15-Dez-93	569	32,11	0,81
06-Jan-94	591	17,62	0,45
13-Jan-94	598	45,26	1,14
02-Fev-94	618	31,44	0,80
21-Fev-94	637	32,38	0,82
07-Mar-94	651	42,02	1,06
14-Mar-94	658	54,89	1,39
21-Mar-94	665	20,39	0,52
30-Mar-94	674	33,71	0,85
06-Abr-94	681	45,26	1,15
11-Abr-94	686	55,21	1,40

TABELA 8.1.16 : Resultados de Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade para o lodo do Ponto P1.

DATA	ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS (mg/l)	ÁCIDO ACÉTICO (mg/l)	ÁCIDO PROPIÔNICO (mg/l)	ALCALINIDADE (mg/l CaCO ₃)
26-Mai-92	98	20	71	575
03-Jun-92	21	7	14	2.004
10-Jun-92	151	150	1	542
17-Jun-92	136	136		602
24-Jun-92	87	75	12	526
01-Jul-92	88	76	10	494
22-Jul-92	82	74	8	943
12-Ago-92	86	76	10	2.419
19-Ago-92	89	82	7	3.162
25-Ago-92	96	84	12	2.398
02-Set-92	88	79	9	2.276
09-Set-92	94	90	4	1.921
16-Set-92	98	94	4	1.592
23-Set-92	97	94	3	1.557
30-Set-92	62	60	2	1.730
07-Out-92	55	50	5	2.078
14-Out-92	38			1.830
21-Out-92	0			2.189
28-Out-92	32			2.194
04-Nov-92	35			2.178
11-Nov-92	28			2.317
20-Nov-92	47			2.252
25-Nov-92	57	45	12	1.570
02-Dez-92	91	66	25	1.640
09-Dez-92	56	50	6	1.699
15-Dez-92	44	37	7	3.298
10-Mar-93	50			2.269
23-Mar-93	27			2.110
22-Abr-93	27			1.799
05-Mai-93	27			2.111
11-Mai-93	27			2.646
01-Jun-93	38			2.494
14-Jun-93	42			2.134
22-Jun-93	15			2.472
30-Jun-93	31			1.655
06-Jul-93	7			1.636
30-Jul-93	33			1.754
12-Ago-93	73			2.274
28-Set-93	7			2.418

TABELA 8.1.17 : Resultados de Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade para o lodo do Ponto P2.

DATA	ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS (mg/l)	ÁCIDO ACÉTICO (mg/l)	ÁCIDO PROPIÔNICO (mg/l)	ALCALINIDADE (mg/l CaCO ₃)
10-Jun-92	141	125	16	602
01-Jul-92	91	80	11	310
22-Jul-92	79	73	6	232
02-Set-92	76	72	4	379
23-Set-92	84	84		1.185
07-Out-92	59	52	7	438
11-Nov-92	51			348
25-Nov-92	58	52	6	342
09-Dez-92	49	40	9	433
10-Mar-93	35			1.512
22-Abr-93	19			1.647
11-Mai-93	50			693
01-Jun-93	62			2.178
14-Jun-93	19			2.115
22-Jun-93	46			1.531
30-Jun-93	38			1.194
06-Jul-93	55			865
30-Jul-93	21			1.634
12-Ago-93	73			2.274
28-Set-93	47	40	7	1.579

TABELA 8.1.18 : Resultados de Ácidos Voláteis Totais, Ácido Acético, Ácido Propiônico e Alcalinidade para o lodo do Ponto P3.

DATA	ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS (mg/l)	ÁCIDO ACÉTICO (mg/l)	ÁCIDO PROPIÔNICO (mg/l)	ALCALINIDADE (mg/l CaCO ₃)
10-Jun-92	144	144		526
01-Jul-92	76	68	8	241
22-Jul-92	85	75	10	253
02-Set-92	30	29	1	518
23-Set-92	79	79		475
07-Out-92	56	50	6	451
11-Nov-92	55			403
25-Nov-92	61	50	11	396
09-Dez-92	66	51	15	414
10-Mar-93	35			518
22-Abr-93	23			379
11-Mai-93	46			558
01-Jun-93	81			468
14-Jun-93	19			451
22-Jun-93	46			401
30-Jun-93	31			329
06-Jul-93	55			331
30-Jul-93	50			383
12-Ago-93	68	60	8	529
28-Set-93	71	60	11	1.239

TABELA 8.1.19 : Valores de IVL para o lodo do reator.

DATA	IVL (ml/g)
07/Out/92	4,6
14/Out/92	8,4
21/Out/92	8,0
28/Out/92	9,0
04/Nov/92	7,2
11/Nov/92	6,8
20/Nov/92	7,4
25/Nov/92	9,0
02/Dez/92	8,2
09/Dez/92	9,0
16/Dez/92	7,3
15/Jan/93	7,6
17/Fev/93	9,4
11/Mar/93	8,7
23/Mar/93	11,4
22/Abr/93	9,4
30/Abr/93	9,1
22/Jun/93	9,4
30/Jun/93	8,9
06/Jul/93	10,5
30/Jul/93	11,0
12/Ago/93	10,2

TABELA 8.1.20 : Valores de NKT, Pt, OG e SO4 para o afluente e efluente do reator.

DATA	NKT (mg/l)		Pt (mg/l)		OG (mg/l)		SO ₄ (mg/l)
	afluente	efluente	afluente	efluente	afluente	efluente	afluente
26-Mai-92					91,00	22,00	33,00
31-Mai-92					2,00	5,00	28,00
02-Jun-92					65,00		
07-Jun-92							26,00
09-Jun-92					15,00	14,00	38,00
14-Jun-92					66,00	46,00	36,00
16-Jun-92							40,00
21-Jun-92					30,00	19,00	22,00
23-Jun-92							48,00
28-Jun-92					62,00	23,00	33,00
12-Ago-92	560,00		17				42,00
20-Ago-92	5,10		7,50				
23-Ago-92							12,00
25-Ago-92					183,00	61,00	30,00
30-Ago-92							17,00
01-Set-92	85,00		5,50		141,00	69,00	7,00
08-Set-92	240,00		15,00				13,00
13-Set-92					129,00	25,00	40,00
15-Set-92	70,00		9,50				15,00
20-Set-92					110,00	19,00	55,00
22-Set-92							40,00
27-Set-92					174,00	38,00	33,00
29-Set-92							42,00
04-Out-92	28,00		5,80				40,00
06-Out-92					101,00	171,00	95,00
13-Out-92	66,00		2,90				26,00
18-Out-92					22,00	12,00	28,00
20-Out-92	30,00		6,00				28,00
25-Out-92					224,00	44,00	45,00
27-Out-92	30,00		6,10				20,00

TABELA 8.1.20 : Valores de NKT, Pt, OG e SO₄ para o afluente e efluente do reator (continuação).

DATA	NKT (mg/l)		Pt (mg/l)		OG (mg/l)		SO ₄ (mg/l)
	afluente	efluente	afluente	efluente	afluente	efluente	afluente
03-Nov-92	31,00						42,00
08-Nov-92			17,20		85,00	23,00	24,00
10-Nov-92	96,00						55,00
17-Nov-92			9,40		85,00	57,00	29,00
19-Nov-92	74,00						50,00
24-Nov-92			13,50		107,00	11,00	42,00
29-Nov-92					170,00	17,00	11,00
01-Dez-92	5,50		0,35				10,00
06-Dez-92					152,00	16,00	30,00
08-Dez-92	50,00		8,50				42,00
12-Dez-92					88,00	17,00	38,00
15-Dez-92	170,00		10,00				54,00
15-Jan-93	32,00		3,70				46,00
01-Fev-93					53,00	8,00	
18-Fev-93	40,00		6,00				19,00
10-Mar-93	75,00	55,00	12,00	8,70			50,00
23-Mar-93					111,00	18,00	29,00
15-Abr-93	0,80		12,50				6,00
22-Abr-93					194,00	15,00	7,00
30-Abr-93	6,00		2,70				34,00
04-Mai-93					119,00	11,00	27,00
11-Mai-93	78,00		13,00				60,00
27-Mai-93					132,00	17,00	34,00
01-Jun-93	80,00		6,20				20,00
22-Jun-93					165,00	13,00	66,00
30-Jun-93			7,00	136,00			21,00
06-Jul-93					26,00	81,00	22,00
12-Ago-93	56,00		9,20				19,00

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator.

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
01-Set-92	99	32,51	1,35	0,09	29,18
02-Set-92	100	22,36	0,93	0,06	42,42
03-Set-92	101	27,22	1,13	0,07	34,85
04-Set-92	102	26,52	1,11	0,07	35,77
05-Set-92	103	31,46	1,31	0,08	30,15
06-Set-92	104	25,22	1,05	0,07	37,61
07-Set-92	105	23,21	0,97	0,06	40,87
08-Set-92	106	29,05	1,21	0,08	32,65
09-Set-92	107	27,29	1,14	0,07	34,76
10-Set-92	108	27,86	1,16	0,07	34,05
11-Set-92	109	26,43	1,10	0,07	35,89
12-Set-92	110	37,24	1,55	0,10	25,47
13-Set-92	111	23,38	0,97	0,06	40,57
14-Set-92	112	30,45	1,27	0,08	31,15
15-Set-92	113	73,31	3,05	0,20	12,94
16-Set-92	114	25,97	1,08	0,07	36,53
17-Set-92	115	31,37	1,31	0,08	30,24
18-Set-92	116	27,48	1,15	0,07	34,52
19-Set-92	117	27,01	1,13	0,07	35,12
20-Set-92	118	25,84	1,08	0,07	36,71
21-Set-92	119	25,47	1,06	0,07	37,24
22-Set-92	120	22,75	0,95	0,06	41,70
23-Set-92	121	26,16	1,09	0,07	36,26
24-Set-92	122	29,06	1,21	0,08	32,64
25-Set-92	123	33,73	1,41	0,09	28,12
26-Set-92	124	25,06	1,04	0,07	37,85
27-Set-92	125	29,83	1,24	0,08	31,80
28-Set-92	126	26,09	1,09	0,07	36,36
29-Set-92	127	22,18	0,92	0,06	42,77
30-Set-92	128	22,98	0,96	0,06	41,28
01-Out-92	129	23,22	0,97	0,06	40,85
02-Out-92	130	56,42	2,35	0,15	16,81
03-Out-92	131	28,02	1,17	0,08	33,85
04-Out-92	132	23,47	0,98	0,06	40,42
05-Out-92	133	30,69	1,28	0,08	30,91
06-Out-92	134	27,02	1,13	0,07	35,11
07-Out-92	135	28,20	1,18	0,08	33,64

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
09-Out-92	137	21,86	0,91	0,06	43,39
10-Out-92	138	28,33	1,18	0,08	33,48
11-Out-92	139	28,42	1,18	0,08	33,38
12-Out-92	140	37,22	1,55	0,10	25,49
13-Out-92	141	28,75	1,20	0,08	32,99
14-Out-92	142	28,40	1,18	0,08	33,40
15-Out-92	143	23,17	0,97	0,06	40,94
16-Out-92	144	33,43	1,39	0,09	28,38
17-Out-92	145	23,99	1,00	0,06	39,54
18-Out-92	146	24,77	1,03	0,07	38,30
19-Out-92	147	32,37	1,35	0,09	29,30
20-Out-92	148	21,60	0,90	0,06	43,92
21-Out-92	149	20,13	0,84	0,05	47,12
22-Out-92	150	22,19	0,92	0,06	42,75
23-Out-92	151	26,27	1,09	0,07	36,11
24-Out-92	152	26,97	1,12	0,07	35,17
25-Out-92	153	25,93	1,08	0,07	36,58
26-Out-92	154	25,14	1,05	0,07	37,73
27-Out-92	155	23,02	0,96	0,06	41,21
28-Out-92	156	19,63	0,82	0,05	48,32
29-Out-92	157	18,11	0,75	0,05	52,38
30-Out-92	158	29,31	1,22	0,08	32,36
31-Out-92	159	28,41	1,18	0,08	33,39
01-Nov-92	160	29,04	1,21	0,08	32,67
02-Nov-92	161	28,21	1,18	0,08	33,63
03-Nov-92	162	23,53	0,98	0,06	40,31
04-Nov-92	163	30,60	1,28	0,08	31,00
05-Nov-92	164	29,88	1,25	0,08	31,75
06-Nov-92	165	24,92	1,04	0,07	38,07
07-Nov-92	166	24,80	1,03	0,07	38,25
08-Nov-92	167	29,97	1,25	0,08	31,65
09-Nov-92	168	20,66	0,86	0,06	45,91
10-Nov-92	169	25,50	1,06	0,07	37,20
11-Nov-92	170	24,01	1,00	0,06	39,51
12-Nov-92	171	23,61	0,98	0,06	40,18
13-Nov-92	172	24,80	1,03	0,07	38,25
14-Nov-92	173	33,50	1,40	0,09	28,32
15-Nov-92	174	23,61	0,98	0,06	40,18

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
16-Nov-92	175	52,09	2,17	0,14	18,21
17-Nov-92	176	28,20	1,18	0,08	33,64
18-Nov-92	177	28,51	1,19	0,08	33,27
19-Nov-92	178	28,64	1,19	0,08	33,12
20-Nov-92	179	31,71	1,32	0,09	29,91
21-Nov-92	180	27,78	1,16	0,07	34,15
22-Nov-92	181	37,06	1,54	0,10	25,60
23-Nov-92	182	32,95	1,37	0,09	28,79
24-Nov-92	183	29,23	1,22	0,08	32,45
25-Nov-92	184	32,29	1,35	0,09	29,38
26-Nov-92	185	23,18	0,97	0,06	40,92
27-Nov-92	186	28,64	1,19	0,08	33,12
28-Nov-92	187	26,31	1,10	0,07	36,05
29-Nov-92	188	24,98	1,04	0,07	37,97
30-Nov-92	189	25,60	1,07	0,07	37,05
02-Dez-92	191	26,03	1,08	0,07	36,44
03-Dez-92	192	26,30	1,10	0,07	36,07
04-Dez-92	193	25,70	1,07	0,07	36,91
05-Dez-92	194	31,58	1,32	0,08	30,04
06-Dez-92	195	34,26	1,43	0,09	27,69
07-Dez-92	196	26,71	1,11	0,07	35,51
08-Dez-92	197	22,66	0,94	0,06	41,86
09-Dez-92	198	28,62	1,19	0,08	33,14
10-Dez-92	199	39,79	1,66	0,11	23,84
11-Dez-92	200	18,57	0,77	0,05	51,08
12-Dez-92	201	19,50	0,81	0,05	48,65
13-Dez-92	202	23,87	0,99	0,06	39,74
14-Dez-92	203	32,03	1,33	0,09	29,62
15-Dez-92	204	26,56	1,11	0,07	35,72
16-Dez-92	205	25,30	1,05	0,07	37,49
17-Dez-92	206	26,02	1,08	0,07	36,46
18-Dez-92	207	23,33	0,97	0,06	40,66
19-Dez-92	208	22,20	0,93	0,06	42,73
20-Dez-92	209	19,27	0,80	0,05	49,23
21-Dez-92	210	27,17	1,13	0,07	34,91
22-Dez-92	211	31,33	1,31	0,08	30,28
23-Dez-92	212	25,28	1,05	0,07	37,52
24-Dez-92	213	30,12	1,26	0,08	31,49

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
25-Dez-92	214	26,85	1,12	0,07	35,33
26-Dez-92	215	25,59	1,07	0,07	37,07
27-Dez-92	216	27,91	1,16	0,08	33,99
28-Dez-92	217	25,95	1,08	0,07	36,55
29-Dez-92	218	22,95	0,96	0,06	41,33
30-Dez-92	219	21,79	0,91	0,06	43,53
31-Dez-92	220	28,94	1,21	0,08	32,78
01-Jan-93	221	28,76	1,20	0,08	32,98
02-Jan-93	222	33,01	1,38	0,09	28,74
03-Jan-93	223	40,57	1,69	0,11	23,38
04-Jan-93	224	28,52	1,19	0,08	33,26
05-Jan-93	225	23,66	0,99	0,06	40,09
06-Jan-93	226	27,39	1,14	0,07	34,63
07-Jan-93	227	24,17	1,01	0,06	39,25
08-Jan-93	228	33,93	1,41	0,09	27,96
09-Jan-93	229	28,08	1,17	0,08	33,78
10-Jan-93	230	38,06	1,59	0,10	24,92
11-Jan-93	231	48,71	2,03	0,13	19,47
12-Jan-93	232	28,13	1,17	0,08	33,72
13-Jan-93	233	26,08	1,09	0,07	36,37
14-Jan-93	234	27,58	1,15	0,07	34,39
15-Jan-93	235	23,13	0,96	0,06	41,01
16-Jan-93	236	26,95	1,12	0,07	35,20
17-Jan-93	237	24,53	1,02	0,07	38,67
18-Jan-93	238	31,29	1,30	0,08	30,32
19-Jan-93	239	21,18	0,88	0,06	44,79
20-Jan-93	240	24,13	1,01	0,06	39,31
21-Jan-93	241	25,60	1,07	0,07	37,05
23-Jan-93	243	19,80	0,83	0,05	47,91
24-Jan-93	244	26,29	1,10	0,07	36,08
25-Jan-93	245	29,16	1,22	0,08	32,53
27-Jan-93	247	22,39	0,93	0,06	42,37
28-Jan-93	248	22,09	0,92	0,06	42,94
29-Jan-93	249	24,97	1,04	0,07	37,99
30-Jan-93	250	26,46	1,10	0,07	35,85
31-Jan-93	251	22,92	0,96	0,06	41,39
01-Fev-93	252	23,56	0,98	0,06	40,26
02-Fev-93	253	21,57	0,90	0,06	43,98

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
03-Fev-93	254	22,04	0,92	0,06	43,04
04-Fev-93	255	25,68	1,07	0,07	36,94
05-Fev-93	256	21,68	0,90	0,06	43,75
08-Fev-93	259	26,51	1,10	0,07	35,78
09-Fev-93	260	29,83	1,24	0,08	31,80
10-Fev-93	261	23,05	0,96	0,06	41,15
11-Fev-93	262	31,00	1,29	0,08	30,60
12-Fev-93	263	25,83	1,08	0,07	36,72
15-Fev-93	266	24,07	1,00	0,06	39,41
16-Fev-93	267	22,05	0,92	0,06	43,02
17-Fev-93	268	24,67	1,03	0,07	38,45
18-Fev-93	269	25,79	1,07	0,07	36,78
11-Mar-93	290	30,96	1,29	0,08	30,64
12-Mar-93	291	30,46	1,27	0,08	31,14
15-Mar-93	294	22,30	0,93	0,06	42,54
16-Mar-93	295	29,47	1,23	0,08	32,19
17-Mar-93	296	23,55	0,98	0,06	40,28
18-Mar-93	297	14,20	0,59	0,04	66,80
22-Mar-93	301	30,84	1,29	0,08	30,76
23-Mar-93	302	15,12	0,63	0,04	62,74
24-Mar-93	303	14,76	0,62	0,04	64,27
25-Mar-93	304	10,09	0,42	0,03	94,01
26-Mar-93	305	18,05	0,75	0,05	52,55
29-Mar-93	308	16,68	0,70	0,04	56,87
30-Mar-93	309	14,49	0,60	0,04	65,47
31-Mar-93	310	18,14	0,76	0,05	52,29
01-Abr-93	311	10,95	0,46	0,03	86,63
02-Abr-93	312	11,25	0,47	0,03	84,32
07-Abr-93	317	13,81	0,58	0,04	68,69
12-Abr-93	322	23,91	1,00	0,06	39,67
13-Abr-93	323	28,15	1,17	0,08	33,70
14-Abr-93	324	27,84	1,16	0,07	34,07
20-Abr-93	330	26,92	1,12	0,07	35,24
21-Abr-93	331	25,79	1,07	0,07	36,78
22-Abr-93	332	25,37	1,06	0,07	37,39
23-Abr-93	333	25,21	1,05	0,07	37,63
24-Abr-93	334	29,70	1,24	0,08	31,94

