

✓

**DESEMPENHO DO REATOR ACIDOGÊNICO  
DE UM SISTEMA ANAERÓBIO DE DUAS FASES  
NA DEGRADAÇÃO DE SUBSTRATO SINTÉTICO  
A BASE DE GLICOSE**

DEDALUS - Acervo - EESC



31100016805

**HARUMI NAKAHARA**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Hidráulica e Saneamento.

**ORIENTADOR: Prof. Dr. Eugênio Foresti**

**São Carlos**

29/04/ 1994



Class. TESE - EESC  
Cutt. 3854  
Tombo 147/96

Hidráulica e Saneamento

st 0745363

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento  
da Informação do Serviço de Biblioteca - EESC-USP

N163d Nakahara, Harumi  
Desempenho do reator acidogênico de um sistema anaeróbio de duas fases na degradação de substrato sintético a base de glicose / Harumi Nakahara. -- São Carlos, 1994.

Dissertação (Mestrado). -- Escola de Engenharia de São Carlos-Universidade de São Paulo, 1994.  
Orientador: Prof. Dr. Eugênio Foresti.

1. Processo anaeróbio. 2. Sistema de duas fases. 3. Reator acidogênico. 4. Reator metanogênico. 5. Substrato a base de glicose.  
I. Título


FOLHA DE APROVAÇÃO

Dissertação defendida e aprovada em 29/8/1994  
pela Comissão Julgadora:



---

Prof. Dr. Eugenio Foresti (Orientador) - EESC-USP



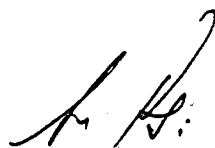
---

Prof. Dr. Carlos Eduardo Blundi - EESC-USP



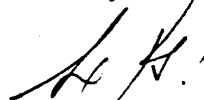
---

Prof. Dr. Bernardo Arantes do Nascimento Teixeira - UFSCar



---

Presidente da CPG  
Prof. Dr. Jurandyr Povinelli



---

Coordenador da Área  
Prof. Dr. Jurandyr Povinelli

*Ao meu filho Kenji*

## **AGRADECIMENTOS**

Em especial ao Prof. Dr. Eugênio Foresti pela orientação, dedicação e compreensão.

À eng. Valéria Del Nery pela confiança e valorosas sugestões, sem as quais não teria sido possível a realização e término deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Narihito Tambo e Prof. Dr. Keiichi Koyama da Hokkaido University, pelo apoio, incentivo e artigos enviados.

Ao Prof. Dr. Luiz Di Bernardo pelo apoio e incentivo.

Aos técnicos do laboratório de Saneamento, Paulo Fragiácomo, Maria Aparecida P. Viudes, José Miguel Derigi e Júlio Cesar Trofino, pela orientação e auxílio nos trabalhos de laboratório.

Ao Prof. Dr. Sérgio Carlos Zílio e técnico Ércio Santoni do Instituto de Física (EESC-USP) pelas sugestões e confecção do projeto do reator acidogênico.

Ao eng. Celso Hiroshi Hayashi pela ajuda inestimável na confecção das tabelas e gráficos.

Ao eng. Roberto Toshimitsu Aramaki pela consideração, apoio e incentivo.

À CNPq pela bolsa concedida para a realização deste estudo.

A todos que com amizade e apoio tornaram possível a realização deste trabalho, o meu reconhecimento e agradecimentos.

## **SUMÁRIO**

<b>LISTA DE FIGURAS</b>	<b>i</b>
<b>LISTA DE TABELAS</b>	<b>iv</b>
<b>RESUMO</b>	<b>xi</b>
<b><i>ABSTRACT</i></b>	<b>xii</b>
<b>1- INTRODUÇÃO</b>	<b>01</b>
<b>2 - OBJETIVO</b>	<b>04</b>
<b>3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	
3.1- Digestão Anaeróbia	05
3.2- Digestão Anaeróbia em Duas Fases	07
3.2.1- Introdução	07
3.2.2 - Microbiologia e Bioquímica da Primeira Fase da Digestão Anaeróbia (Fase Acidogênica)	10
3.2.2.1- Hidrólise	11
3.2.2.2 - Etapa Fermentativa	11

3.2.2.3 - Etapa Acetogênica	12
3.2.3 - Técnica de Separação das Fases	16
3.2.4 - Vantagens e Desvantagens de Separação de Fases	17
3.2.5 - Parâmetros que Influenciam a Fase Acidogênica	19
3.2.5.1- Influência de Temperatura	19
3.2.5.2 - Influência de pH e Alcalinidade	23
3.2.5.3 - Influência do Tempo de Detenção Hidráulica	27
<b>4 - METODOLOGIA</b>	
4.1- Descrição Geral dos Experimentos	29
4.2 - Descrição dos Reatores	29
4.2.1 Reator Acidogênico	30
4.2.2 Reator Metanogênico	32
4.3 Procedimentos Experimentais	34
<b>4.3.1 Primeira Partida</b>	<b>34</b>
4.3.1.1 Esquema das Instalações Experimentais	35
4.3.1.2 Inóculo	37
4.3.1.3 Substrato	37
4.3.1.4 Parâmetro de Operação	39
<b>4.3.2 Segunda Partida</b>	<b>40</b>
4.3.2.1 Esquema das Instalações Experimentais	40
4.3.2.2 Inóculo	42
4.3.2.3 Substrato	42
4.3.2.4 Parâmetro de Operação	43
4.3.2.5 Fases de operação	44
<b>4.3.3 Terceira Partida</b>	<b>45</b>
4.3.3.1 Esquema das Instalações Experimentais	46
4.3.3.2 Inóculo	48
4.3.3.3 Substrato	48

4.3.3.4	Parâmetro de Operação	49
4.3.3.5	Fases de operação	50
4.4	Análises Físico-Químicas	51
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES</b>	
<b>5.1</b>	<b>Primeira Partida</b>	<b>54</b>
5.1.1	Sistema de duas fases	55
5.1.1.1	Reator 1	55
5.1.1.2	Reator 2	56
5.1.2 -	Sistema de fase única	57
5.1.3 -	Estudo comparativo de desempenho dos sistemas de duas fases e de fase única	58
<b>5.2</b>	<b>Segunda Partida</b>	<b>59</b>
5.2.1 -	Sistema de duas fases	60
5.2.1.1 -	Reator 1	60
5.2.1.2 -	Reator 2	67
5.2.2 -	Sistema de fase única	70
5.2.3 -	Estudo comparativo do desempenho dos sistemas de duas fases e de uma fase	71
<b>5.3 -</b>	<b>Terceira partida</b>	<b>73</b>
5.3.1 -	Sistema de duas fases	74
5.3.1.1 -	Reator 1	74
5.4 -	Estudo comparativo do desempenho do sistema de duas fases e o única	78
<b>6 -</b>	<b>CONCLUSÕES</b>	<b>80</b>
<b>7 -</b>	<b>RECOMENDAÇÕES</b>	<b>81</b>



Figura II.04 - Valores médios de cada fase de eficiência de remoção dos reatores 2 e 3 em função da C.O.V. real aplicada	86
Figura II.05 - Valores médios de cada fase de DQO dos Efl. do Reator 2 e 3 em função da C.O.V. real aplicada	86
Figura II.06 - Valores médios de cada fase de ácidos voláteis do Afl. e Efl. dos reatores 2 e 3 em função da carga orgânica volumétrica real aplicada	87
Figura II.07 - Carga orgânica volumétrica real aplicada nos reatores 1,2 e 3 em função dos dias de operação	87
Figura II.08 - DQO do Afl.R e do Efl. (bruta) dos reatores 1,2 e 3 em função dos dias de operação	88
Figura II.09 - DQO do Afl.R e do Efl. (centrifugada) dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	88
Figura II.10 - Eficiência de remoção de DQO - bruto dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	89
Figura II.11 - Eficiência de remoção de DQO - centrifugado dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	89
Figura II.12 - Ácidos voláteis dos Afl. dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	90
Figura II.13 - Ácidos voláteis do Efl. dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	90

### **3ª Partida**

Figura III.01 - Valores médios de cada fase de eficiência de remoção de DQO dos reatores 2 e 3 em função da carga orgânica real aplicada	92
--	----

Figura III.02 - Valores médios de cada fase de DQO dos Afl. e Efl. dos reatores 2 e 3 em função da carga orgânica volumétrica real aplicada	92
Figura III.03 - Valores médios de cada fase de concentração de ácidos voláteis nos efluentes dos reatores 2 e 3 em função da carga orgânica real aplicada	93
Figura III.04 - Carga orgânica volumétrica real aplicada nos reatores 1,2 e 3 em função dos dias de operação	93
Figura III.05 - DQO do Afl.R e do Efl. (bruto) dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	94
Figura III.06 - DQO do Afl.R e do Efl. (centrifugado) dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	95
Figura III.07 - Eficiência de remoção de DQO - bruto dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	96
Figura III.08 - Eficiência de remoção de DQO - centrifugado dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	96
Figura III.09 - Ácidos voláteis dos Afl. dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	97
Figura III.10 - Ácidos voláteis do Efl. dos reatores 1, 2 e 3 em função dos dias de operação	97