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
26-Abr-93	336	27,03	1,13	0,07	35,09
27-Abr-93	337	23,35	0,97	0,06	40,63
28-Abr-93	338	29,95	1,25	0,08	31,67
29-Abr-93	339	26,04	1,09	0,07	36,43
30-Abr-93	340	27,30	1,14	0,07	34,75
03-Mai-93	343	27,17	1,13	0,07	34,91
04-Mai-93	344	25,09	1,05	0,07	37,81
05-Mai-93	345	30,96	1,29	0,08	30,64
06-Mai-93	346	22,74	0,95	0,06	41,72
07-Mai-93	347	31,32	1,31	0,08	30,29
10-Mai-93	350	23,78	0,99	0,06	39,89
11-Mai-93	351	27,23	1,13	0,07	34,84
12-Mai-93	352	27,75	1,16	0,07	34,18
13-Mai-93	353	22,08	0,92	0,06	42,96
14-Mai-93	354	24,36	1,02	0,07	38,94
17-Mai-93	357	30,88	1,29	0,08	30,72
18-Mai-93	358	27,48	1,15	0,07	34,52
19-Mai-93	359	23,33	0,97	0,06	40,66
20-Mai-93	360	33,81	1,41	0,09	28,06
21-Mai-93	361	28,12	1,17	0,08	33,73
24-Mai-93	364	22,53	0,94	0,06	42,10
25-Mai-93	365	26,78	1,12	0,07	35,42
26-Mai-93	366	29,24	1,22	0,08	32,44
27-Mai-93	367	27,63	1,15	0,07	34,33
28-Mai-93	368	24,10	1,00	0,06	39,36
31-Mai-93	371	23,92	1,00	0,06	39,66
01-Jun-93	372	30,67	1,28	0,08	30,93
02-Jun-93	373	31,04	1,29	0,08	30,56
03-Jun-93	374	29,64	1,24	0,08	32,00
04-Jun-93	375	30,89	1,29	0,08	30,71
05-Jun-93	376	29,16	1,22	0,08	32,53
07-Jun-93	378	27,07	1,13	0,07	35,04
08-Jun-93	379	28,52	1,19	0,08	33,26
09-Jun-93	380	29,77	1,24	0,08	31,86
10-Jun-93	381	27,59	1,15	0,07	34,38
11-Jun-93	382	26,53	1,11	0,07	35,76
14-Jun-93	385	27,19	1,13	0,07	34,89
15-Jun-93	386	27,20	1,13	0,07	34,88

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
16-Jun-93	387	26,63	1,11	0,07	35,62
17-Jun-93	388	27,93	1,16	0,08	33,96
18-Jun-93	389	16,72	0,70	0,04	56,73
19-Jun-93	390	27,31	1,14	0,07	34,73
21-Jun-93	392	29,58	1,23	0,08	32,07
22-Jun-93	393	30,71	1,28	0,08	30,89
23-Jun-93	394	31,21	1,30	0,08	30,39
24-Jun-93	395	28,49	1,19	0,08	33,30
25-Jun-93	396	24,60	1,03	0,07	38,56
26-Jun-93	397	25,62	1,07	0,07	37,03
28-Jun-93	399	29,33	1,22	0,08	32,34
29-Jun-93	400	23,21	0,97	0,06	40,87
30-Jun-93	401	29,25	1,22	0,08	32,43
01-Jul-93	402	30,38	1,27	0,08	31,22
02-Jul-93	403	29,01	1,21	0,08	32,70
03-Jul-93	404	30,12	1,26	0,08	31,49
05-Jul-93	406	30,40	1,27	0,08	31,20
06-Jul-93	407	23,13	0,96	0,06	41,01
07-Jul-93	408	21,14	0,88	0,06	44,87
08-Jul-93	409	23,03	0,96	0,06	41,19
09-Jul-93	410	24,45	1,02	0,07	38,80
10-Jul-93	411	20,80	0,87	0,06	45,61
12-Jul-93	413	23,28	0,97	0,06	40,75
13-Jul-93	414	26,54	1,11	0,07	35,74
14-Jul-93	415	25,12	1,05	0,07	37,76
15-Jul-93	416	27,69	1,15	0,07	34,26
16-Jul-93	417	29,89	1,25	0,08	31,74
17-Jul-93	418	28,06	1,17	0,08	33,81
19-Jul-93	420	30,78	1,28	0,08	30,82
20-Jul-93	421	29,17	1,22	0,08	32,52
21-Jul-93	422	26,99	1,12	0,07	35,15
22-Jul-93	423	26,43	1,10	0,07	35,89
24-Jul-93	425	26,53	1,11	0,07	35,76
26-Jul-93	427	26,92	1,12	0,07	35,24
27-Jul-93	428	29,70	1,24	0,08	31,94
28-Jul-93	429	30,84	1,29	0,08	30,76
29-Jul-93	430	25,90	1,08	0,07	36,63
30-Jul-93	431	33,15	1,38	0,09	28,62

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
31-Jul-93	432	24,10	1,00	0,06	39,36
02-Ago-93	434	18,27	0,76	0,05	51,92
03-Ago-93	435	14,90	0,62	0,04	63,66
04-Ago-93	436	30,36	1,27	0,08	31,25
05-Ago-93	437	27,15	1,13	0,07	34,94
06-Ago-93	438	25,56	1,07	0,07	37,11
07-Ago-93	439	27,20	1,13	0,07	34,88
09-Ago-93	441	29,72	1,24	0,08	31,92
10-Ago-93	442	24,70	1,03	0,07	38,40
11-Ago-93	443	27,97	1,17	0,08	33,91
12-Ago-93	444	26,66	1,11	0,07	35,58
13-Ago-93	445	27,79	1,16	0,07	34,13
14-Ago-93	446	27,72	1,16	0,07	34,22
16-Ago-93	448	35,62	1,48	0,10	26,63
17-Ago-93	449	34,27	1,43	0,09	27,68
18-Ago-93	450	29,78	1,24	0,08	31,85
19-Ago-93	451	28,42	1,18	0,08	33,38
20-Ago-93	452	29,78	1,24	0,08	31,85
21-Ago-93	453	27,18	1,13	0,07	34,90
01-Set-93	464	31,16	1,30	0,08	30,44
02-Set-93	465	33,54	1,40	0,09	28,28
03-Set-93	466	38,05	1,59	0,10	24,93
04-Set-93	467	34,98	1,46	0,09	27,12
05-Set-93	468	24,47	1,02	0,07	38,77
06-Set-93	469	37,35	1,56	0,10	25,40
07-Set-93	470	25,60	1,07	0,07	37,05
08-Set-93	471	34,82	1,45	0,09	27,24
09-Set-93	472	41,72	1,74	0,11	22,74
10-Set-93	473	32,09	1,34	0,09	29,56
11-Set-93	474	29,57	1,23	0,08	32,08
12-Set-93	475	30,16	1,26	0,08	31,45
13-Set-93	476	33,48	1,40	0,09	28,33
14-Set-93	477	28,91	1,20	0,08	32,81
15-Set-93	478	21,32	0,89	0,06	44,49
16-Set-93	479	37,49	1,56	0,10	25,30
17-Set-93	480	30,53	1,27	0,08	31,07
18-Set-93	481	32,55	1,36	0,09	29,14
19-Set-93	482	27,86	1,16	0,07	34,05

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
20-Set-93	483	36,96	1,54	0,10	25,67
21-Set-93	484	48,04	2,00	0,13	19,75
23-Set-93	486	38,36	1,60	0,10	24,73
24-Set-93	487	57,10	2,38	0,15	16,61
25-Set-93	488	20,73	0,86	0,06	45,76
26-Set-93	489	26,75	1,11	0,07	35,46
27-Set-93	490	34,68	1,45	0,09	27,35
28-Set-93	491	35,15	1,46	0,09	26,99
29-Set-93	492	34,05	1,42	0,09	27,86
30-Set-93	493	32,28	1,35	0,09	29,39
01-Out-93	494	34,28	1,43	0,09	27,67
02-Out-93	495	35,34	1,47	0,10	26,84
03-Out-93	496	24,34	1,01	0,07	38,97
04-Out-93	497	26,44	1,10	0,07	35,88
05-Out-93	498	31,04	1,29	0,08	30,56
06-Out-93	499	22,43	0,93	0,06	42,29
07-Out-93	500	31,74	1,32	0,09	29,89
08-Out-93	501	33,85	1,41	0,09	28,02
09-Out-93	502	31,88	1,33	0,09	29,76
10-Out-93	503	29,03	1,21	0,08	32,68
14-Out-93	507	32,44	1,35	0,09	29,24
15-Out-93	508	31,33	1,31	0,08	30,28
16-Out-93	509	27,66	1,15	0,07	34,30
17-Out-93	510	25,17	1,05	0,07	37,69
18-Out-93	511	27,24	1,14	0,07	34,82
19-Out-93	512	24,00	1,00	0,06	39,53
20-Out-93	513	25,11	1,05	0,07	37,78
21-Out-93	514	24,45	1,02	0,07	38,80
22-Out-93	515	25,66	1,07	0,07	36,97
23-Out-93	516	30,08	1,25	0,08	31,54
24-Out-93	517	25,71	1,07	0,07	36,90
25-Out-93	518	27,80	1,16	0,07	34,12
26-Out-93	519	31,64	1,32	0,09	29,98
27-Out-93	520	29,41	1,23	0,08	32,25
28-Out-93	521	27,99	1,17	0,08	33,89
29-Out-93	522	29,04	1,21	0,08	32,67
30-Out-93	523	18,25	0,76	0,05	51,98
31-Out-93	524	23,37	0,97	0,06	40,59

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
01-Nov-93	525	24,59	1,02	0,07	38,58
02-Nov-93	526	22,07	0,92	0,06	42,98
03-Nov-93	527	30,04	1,25	0,08	31,58
04-Nov-93	528	35,38	1,47	0,10	26,81
05-Nov-93	529	33,77	1,41	0,09	28,09
06-Nov-93	530	33,89	1,41	0,09	27,99
07-Nov-93	531	28,84	1,20	0,08	32,89
08-Nov-93	532	30,57	1,27	0,08	31,03
09-Nov-93	533	34,15	1,42	0,09	27,78
10-Nov-93	534	31,72	1,32	0,09	29,91
11-Nov-93	535	29,62	1,23	0,08	32,03
12-Nov-93	536	30,09	1,25	0,08	31,53
13-Nov-93	537	30,63	1,28	0,08	30,97
14-Nov-93	538	28,31	1,18	0,08	33,51
15-Nov-93	539	32,07	1,34	0,09	29,58
16-Nov-93	540	38,32	1,60	0,10	24,75
17-Nov-93	541	39,89	1,66	0,11	23,78
18-Nov-93	542	33,00	1,38	0,09	28,75
19-Nov-93	543	29,24	1,22	0,08	32,44
20-Nov-93	544	31,78	1,32	0,09	29,85
21-Nov-93	545	29,26	1,22	0,08	32,42
22-Nov-93	546	35,20	1,47	0,09	26,95
23-Nov-93	547	35,69	1,49	0,10	26,58
24-Nov-93	548	32,59	1,36	0,09	29,11
25-Nov-93	549	34,29	1,43	0,09	27,66
26-Nov-93	550	30,98	1,29	0,08	30,62
27-Nov-93	551	34,17	1,42	0,09	27,76
28-Nov-93	552	38,44	1,60	0,10	24,68
29-Nov-93	553	38,95	1,62	0,10	24,35
30-Nov-93	554	30,81	1,28	0,08	30,79
01-Dez-93	555	35,80	1,49	0,10	26,50
03-Dez-93	557	36,96	1,54	0,10	25,67
04-Dez-93	558	35,66	1,49	0,10	26,60
05-Dez-93	559	36,26	1,51	0,10	26,16
06-Dez-93	560	38,90	1,62	0,10	24,39
07-Dez-93	561	42,79	1,78	0,12	22,17
08-Dez-93	562	31,98	1,33	0,09	29,66
09-Dez-93	563	37,49	1,56	0,10	25,30

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
10-Dez-93	564	40,46	1,69	0,11	23,45
11-Dez-93	565	36,36	1,52	0,10	26,09
12-Dez-93	566	40,23	1,68	0,11	23,58
13-Dez-93	567	37,79	1,57	0,10	25,10
14-Dez-93	568	40,18	1,67	0,11	23,61
15-Dez-93	569	37,51	1,56	0,10	25,29
16-Dez-93	570	46,39	1,93	0,12	20,45
17-Dez-93	571	30,19	1,26	0,08	31,42
18-Dez-93	572	31,93	1,33	0,09	29,71
19-Dez-93	573	28,25	1,18	0,08	33,58
20-Dez-93	574	34,94	1,46	0,09	27,15
21-Dez-93	575	31,58	1,32	0,08	30,04
22-Dez-93	576	39,43	1,64	0,11	24,06
23-Dez-93	577	35,35	1,47	0,10	26,83
24-Dez-93	578	34,75	1,45	0,09	27,30
25-Dez-93	579	35,82	1,49	0,10	26,48
26-Dez-93	580	31,02	1,29	0,08	30,58
27-Dez-93	581	40,04	1,67	0,11	23,69
28-Dez-93	582	27,53	1,15	0,07	34,46
29-Dez-93	583	36,53	1,52	0,10	25,97
31-Dez-93	585	37,08	1,55	0,10	25,58
01-Jan-94	586	26,55	1,11	0,07	35,73
02-Jan-94	587	33,78	1,41	0,09	28,08
03-Jan-94	588	39,26	1,64	0,11	24,16
04-Jan-94	589	35,60	1,48	0,10	26,65
05-Jan-94	590	34,39	1,43	0,09	27,58
06-Jan-94	591	29,66	1,24	0,08	31,98
07-Jan-94	592	31,59	1,32	0,08	30,03
08-Jan-94	593	36,24	1,51	0,10	26,18
09-Jan-94	594	22,29	0,93	0,06	42,56
10-Jan-94	595	37,13	1,55	0,10	25,55
11-Jan-94	596	38,05	1,59	0,10	24,93
12-Jan-94	597	35,96	1,50	0,10	26,38
13-Jan-94	598	38,98	1,62	0,10	24,34
14-Jan-94	599	38,66	1,61	0,10	24,54
15-Jan-94	600	32,25	1,34	0,09	29,41
16-Jan-94	601	33,03	1,38	0,09	28,72
17-Jan-94	602	36,17	1,51	0,10	26,23

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
18-Jan-94	603	34,52	1,44	0,09	27,48
19-Jan-94	604	31,94	1,33	0,09	29,70
20-Jan-94	605	36,59	1,52	0,10	25,93
21-Jan-94	606	36,35	1,51	0,10	26,10
22-Jan-94	607	39,60	1,65	0,11	23,95
23-Jan-94	608	34,15	1,42	0,09	27,78
25-Jan-94	610	35,87	1,49	0,10	26,45
26-Jan-94	611	39,02	1,63	0,10	24,31
27-Jan-94	612	28,60	1,19	0,08	33,17
28-Jan-94	613	30,58	1,27	0,08	31,02
29-Jan-94	614	33,16	1,38	0,09	28,61
30-Jan-94	615	48,83	2,03	0,13	19,43
31-Jan-94	616	48,15	2,01	0,13	19,70
01-Fev-94	617	37,48	1,56	0,10	25,31
02-Fev-94	618	33,84	1,41	0,09	28,03
03-Fev-94	619	18,98	0,79	0,05	49,98
04-Fev-94	620	30,05	1,25	0,08	31,57
05-Fev-94	621	65,33	2,72	0,18	14,52
06-Fev-94	622	34,20	1,43	0,09	27,74
07-Fev-94	623	33,67	1,40	0,09	28,17
08-Fev-94	624	32,33	1,35	0,09	29,34
09-Fev-94	625	43,18	1,80	0,12	21,97
10-Fev-94	626	42,07	1,75	0,11	22,55
11-Fev-94	627	40,76	1,70	0,11	23,27
12-Fev-94	628	50,79	2,12	0,14	18,68
13-Fev-94	629	46,96	1,96	0,13	20,20
14-Fev-94	630	38,81	1,62	0,10	24,44
15-Fev-94	631	36,51	1,52	0,10	25,98
16-Fev-94	632	37,09	1,55	0,10	25,58
17-Fev-94	633	36,36	1,52	0,10	26,09
18-Fev-94	634	36,00	1,50	0,10	26,35
19-Fev-94	635	41,44	1,73	0,11	22,89
20-Fev-94	636	33,55	1,40	0,09	28,27
21-Fev-94	637	38,55	1,61	0,10	24,61
22-Fev-94	638	40,67	1,69	0,11	23,32
23-Fev-94	639	39,02	1,63	0,10	24,31
24-Fev-94	640	37,76	1,57	0,10	25,12
25-Fev-94	641	32,20	1,34	0,09	29,46

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
26-Fev-94	642	43,67	1,82	0,12	21,72
27-Fev-94	643	44,99	1,87	0,12	21,08
28-Fev-94	644	52,78	2,20	0,14	17,97
01-Mar-94	645	45,11	1,88	0,12	21,03
02-Mar-94	646	45,77	1,91	0,12	20,73
03-Mar-94	647	43,29	1,80	0,12	21,91
04-Mar-94	648	50,42	2,10	0,14	18,81
05-Mar-94	649	46,80	1,95	0,13	20,27
06-Mar-94	650	37,55	1,56	0,10	25,26
07-Mar-94	651	49,38	2,06	0,13	19,21
08-Mar-94	652	45,39	1,89	0,12	20,90
09-Mar-94	653	38,86	1,62	0,10	24,41
10-Mar-94	654	43,20	1,80	0,12	21,96
11-Mar-94	655	49,56	2,07	0,13	19,14
12-Mar-94	656	43,03	1,79	0,12	22,05
13-Mar-94	657	41,43	1,73	0,11	22,90
14-Mar-94	658	47,81	1,99	0,13	19,84
15-Mar-94	659	40,23	1,68	0,11	23,58
16-Mar-94	660	42,84	1,79	0,12	22,14
17-Mar-94	661	44,69	1,86	0,12	21,23
18-Mar-94	662	43,44	1,81	0,12	21,84
19-Mar-94	663	35,80	1,49	0,10	26,50
20-Mar-94	664	42,17	1,76	0,11	22,49
21-Mar-94	665	42,93	1,79	0,12	22,10
22-Mar-94	666	38,38	1,60	0,10	24,72
23-Mar-94	667	45,67	1,90	0,12	20,77
24-Mar-94	668	46,84	1,95	0,13	20,25
25-Mar-94	669	41,34	1,72	0,11	22,95
26-Mar-94	670	53,16	2,22	0,14	17,84
27-Mar-94	671	41,62	1,73	0,11	22,79
28-Mar-94	672	48,84	2,04	0,13	19,42
29-Mar-94	673	43,92	1,83	0,12	21,60
30-Mar-94	674	40,66	1,69	0,11	23,33
31-Mar-94	675	36,60	1,53	0,10	25,92
01-Abr-94	676	50,30	2,10	0,14	18,86
02-Abr-94	677	55,75	2,32	0,15	17,02
03-Abr-94	678	42,49	1,77	0,11	22,33
04-Abr-94	679	50,10	2,09	0,13	18,93

TABELA 8.1.21 : Volume Diário de Esgoto Sanitário e Vazão afluyente ao reator, Velocidade Ascendente e Tempo de Retenção do líquido no interior do reator (continuação).

DATA	DIA	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /h)	VELOCIDADE ASCENDENTE DO LÍQUIDO (m/h)	TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO (h)
05-Abr-94	680	39,12	1,63	0,11	24,25
06-Abr-94	681	44,72	1,86	0,12	21,21
07-Abr-94	682	40,92	1,71	0,11	23,18
08-Abr-94	683	42,68	1,78	0,11	22,23
09-Abr-94	684	42,90	1,79	0,12	22,11
10-Abr-94	685	38,42	1,60	0,10	24,69
11-Abr-94	686	43,99	1,83	0,12	21,56
12-Abr-94	687	40,85	1,70	0,11	23,22
13-Abr-94	688	44,08	1,84	0,12	21,52
14-Abr-94	689	41,83	1,74	0,11	22,68
15-Abr-94	690	43,14	1,80	0,12	21,99
16-Abr-94	691	44,25	1,84	0,12	21,44
17-Abr-94	692	30,25	1,26	0,08	31,36
18-Abr-94	693	49,94	2,08	0,13	18,99
19-Abr-94	694	49,72	2,07	0,13	19,08
20-Abr-94	695	47,27	1,97	0,13	20,07
21-Abr-94	696	57,02	2,38	0,15	16,64
22-Abr-94	697	50,45	2,10	0,14	18,80
23-Abr-94	698	42,56	1,77	0,11	22,29
24-Abr-94	699	32,85	1,37	0,09	28,88
25-Abr-94	700	52,92	2,21	0,14	17,93
26-Abr-94	701	65,45	2,73	0,18	14,49
27-Abr-94	702	45,62	1,90	0,12	20,79
28-Abr-94	703	46,91	1,95	0,13	20,22
29-Abr-94	704	39,90	1,66	0,11	23,77
30-Abr-94	705	42,61	1,78	0,11	22,26

ANEXO 8.2 - FIGURAS

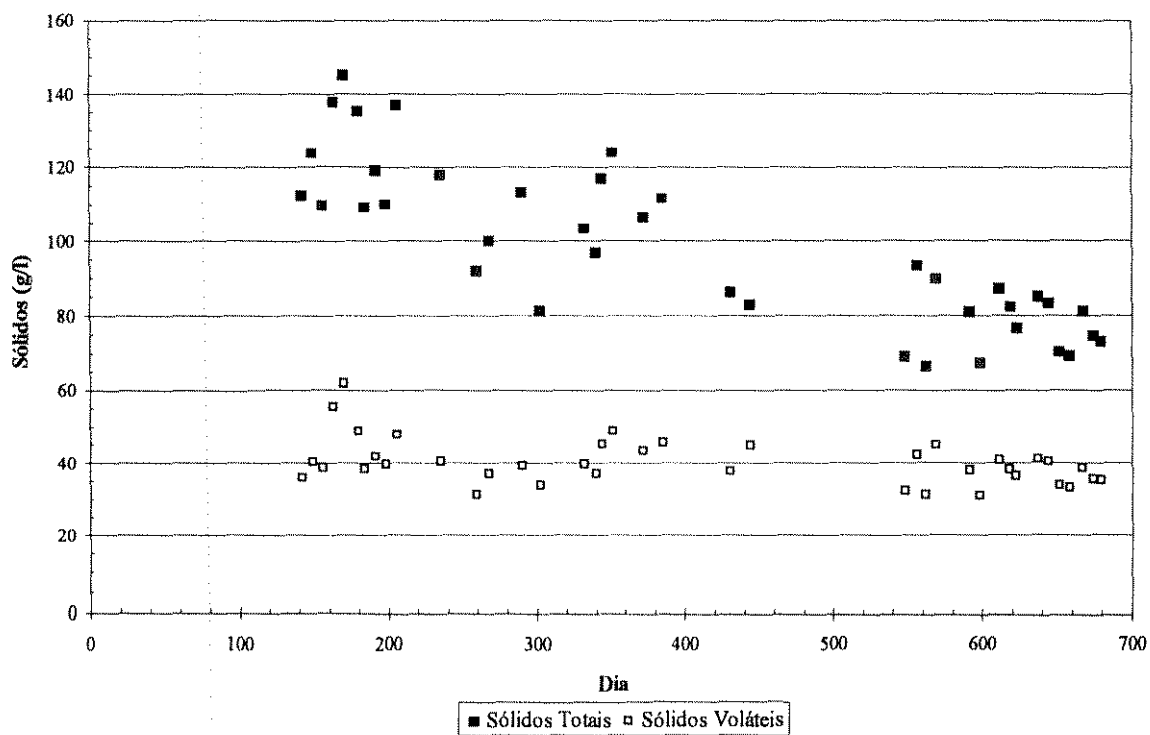


FIGURA 8.2.1 : Resultados de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis para o Ponto P1.

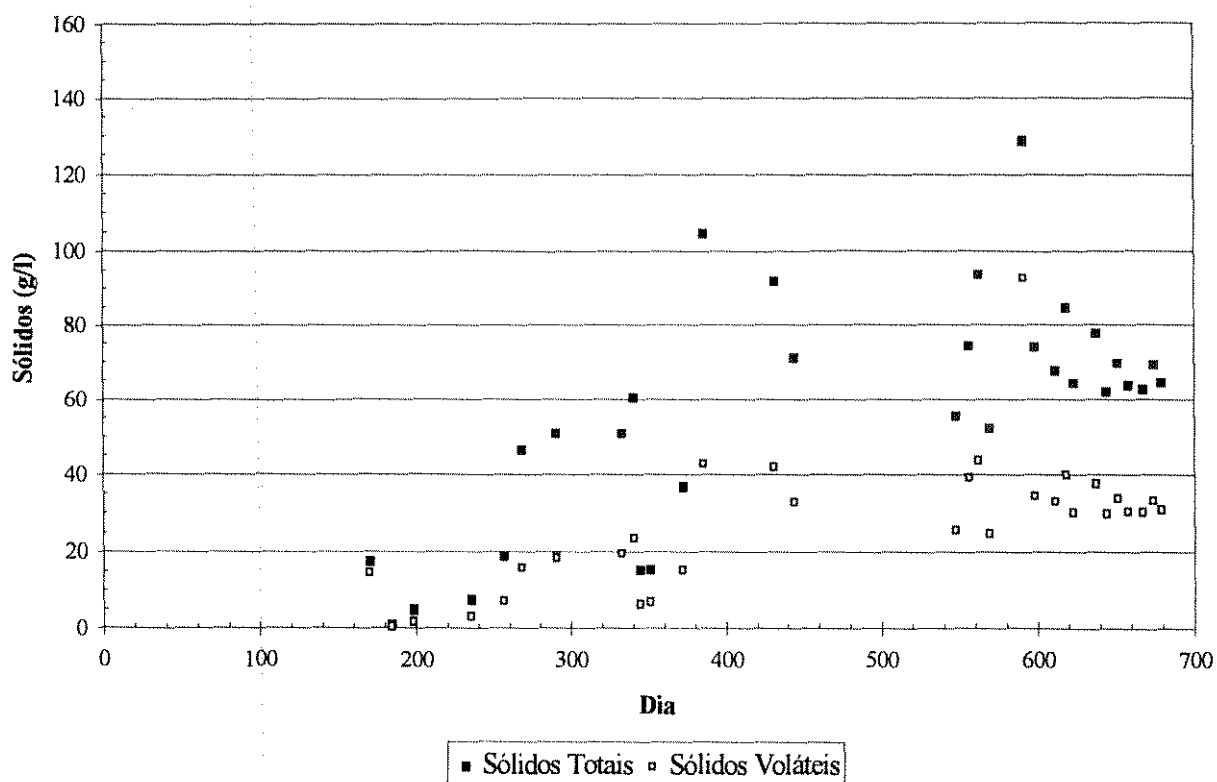


FIGURA 8.2.2 : Resultados de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis para o Ponto P2.

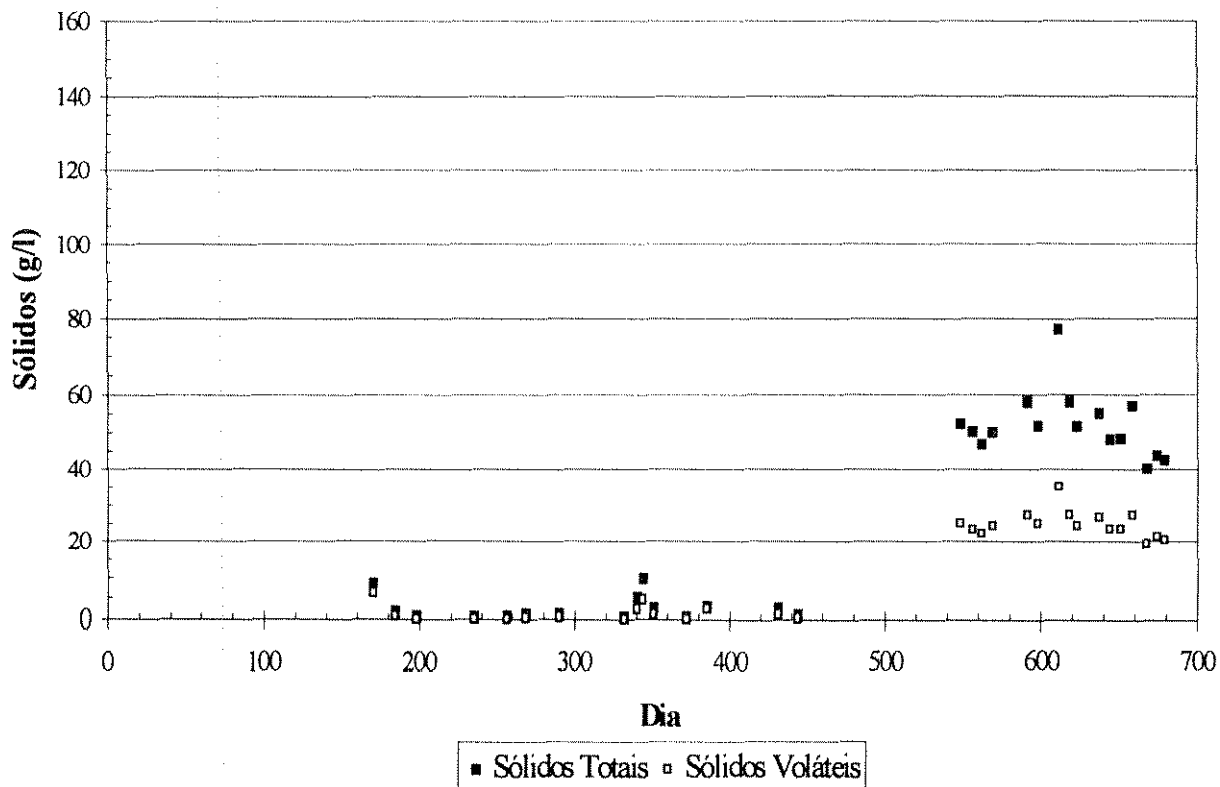


FIGURA 8.2.3 : Resultados de Sólidos Totais e Sólidos Voláteis para o Ponto P3.

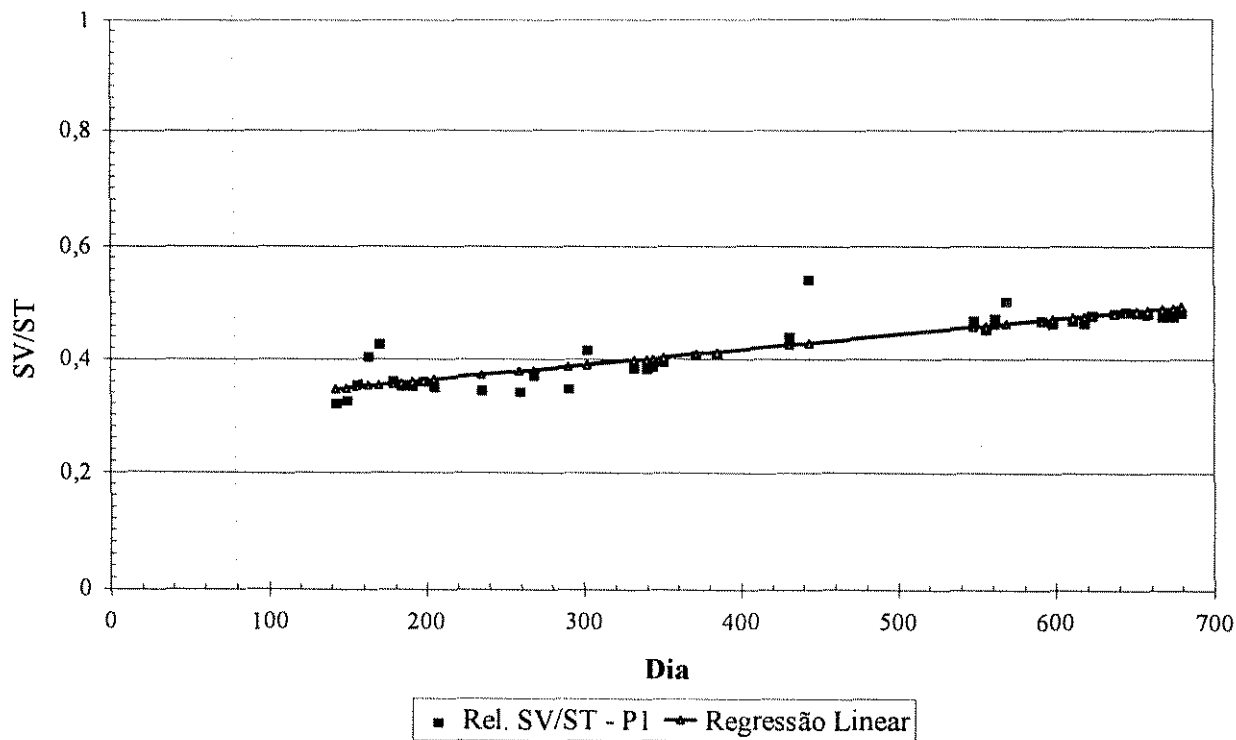


FIGURA 8.2.4 : Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais e Regressão Linear para o Ponto P1.

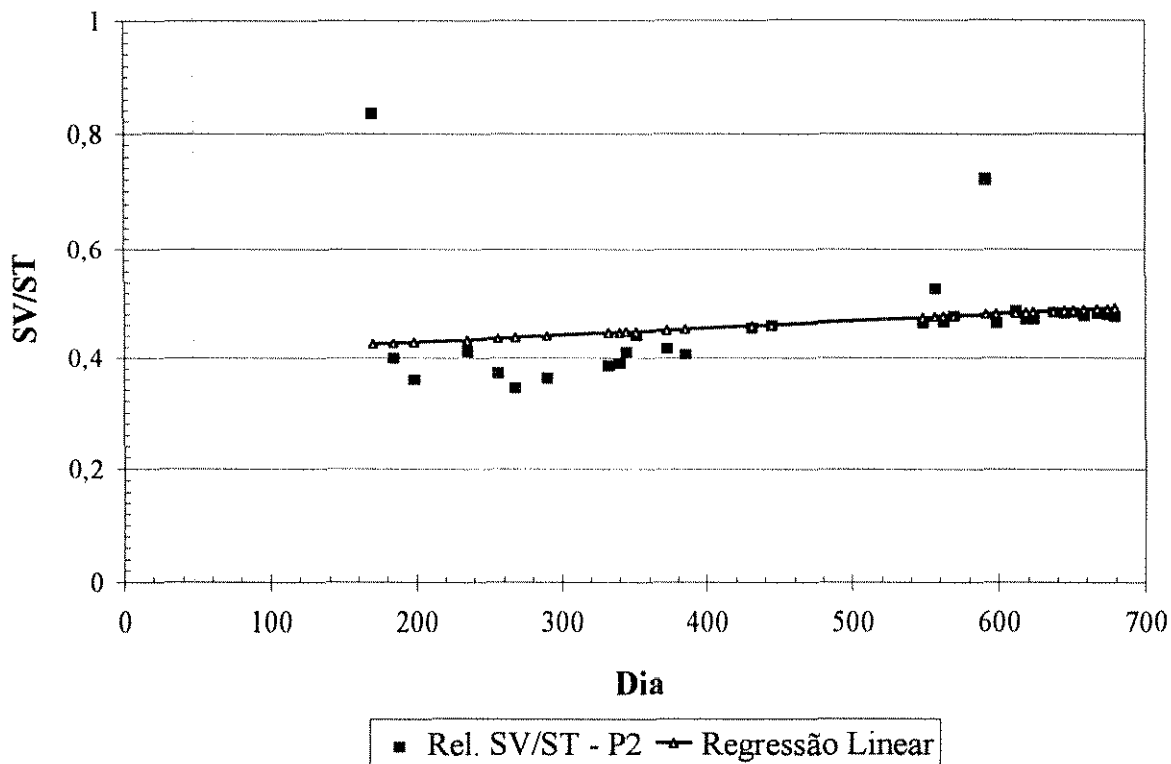


FIGURA 8.2.5 : Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais e Regressão Linear para o Ponto P2.

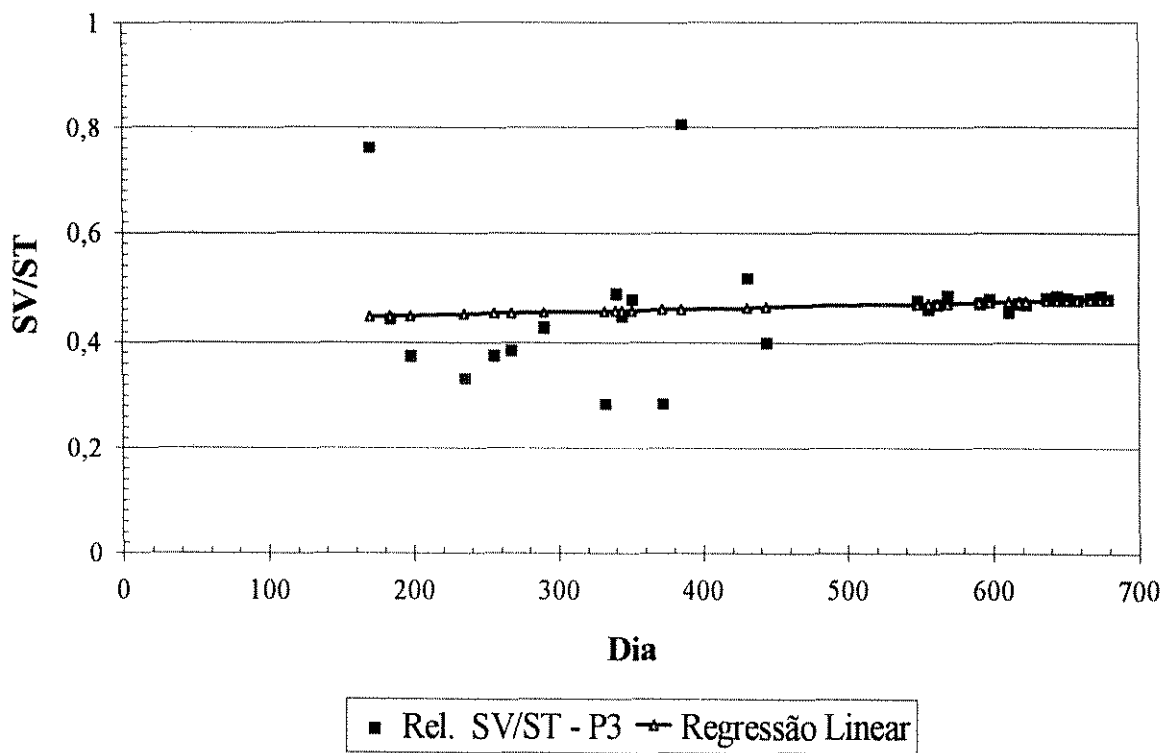


FIGURA 8.2.6 : Relação Sólidos Voláteis/Sólidos Totais e Regressão Linear para o Ponto P3.

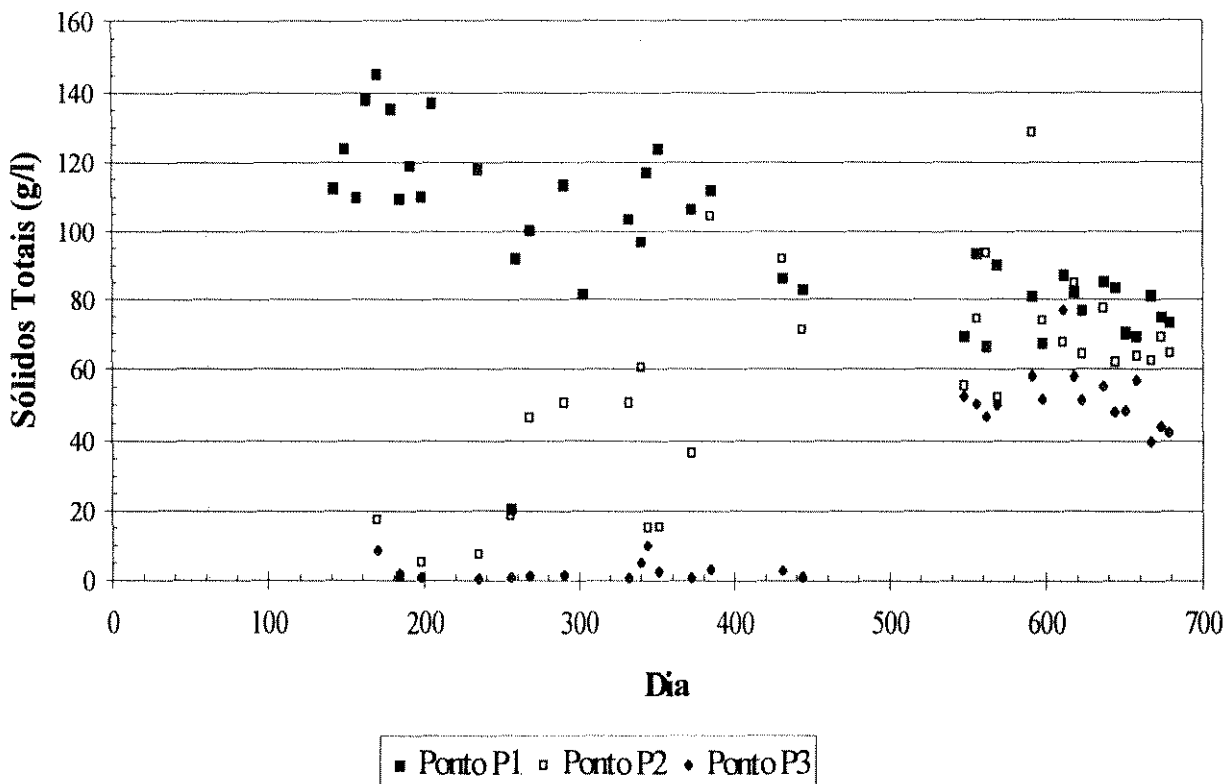


FIGURA 8.2.7 : Resultados de Sólidos Totais para os três Pontos de Lodo.