**LISTA DE TABELAS**

Tabela 4.01 - Caracterização do lodo de biodigestor rural em relação aos sólidos - 1ª partida	31
Tabela 4.02 - Composição do substrato utilizado como alimentação do Reator 1 - 1ª partida	32
Tabela 4.03 - Parâmetros para operação do Reator 1, 2 e 3 - 1ª partida	33
Tabela 4.04 - Caracterização do lodo proveniente do reator anaeróbio de indústria de conservas alimentícias em relação aos sólidos - 2ª partida	36
Tabela 4.05 - Composição do substrato utilizado como alimentação do reator acidogênico - 2ª partida	36
Tabela 4.06 - Parâmetros para operação do Reator 1, 2 e 3 - 2ª partida	37
Tabela 4.07 - Fases de operação dos reatores acidogênico e metanogênico, indicando os valores teóricos que foram propostos - 2ª partida	38
Tabela 4.08 - Volume de substrato preparado para a recirculação do efluente e as respectivas cargas orgânicas volumétricas teóricas aplicadas ao reator 2 - 3ª partida	40
Tabela 4.09 - Caracterização do lodo proveniente do biodigestor municipal em relação aos sólidos - 3ª partida	42
Tabela 4.10 - Composição do substrato utilizado como alimentação do reator acidogênico - 3ª partida	43
Tabela 4.11 - Parâmetros para operação do Reator 1 e Reator 2 - 3ª partida	43

Tabela 4.12 - Fases de operação, DQO, vazão de recirculação e respectivos tempo de detenção e carga orgânica volumétrica - 3ª partida	44
Tabela 4.13 - Fases de operação, DQO, vazão de bombeamento e respectivos tempo de detenção e carga orgânica volumétrica - 3ª partida	45
Tabela 4.14 - Análises realizadas durante a operação, suas respectivas frequências e métodos	52
Tabela 5.01 - Valores de DQO, vazão e C.O.V. do reator 1 estabelecidos em cálculo teórico e os calculados a partir dos valores médios obtidos - 2a. partida	60
Tabela 5.02 - Valores médios de eficiência de remoção de DQO, ác.voláteis e temperatura no reator 1 nas fases de operação - 2a. partida	61
Tabela 5.03 - Valores médios de alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e SSV do reator 1 nas fases de operação - 2a partida	61
Tabela 5.04 - Valores de DQO, vazão e C.O.V. do reator 2 estabelecidos em cálculo teórico e os calculados a partir dos valores médios obtidos - 2a. partida	67
Tabela 5.05 - Valores médios de eficiência de remoção de DQO e ácidos voláteis no reator 2 - 2a. partida	68
Tabela 5.06 - Eficiência de remoção de DQO do sistema de duas fases e do sistema de uma fase	72
Tabela 5.07 - Valores de DQO, vazão e C.O.V. do reator 1 estabelecidos em cálculo teórico e os calculados a partir dos valores médios obtidos - 3a. partida	75
Tabela 5.08 - Valores médios de eficiência de remoção de DQO, ácidos voláteis e temperatura no reator 1 nas fases de operação 3a. partida	75

Tabela 5.09 - Valores médios de alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e SSV do reator 1 - 3a. partida	76
--	----

## LISTAS DE TABELAS DO ANEXO

### 1ª Partida

Tabela I.1- Resultado de pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO e eficiência de remoção do reator 1- 1a. partida	99
Tabela I.2 - Resultado de alcalinidade total, pH, ácidos voláteis, DQO e eficiência de remoção do reator 2 - 1a. partida	99
Tabela I.3 - Resultado de alcalinidade total, pH, ácidos voláteis, DQO e eficiência de remoção do reator 3 - 1a. partida	99

### 2ª Partida

Tabela II.1 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises de alcalinidade total, alcalinidade à bicarbonato, temperatura, pH, sólidos suspensos do Afl. e do Efl. e vazão de alimentação do reator 1 - 2a. partida	101
Tabela II.2 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises de ácidos voláteis e DQO do Afl. e Efl. dos reatores 1,2 e 3 - 2a. partida	102
Tabela II.3 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises da eficiência de remoção de DQO e COV do Afl. e Efl. dos reatores 1, 2 e 3 - 2a. partida	103

Tabela II.4 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do Reator 1- 2a. partida	104
Tabela II.5 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do Reator 1- 2a. partida	105
Tabela II.6 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do Reator 1- 2a. partida	106
Tabela II.7 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do Reator 1- 2a. partida	107
Tabela II.8 -	Resultados de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 1 - 2a. partida	108
Tabela II.9 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 2a. partida	109
Tabela II.10 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 2a. partida	110
Tabela II.11 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 2a. partida	111
Tabela II.12 -	Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 2a. partida	112
Tabela II.13 -	Resultados de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 2 - 2a. partida	113

Tabela II.14 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 3 - 2a. partida	114
Tabela II.15 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 3 - 2a. partida	115
Tabela II.16 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 3 - 2a. partida	116
Tabela II.17 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 3 - 2a. partida	117
Tabela II.18 - Resultados de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 3 - 2a. partida	118

### **3ª Partida**

Tabela III.1 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises de ácidos voláteis e DQO do Afl. e Efl. dos reatores 1, 2 e 3 - 2a. partida	120
Tabela III.2 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises de Alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato, temperatura, pH, sólidos suspensos do Afl. e Efl. e vazão do reator 1 - 3a. partida	121
Tabela III.3 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises da eficiência de remoção de DQO e COV do Afl. e Efl. dos reatores 1, 2 e 3 - 3a. partida	122

Tabela III.4 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 1 - 3a. partida	123
Tabela III.5 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 1 - 3a. partida	124
Tabela III.6 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 1- 3a. partida	125
Tabela III.7 - Resultado de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 1 - 3a. partida	126
Tabela III.8 - Resultado de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 1 - 3a. partida	127
Tabela III.9 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 3a. partida	128
Tabela III.10 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 3a. partida	129
Tabela III.11 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2	130
Tabela III.12 - Resultado de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 2 - 3a. partida	131
Tabela III.13 - Resultado de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 2 - 3a. partida	132
Tabela III.14 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 3a. partida	133



Tabela III.15 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2 - 3a. partida	134
Tabela III.16 - Resultado de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do Afl. e Efl. do reator 2	135
Tabela III.17 - Resultado de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 3 - 3a. partida	136
Tabela III.18 - Resultado de DQO, C.O.V., sólidos suspensos e ácidos voláteis do reator 3 - 3a. partida	137

## RESUMO

Um sistema anaeróbio de duas fases, constituído por um reator acidogênico de mistura completa (volume útil de 2,5 litros) e um reator de manta de lodo - UASB (volume útil de 10,0 litros), foi operado com o objetivo de se verificar a influência do reator acidogênico no desempenho do sistema. O substrato era preparado diariamente utilizando-se glicose como fonte de carbono e uma solução de sais minerais como fonte de nutrientes. O principal parâmetro operacional foi a taxa de carregamento orgânico (TCO), a qual foi mantida em  $40 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  para o reator acidogênico, tendo variado de 0,4 a  $6,4 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  para o reator UASB na última fase de operação do sistema, quando o mesmo mostrou-se estável. O desempenho do reator acidogênico foi avaliado através dos resultados de eficiência de remoção de DQO e concentração de ácidos voláteis no efluente, enquanto que o sistema de duas fases foi avaliado comparando-se com o desempenho do reator de UASB de fase única alimentado com o mesmo substrato. Ambos os sistemas foram influenciados pela pré-acidificação da glicose no tanque de alimentação, de maneira que os resultados obtidos foram similares. Mesmo assim, o desempenho do sistema de duas fases foi ligeiramente superior e mais estável que o de fase única.

Palavras-chave: Processo anaeróbio; sistema de duas fases; reator acidogênico; reator metanogênico; substrato a base de glicose.

## ***ABSTRACT***

A two-phase anaerobic system composed of a completely mixed acidogenic reactor (2,5 l) and an upflow sludge blanket (UASB) reactor (10,0 l), was operated aiming to study the influence of the acidogenic reactor on the stability and efficiency of this system. The substrate was prepared daily using glucose as the carbon source and a mineral salt solution as inorganic nutrient source. The main operational parameter was the volumetric organic loading rate (VLOR), which was maintained at  $40 \text{ kg COD m}^{-3}\text{d}^{-1}$  for the acidogenic reactor and ranged from 0,4 to 6,4  $\text{kg DQO.m}^{-3}\text{.d}^{-1}$  for the UASB reactor during the last and more stable operational phase of the system. The performance of the acidogenic reactor was evaluated from the result of COD removal efficiency and effluent volatile fatty acids concentrations, while the two-phase system performance was evaluated by comparing its results with those obtained from a single phase UASB reactor treating the same substrate. Interferences in the process due to the pre-acidification of glucose in the feeding tanks could be associated with the similarities in the performance of both two-phase system and single phase systems. Even so, the two-phase system performed slightly better and was more stable than the single phase reactor.

keywords - anaerobic processes; two-phase system; acidogenic reactor; methanogenic reactor; glucosed based substrate.

## 1. INTRODUÇÃO

A primeira contribuição significativa para o tratamento anaeróbio de águas residuárias contendo sólidos em suspensão foi desenvolvida na França, por M. LOUIS MOURAS conforme descrição publicada no jornal Cosmos, em dezembro de 1881 e janeiro de 1882 (FORESTI, 1987).

Diversos tipos de unidade foram sendo desenvolvidos e na década de 50 surgiram as unidades de contato anaeróbio baseados no conhecimento da necessidade de manutenção de microrganismos ativos no digestor.

Até a década de sessenta o processo anaeróbio foi aplicado basicamente no tratamento de despejos com elevada concentração de sólidos. A evolução acelerada dos conhecimentos e do emprego de reatores anaeróbios não convencionais para o tratamento de despejos solúveis de baixas concentrações é devida, em grande parte, à contribuição inicial oriunda do trabalho dos pesquisadores YOUNG e McCARTY (CAMPOS, 1986).