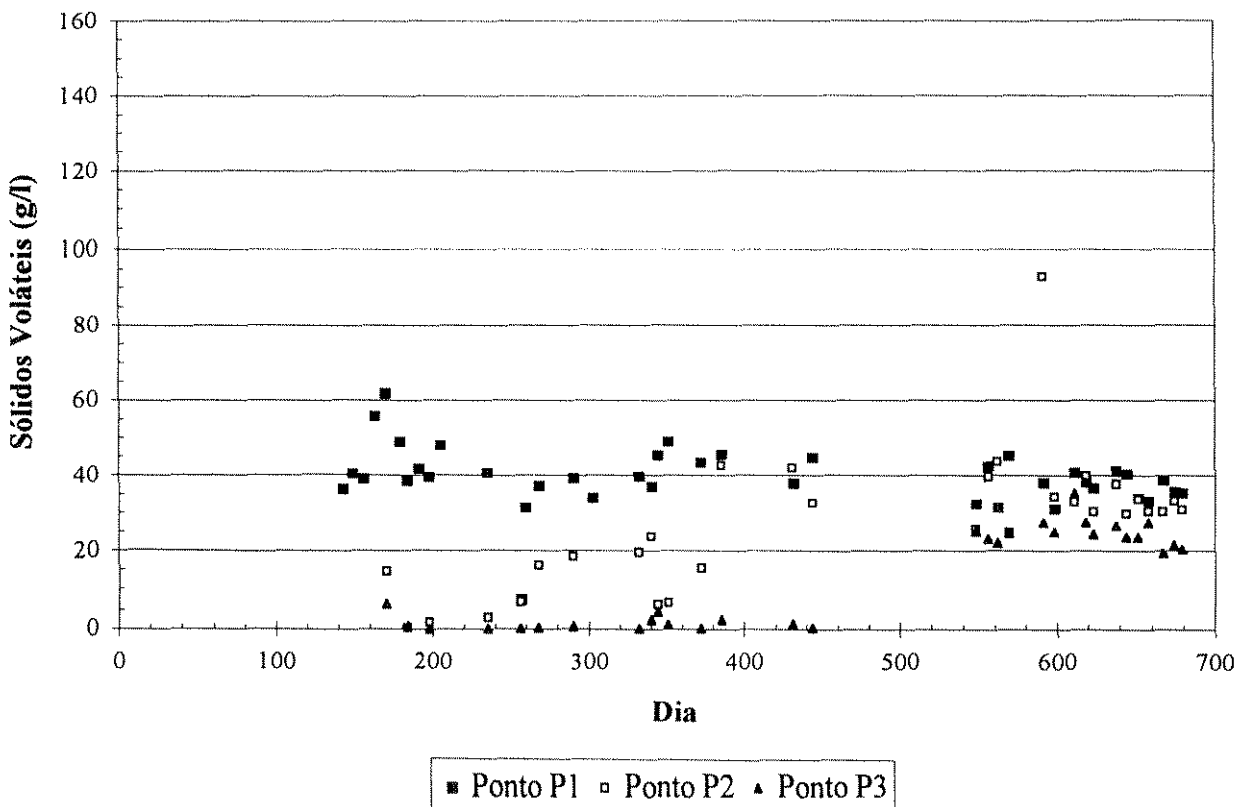


FIGURA 8.2.8 : Resultados de Sólidos Voláteis para os três Pontos de Lodo.

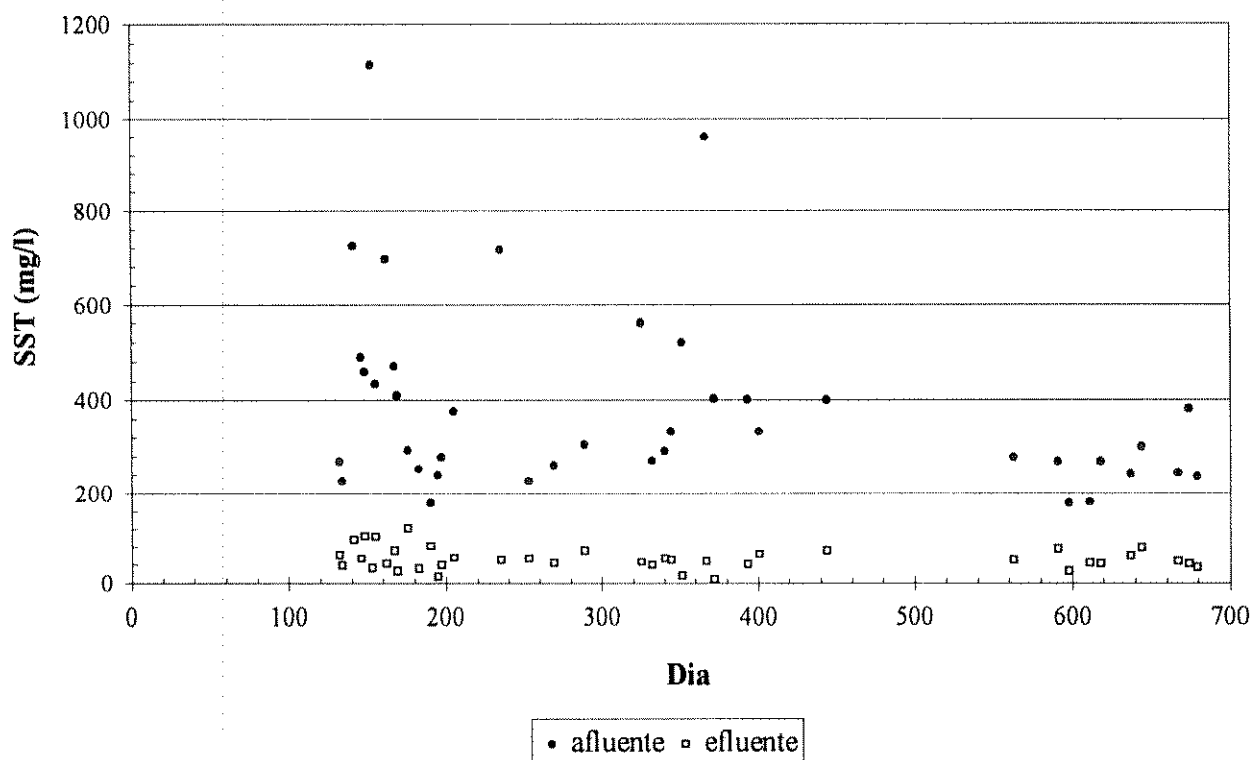


FIGURA 8.2.9 : Resultados de Sólidos Suspensos Totais para o afluente e efluente do Reator.

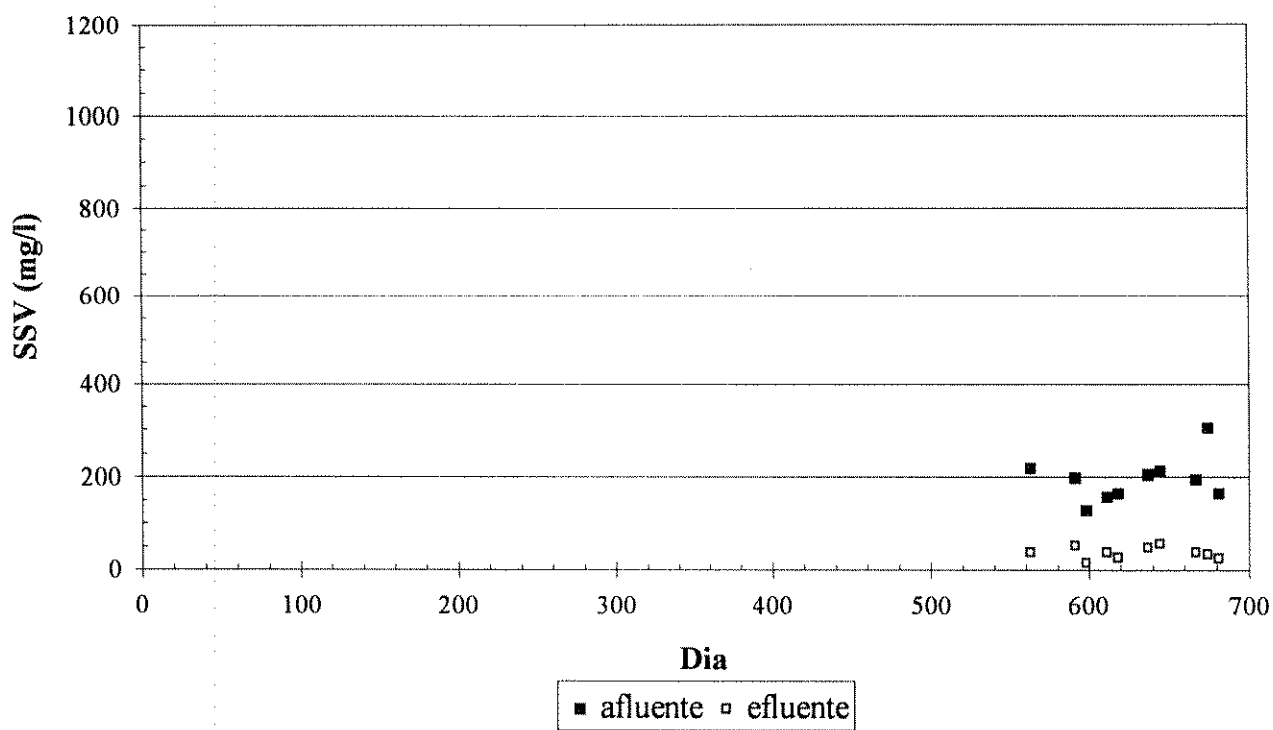


FIGURA 8.2.10 : Resultados de Sólidos Suspensos Voláteis para o afluente e efluente do Reator.

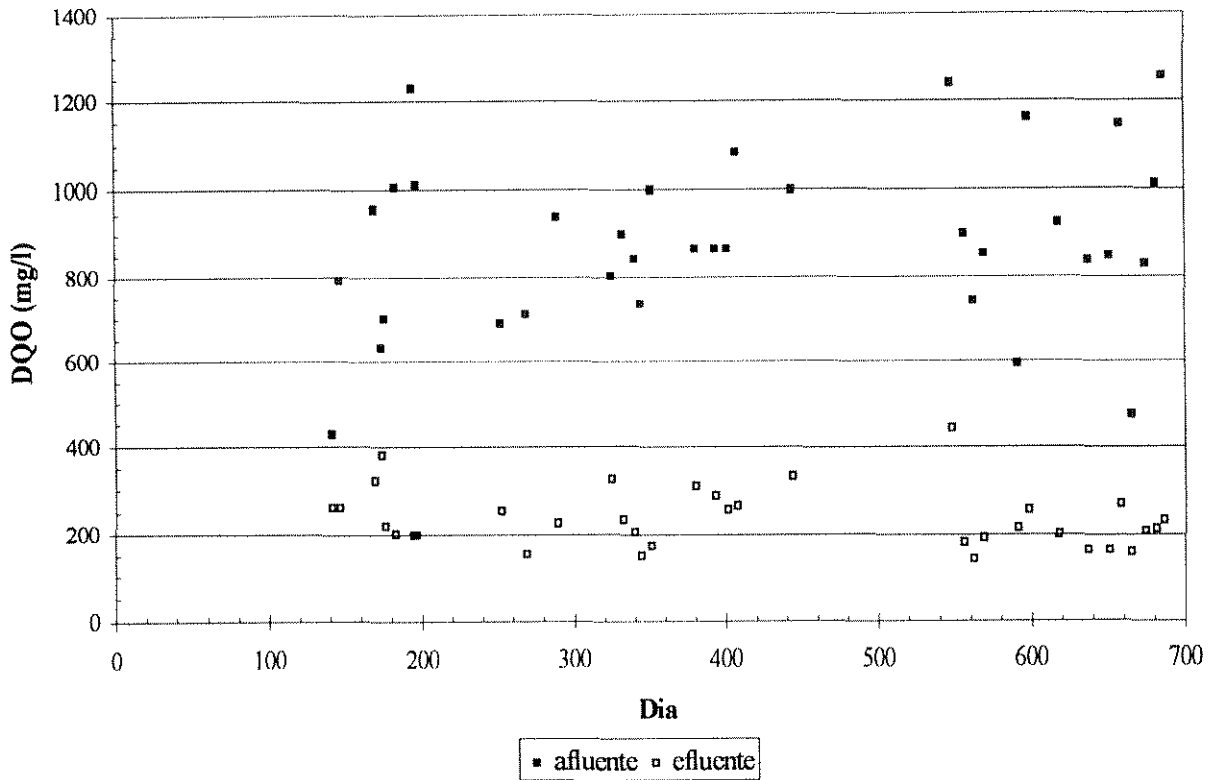


FIGURA 8.2.11 : Resultados de Demanda Química de Oxigênio para o afluentes e efluente do Reator.

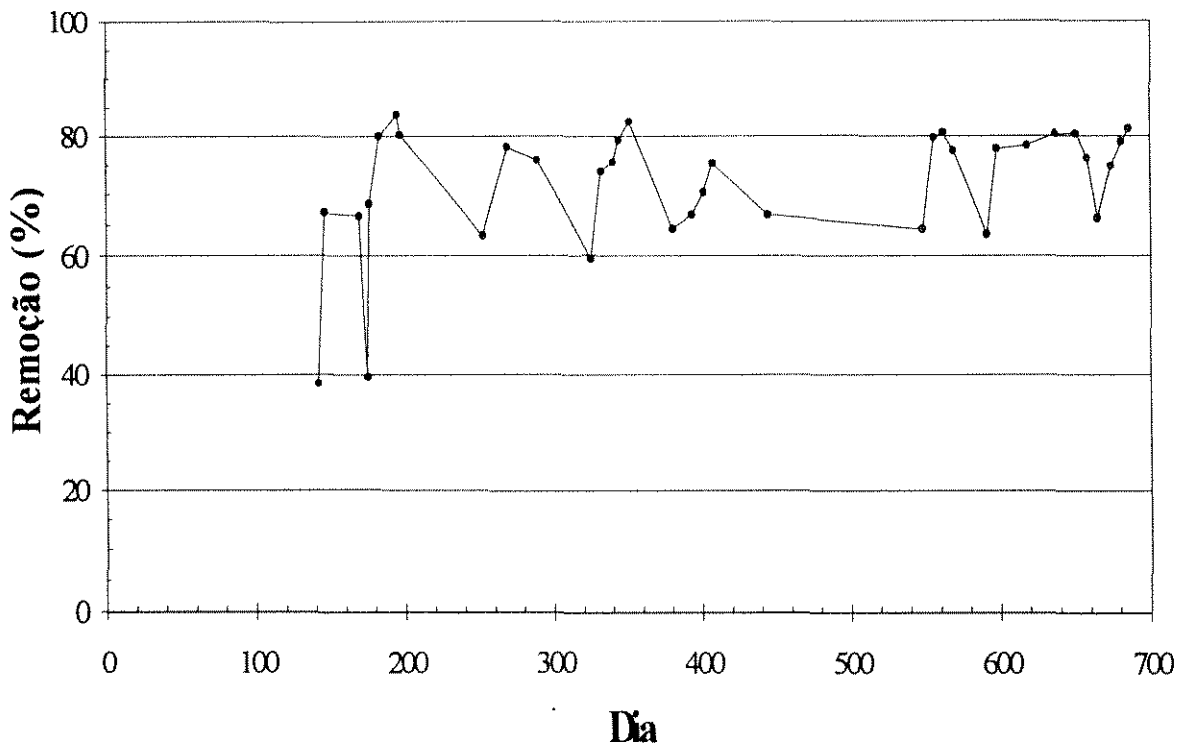


FIGURA 8.2.12 : Porcentagem de Remoção de Demanda Química de Oxigênio.

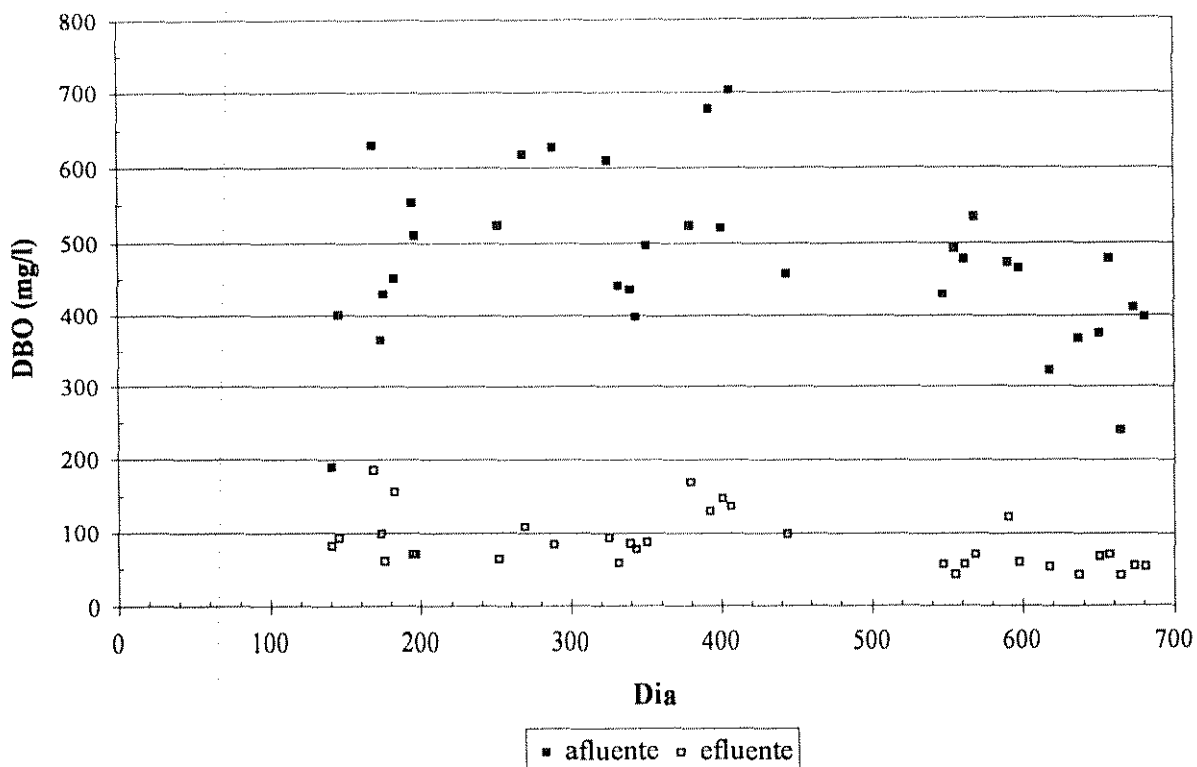


FIGURA 8.2.13 : Resultados de Demanda Bioquímica de Oxigênio para o afluente e efluente do Reator.

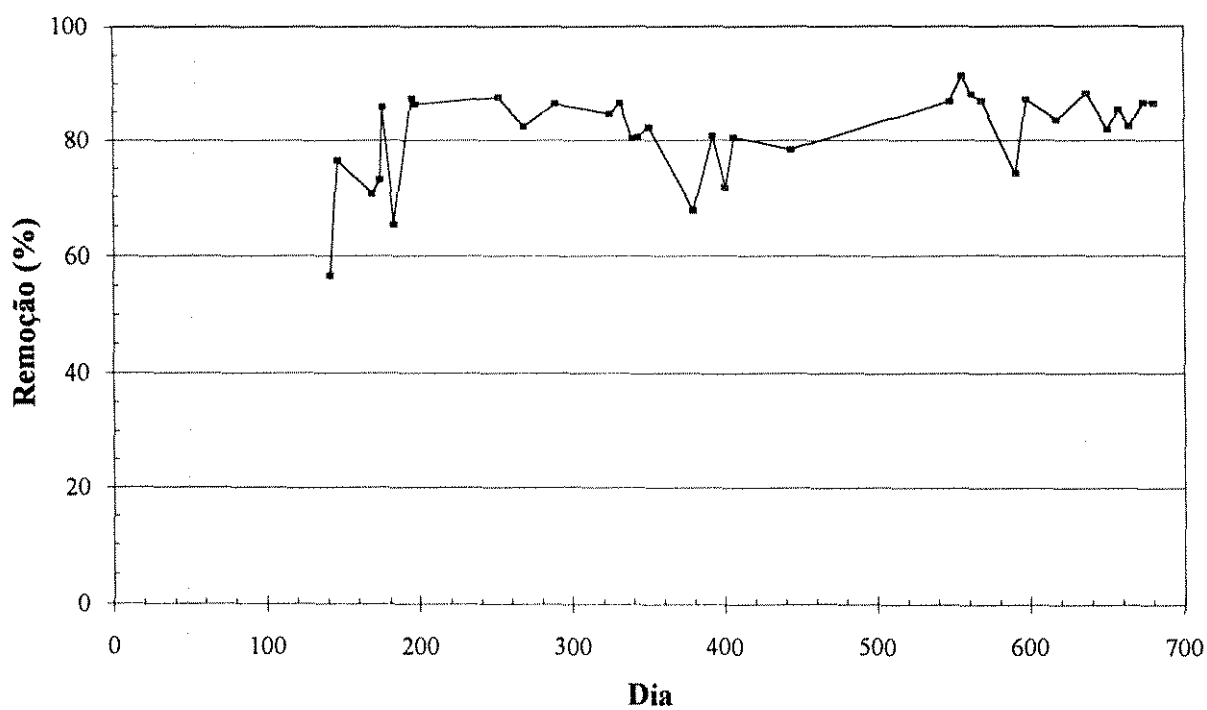


FIGURA 8.2.14 : Porcentagem de Remoção de Demanda Bioquímica de Oxigênio.