Os novos reatores anaeróbios foram concebidos, fundamentalmente, com base no melhor conhecimento dos processos anaeróbios e, principalmente, na verificação da viabilidade de se dispor de diferentes maneiras para se conseguir tempos de retenção celular superiores aos Tempos de Detenção Hidráulicos (TDH) nas unidades de tratamento anaeróbio.

Comparados aos sistemas aeróbios, os sistemas anaeróbios apresentam vantagens como: baixos custos de implantação, operação e manutenção, menor necessidade energética, lodo produzido mais estável e em menor quantidade.

Apesar das perspectivas favoráveis e de sua presença significativa na estabilização de lodo de esgoto sanitário, a digestão anaeróbia ainda não é bem

recebida como método de tratamento, particularmente para despejos de baixa concentração. Uma das razões é a falta de melhor conhecimento do processo (PARKIN e OWEN, 1986) e o fato de o digestor convencional ser suscetível à perturbação de carga, principalmente no tratamento de água residuária industrial (GHOSH et al, 1985). É possível que a maior dificuldade para a aplicação do processo seja a de se obter uma forma de operação simples e estável (LETTINGA et al, 1980).

O tratamento biológico anaeróbio é um processo microbiológico complexo, envolvendo vários tipos de bactérias trabalhando em série. O desempenho da digestão se deve ao equilíbrio relativo das populações viáveis entre os principais tipos de bactérias presentes (PARKIN & OWEN 1986).

O desenvolvimento das técnicas de cultivo e isolamento de microrganismos em condições de anaerobiose estrita permitiu extraordinário progresso no estudo de metanogênese, sem, no entanto, esclarecer todas as etapas do processo (DEL NERY, 1993).

É possível separar fisicamente grupos de microrganismos em reatores em série (ZOETEMEYER, 1982). As bactérias que agem nos dois principais estágios são diferentes fisiologicamente, no requisito nutricional, na cinética de crescimento e na sensibilidade ao ambiente (GHOSH et al, 1975). Cada reator é projetado e operado de maneira a propiciar desenvolvimento de cada grupo de microrganismos. O primeiro reator (acidogênico) é alimentado com água residuária bruta ou pré-condicionada, onde deve ocorrer fermentação pelas bactérias acidogênicas, cujos principais produtos são ácidos voláteis de um a seis carbonos em sua cadeia molecular e etanol. No segundo reator (metanogênico) ocorrerá a conversão desses ácidos orgânicos a outros produtos como ácido acético, hidrogênio e dióxido de carbono. A partir desses produtos serão produzidos dióxido de carbono e metano, pelas bactérias metanogênicas (DEL NERY, 1993).

Apesar da separação de fases possibilitar ajustes no efluente do reator

acidogênico antes de entrar em contato com o reator metanogênico, é de importância fundamental o bom funcionamento do reator acidogênico, isto é, que ocorra a conversão total do substrato que alimenta bactérias acidogênicas nos produtos facilmente assimiláveis pela população microbiana presente no reator metanogênico (DEL NERY, 1993). No entanto poucos dados práticos têm sido apresentados sobre a fase acidogênica (ENDO et al, 1983).

As bactérias acidogênicas têm maior taxa de crescimento e resistência ao meio do que as demais bactérias participantes da digestão anaeróbia. Esta aparente facilidade de manutenção e operação desta fase não deve diminuir a sua importância na eficiência do sistema, uma vez que o controle efetivo da primeira fase do processo pode permitir melhor desempenho dos microrganismos anaeróbios da segunda fase do processo da digestão.

No presente trabalho, os dados da primeira fase serão analisados e discutidos em conjunto com o desempenho do reator subsequente, o metanogênico. Para isto, foi montado um sistema de duas fases, sendo o primeiro reator, o acidogênico, de mistura completa e o segundo, o reator metanogênico tipo UASB. Foi montado também um sistema de uma fase de reator tipo UASB. Todas as análises e operações foram realizadas em equipe constituída por Eng. Durval Rodrigues de Paula, Eng. Harumi Nakahara, Eng. Paulo Corbellini e Eng. Valéria Del Nery. Os estudos comparativos entre os dois sistemas foram apresentados em (CORBELLINI, 1990).

## **2. OBJETIVO**

O objetivo deste trabalho é estudar o desempenho do reator acidogênico de mistura completa de um sistema anaeróbio de duas fases na degradação de substrato sintético à base de glicose, utilizando reator anaeróbio tipo UASB.

Pretende-se, especialmente, relacionar o desempenho do reator acidogênico em termos de estabilidade e eficiência do sistema de duas fases, comparativamente com os de fase única.

### **3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1 - Digestão Anaeróbia**

O termo digestão significa a quebra e a assimilação de alimentos por boa parte dos organismos vivos. Esses alimentos são constituídos de biopolímeros como proteínas, polissacarídeos, lipídeos e ácidos nucleicos.

O processo bioquímico da digestão ocorre na presença ou ausência de oxigênio, e, em cada caso, são formados diversos produtos, através da ação de diferentes microrganismos e enzimas.

LETTINGA (1980) cita vantagens na utilização desse processo como:

- a. Baixa produção de lodo biológico;
- b. Lodo biológico produzido é estável e pode ser desidratado com facilidade;
- c. Baixa exigência nutricional;
- d. Não necessita de energia para aeração;
- e. Produção de metano, que pode ser utilizado como produto final;
- f. Podem ser aplicadas altas cargas sobre condições favoráveis;
- g. O lodo ativo anaeróbio pode ser preservado sem alimentação por vários meses.

Como desvantagens são citadas:

- a. A digestão anaeróbia é um processo mais sensível, por exemplo, à presença de componentes específicos como  $\text{CHCl}_3$ ,  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CN}$ ;



b. A taxa de crescimento das bactérias é menor, requerendo um tempo de partida mais longo;

O tratamento anaeróbio é um processo microbiológico complexo, envolvendo vários tipos de bactérias trabalhando em série (PARKIN, 1986).

Muitos estudos têm sido desenvolvidos por pesquisadores como HUNGATE (1969), BRYANT (1972), MILLER & WOLIN (1974), EDWARD & McBRIDE (1975), resultando na seguinte conclusão: "o ecossistema anaeróbio é resultado de uma complexa inter relação entre os microrganismos de várias espécies" (apud NOVAES, 1986). Os microrganismos atuam em associação sintrófica, de maneira que determinadas populações assimilam o substrato inicial convertendo-o em compostos que podem ser utilizados por outras populações (ZEIKUS, 1980; PEREZ, 1982). O desempenho da digestão deve-se ao equilíbrio relativo das populações viáveis entre os principais tipos de bactérias presentes. Assim, entender o princípio de processo envolve conhecimento das condições de crescimento de vários tipos de bactérias anaeróbias e facultativas (PARKIN, 1986).

No método de digestão anaeróbia de uma fase, as bactérias acidogênicas, acetogênicas e metanogênicas coexistem no reator, decompondo matéria orgânica e produzindo metano. Neste tipo de processo, enquanto o reator está com a produção de metano ativa, a matéria orgânica intermediária existente no reator consiste em ácido acéticos em baixa concentração, e, como a pressão de hidrogênio dentro do reator é relativamente baixa, a maior parte da formação de metano ocorre diretamente pelo ácido acético sem passar por ácido propiônico e ácido láctico. Assim sendo, em um reator em equilíbrio, há pouca função para as acetogênicas e a sua quantidade é menor. Passado deste estado de equilíbrio para o estado de sobrecarga, a pressão parcial de hidrogênio aumenta, resultando na produção de ácido volátil que não tinha surgido antes. Como as acetogênicas que são consumidoras destes ácidos estão em pequena

quantidade, vai haver acúmulo de ácido propiônico, prejudicando a formação de metano. Acredita-se que este é um dos principais motivos da desestabilização no processo de fase única (COHEN et al apud INOUE et al, 1985).

Para superar este problema POHLAND (1975, 1985) e GHOSH (1975) sugeriram o uso de sistema de tratamento em duas fases, o qual permite separar a acidogênese e metanogênese sem romper o inter relacionamento entre essas fases do processo. No reator ácido, os ácidos voláteis diferentes de ácido acético estão sendo continuamente formados. Assim, bactérias acetogênicas estão presentes em quantidade suficiente no reator metanogênico, não havendo risco de ocorrer acúmulo de ácidos voláteis, mesmo que ocorra sobrecarga orgânica, a menos que ocorra queda de pH. (INOUE et al, 1985).

## **3.2 - DIGESTÃO ANAERÓBIA DE DUAS FASES**

### **3.2.1 - Introdução**

Em 1914, Thum e Reichee observaram que apesar das diversas reações que ocorrem no processo, a digestão anaeróbia se desenvolve em duas etapas principais (HUGHES et al apud CORBELLINI, 1990).

No início de 1958, BABIT e BAUMANN sugeriram que o efeito inibidor dos produtos intermediários gerados durante os primeiros estágios de digestor anaeróbio de lodo poderia ser dominado com separação de processo em duas ou mais fases (GHOSH et al, 1975).

A digestão anaeróbia de duas fases tem sido considerada um sistema mais estável e resistente à sobrecarga orgânica do que a de uma fase pelos diversos autores.

Em estudo realizado por GHOSH no qual o lodo de esgoto foi submetido

a sistema de duas fases a fim de se verificar a possibilidade de se obter cultura predominantemente acidogênica no reator de primeira fase, através de controle cinético, constatou-se que a produção de ácido era diretamente proporcional à redução de Sólidos Voláteis, podendo-se deduzir que a fração volátil dos sólidos serve como substrato para organismos acidogênicos (GHOSH et al, 1975).

SUTTON e LI (1983) realizaram experiências utilizando reatores de leite fluidificado em escala piloto, utilizando, como substrato, leite em pó com água decaiorificada e sobrenadante do digestor de lodo doméstico, como inóculo, para comparar os valores de parâmetros para uma fase e duas fases de sistema de leite fluidificado. A melhor qualidade no efluente foi obtido no reator de segundo estágio de sistema de duas fases, comparado com a de fase única sob alta carga orgânica e igual condição de pH. O biogás produzido na operação do reator de uma fase era essencialmente metano e CO<sub>2</sub>. Durante a operação do reator de fase única, o metano contido no gás era de aproximadamente 60%. Para o de duas fases, foi de 40% no primeiro reator e de 85% no segundo reator. A média de produção de metano era de 0,28 m<sup>3</sup>.kg<sup>-1</sup> de DQO removido para ambos os casos (SUTTON et al, 1983).

HEERTJES et al realizaram estudos comparativos dos diferentes métodos de tratamento anaeróbio para a água residuária diluída. O reator de fluxo ascendente apresentou melhor desempenho, obtendo 90% de eficiência de remoção de TOC com carga orgânica máxima de 2 kg de TOC m<sup>-3</sup>.d e tempo de retenção hidráulica de 3 a 6 horas em sistema de uma fase. No processo de 2 fases operado sobre mesma condição, o reator metanogênico apresentou boa eficiência e estabilidade mesmo quando submetido a carga orgânica de 12 kg TOC m<sup>-3</sup>.d.

Na digestão anaeróbia de carboidratos, a separação de fases eleva a taxa específica de ácidos voláteis em relação a DQO, podendo chegar a aumentar 3 vezes durante alimentação contínua e a uma média de 6 a 8 vezes subsequente

a um choque de carga (expresso em ácidos voláteis - DQO) (COHEN et al apud INOUE et al, 1985).

A sobrecarga no sistema de fase única, causada por um aumento da dose de substratos, leva a um acúmulo de produtos da fase acidogênica, seguido de inibição ou remoção ineficiente dos produtos da fase acidogênica, mesmo que a metanogênese não seja inibida pela diminuição de pH e ou pelo aumento de ácidos voláteis ou da concentração de sais. A sobrecarga na fase metanogênica no sistema de duas fases, causada por um aumento no suprimento de produtos de fermentação ácida, leva à quebra imediata de produtos acumulados a uma taxa máxima de transferência, sem que a população microbiana seja significativamente alterada. (COHEN et al, 1981).

Muitos estudos mostram evidências das vantagens do sistema de duas fases, utilizando carboidratos facilmente degradáveis como glicose. No entanto os principais tipos de compostos orgânicos das águas residuárias são carboidratos, proteínas e lipídios. As vantagens do sistema de tratamento anaeróbio em duas fases para degradar água residuária que os contém não têm sido confirmadas (HANAKI et al, 1987).

Os mesmos autores realizaram experiências com substrato complexo composto de leite em pó infantil e nutrientes. As experiências não mostram uma evidência clara de que o sistema de duas fases pode conseguir um maior desempenho do que o de uma fase na produção de metano utilizando carboidratos e proteínas como substrato. Os lipídios praticamente não foram degradados no reator acidogênico pois as bactérias que os degradam não atuam neste reator. Os autores concluem, no entanto, que a separação de fase é eficiente na prevenção do efeito inibidor causado por ácidos graxos de cadeia longa na produção de metano. O possível mecanismo da prevenção do efeito inibidor dos ácidos graxos de cadeia longa no sistema de duas fases é que os mesmos são absorvidos por lodo no reator acidogênico. No sistema de uma fase, não podem ser absorvidos por bactéria acetogênica produtora de

hidrogênio ou por bactéria metanogênica (HANAKI et al, 1987).

### **3.2.2 - Microbiologia e Bioquímica da Primeira fase da Digestão Anaeróbia**

Os complexos orgânicos insolúveis, celulose e proteínas, são inicialmente hidrolizados por enzimas extracelulares em moléculas menores acessíveis às bactérias. As moléculas orgânicas menores são subsequentemente decompostas por bactérias formadoras de ácido para alcoois mais simples e ácidos voláteis como ácido acético, propiônico e butírico. Na etapa final de decomposição, estes ácidos graxos voláteis são convertidos por bactérias metanogênicas em produto final gasoso como dióxido de carbono e metano (OWEN, 1982).

Na primeira fase não há produção de metano. Neste estágio a matéria orgânica complexa é convertida em ácidos por grupo de bactérias facultativas.

Existem diferentes bactérias formadoras de ácidos, devendo haver um equilíbrio entre estes microrganismos, para se obter um bom funcionamento do processo.

Os ácidos formados são ácidos graxos voláteis de cadeia curta como: ácidos fórmico, acético, propiônico, butírico, valérico, isovalérico e capriônico.

Estes ácidos são importantes produtos intermediários no tratamento anaeróbio, dos quais dependem indiretamente as bactérias metanogênicas no segundo estágio.

A análise dos tipos de ácidos presentes indica a presença de bactérias acidogênicas específicas, porém não indica os organismos formadores de ácidos pois não há ainda um método simples e satisfatório para determinar as bactérias especificamente responsáveis pela formação de certos ácidos.

### **3.2.2.1 - Hidrólise**

Essencialmente não ocorre estabilização da matéria orgânica durante a hidrólise. A matéria orgânica é simplesmente convertida a uma forma solúvel que possa ser utilizada pelas bactérias. A hidrólise e a liquefação são realizadas pelas enzimas hidrolíticas e extracelulares produzidas e excretadas pela população bacteriana com este propósito específico. A estabilização da matéria orgânica complexa não pode ocorrer sem que este passo inicial seja eficiente e pode ser limitada pela taxa de hidrólise. (PARKIN & OWEN, 1986).

### **3.2.2.2 - Etapa Fermentativa**

Na fermentação, a reação ocorre na ausência de oxigênio e a energia é gerada através da reação de oxiredução diretamente a partir do substrato (DEL NERY, 1993).

Nesta etapa, ocorre oxidação parcial do composto orgânico (BROCK & MADIGAN, GOTTSALK, apud DEL NERY, 1993).

Carboidratos são decompostos em ácidos voláteis de baixo peso molecular como acético, butírico e propiônico. A produção intensa de ácido resulta em queda de pH e formação de odores. Organismos responsáveis por esta etapa de digestão são produtores de ácido (ECKENFELDER & O'CONNOR, 1961).

Geralmente as fermentações são classificadas de acordo com os produtos finais. As que ocorrem na fase inicial do processo são fermentação láctica, butírica e propiônica (DEL NERY, 1993).

HENKELEKIAN and MULLER verificaram que os ácidos graxos não

saturados são hidrogenados para ácidos graxos saturados durante fermentação ácida. Verificaram também que somente 10% da gordura presente é degradada durante esta etapa, levando à conclusão de que graxa e gorduras são as principais responsáveis pelo acúmulo de ácidos voláteis (apud ECKENFELDER & O'CONNOR, 1961).

### **3.2.2.3 - Etapa Acetogênica**

Acreditava-se até recentemente que os ácidos voláteis, com exceção de ácido fórmico e ácido acético, eram decompostos diretamente pelas bactérias metanogênicas (IWAI et al apud INOUE et al, 1985).

Com estudos como os da interferência na fração de metano utilizando componentes inibidores de crescimento das bactérias metanogênicas e experiência em cultura BRYANT, McINERNEY, foi sendo esclarecido que estes ácidos voláteis não podiam ser diretamente degradados pelas bactérias metanogênicas (IWAI et al, apud INOUE et al, 1985).

Os grupos de microrganismos que participam destas importantes reações básicas são as bactérias acetogênicas produtoras de  $H_2$  e são encarregadas da produção de hidrogênio molecular e ácido acético (BRYANT). O  $H_2$  molecular produzido pela bactéria acetogênica e o ácido acético são consumidos pelas bactérias metanogênicas. Estas reações se devem à "transferência de hidrogênio inter-espécies" (IANNOTTI), (MAH et al). As transferências de hidrogênio entre bactérias acetogênicas e metanogênicas são importantes para decomposição de ácidos voláteis, exceto ácido fórmico e ácido acético. Para estes tipos de reações, ao se diminuir a produção de metano haverá acúmulo de hidrogênio ocasionando problemas, ou seja, se a pressão parcial de hidrogênio dentro do reator aumenta, as reações de formação de ácido acético, a partir do ácido propiônico e do ácido butírico,

através das bactéria acetogênicas, ficam termodinamicamente dificultadas (McINERNEY), (BRYANT), resultando em acúmulo destes ácidos, provocando a queda de pH, resultando no fenômeno de deterioração. Na fase ácida, passam a ser produzidos mais ácidos intermediários com nível de acidificação menor como ácido propiônico e butírico, que contêm mais hidrogênio (CHEN et al). Há, desta forma, uma interrelação intensa entre bactérias acetogênicas e metanogênicas envolvendo o hidrogênio (relação sintrófica) e a sua importância vem sendo enfatizada por muitos pesquisadores.(apud INOUE & KOYAMA 1985).

Na etapa acetogênica e fermentativa, as bactérias promovem degradação de açúcares e ácidos orgânicos a acetato.

Em geral esta etapa ocorre após a hidrólise e fermentação da matéria orgânica complexa, na degradação anaeróbia. Nesta etapa a pressão parcial de hidrogênio influencia sobremaneira o equilíbrio termodinâmico das reações de produção de ácidos, em particular, do ácido acético (DEL NERY, 1993).

A produção de ácido acético na acetogênese ocorre na presença de diferentes bactérias, como as acetogênicas redutoras de prótons obrigatórios e as homoacetogênicas (DOLFING, apud DEL NERY, 1993).

As acetogênicas redutoras de prótons obrigatórias produzem ácido acético e hidrogênio a partir de ácidos voláteis de cadeia maior que o acético, sob baixa pressão de hidrogênio.