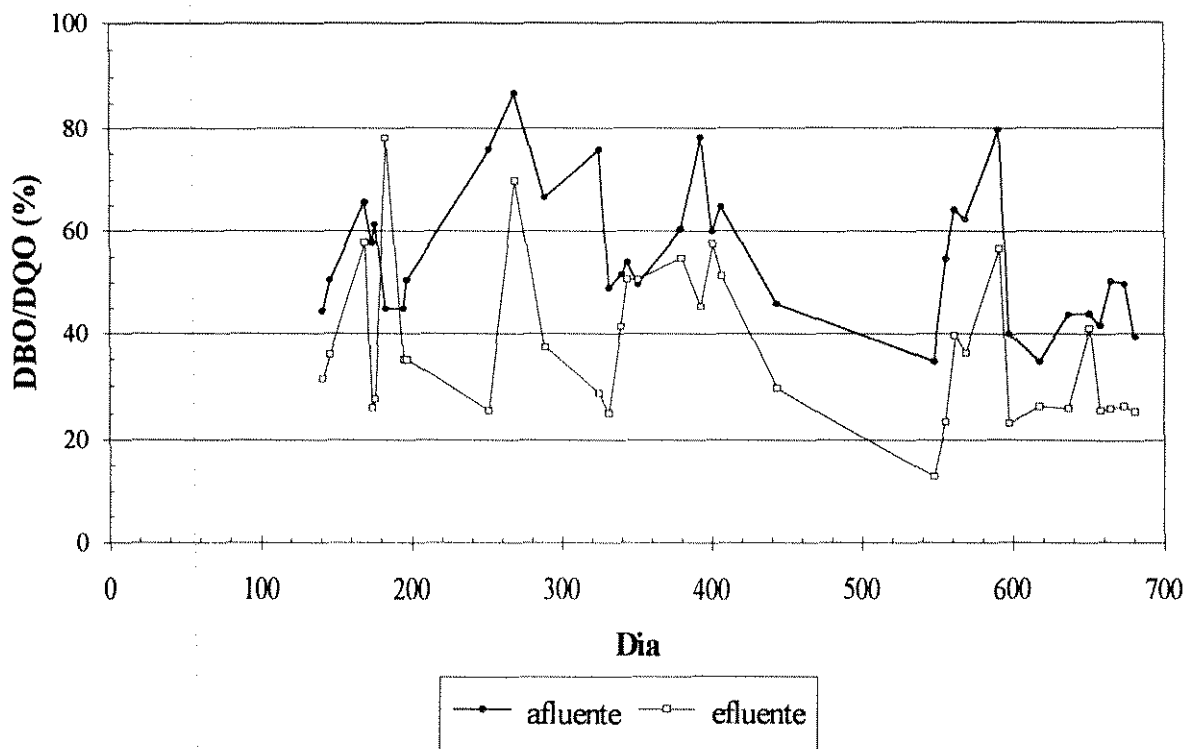


FIGURA 8.2.15 : Relação entre Demanda Bioquímica de Oxigênio e a Demanda Química de Oxigênio para o afluyente e efluente do Reator.

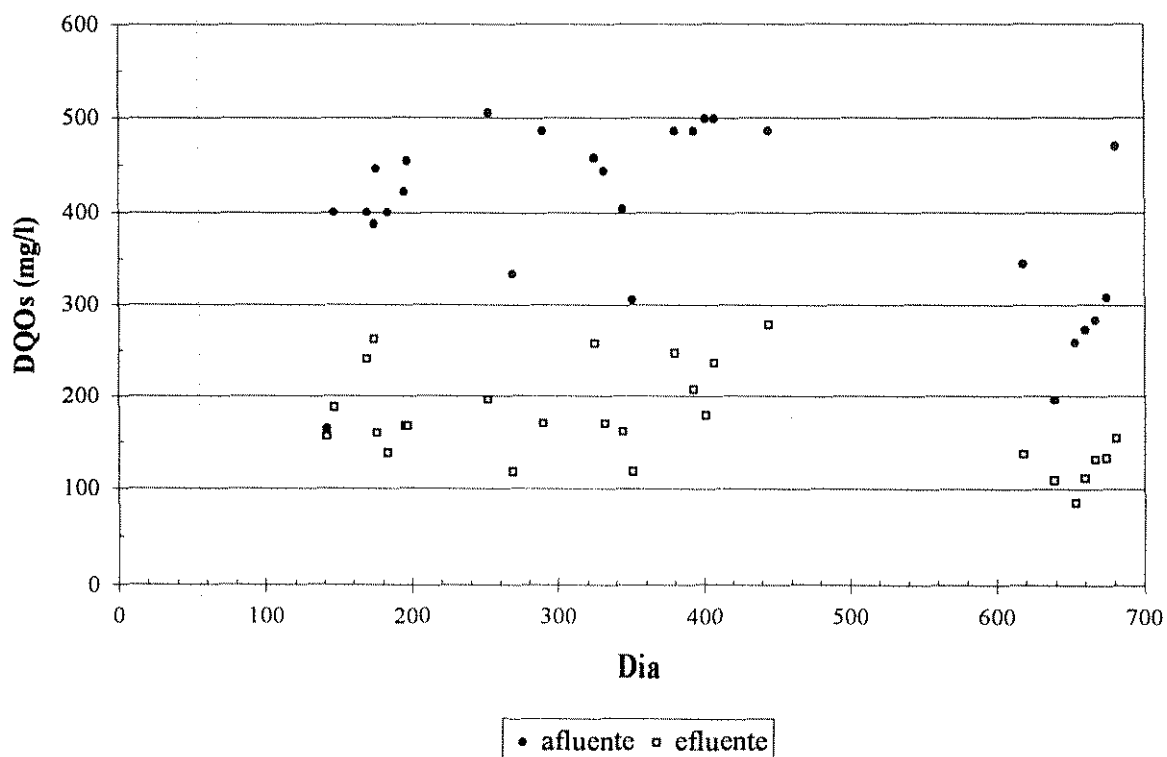


FIGURA 8.2.16 : Resultados de Demanda Química de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras para o afluyente e efluente do Reator.

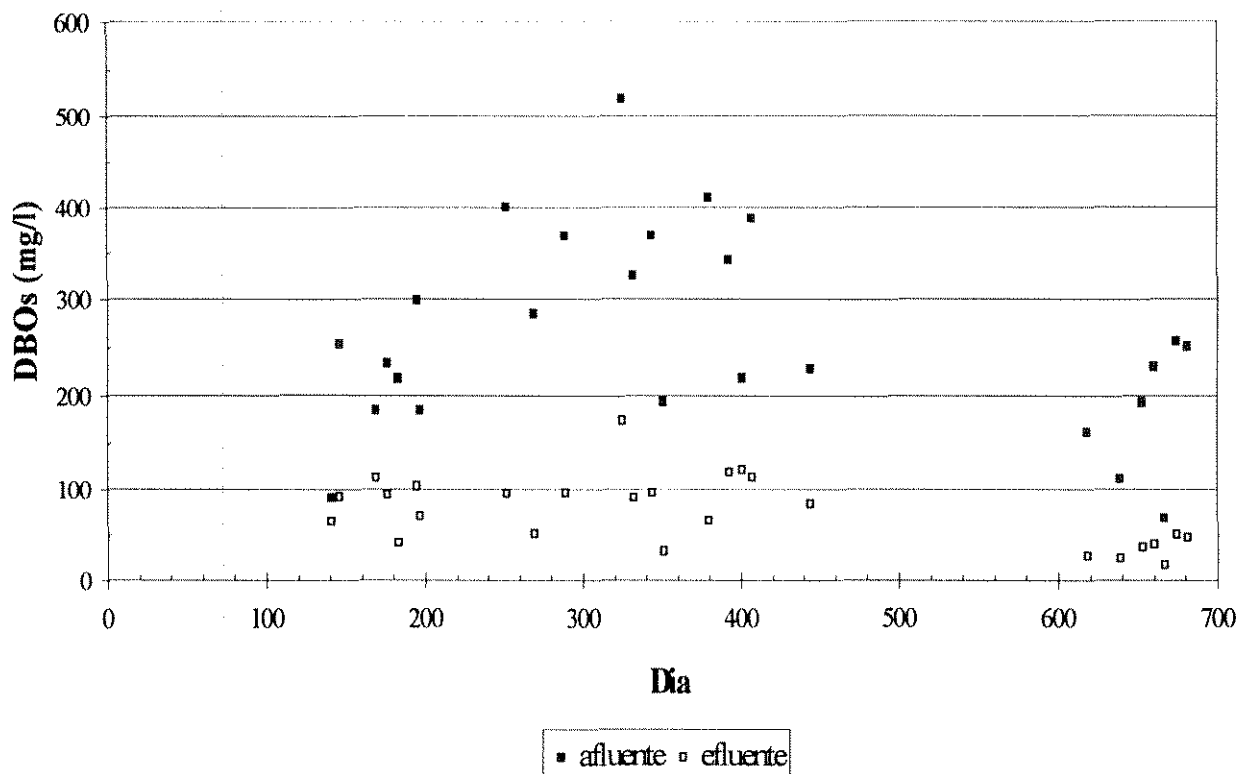


FIGURA 8.2.17 : Resultados de Demanda Bioquímica de Oxigênio da Fração Solúvel das Amostras para o afluente e efluente do Reator.

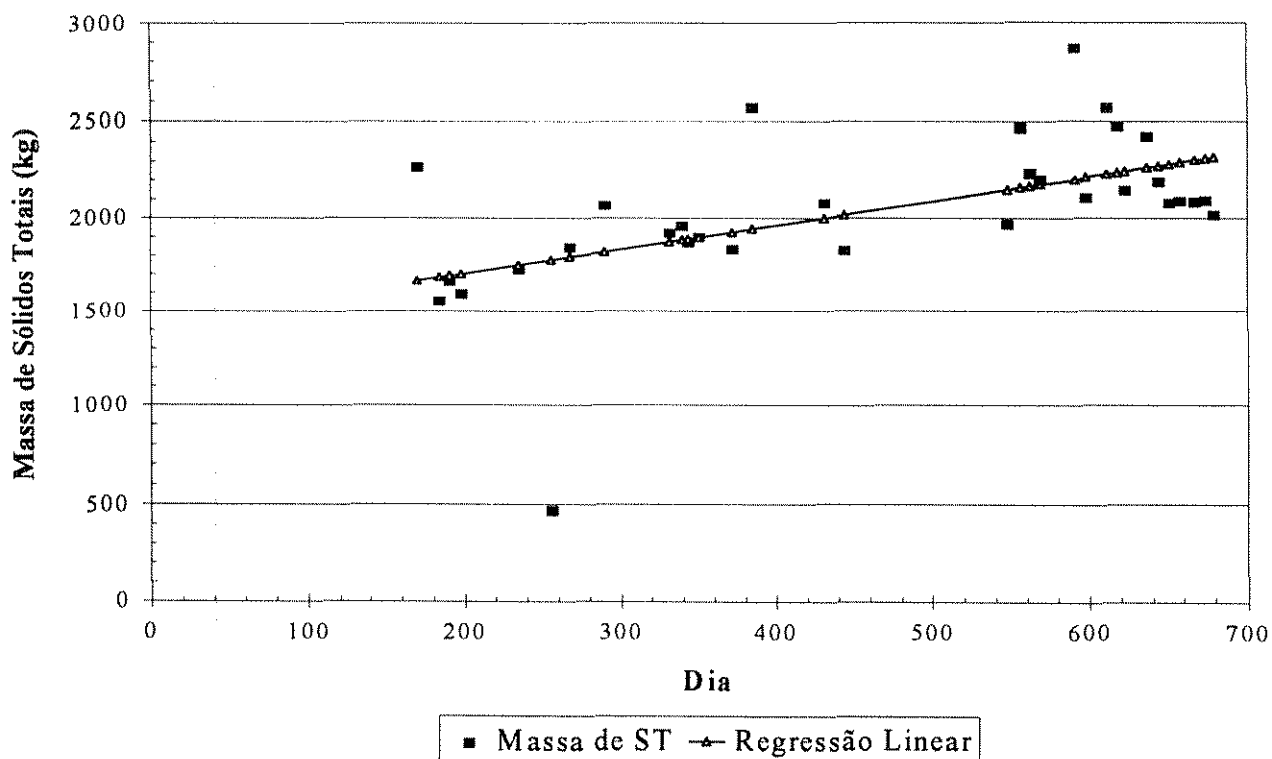


FIGURA 8.2.18 : Resultados da Massa de Sólidos Totais no interior do Reator.

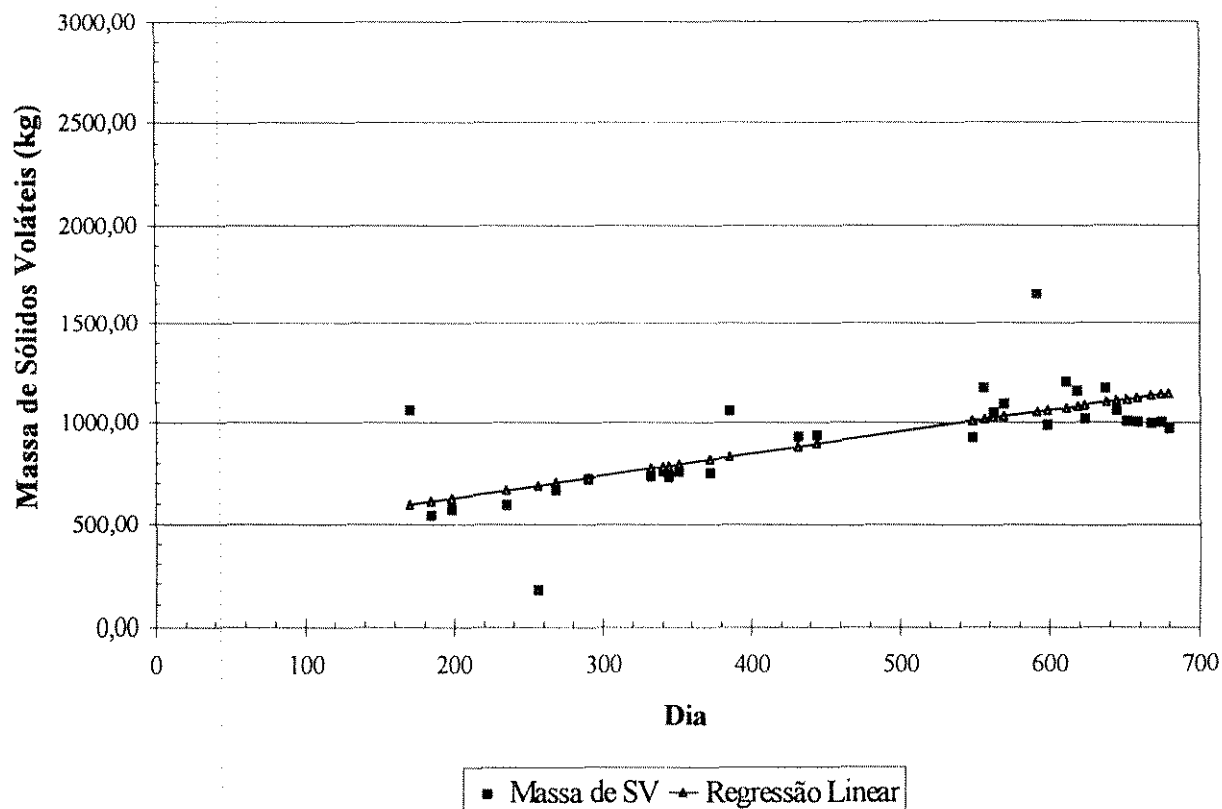


FIGURA 8.2.19 : Resultados da Massa de Sólidos Voláteis no interior do Reator.

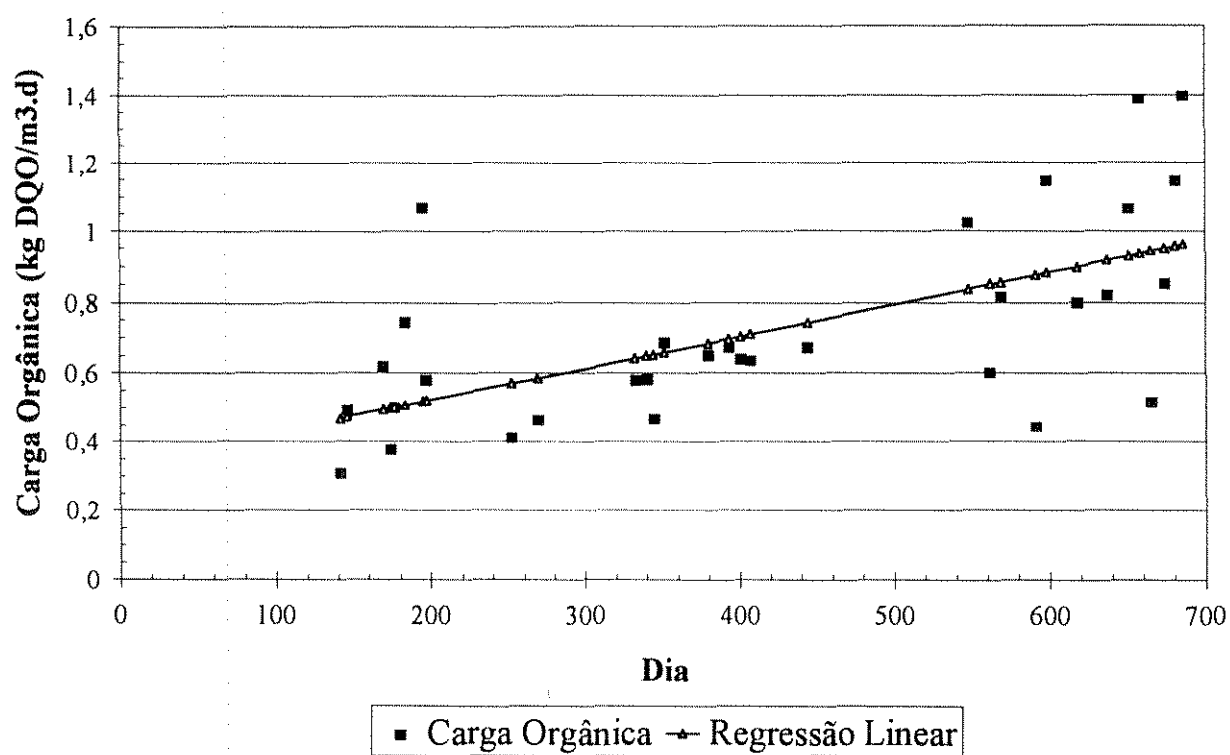


FIGURA 8.2.20 : Resultados de Carga Orgânica aplicada ao Reator.