As homoacetogênicas produzem ácido acético a partir de hidrogênio e dióxido de carbono (DOLFING, apud DEL NERY, 1993).

As bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio oxidam os ácidos orgânicos a álcool, ácido acético, dióxido de carbono e hidrogênio. Essas reações são energeticamente desfavoráveis nesse sentido citado, ocorrendo somente se a pressão parcial do hidrogênio for mantida baixa (DEL NERY, 1993).



Quando a pressão parcial do hidrogênio é alta, as bactérias fermentativas produzem menos ácido acético, dióxido de carbono e hidrogênio e mais produtos reduzidos, como os ácidos propiônico, butírico, láctico e etanol (VAZOLLER, apud DEL NERY, 1993).

Na digestão anaeróbia, a manutenção da pressão de hidrogênio baixa depende de uma população bacteriana que retire o hidrogênio do meio. As bactérias metanogênicas hidrogenotróficas e outras, como as redutoras de sulfato, são assim responsáveis pela manutenção das condições energéticas necessárias para que as reações ocorram (DEL NERY, 1993).

A temperatura e o pH têm uma grande influência na taxa máxima de decomposição de acetato. Foi verificado que a taxa de decomposição de acetato aumenta ainda que sob o mesmo pH e temperatura. Este fenômeno pode ser visto claramente quando o butirato coexiste. De acordo com a hipótese do BRYANT apud INOUE et al, 1985, o propionato e o butirato são decompostos por bactéria acetogênica como demonstram as equações 3.1 e 3.2 a seguir:



A biota e a estrutura do biofilme aderido são muito diferentes para cada tipo de substrato. O biofilme formado por acetato é totalmente formado por bactérias *Methanotrix Soehngenii* (BRYANT, apud INOUE & KOYAMA, 1985) observaram em experimentos com FBMFR - Reator de Fermentação de Metano de Biofilme Fixo, usando como substrato o acetato, propionato e butirato ou a mistura de substrato (acetato-propionato, acetato- butirato) na temperatura de  $35 \pm 2$  °C, que o biofilme formado por propionato era similar ao

formado pelo acetato, mas ao mesmo tempo, colônias de grânulos finos eram criadas e espalhadas. No caso do butirato, o biofilme tinha também colônia granular fina como as formadas por propionato, porém, o último consiste principalmente em bacilos encaracolados, relativamente grandes (10 a 20  $\mu\text{m}$ ). Por outro lado, o primeiro é formado por coccus razoavelmente pequenos e quase não podem ser vistos na forma encaracolada. Na mistura de acetato, a biota e estrutura do biofilme apresentam uma característica média, entre a do butirato e a do propionato. Destes resultados foi admitido que a estrutura da colônia granular fina no biofilme produzido pela mistura de substrato era composta de duas camadas. Os organismos que viviam na camada externa seriam possivelmente bactéria acetogênica que decompõe o butirato. Os organismos da camada interna podem ser bactéria acetogênica, que decompõe propionato e bactéria metanogênica, que consome hidrogênio. Esta suposição é termodinamicamente racional, pois a reação de decomposição de propionato conforme a Equação 3.1 e 3.2 é mais sensível ao hidrogênio do que a do butirato, isto é, a mudança de energia livre nesta reação adequada por ser positiva. O hidrogênio gerado por bactéria na decomposição do propionato é consumido rapidamente na colônia por bactérias sintróficas adjacentes e, portanto, a concentração do hidrogênio no biofilme não aumenta. Por outro lado, o hidrogênio gerado por decomposição de butirato é libertado para fora da colônia, o consumo de hidrogênio diminui e uma grande quantidade de hidrogênio se dispersa no meio (INOUE & KOYAMA, 1988).

#### **a. Bactérias Acetogênicas Produtoras de $\text{H}_2$**

Poucas espécies foram isoladas e estudadas e seus requisitos nutricionais são pouco conhecidos.

São essenciais na degradação anaeróbia por catabolizar propionato e outros ácidos orgânicos maiores do que acetato, álcoois e compostos aromáticos como benzoato em acetato e  $\text{CO}_2$ .

### **b. Bactérias Homoacetogênicas**

Recentemente esse grupo de bactérias foi enfatizado devido à importância do seu produto final, o acetato, descrito como importante precursor do metano (NOVAES, 1986).

O papel que desempenham sugere a competição com as metanogênicas no consumo de  $H_2$ , mas esta questão ainda não está esclarecida.

### **3.2.3 - TÉCNICA DE SEPARAÇÃO DAS FASES**

A separação de fases pode ser feita por diversas técnicas como diálise, por inibição seletiva de cada grupo de organismos, através da adição de inibidores ou por balanceamento de potencial, mas há dificuldade operacional na membrana de diálise e incerteza em determinar e controlar a concentração de inibidores e o potencial.

Desde o estudo notável feito por GHOSH e POHLAND (1974) e GHOSH et al (1975), o método de separação de fase mais usado tem sido por controle de tempo de retenção de lodo no reator acidogênico, suficientemente curto para arrastar as bactérias metanogênicas.

No trabalho experimental realizado usando substrato heterogêneo (lodo primário) originado das águas residuárias, contém 40 a 60% em volume de efluente industrial como curtume, fábrica de gelatina e outros, os sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais eram cerca de 95% dos sólidos totais e a concentração de ácidos voláteis estava entre 2.300 a 2.600  $mg.l^{-1}$ . Além disto, tinha a capacidade de tamponamento (alcalinidade a bicarbonato e a presença de amônia) para estabilizar o pH a um nível próximo do neutro. A fermentação ácida predominou no digestor de primeira fase e a fermentação metânica predominou no digestor de segunda fase. Consideração da produção de ácidos voláteis e outros dados coletados indicaram que o Tempo de

Detenção Hidráulica entre 1 a 1,5 dia era ótimo para operação do digestor de primeira fase. Da mesma forma, um Tempo de Detenção Hidráulica de 4 a 5 dias parece ser ótimo para a de segunda fase (GHOSH et al, 1983).

A separação da fase pode ocorrer também no interior do reator, dependendo do tipo de reator e do substrato que é tratado. Nos reatores em que predomina o escoamento pistonado, a separação da fase ocorre próximo ao dispositivo de entrada, criando-se uma zona de acidificação, que provoca a queda do pH e inibição da metanogênese (POHLAND, apud DEL NERY, 1993).

O reator UASB pode apresentar separação parcial das fases. Caso seja observado o perfil decrescente das concentrações de ácidos voláteis ao longo do reator, fica confirmada a existência da separação parcial de fase. Neste reator, ocorre a produção de biogás, que determina o seu grau de mistura. Assim, o grau de separação de fase será função também da produção de gás (POHLAND apud DEL NERY, 1993).

A glicose ou outro substrato facilmente degradável, promove a separação natural de fase, pois logo que entra no reator já sofre hidrólise e fermentação pelas bactérias hidrolíticas fermentativas (POHLAND apud DEL NERY, 1993).

### **3.2.4 - As Vantagens e Desvantagens da Separação de Fases**

As vantagens da digestão de duas fases em comparação a de uma fase são:

a. A produção de ácido é mais eficiente, uma vez que as bactérias acidogênicas estão em condição ótima (GHOSH et al, 1975). A densidade ótima de organismos acetogênicas e metanogênicas é mantida no digestor de segundo estágio para converter ácidos graxos que recebe do digestor do

primeiro estágio em metano. A concentração do ácido e o pH para os quais a bactéria metanogênica é conhecida como sensível, é mantida no nível ótimo no digestor de segundo estágio através do ajuste de taxa de fluxo de alimentação, recirculação de efluentes, adição química ou outros meios (GHOSH et al, 1983);

b. A distribuição de produto da fase acidogênica pode ser controlada para favorecer a produção de metano. Os substratos mais usados são os de carboidratos (como glicose), facilmente biodegradáveis (DEL NERY, 1993);

c. Redução substancial de total de volume do reator e, conseqüentemente, do custo de construção e operação (GHOSH et al, 1975). No reator de leito fluidizado, o uso de duas fases em comparação com a de uma fase leva a 22% de redução de área total de reator e volume de leito fluidizado. A redução da área requerida e da taxa de carga hidráulica leva a 34% de redução de sistema de energia (SUTTON & LI, 1983).

d. Aumento na eficiência térmica (GHOSH et al, 1975);

e. Resistência a choque de carga, pois a toxicidade é absorvido pelas bactérias acidogênicas que são mais resistentes.(INOUE & KOYAMA, 1985);

f. Possibilidade de serem incorporados no sistema de tratamento existente com mínimo de investimento (GHOSH et al, 1975);

g. Redução de parcela de Nitrogênio do efluente por liquefação e denitrificação simultânea do substrato na digestão acidogênica (GHOSH et al, 1975).

Apesar de inúmeras vantagens da digestão anaeróbia em duas fases, vários autores consideram que existem alguns problemas que podem afetar negativamente as populações microbianas devido à separação física das fases (DEL NERY, 1993):

a. A separação física entre bactérias acidogênicas e metanogênicas pode causar conseqüências no sentido ecológico e fisiológico dessas populações

(COHEN). Segundo BOONE, não se pode esperar que o processo anaeróbio em uma fase seja simplesmente a soma das fases acidogênicas e metanogênicas do processo em duas fases mas sim, que dois processos completamente diferentes podem estar envolvidos com respeito à populações bacterianas (apud DEL NERY, 1993).

b. Na separação de fases, a ausência de um consumidor de elétrons pode causar acúmulo de hidrogênio, podendo resultar alteração dos passos fermentativos da fase acidogênica.

c. A falta de espécies que utilizam hidrogênio acarreta a produção de ácidos voláteis de cadeia maior que o acetato, principalmente propionato e butirato como produtos intermediários (DEL NERY, 1993).

d. Necessidade de operação mais cuidadosa (GHOSH et al, 1975);

e. Acréscimo de instrumentação para monitoramento e controle (GHOSH et al, 1975).