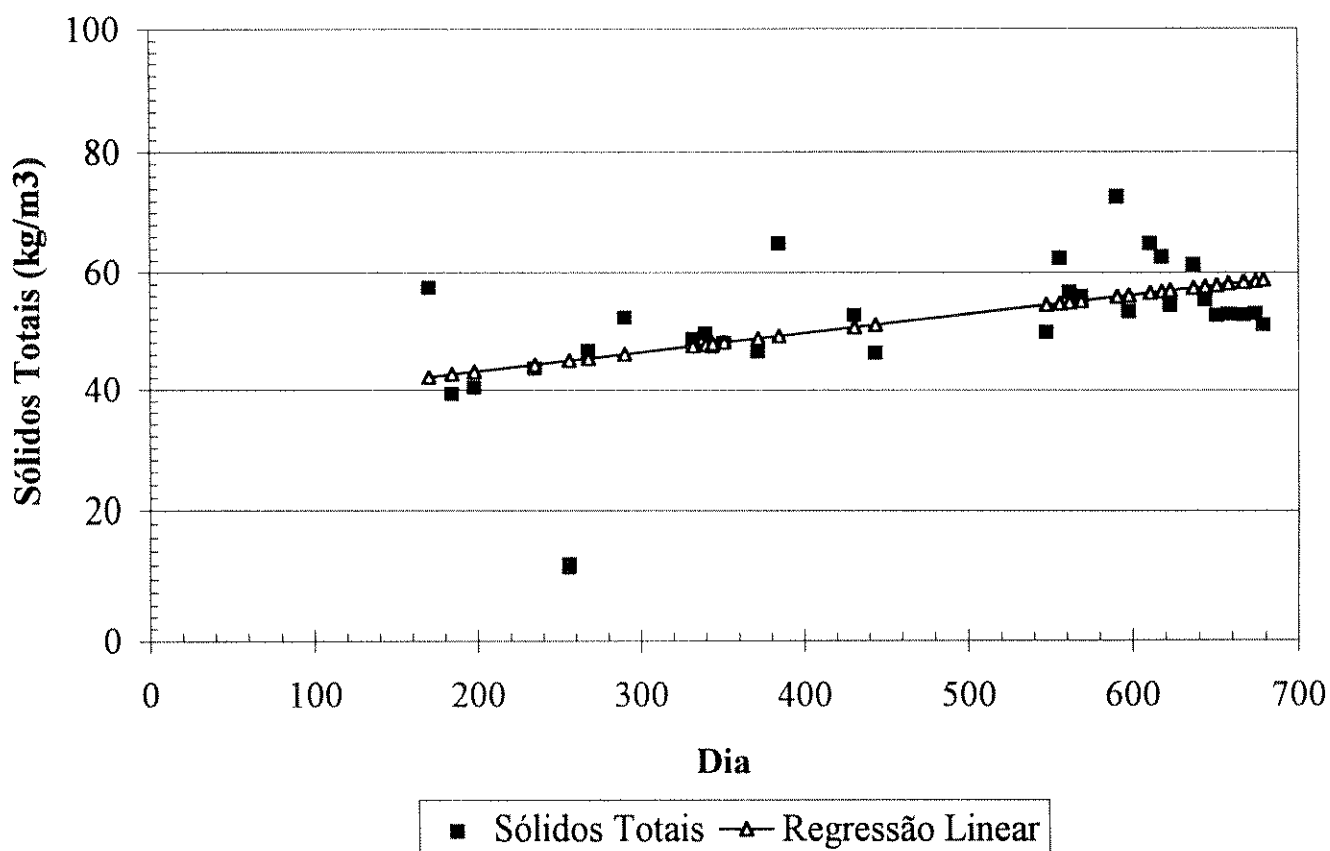


FIGURA 8.2.21 : Resultados da Concentração de Sólidos Totais no Reator.

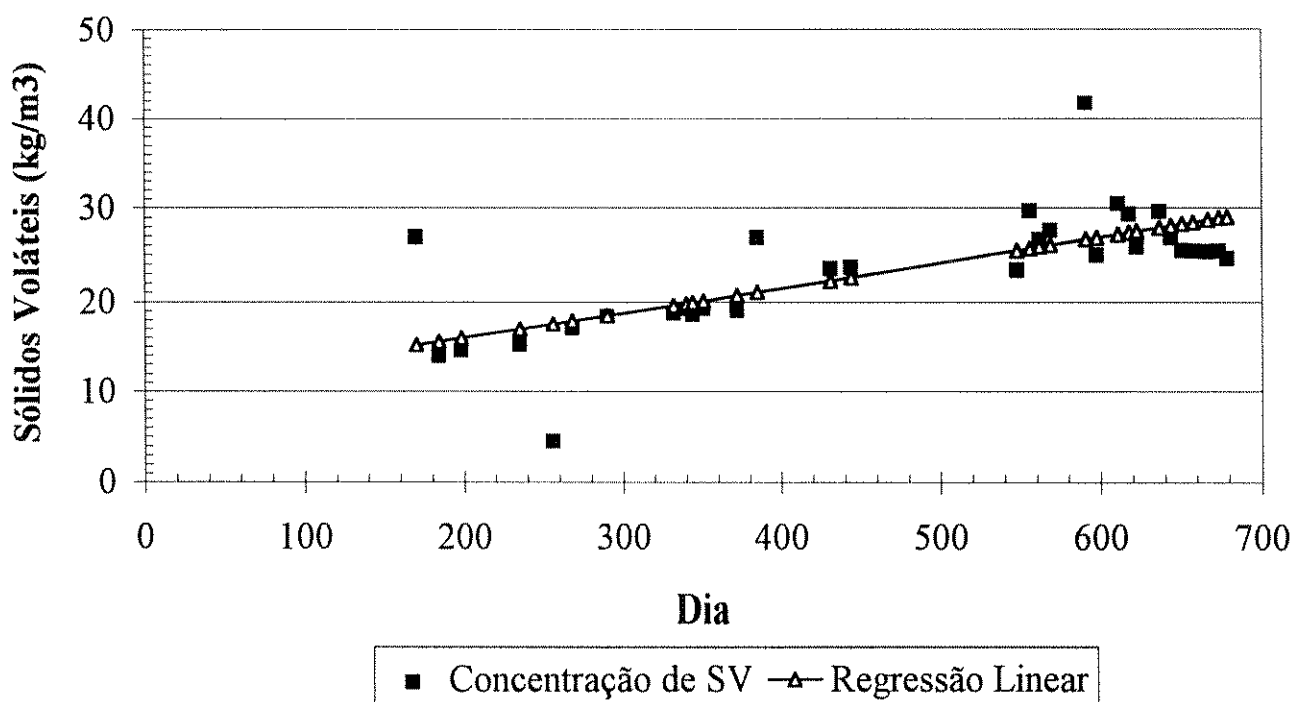


FIGURA 8.2.22 : Resultados da Concentração de Sólidos Voláteis no Reator.

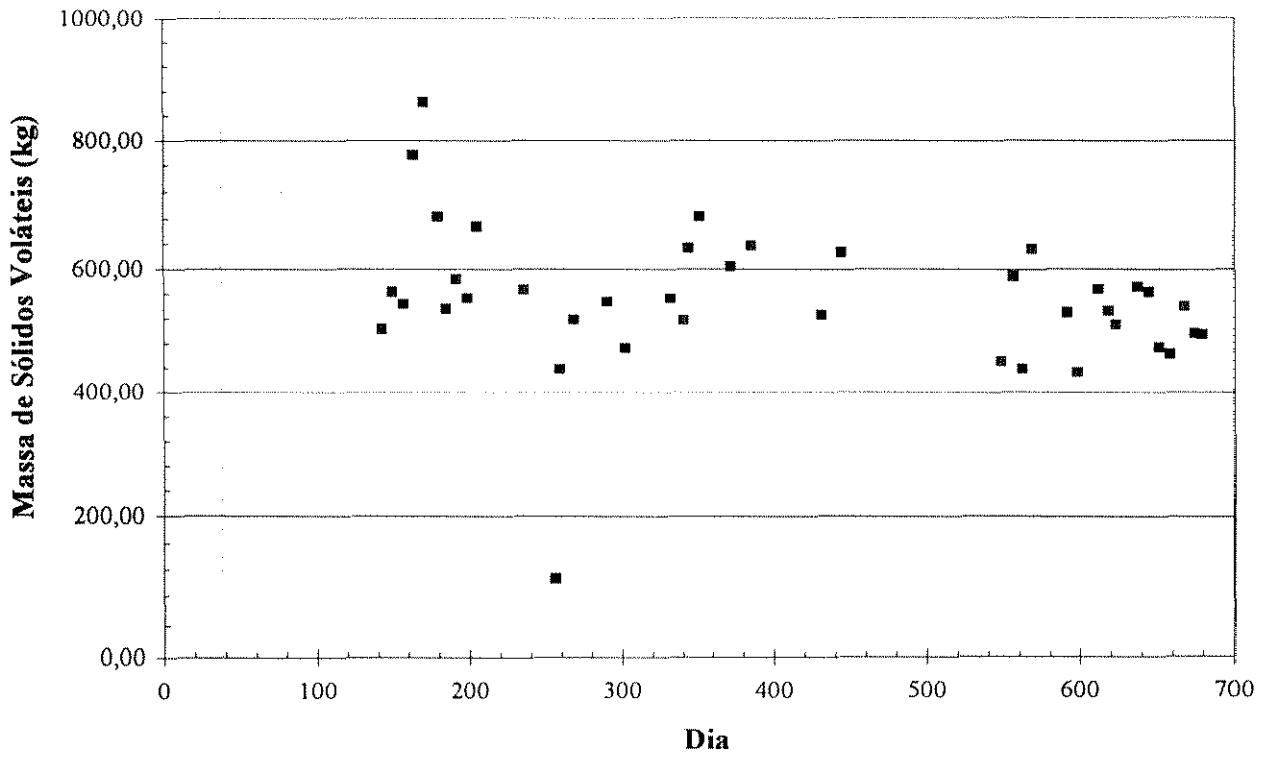


FIGURA 8.2.23 : Resultados da Massa de Sólidos Voláteis para o Ponto P1.

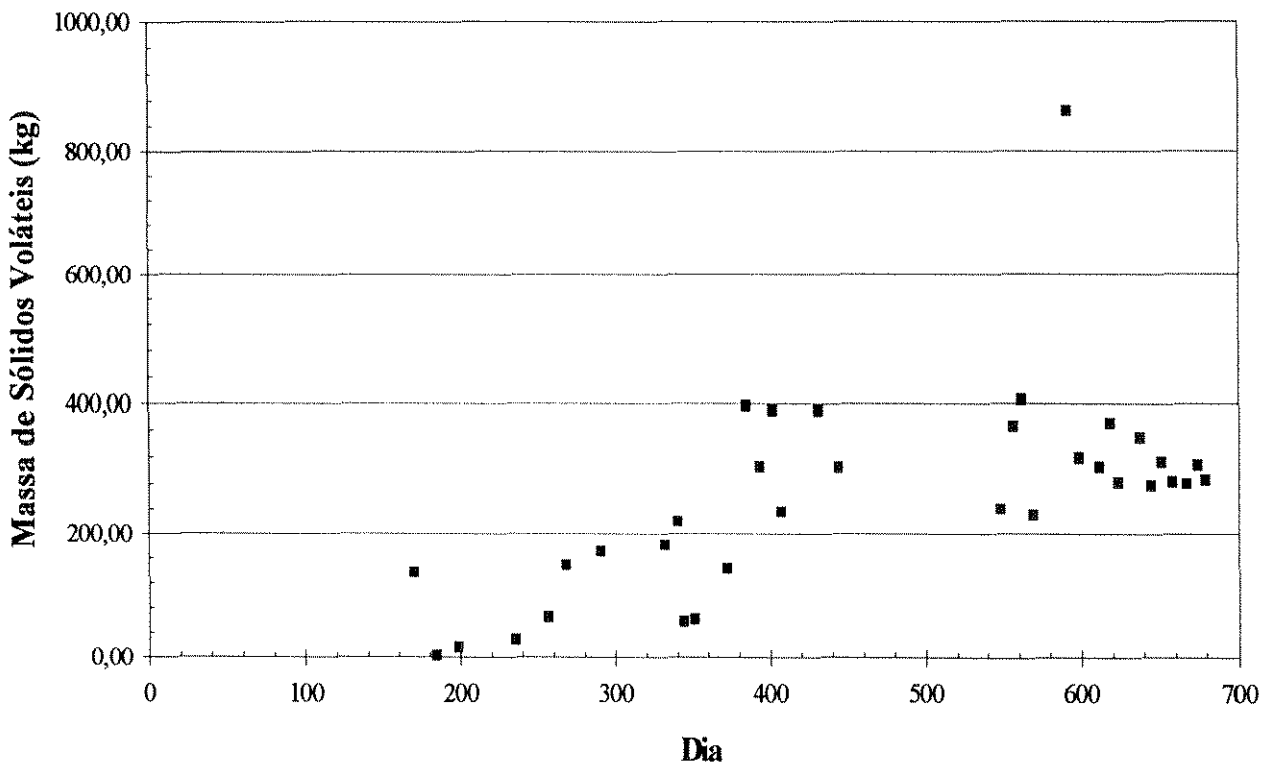


FIGURA 8.2.24 : Resultados da Massa de Sólidos Voláteis para o Ponto P2.

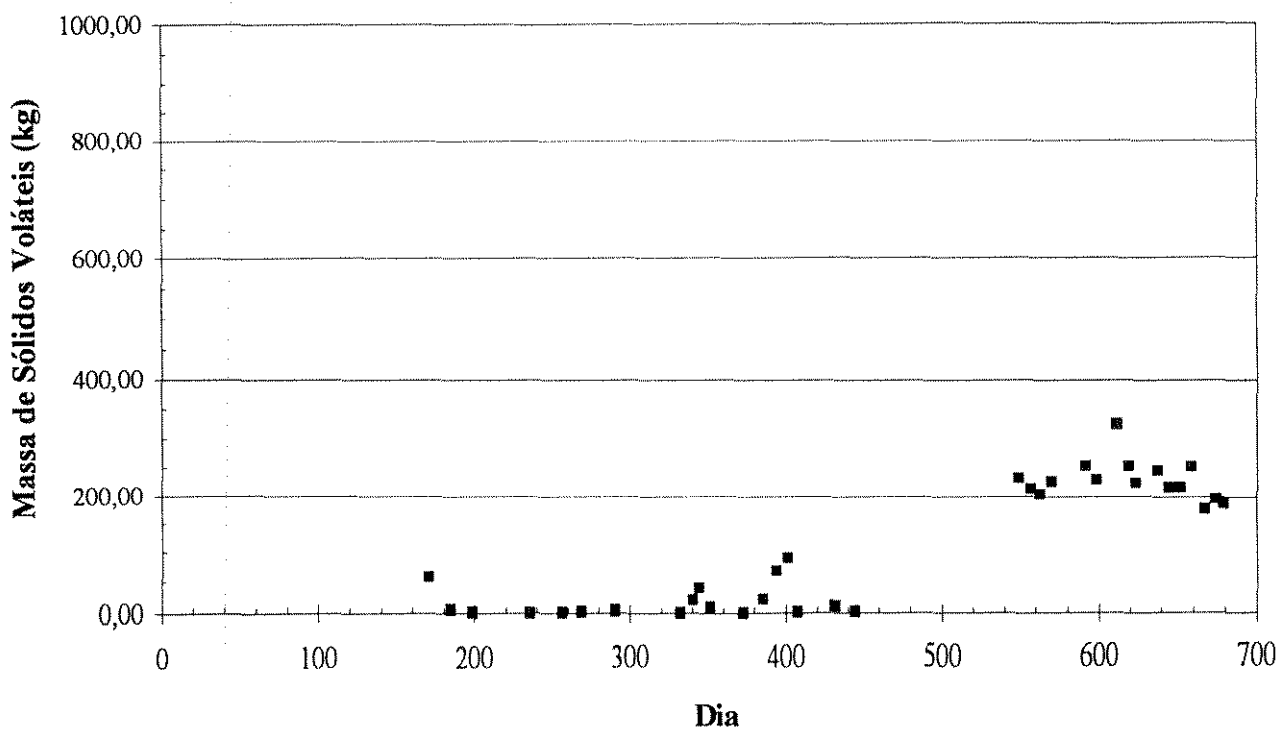


FIGURA 8.2.25 : Resultados da Massa de Sólidos Voláteis para o Ponto P3.

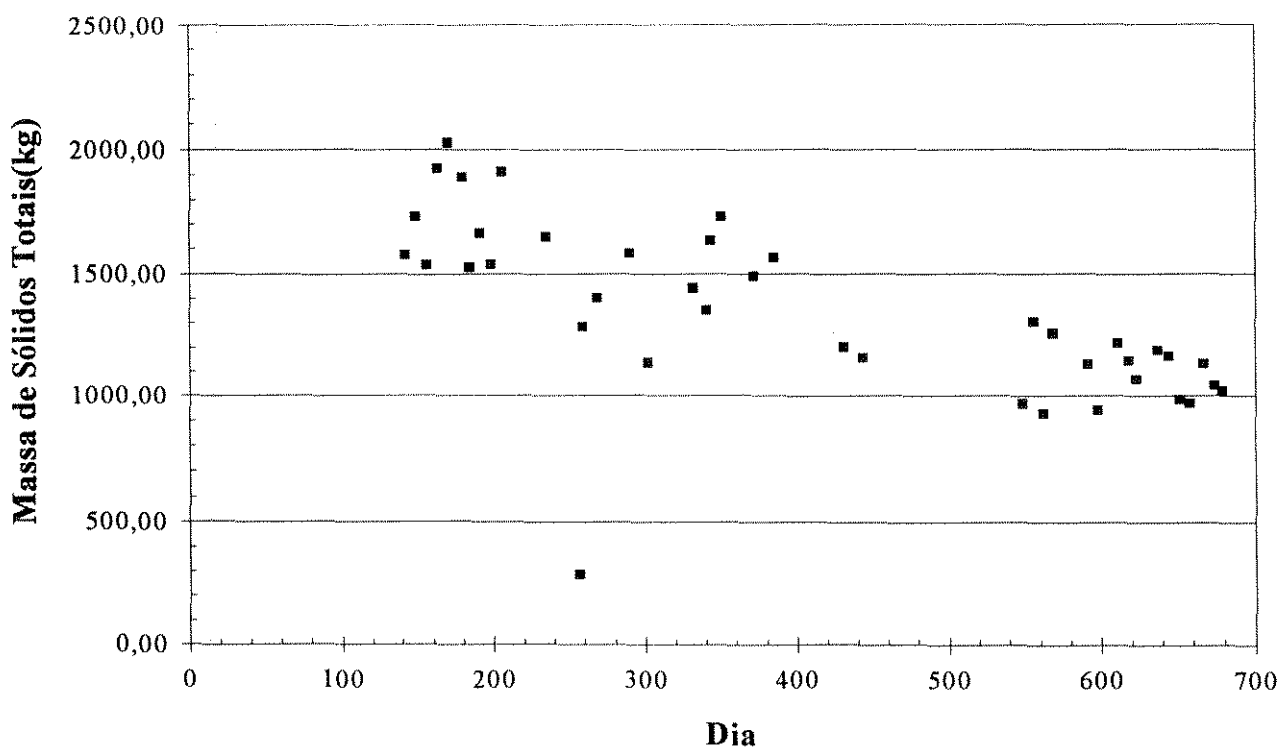


FIGURA 8.2.26 : Resultados da Massa de Sólidos Totais para o Ponto P1.

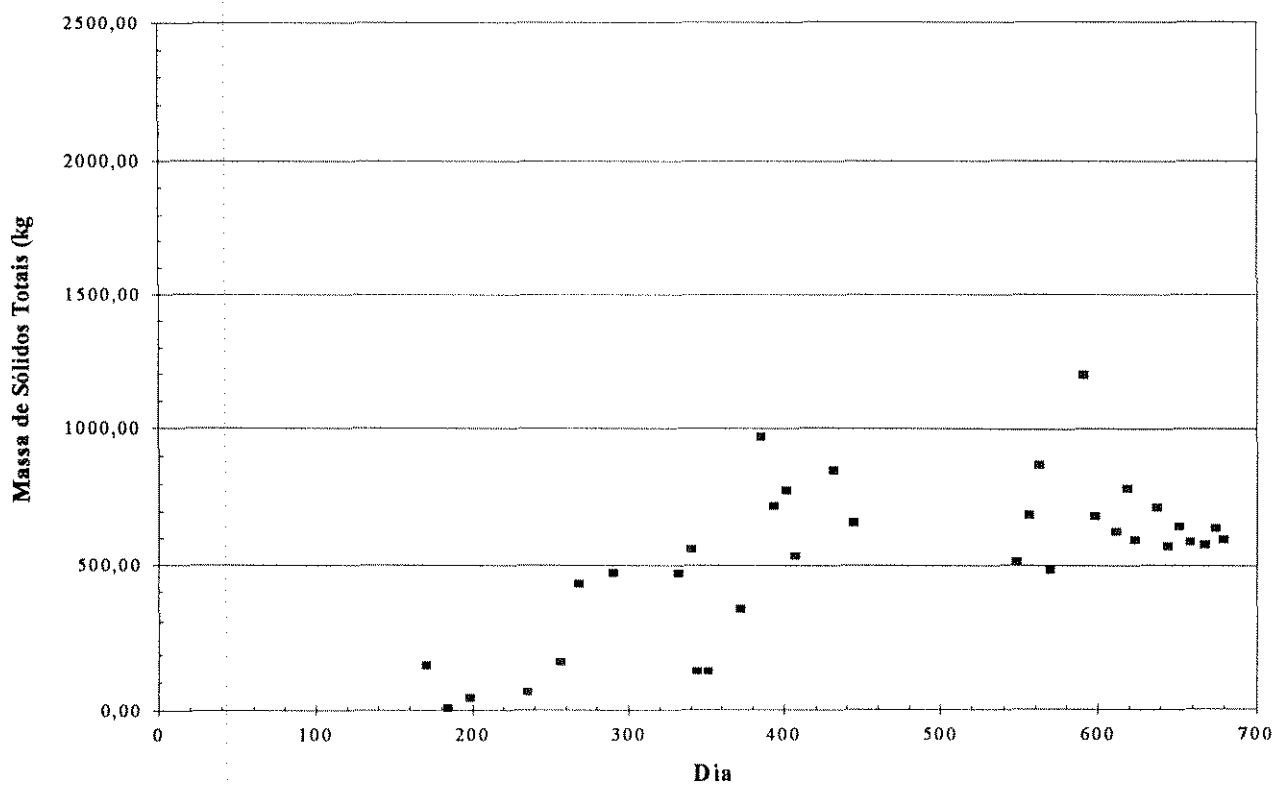


FIGURA 8.2.27 : Resultados da Massa de Sólidos Totais para o Ponto P2.

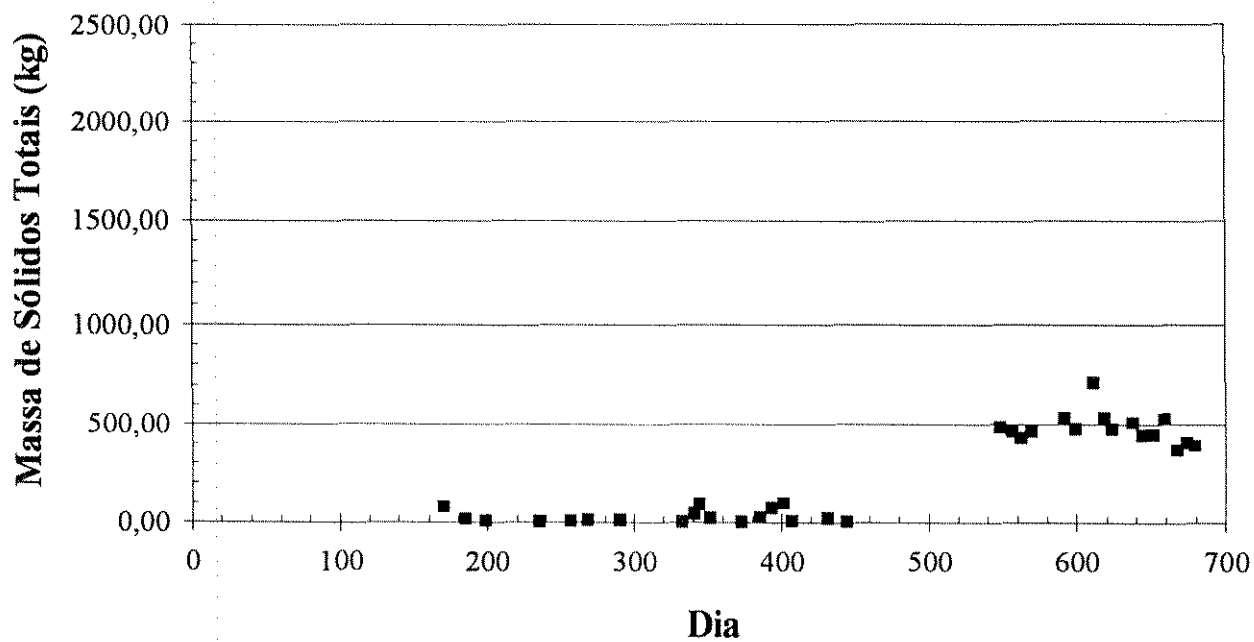


FIGURA 8.2.28 : Resultados da Massa de Sólidos Totais para o Ponto P3.

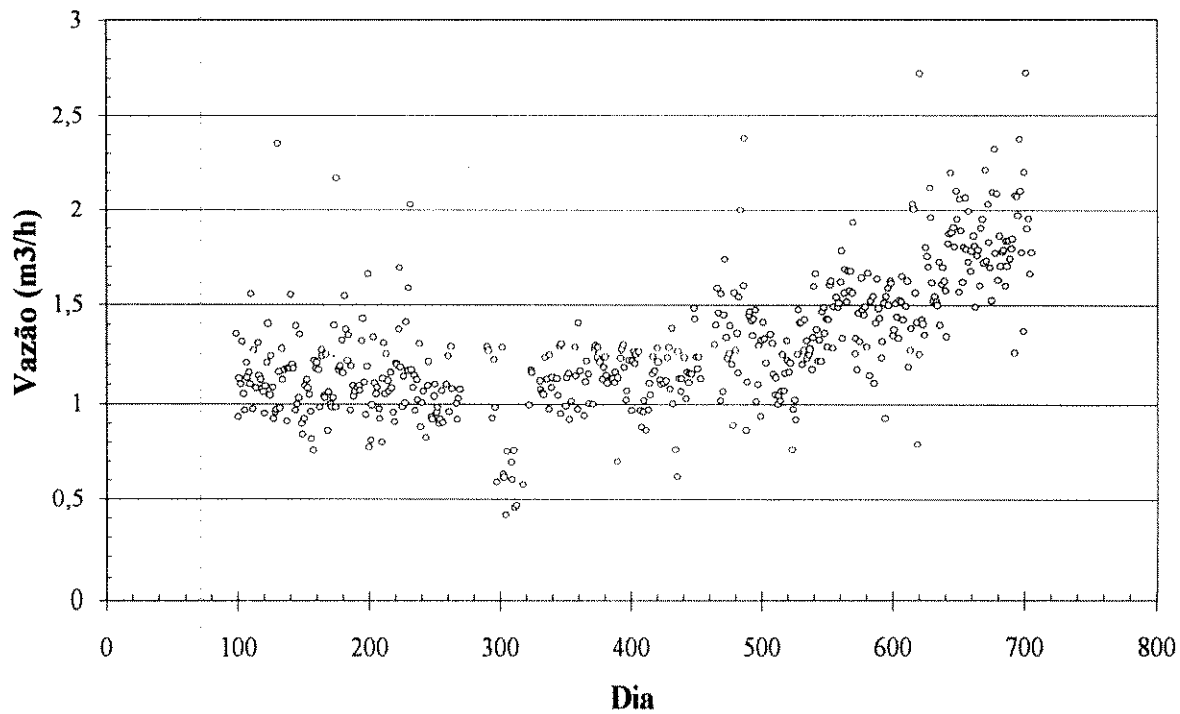


FIGURA 8.2.29 : Resultados de Vazão afluyente ao Reator.

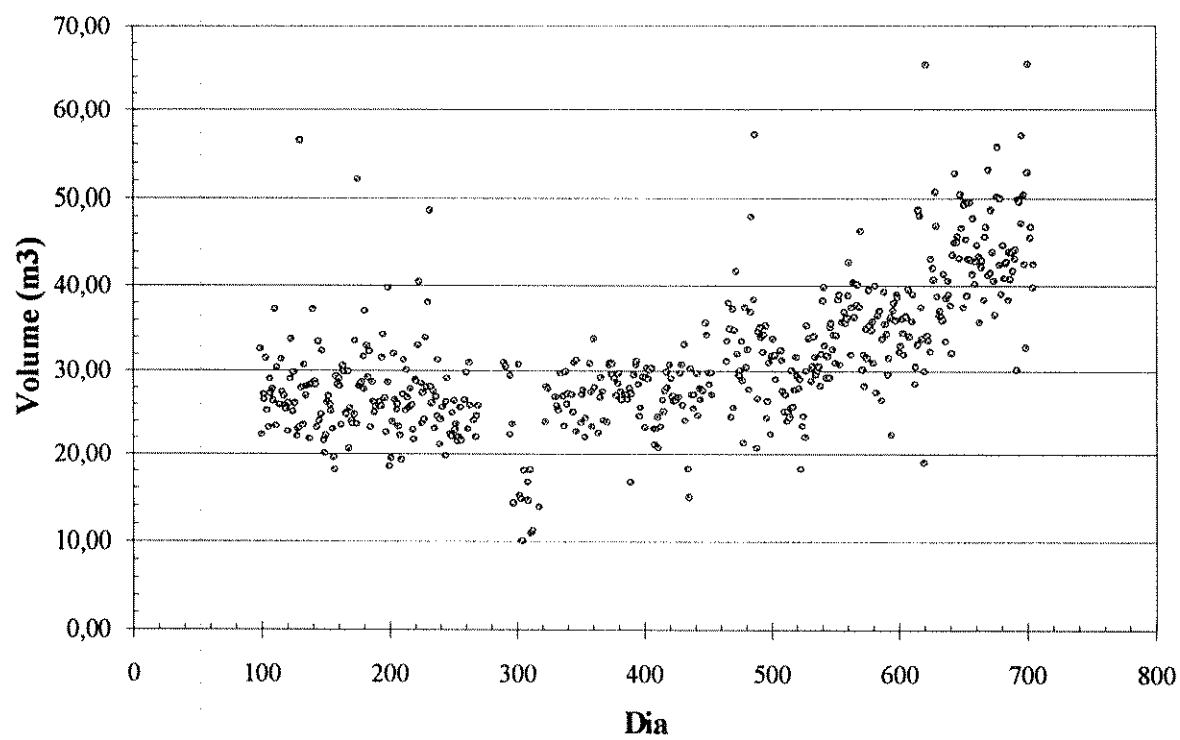


FIGURA 8.2.30 : Resultados do Volume Diário de Esgoto Sanitário afluyente ao Reator.

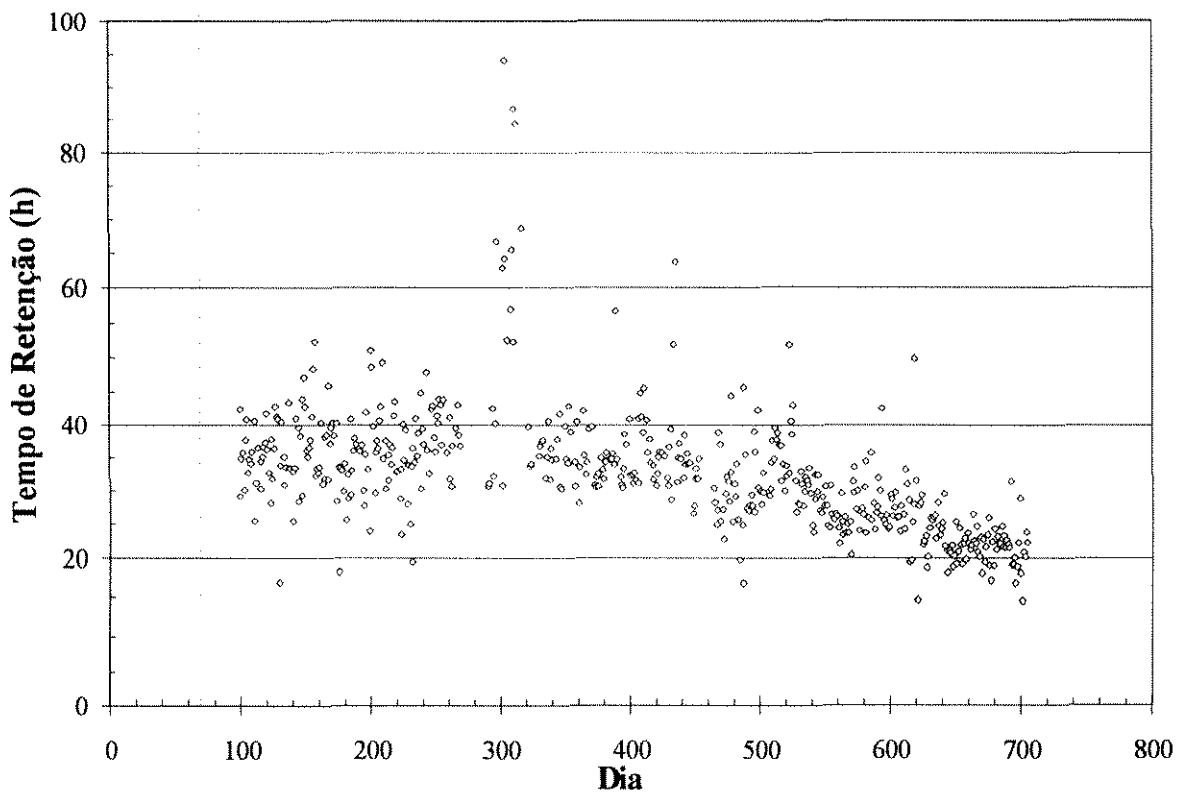


FIGURA 8.2.31 : Resultados do Tempo de Retenção do Líquido no interior do Reator.

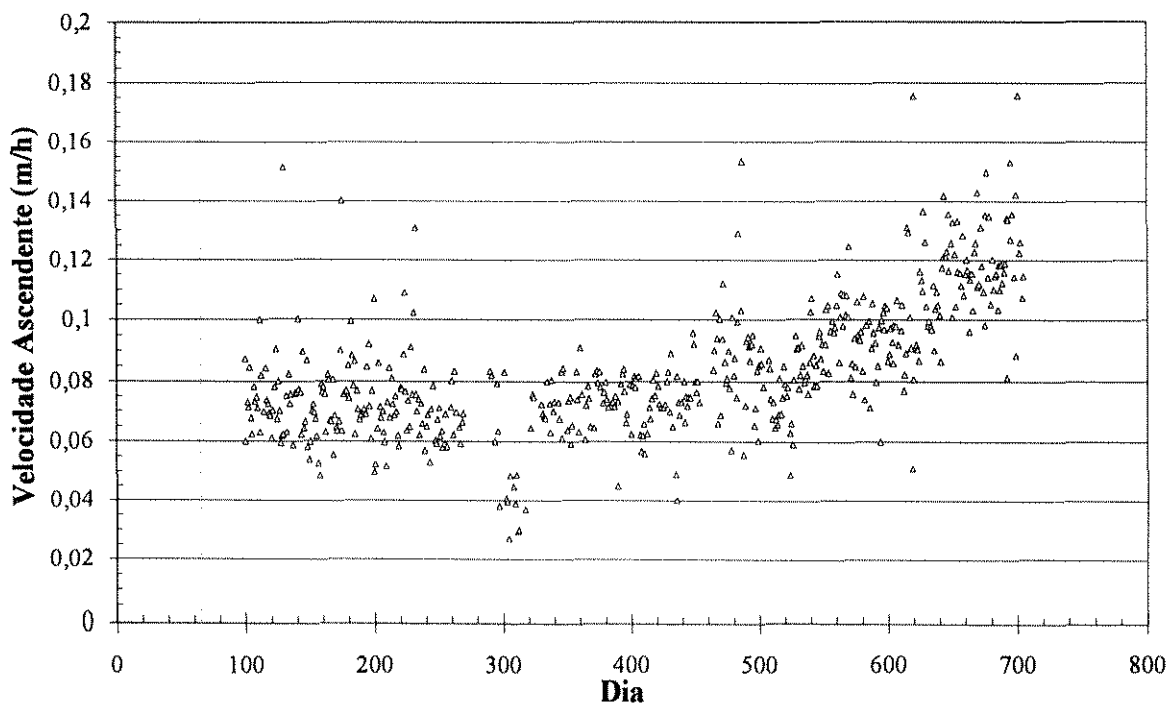


FIGURA 8.2.32 : Resultados da Velocidade Ascendente do Líquido no Reator.

ANEXO 8.3

TABELA 8.3.1 : Aspecto Macroscópico do Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO (dias)	PONTO DE COLETA	ASPECTO DO LODO		CÔR/GRÂNULO			
			CÔR	FLOCOS	QUANTIDADE	CÔR/FORMATO	TAMANHOS	RESISTÊNCIA
		Inoculo	preto fluído	castanho esgarçado	ausente			
04/06/92	10	1	turvo fluído	castanho esgarçado	ausente			
10/06/92	16	1	marrom fluído	cinza esgarçado escasso	ausente			
		2	turvo leitoso fluído	cinza esgarçado escasso	ausente			
		3	turvo leitoso fluído	cinza esgarçado escasso	ausente			
17/06/92	23	1	marrom fluído	cinza escuro esgarçado	ausente			
24/06/92	30	1	marrom fluído	cinza esgarçado	ausente			
30/06/92	36	1	marrom fluído	cinza esgarçado	ausente			
		2	turvo leitoso	cinza esgarçado escasso	ausente			
		3	turvo	cinza esgarçado escasso	ausente			

TABELA 8.3.1 : Aspecto Macroscópico do Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO (dias)	PONTO DE COLETA	ASPECTO DO LODO		CÔR/GRÂNULO			
			CÔR	FLOCOS	QUANTIDADE	CÔR/FORMATO	TAMANHOS	RESISTÊNCIA
01/07/92	37	1	preto(sobrenadante marrom) fluido	cinza esgarçado	ausente			
22/07/92	58	1	preto fluido	cinza esgarçado	ausente			
		2	turvo leitoso	cinza esgarçado escasso	ausente			
		3	turvo leitoso	cinza esgarçado escasso	ausente			
11/08/92	78	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza esgarçado	ausente			
12/08/92	79	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza esgarçado	ausente			
		2	turvo leitoso	cinza esgarçado escasso	ausente			
		3	preto fluido	cinza esgarçado	ausente			

TABELA 8.3.1 : Aspecto Macroscópico do Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO (dias)	PONTO DE COLETA	ASPECTO DO LODO		CÔR/GRÂNULO			
			CÔR	FLOCOS	QUANTIDADE	CÔR/FORMATO	TAMANHOS	RESISTÊNCIA
19/08/92	86	1	preto denso	cinza esgarçado	ausente			
24/08/92	91	1	preto denso	cinza esgarçado	ausente			
31/08/92	98	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza esgarçado	ausente			
		2	preto fluido	cinza esgarçado	ausente			
		3	preto fluido	cinza esgarçado				
09/09/92	107	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	ausente			
16/09/92	114	1	preto denso	cinza escuro esgarçado	ausente			
23/09/92	121	1	preto denso	cinza escuro esgarçado	ausente			
		2	preto denso	cinza escuro esgarçado	ausente			
		3	preto fluido	cinza escuro esgarçado	ausente			

TABELA 8.3.1 : Aspecto Macroscópico do Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO (dias)	PONTO DE COLETA	ASPECTO DO LODO		CÔR/GRÂNULO			
			CÔR	FLOCOS	QUANTIDADE	CÔR/FORMATO	TAMANH	RESISTÊNCIA
30/09/92	128	1	preto denso	cinza escuro esgarçado	ausente			
07/10/92	135	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	ausente			
		2	preto fluído	cinza escuro esgarçado	ausente			
		3	preto fluído	cinza escuro esgarçado	ausente			
14/10/92	142	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	ausente			
21/10/92	149	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	ausente			
28/10/92	156	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	ausente			
04/11/92	163	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	ausente			

TABELA 8.3.1 : Aspecto Macroscópico do Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO (dias)	PONTO DE COLETA	ASPECTO DO LODO		CÔR/GRÂNULO			
			CÔR	FLOCOS	QUANTIDADE	CÔR/FORMATO	TAMANHOS	RESISTÊNCIA
11/11/92	170	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	ausente			
		2	preto fluido	cinza escuro esgarçado	ausente			
		3	preto fluido	cinza escuro esgarçado	ausente			
25/11/92	177	1	preto denso	cinza escuro esgarçado	escasso	preto oval ou irregular rugoso	0,3 - 0,6 x 0,4 - 0,8	não resistente
		2	preto fluido	cinza esgarçado	ausente			
		3	preto fluido	cinza esgarçado				
02/12/92	184	1	preto denso (lodo muito denso)	cinza escuro esgarçado	escasso	preto oval achatado liso ou rugoso	0,3 - 0,4	não resistente

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfo-vibrio	
INÓCULO			não detectado	abundante	não detectado	escasso	não detectado	não detectado	cocos bacilos curvos bacilos retos
04/06/92	10	1	não detectado	escasso	não detectado	escasso	não detectado	escasso	cocos bacilos curvos bacilos retos bacilos curtos e largos bacilos delgados
10/06/92	16	1	não detectado	escasso	não detectado	escasso	não detectado	escasso	bacilos curtos (0,8 x 1,2 µm) em cadeias longas - salsicha bacilos curtos bacilos helicoidais bacilos curtos (1 x 2-3 µm) aos pares
10/06/92	16	2	não detectado	escasso	não detectado	escasso	não detectado	escasso	idem ponto 1 bacilos curtos e largos formando microcolonias diplococos (1 µm cada coco)
10/06/92	16	3	não detectado	escasso	não detectado	escasso	não detectado	escasso	idem ponto 2
17/06/92	23	1	não detectado	escasso	não detectado	escasso	não detectado	escasso	bacilos curtos e largos formando microcolonias diplococos (1 µm cada coco)