### **3.2.5 - Parâmetros que Influenciam a Digestão Anaeróbia em Duas Fases**

Os principais parâmetros de manutenção e operação dos reatores biológicos são: temperatura, pH e tempo de detenção.

Na digestão anaeróbia de duas fases, devido às populações microbianas características de cada fase, cada reator tem parâmetros de operação diferentes.

#### **3.2.5.1. - Influência de Temperatura**

Os resultados obtidos na literatura indicam que o melhor desempenho dos microrganismos ocorre nas faixas de temperatura mesofílica e termofílica,

sendo que na faixa psicofílica o metabolismo das bactérias é mais lento (DEL NERY, 1993).

LAWRENCE et al (1969) apresentaram estudos sobre a cinética da oxidação metanogênica no tratamento anaeróbio, utilizando como substrato simples, ácido acético, ácido propiônico e ácido butírico. O estudo comparativo das bactérias consumidoras de acetato nos digestores operados a 35°C, 30°C e a 25°C sugere que a temperatura é um dos fatores significantes para determinar população predominante dos microrganismos em uma cultura mista.

ZOETEMEYER, R.J., et al, em 1982 realizaram estudo para investigar a influência da temperatura no processo de acidificação com respeito à carga máxima, distribuição de produtos e adaptação do lodo a temperatura fixa, usando cultura mista do lodo ativado mais resíduo de indústria agrícola contendo sacarose e amido como principal fonte de carbono na faixa de temperatura de 20 a 60 °C, utilizando reator de mistura completa com volume líquido de 650 ml.

O autor concluiu que a acidogênese ocorre tanto na faixa de temperatura mesofílica quanto termofílica em todas taxas de diluição, exceto naquelas próximas à taxa máxima de diluição. As faixas mesofílica e termofílica podem ser distinguidas, sendo as temperaturas ótimas 37°C com vazão aplicada por volume do reator, denominada taxa de diluição de no máximo 0,51 h<sup>-1</sup> e a 52°C com taxa máxima de diluição 0,71 h<sup>-1</sup>, respectivamente. As cargas orgânicas ótimas aplicadas ao lodo na faixa de temperatura mesofílica foi de 77 kg DQO (em peso seco) m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e de 112 kg DQO (em peso seco) m<sup>-3</sup>. d<sup>-1</sup> na faixa termofílica

Em geral a operação na faixa mesofílica pode ser preferida em relação à termofílica pois, apesar da faixa termofílica assimilar maiores cargas, a faixa mesofílica apresenta maior estabilidade com cargas menores (maior faixa de temperatura e maior estabilidade na distribuição de produtos) e ainda pelo

menor requerimento de energia, quando há algum.

Os principais produtos encontrados na fase líquida foram acetato, propionato, butirato, lactato e etanol. As concentrações de cada um variam com a temperatura e com as taxas de diluição aplicadas ao reator.

Na taxa de diluição máxima da faixa mesofílica, o butirato foi um produto importante obtido em baixas temperaturas e o lactato foi obtido em concentrações significativas, em temperaturas acima da faixa mesofílica ótima.

Para se obter um bom desempenho na segunda fase, a temperatura deve ficar pouco abaixo da temperatura ótima, uma vez que temperatura maior que a temperatura ótima pode causar distúrbios na distribuição de produtos (ZOETEMEYER et al, 1982).

Endo et al em 1983 estudaram o efeito de temperatura e do pH na fase acidogênica da digestão anaeróbia utilizando reator de quimiostatos, tendo como inóculo, lodo do digestor de esgoto (temperatura mesofílica) aclimatado durante um ano com glicose e bicarbonato de amônia como única fonte de carbono e nitrogênio respectivamente. Este inóculo foi levado gradativamente à temperatura de estudo (1°C por semana), sendo cultivado durante dois meses consecutivos a cada 5°C para conseguir a aclimação do inóculo. Usando esta metodologia, foram necessários 12 meses para aclimatar inóculo partindo do lodo de digestor mesofílica (35°C) até a condição termofílica (55°C) e para a condição psicofílica (5°C), concluindo-se que:

a. O consumo do substrato e a atividade de multiplicação dos microrganismos acidogênicos eram altos na condição mesofílica (20°C a 40°C) sendo baixos na condição psicofílica (abaixo de 15°C) e termofílica (acima de 45°C);

b. A taxa de fermentação indicada pela produção de ácidos voláteis não apresentou grandes mudanças nas faixas de temperatura em estudo, mas o tipo de ácido volátil produzido foi alterado, sendo que a formação de ácido acético utilizado pelos microrganismos metanogênicos tem rendimento ótimo nas



faixas de temperaturas próximas aos 15°C, 25°C e 40°C;

c. A influência de temperatura representada pela equação de Arrhenius nas velocidades de consumo de substrato, de multiplicação de microrganismos e fermentação de ácido orgânico pode ser dividida em aumento de atividade da faixa de temperatura psicrófila para mesófila e na diminuição da atividade sob condição termófila. E pode se supor pelo coeficiente de dependência de temperatura que a atividade de reprodução é a mais afetada.

DEL NERY, 1993, cita estudos feitos por JOUBERT & BRITZ, sobre o efeito da variação da temperatura e do pH na fase acidogênica em um reator de fluxo ascendente de 770 ml, utilizando como substrato sacarose e como inóculo lodo de um digestor anaeróbio alimentado com ácidos voláteis. A carga orgânica máxima aplicada ao reator foi de 25,9 kg DQO  $m^{-3} \cdot d^{-1}$ .

O principal objetivo do estudo foi variar a temperatura do reator e o pH do substrato para obter etanol, ácido butírico, e principalmente, ácido acético como principais produtos de acidogênese.

Esses experimentos mostram que o pH e a temperatura influenciaram significativamente na hidrólise do substrato.

Embora os aspectos da cinética do processo sejam os mais importantes, deve-se recordar, também, que a solubilidade dos gases diminui com o aumento da temperatura, podendo resultar em maior produção aparente de gás, principalmente para despejos solúveis com baixa concentração de substrato (FORESTI, 1987).

O efeito da variação da temperatura na acidogênese a pH 5,85 mostrou que a 27,0°C o ácido produzido em maior concentração foi o butírico (1.500  $mg.l^{-1}$ ) seguido pelo etanol, propiônico, acético e capróico. Variando-se a temperatura até 33°C, ocorreu diminuição da concentração de butírico (500  $mg.l^{-1}$ ), aumento de propiônico (1.700  $mg.l^{-1}$ ), acético (1.700  $mg.l^{-1}$ ) e etanol (1.300  $mg.l^{-1}$ ).

### 3.2.5.2 - Influência de pH e Alcalinidade

O valor do pH no digestor é determinado pelas concentrações e tipos de componentes alcalinos e ácidos. A capacidade de tamponamento de pH, indicado pela alcalinidade, é importante para a estimativa da oscilação de pH devido ao acúmulo de ácidos orgânicos e também para previsão da quantidade de absorção de gás carbônico, motivo de obstrução da reação biológica devida ao pH na digestão anaeróbia. Sabe-se que no pH baixo o ácido volátil livre é o componente principal e que no pH alto, é a amônia livre (ENDO et al, 1983).

ZOETEMEYER et al realizaram estudos da influência do pH no reator acidogênico utilizando um reator de mistura completa de 850 ml e como substrato, um meio contendo 1% de glicose, operado à temperatura de 30°C. A faixa de pH estudada foi de 4.5 a 7.9, à taxa de diluição de 0,1 h<sup>-1</sup>.

Para pH de 5,7, o principal produto foi o ácido butírico para todas as taxas de diluição estudadas. Com aumento da taxa de diluição, ocorreu aumento na concentração de ácido butírico e diminuição de concentração de ácido propiônico. WOOD verificou com cultura pura de *Propionibacterium*, somente produção de dióxido de carbono enquanto *Clostridium sp* produziu dióxido de carbono e hidrogênio (ZOETEMEYER et al, 1982).

Com pH de 6,4, ocorreram algumas mudanças na formação de produtos, ao aumentar a taxa de diluição. O ácido propiônico não foi detectado em taxas de diluição (vazão aplicada por volume de reator) maiores que 0,1 h<sup>-1</sup>; a concentração de ácido butírico diminuiu, enquanto que as concentrações de ácido láctico e ácido fórmico aumentaram. A um pH fixo, a concentração de ácido acético era relativamente estável em todas as faixas de diluição estudadas. Efeito similar foi verificado para etanol.

Com o aumento do pH ocorreu sucessiva mudança de picos de produção de ácidos, do ácido butírico para ácido láctico e subsequente mudança do ácido láctico para ácido acético.

A baixa concentração de ácido butírico a um valor de pH elevado, está de acordo com a baixa concentração encontrada em reator anaeróbio de fase única, onde os acidogênicos e metanogênicos coexistem a um pH próximo de 7,0. O fato da degradação de ácido butírico ocorrer em taxa maior do que a do ácido acético e muito maior do que a do ácido propiônico (ANDREWS & PEARSON), (MAHR), (McCARTY) resulta em concentração de ácido butírico muito baixa, e geralmente não é possível detectá-lo. Entretanto a separação física de formadores de ácidos e formadores de metano leva a um outro tipo de metabolismo, isto é, em digestão anaeróbia de fase única não há sobra de gás hidrogênio, porque serve de aceptor de elétrons para as bactérias metanogênicas. Quando não há hidrogênio disponível, o ácido butírico é usado para este propósito, resultando em alta degradação do substrato em processo anaeróbio de duas fases (ZOETEMEYER et al, 1982).