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfovibrio	
24/06/92	30	1	não detectado	escasso	não detectado	escasso	escasso	escasso	bacilos longos (1 x 6-10 μm), ligeiramente curvos, moveis cocos (0,5 μm) bacilos curvos
30/06/92	36	1	não detectado	escasso	não detectado	não detectado	não detectado	escasso	bacilos longos (1 x 6-10 μm), ligeiramente curvos, móveis bacilos curtos (1 x 1,5 μm), retos e móveis bacilos retos (1 x 4 μm), móveis cocos (0,5-0,7 μm) bacilos retos (0,5 x 1,0 μm) bacilos longos (1 x 17 μm), helicoidais, móveis bacilos curtos (1 x 3 μm), retos ou ligeiramente curvos bacilos retos (1 x 4 μm), aos pares cocos (0,5 μm) em cadeia ciliados diplococos (0,5-1,0 μm) bacilos retos (1,2 x 4,0 μm) com inclusões citoplasmáticas ou esporos subterminais

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfo-vibrio	
30/06/92	36	2	não detectado	escasso	não detectado	não detectado	não detectado	não detectado	idem ponto 1 (com menor quantidade) filamentos delgados ciliados (?) (2 x 4 µm) móveis
		3	não detectado	escasso	não detectado	não detectado	não detectado	não detectado	idem ponto 2
01/07/92	37	1	não detectado	escasso	não detectado	escasso	não detectado	não detectado	idem ponto 1 de 30/07 bacilo reto(2x26 µm), não móvel
22/07/92	58	1	não detectado	abundante	não detectado	abundante	não detectado	não detectado	bacilos retos (8 x 10 µm), com inclusões citoplasmáticas bacilos retos (1 x 4 µm) bacilos curvos (0,5 x 3,0 µm) esporos cilíndricos filamentos delgados bacilos em S (0,5 x 3,0-4,0 µm) bacilos tipo clostridio (0,8-1,0 x 7,0-9,0 µm) bacilos curtos (0,5 x 2,0 µm) aos pares
22/07/92	58	2	não detectado	moderado	não detectado	moderado	não detectado	não detectado	idem ponto 1 (com menor quantidade) bacilos curtos (0,5-0,8 x 2,0-3,0 µm), aos pares e movimento helicoidal flagelados (3 x 5 µm)

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfovibrio	
22/07/92	58	3	não detectado	escasso	não detectado	não detectado	não detectado	não detectado	idem ponto 2 (com maior quantidade) flagelado (3 x 5 µm) bacilos retos (1 x 8-10 µm) com inclusões citoplasmáticas e movimento helicoidal bacilos curvos com movimento helicoidal bacilos em S bacilos espiralados bacilos retos (0,8 x 4-5 µm), isolados ou aos pares com movimento helicoidal
11/08/92	78	1	não detectado	moderado	abundante	abundante	não detectado	moderado	bacilos retos (0,7-0,8 x 5,0 µm) com as extremidades ovaladas e ligeiramente angulares bacilos curvos (0,5 x 3,0 µm) bacilos em S (0,5 x 3,0-4,0 µm) bacilos delgados e curtos, móveis com 1-1,2 µm de comprimento bacilos retos (0,5-0,7 x 6,0-7,0 µm), com inclusões citoplasmáticas, móveis continua

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfo-vibrio	
11/08/92	78	1	não detectado	moderado	abundante	abundante	não detectado	moderado	(continuação) bacilos curtos (1,0-1,2 x 3,0-3,2 μm), com extremidades arredondadas e inclusões citoplasmáticas, formando longas cadeias bacilo longo (1 x >50 μm) com inclusões citoplasmáticas
12/08/92	79	1	não detectado	moderado	abundante	abundante	não detectado	moderado	idem ponto 1 de 11/08 cocos (1-1,5 μm)
12/08/92	79	2	não detectado	moderado	não detectado	escasso	abundante	abundante	flagelados (1,0-1,2 x 2,0 μm) bacilos curtos (1,0 x 2,0-2,2 μm), aos pares e móveis bacilos espiralados bacilos (1,0-1,2 x 3,0-4,0 μm), ligeiramente curvos cocos (0,5-0,8 μm) bacilos longos (0,8-1,0 x 13,0 μm), espiralados, com inclusões bacilos longos (1,0 x 10,0-15,0 μm) e ligeiramente curvos bacilos curtos (0,8 x 2,0 μm) aos pares

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfo-vibrio	
12/08/92	79	3	não detectado	moderado	moderado	moderado	abundante	abundante	bacilos curtos (1,0 x 2,0-2,2 µm) aos pares, móveis bacilos curtos (0,5-0,8 x 1,0-1,5 µm) aos pares, móveis
19/08/92	86	1	não detectado	abundante	moderado	abundante	não detectado	moderado	filamentos delgados bacilos curvos
24/08/92	91	1	não detectado	abundante (longos filamentos)	moderado	abundante	moderado	moderado	bacilos retos (0,7 x 2,0-4,0 µm) cocos diplococos bacilos curtos (1,0 x 2,0-2,2 µm) aos pares, móveis bacilos curvos (0,5-0,8 x 1,0-1,5 µm), aos pares, móveis esporos cilíndricos
31/08/92	98	1	não detectado	abundante (longos filamentos)	moderado	abundante	escasso	escasso	bacilos retos (1,0 x 2,0 µm) com bordas arredondadas, aos pares bacilos curtos e largos bacilos em S (0,1 x 5,0-6,0 µm) bacilos longos (1,0 x 15,0 µm) com inclusões citoplasmáticas bacilos longos (0,8-1,0 x 20,0 µm), espiralados, com inclusões
31/08/92	98	2	não detectado	moderado	moderado	moderado	moderado	escasso	idem ponto 1 filamentos delgados

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfo-vibrio	
31/08/92	98	3	não detectado	abundante	abundante	moderado	moderado	escasso	idem ponto 1 flagelados (2,0 x 4,0 µm)
09/09/92	107	1	não detectado	abundante	abundante	moderado (células em lise)	escasso	escasso	bacilos curvos (0,3-0,5 x 1,5-2,0 µm), móveis bacilos em S (0,8-1,0 x 4,0 µm), móveis bacilos retos (0,8-1,0 x 3,0-4,0 µm) bacilos retos e longos (0,8 x 12,0 µm)
16/09/92	114	1	não detectado	abundante (longos filamentos)	abundante	abundante	moderado	moderado	bacilos curtos (0,8-2,0 µm), móveis escassez de células
23/09/92	121	1	não detectado	abundante (longos filamentos)	escasso	escasso (células em lise)	escasso	escasso	escassez de células
23/09/92	121	2	não detectado	abundante (longos filamentos)	escasso	escasso (células em lise)	escasso	escasso	idem ponto 1
23/09/92	121	3	não detectado	abundante (longos filamentos)	escasso	escasso (células em lise)	escasso	escasso	idem ponto 1
30/09/92	120	1	não detectado	abundante (longos filamentos)	não detectado	moderado (células em lise)	escasso	escasso	escassez de células

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfovibrio	
07/10/92	135	1	não detectado	escasso	abundante	escasso (células em lise)	escasso	escasso	escassez de células
07/10/92	135	2	não detectado	moderado	abundante	escasso (células em lise)	abundante	escasso	idem ponto 1
07/10/92	135	3	não detectado	moderado	abundante	escasso (células em lise)	abundante	não detectado	idem ponto 1
14/10/92	142	1	não detectado	escasso	escasso	moderado (células em lise)	escasso	escasso	escassez de células
21/10/92	149	1	não detectado	escasso	escasso (células em lise)	escasso (células em lise)	escasso	escasso	filamentos delgados escassez de células
28/10/92	156	1	não detectado	escasso	escasso	moderado (células em lise)	não detectado	escasso	escassez de células
04/11/92	163	1	não detectado	moderado	escasso	moderado (células em lise)	não detectado	escasso	escassez de células
11/11/92	170	1	não detectado	moderado (longos filamentos)	não detectado	abundante	não detectado	escasso	bacilos espiralados (1,0 x 4,0 μm) escassez de células

TABELA 8.3.2 : Avaliação Semi-quantitativa dos morfotipos de bactérias encontradas no Lodo do Reator. Fonte : CETESB.

DATA	TEMPO DE ENSAIO	PONTO DE COLETA	GÊNEROS BACTERIANOS						OUTRAS FORMAS BACTERIANAS
			Methano-bacterium	Methano-spirillum	Methano-sarcina	Methano-thrix	Desulfobulbus propionicus	Dedulfovibrio	
11/11/92	170	2	não detectado	moderado (longos filamentos)	não detectado	abundante	escasso	escasso	idem ponto 1 (com menor quantidade)
11/11/92	170	3	não detectado	moderado (longos filamentos)	não detectado	abundante	escasso	escasso	idem ponto 2 (com pequena quantidade)
25/11/92	177	1	não detectado	moderado	não detectado	abundante	moderado	escasso	bacilos em S, delgados com 2,0-3,0 µm de comprimento flagelado (2,0 x 4,0 µm) bacilos retos (0,8 x 3,5-4,0 µm) com inclusões citoplasmáticas, formando longas cadeias bacilos longos (0,8-1,0 x 5,0-7,0 µm)
25/11/92	177	2	não detectado	escasso	não detectado	escasso	moderado	escasso	idem ponto 1
25/11/92	177	3	não detectado	escasso	não detectado	escasso	moderado	escasso	idem ponto 1 bacilos longos (1,0-1,2 x 15,0 µm), espiralados
02/12/92	191	1	não detectado	abundante	não detectado	escasso	escasso	escasso	bacilos curtos (0,7 x 2,0 µm), aos pares e móveis bacilos curtos e largos bacilos curtos (0,8 x 1,2 µm) em cadeias longas - salsicha

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALPHENAAR, P. ARNE; VISSER, ANDRÉ ; LETTINGA, G.; The Effect of Liquid Upward Velocity and Hydraulic Retention Time on Granulation in UASB Reactors Treating Wastewater with a High Sulphate Content, *Bioresource Technology*, 43 : 249-258, 1993.
- BARBOSA, R. A.; SANT'ANA JR., G. L.; Treatment of Raw Domestic Sewage in an UASB Reactor, *Water Research*, 23 (12) : 1.483-1.490, 1989.
- CAMPOS, JOSÉ ROBERTO; Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari, *Alternativas para Tratamento de Esgotos Domésticos*, Publicação n.º 3, Americana (1990).
- CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- CARVALHO, JUSSARA L.; Estação de Tratamento de Esgoto - Jardim Santa Maria, *Manual de Operação*, Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, 1992.

- DE LA TORRE, T; GOMA, G.; Characterization of Anaerobic Microbial Culture with High Acidogenic Activity, *Biotechnology and Bioengineering*, 23 : 185-199, 1981; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- ESCADA, Engenheiro MARCOS ANDRÉ SOBRAL; Informação Verbal, CETESB, Janeiro, 1995.
- FIELD, JIM; Parametros Operativos del Manto de Lodos Anaerobicos de Flujo Ascendente, *Arranque y Operacion de Sistemas de Flujo Ascendente con Manto de Lodo - UASB - Manual del Curso*, Santiago de Cali, Noviembre, 1987.
- FORESTI, EUGÊNIO; Efeitos da Concentração Inicial do Substrato no Desempenho da Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo, *Tese de Livre Docência*, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, Agosto, 1987.
- GOODWIN, J. A. S.; WASE, D. A. J.; FORSTER, C. F.; Pre-granulated Seeds for UASB Reactors : How Necessary are They ?, *Bioresource Technology*, 41 : 71-79, 1992.
- GROTENHUIS, J. T. C.; KISSEL, J. C.; PLUGGE, C. M.; STAMS, A. J. M.; ZEHNDER, A. J. B.; Role of Substrate Concentration in Particle Size Distribuion of Methanogenic Granular Sludge in UASB Reactors, *Water Research*, 25 (1) : 21-27, 1991.

- GUIOT, S. R.; ARCAND, Y.; CHAVARIE, C.; Advantages of Fluidization on Granule Size and Activity Development in Upflow Anaerobic Sludge Bed Reactors; *Water Science Technology*, 26 (3-4) : 897-906, 1992.
- GUIOT, S. R.; PAUSS, A.; COSTERTON, J. W.; A Structured Model of the Anaerobic Granule Consortium; *Water Science Technology*, 25 (7) : 1-10, 1992.
- GUJER, W.; ZEHNDER, A. J. B.; Conversion Process in Anaerobic Digestion, *Water Science Technology*, 15 : 127-167, 1983.
- HENZEN, M.; HARREMOES, P.; Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactor - A Literature Review, *Water Science Technology*, 15 : 1, 1983; in VAN HAANDEL, ADRIANUS; LETTINGA, GATZE; *Tratamento Anaeróbico de Esgoto em Regiões de Clima Quente*; Campina Grande, Janeiro 1992 (livro no prelo).
- HULSHOFF POL, L. W.; ZEEUW, W. J.; M. VELZEBOER, C. T.; LETTINGA, G.; Granulation In Uasb - Reactors, *Water Science Technology*, 15 : 291 - 304, 1983.
- HUSER, B. A.; WUHRMANN, K.; ZEHNDER, A. J. B.; *Methanotrix soehngenii* gen.nov.sp.nov., A New acetotrophic non-hydrogen-oxidizing methane bacterium; *Arch. Microbiol.*, 132 : 1 - 9, 1982; in NOVAES, R. F. V.; *Microbiology of Anaerobic Digestion*, *Water Science Technology*, 18 (12) : 1-14, 1986.
- IZA, J.; COLLERAN, E.; PARIS, J. M.; WU, W. M.; International Workshop on Anaerobic Treatment Technology for Municipal and Industrial Wastewaters : Summary Paper, *Water Science and Technology*, 24 (8) : 1-16, 1991.

- KASPAR, HEINRICH F.; WUHRMANN, KARL; Kinetic Parameters and Relative Turnovers of Some Important Catabolic Reactions in Digesting Sludge, *Applied and Environmental Microbiology*, 36 (1) : 1-7, 1978.
- KHAN, A. W.; TROTTIER, T. M.; Effect of Sulfur-Containing Compounds on Anaerobic Degradation of Cellulose to Methane by Mixed Cultures Obtained from Sewage Sludge, *Applied and Environmental Microbiology*, 35 (6) : 1.027-1.034, 1978; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- KOSARIC, N.; BLASZCZYK, R.; ORPHAN, L.; VALLADARES, J.; The Characteristics of Granules from Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors, *Water Research*, 24 (12) : 1.473-1.477, 1990.
- KOSARIC, N.; BLASZCZYK, R.; ORPHAN, L.; Factors influencing formation and maintenance of Granules in Anaerobic Sludge Blanket Reactors (UASB), *Water Science Technology*, 22 (9) : 275-282, 1990.
- LAWRENCE, A. W.; McCARTY, P. L.; The Role of Sulfide in Preventing Heavy Metal Toxicity in Anaerobic Treatment, *Journal Water Pollution Control Federation*, 37 (3) : 392-406, 1965; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- LETTINGA, G.; VAN VELSEN, A. F. M.; HOBMA, S. W.; ZEEUW, W. J.; KLAPWIJK, A.; Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment, *Biotechnology and Bioengineering*, XXII : 669-734, 1980.

- LETTINGA, G.; HOBMA, S. W.; HULSHOFF POL, L. W. ; ZEEUW, W. J.; DE JONG, P.; GRIN, P.; ROERSMA, R.; Design Operation and Economy of Anaerobic Treatment, *Water Science and Technology*, 15 : 177-195, 1983.
- LETTINGA, G.; HULSHOFF, L. W.; KOSTER, I. W.; WIEGANT, W. M.; ZEEUW, W. J.; RINZEMA, A.; GRIN, P.; ROERSMA, R.; HOBMA, S. W.; High - Rate Anaerobic Waste - Water Treatment Using UASB Reactor under a Wide Range of Temperature Conditions, *Biotechnology and Genetic Engineering Reviews*, 2 : 253-284, 1984.
- MALINA JR., JOSEPH F.; Anaerobic Treatment of Wastewaters, *Seminário de Transferência de Tecnologia, Tratamento de Esgotos*, 281-315, Rio de Janeiro, 17 a 20 de Agosto de 1992.
- McCARTY, P. L.; Anaerobic Treatment of Soluble Wastes; *Special Lecture Series on Advances in Water Quality Improvement*, 4-7, 1966; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- McCARTY, P. L.; McKINNEY, R. F.; Salt Toxicity in Anaerobic Digestion; *Journal Water Pollution Control Federation*, 33 (4) : 399-415, 1961; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- McCARTY, P. L.; MOSEY, F. E.; Modelling of Anaerobic Digestion Processes (A Discussion of Concepts), *Water Science and Technology*, 24 (8) : 17-33, 1991.

- McCARTY, P. L.; SMITH, DANIEL P.; Anaerobic Wastewater Treatment, *Environment Science Technology*, 20 (12) : 1.200-1.206, 1986.
- METCALF e EDDY; *Wastewater Engineering - Treatment, Disposal and Reuse*, Third Edition, MacGraw - Hill Publishing Company, 1991.
- MORVAI, L.; MIHÁLTZ, P.; CZAKÓ, L.; The Kinetic Basis of a New Start-up Method to Ensure the Rapid Granulation of Anaerobic Sludge, *Water Science and Technology*, 25 (7) : 113-122, 1992.
- NEUFELD, R. D. *et al.*; Anaerobic Phenol Biokinetics, *Journal Water Pollution Control Federation*, 52 (9) : 2.367-2.377, 1980; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- NORMALIZAÇÃO TÉCNICA; *Saneamento Ambiental N -07, Análises Físico - Químicas de Águas*, CETESB, 1978.
- NOVAES, R. F. V.; Microbiology of Anaerobic Digestion, *Water Science Technology*, 18 (12) : 1-14, 1986.
- OLIVEIRA, ROBERTO A.; FISCHER, EVANDRO G.; VICTORIA, JENNY A. R.; *Biologia do Tratamento de Esgotos - Seminário : Microbiologia da Digestão Anaeróbia*, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, Outubro de 1991.

- RECH, CÉLIA M. e CARVALHO, JUSSARA L.; Análises Microbiológicas para Acompanhamento da Granulação em Reatores UASB tratando Esgoto Doméstico; *17.º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária*, 1993, Natal, Brasil.
- SPEECE, RICHARD E.; Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment, *Environment Science Technology*, 17 (9) : 416A-427A, 1983.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*; 16th Edition, American Public Health Association, New York, 1985.
- VAN HAANDEL, ADRIANUS C.; LETTINGA, GATZE; *Tratamento Anaeróbio de Esgotos - Um manual para regiões de clima quente*; Campina Grande, Janeiro 1994.
- VAN HAANDEL, ADRIANUS; CATUNDA, PAULA FRASSINETTI C.; OLIVEIRA, MARCONI GOMES DE e SOUZA, JOSÉ TAVARES; Influência do Tempo de Permanência sobre o Desempenho de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente, *17.º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária*, 1993, Natal, Brasil.
- TEORIEN, D. F.; HATTINGH, W. H. J.; Anaerobic Digestion - I. The Microbiology of Anaerobic Digestion; *Water Research*, 3 : 385-416, 1969.
- VIEIRA, SÔNIA M. M.; Tratamento Anaeróbio de Esgotos Domésticos, *Ambiente - Revista CETESB de Tecnologia*, 6 (1) : 16-24, 1992.
- VIEIRA, SÔNIA M. M.; TILCHE, A.; Discussion Report on Reactor Design of Anaerobic Filters and Sludge Bed Reactors, *Water Science and Technology*, 24 (8) : 193-206, 1991.

- ZEEUW, W. J.; LETTINGA, G.; Start - up of UASB - Reactors, *Proceedings of the European Symposium Anaerobic Waste Water Treatment*, 348-368, November 1983, The Netherlands.
- YANG, J. Et al.; The Response of Methane Fermentation to Cyanide and Chloroform, *Prog. Wat. Tech.*, 12 : 977-989, TAWPR/Pergamon Press Ltda., 1980; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- YOUNG, J. C.; Factors affecting Waste Treatment in fixed for Waste Treatment ; *Journal Water Pollution Control Federation*, 41 (5) : 160-173, 1969; in CARVALHO, JUSSARA L.; Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Tratamento de Esgotos e Efluentes Industriais por Digestor Anaérobio de Fluxo Ascendente*, Série Didática (1991).
- WEI-MIN, WU; JI-CUI, HU; XIA-SHENG, GU; Properties of Granular Sludge in Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor and its Formation, *Fourth International Symposium on Anaerobic Digestion*, November 1985, China.
- WOESE, C. R.; Archaeobacteria, *Scientific American*, 244 : 94-106, 1981; in NOVAES, R. F. V.; Microbiology of Anaerobic Digestion, *Water Science Technology*, 18 (12) : 1-14, 1986.