Constatou-se que a mudança na distribuição dos produtos, em função do valor do pH, não é instantânea. Esta constatação indica que ela pode estar sendo causada por mudança no metabolismo de algumas espécies da população ou por mudança delas próprias ou ambas.

Os autores concluem que a fermentação ácida de 1% de glicose, em um reator de mistura completa inoculado com lodo de decantador secundário de um sistema de tratamento aeróbio de esgoto sanitário, é um processo estável, que pode ser caracterizado pelos seguintes parâmetros:

$$\mu_{\text{máx}} = 0,33 \text{ h}^{-1}$$

$$\text{pH} = 6,0$$

Onde

$$\mu_{\text{máx}} = \text{Taxa máxima de crescimento de microorganismos, } d^{-1}$$

Sendo

$$\text{Carga Orgânica} = 84 \text{ kg DQO } m^{-3} \cdot d^{-1}$$

$$\text{Redução de DQO} = 9\%$$

Pode-se afirmar que a operação estável da acidogênese a partir de carboidratos no processo anaeróbio de fase única bem como de duas fases é possível na faixa de pH de 6,0 a 8,0.

Os produtos da fermentação ácida são os ácidos butírico, propiônico, acético, fórmico, láctico e etanol. A quantidade relativa dos produtos dependia da taxa de diluição e mais ainda, do valor do pH do meio. Assim, a seleção de um valor apropriado de pH pode selecionar um dos principais produtos, exceto para ácido propiônico (ZOETEMEYER et al, 1982).

HANAKI, K. et al em seus estudos sobre a biodegradabilidade de matéria complexa em sistema de digestão anaeróbia de duas fases, pesquisaram efeito do pH na acidogênese, a TDH constante de 18 horas, utilizando reator de mistura completa. Os autores concluíram que a porcentagem de conversão de DQO na acidogênese (entre 35 a 40%) ocorre para  $\text{pH} > 5,0$ , sendo mais alta em  $\text{pH} = 6,3$ , sendo baixa entre 4,5 e 5,0, decrescendo consideravelmente a  $\text{pH} < 4,5$ , chegando a 20% para  $\text{pH} = 3,6$ . A produção de ácidos voláteis diminuiu. Com o  $\text{pH} = 3,6$ , o valor chega a ser metade do valor que tinha em  $\text{pH} > 5,0$ , ocorrendo também, acúmulo de lactato em  $\text{pH}$  de 3,6.

Analisando os dados referentes à porcentagem de hidrólise, presume-se que  $\text{pH}$  baixo afeta a etapa inicial de degradação de lipídios, a de hidrólise.

A porcentagem de degradação de carboidrato diminuiu um pouco com decréscimo de  $\text{pH}$  e nitidamente quando o  $\text{pH}$  era menor do que 4,5. A degradação de proteínas era também afetada por baixo  $\text{pH}$  e sómente 10% de proteínas eram degradados a  $\text{pH}$  de 3,6. Pode ocorrer insolubilização de proteínas a baixo  $\text{pH}$ . A fração de lipídio era degradada escassamente, como esperado previamente pelos resultados experimentais a  $\text{pH}$  de 6,0. Estes

resultados mostram que a queda na degradação de carboidratos a pH menor do que 4,5 causou a diminuição na porcentagem de conversão de DQO de acidogêneses nesta faixa de pH (HANAKI et al, 1987).

A velocidade de consumo de substrato e da produção de ácidos orgânicos é mais alta na região de pH 4,5 e a porcentagem de ácido acético produzido também é mais alta. Assim, o pH de 4,5 pode se tornar um pH ideal para reatores ácidos baseados na concepção de manutenção de alta concentração de microrganismos (ENDO et al, 1983).

A digestão de substâncias complexas envolve a produção de ácidos voláteis intermediários. É importante manter a medida de alcalinidade no sistema para tamponar o pH quando há acúmulo de ácidos voláteis (SPEECE, 1982).

O pH ideal para tratamento anaeróbio conforme McCARTY é de 6,8 a 7,5 e a alcalinidade a bicarbonato é de 2.500 a 5.000  $mg.l^{-1}$   $CaCO_3$  (OWEN, 1982).

Esta alcalinidade pode ser gerada no processo de digestão como no caso do lodo de esgoto doméstico, ou pode haver necessidade de que seja adquirido na forma de produtos químicos a serem suplementados no substrato (SPEECE, 1982).

#### Concentração de Alcalinidade Requerida

A concentração de alcalinidade requerida no processo de digestão anaeróbia depende de muitos fatores incluindo:

- a) Alcalinidade residual gerada a partir do substrato;
- b) Concentração orgânica dos substratos;
- c) Grau de controle de processo;
- d) Disponibilidade de recirculação de efluente;
- e) Taxa de conversão de substrato em ácido volátil.

O nível de alcalinidade em digestor de esgoto doméstico é de aproximadamente 1.500 a 6.000  $mg.l^{-1}$ , e a razão de alcalinidade por DQO é cerca de 1/16 (SPEECE, 1982).

A recirculação de efluentes pode ser usada para reduzir ou possivelmente eliminar a necessidade de suplementar alcalinidade ou nutriente inorgânico, particularmente para rejeitos com alto teor de ácidos orgânicos. Cuidados especiais devem ser tomadas no caso de manta de lodo no sistema de fermentação metanogênica para não haver perda de biomassa no afluente devido ao aumento da carga hidráulica (SPEECE, 1982).

### 3.2.5.3 - Influência de Tempo de Detenção

O T.D.H. é de importância fundamental para qualquer tipo de tratamento biológico de água residuária, uma vez que está relacionado com a velocidade de crescimento de cada microrganismo participante do processo.

Hanaki, et al, realizaram estudos sobre a eficiência do processo de digestão anaeróbia de duas fases na degradação do substrato complexo como carboidratos, proteínas e lipídios.

Para o reator acidogênico foram utilizados sistema de mistura completa e alimentação contínua. O substrato era composto de leite em pó infantil dissolvido em água de torneira (DQO de 4.600  $mg.l^{-1}$ ) suplementado com nutrientes e mantidos a 5°C. O lodo usado como inóculo foi aclimatado previamente para este tipo de substrato. Uma série de experiências usando reatores em batelada foram realizadas para estimar o efeito de separação de fases. O TDH em estudo variou 30 horas até 6 horas.

Os autores concluíram que a degradação do carboidrato no reator acidogênico foi de 95% (TDH de 6 horas), de proteínas 20 a 30% (TDH < 20 horas), aumentando para TDH > 20 horas. Os lipídios foram pouco degradados

mesmo com altos valores de TDH Assim, quase todo produto de acidogênese deriva da fração de carboidrato; a proteína pode contribuir também, mas não significativamente e não ficou muito claro neste trabalho, uma vez que havia pouca quantidade de proteína no substrato. A composição de ácidos voláteis como acetato e propionato aumenta com o acréscimo de TDH e o n-butirato diminui (HANAKI et al, 1987)).

## **4. METODOLOGIA**

### **4.1- Descrição geral dos experimentos**

Para o cumprimento do objetivo desse trabalho foram realizadas 3 ensaios.

Na primeira o sistema de duas fases e o de fase única foram submetidos à alimentação contínua após inoculação com lodo de biodigestor rural.

Na segunda manteve-se alimentação contínua em ambos os sistemas, porém o reator de fase única foi operado recirculando-se o efluente na fase final. Utilizou-se, como inóculo, lodo do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo da Indústria de Conservas Alimentícias.

Na terceira partida utilizou-se o sistema de duas fases e de fase única, que foram operados com recirculação do efluente no início de operação, tendo como inóculo, lodo do biodigestor anaeróbio.

### **4.2 - Descrição dos reatores**

Para a realização dos experimentos foram utilizados 2 tipos de reatores:

- Reator acidogênico de mistura completa,
- Reator metanogênico do tipo UASB,

A descrição dos reatores é apresentada a seguir:



#### 4.2.1 - Reator acidogênico

O reator acidogênico é um reator de fluxo ascendente com mistura completa, feito a partir de um recipiente de vidro para melhor visualização da movimentação e do crescimento do lodo. Seu volume total é de 3,2 l e volume útil de 2,5 l, o diâmetro é de 15,0 cm e a altura de 24,3 cm. A entrada do substrato é a 4,4 cm e a saída do efluente a 15,2 cm do fundo. A canalização de entrada do substrato e a saída do efluente são de vidro e de aço inox respectivamente. Foi fixado na tampa um separador gás-sólido-líquido, também de vidro, com diâmetro de 5,5 cm e, fixo a este, um defletor de acrílico de 4.0 cm de largura. A principal função do defletor é de direcionar os gases para o local de coleta. De acordo com o projeto, seriam encaminhados para o gasômetro, a fim de serem quantificados, após passagem pelo selo hídrico. Foram fixados quatro estatores de acrílico às paredes internas para obter melhor condição de mistura.

Foi instalado um recipiente com volume útil de aproximadamente 0,5 l na saída do reator acidogênico para permitir a coleta do efluente e também para servir como ponto de aplicações de produtos para correção de pH ou nutrientes no substrato do reator metanogênico, caso fosse necessário.

O esquema deste reator está apresentado na figura 4.1 a seguir.

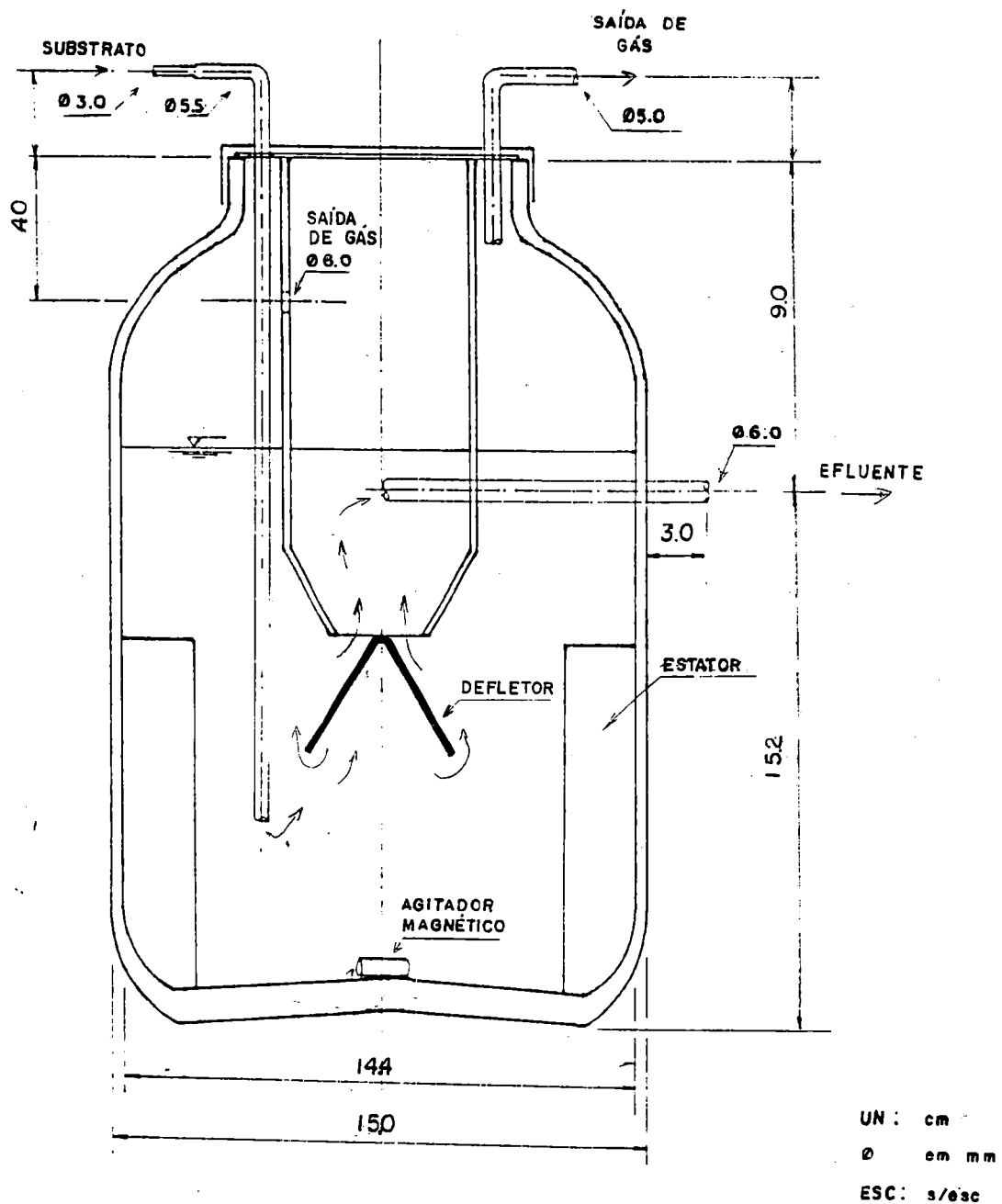


Figura 4.1 - Esquema do Reator Acidogênico.

#### 4.1.2 - Reator metanogênico do tipo UASB

O reator metanogênico e de fase única é um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), com volume de 10 l, altura de 45 cm e 12 cm de largura, constituída de duas placas paralelas de acrílico e por paredes laterais feitas em chapa de aço inoxidável. A zona de entrada é constituída por um tronco de pirâmide de 5 cm de altura, provido de placa de aço inoxidável perfurada para melhor distribuição do afluente. O corpo principal do reator, de forma prismática, destina-se ao desenvolvimento da manta de lodo. O separador gás-sólido encontra-se a 50 cm da entrada do reator, é feito em aço inoxidável e possui formato de um prisma, com faces laterais cortadas e sobrepostas para facilitar a separação de gases.

Para a entrada do afluente foi colocada uma armação no topo do reator com altura regulável para ser acoplado um funil de vidro de 8 cm de diâmetro por onde deverá passar o afluente do reator.

No reator existem 7 pontos para retirada de amostra.

A figura 4.2 mostra o esquema deste reator.

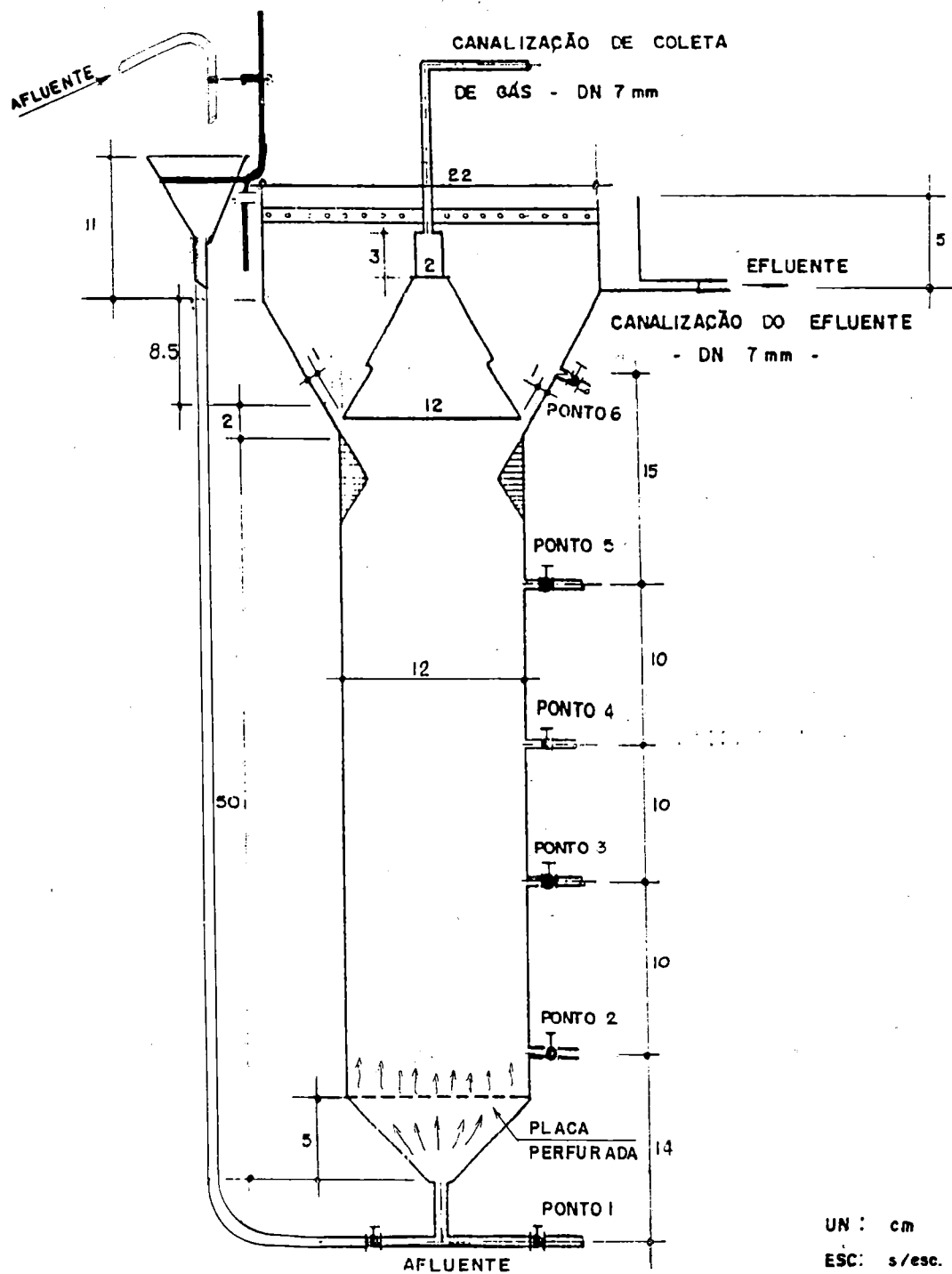


Fig. 4.2 - Esquema do reator anaeróbico de fluxo ascendente da fase metanogênica e de fase única.

### 4.3 - Procedimentos experimentais

No sistema de digestão em duas fases utilizou-se um reator acidogênico, denominado Reator 1 e um reator metanogênico, denominado Reator 2, constituídos respectivamente, de um reator de mistura completa e reator anaeróbio com manta de lodo. No sistema de digestão em fase única, denominado Reator 3, utilizou-se reator anaeróbio de fluxo ascendente igual ao utilizado no sistema de duas fases.

A separação das fases foi executada utilizando-se o conceito de cinética do processo, diminuindo-se o tempo de detenção hidráulica no reator acidogênico.

Os reatores do sistema eram alimentados continuamente com auxílio de uma bomba peristáltica. As variações nas vazões eram provocadas principalmente devido às incrustações nas paredes internas, citadas no item 4.5.2.

#### 4.3.1 - Primeira partida

O Reator 2 e Reator 3 foram inoculados com 5 l de lodo e o restante de volume foi preenchido com substrato com DQO de 0,4 g.l<sup>-1</sup>.

No Reator 1, a temperatura do afluente preparado variou de 18 a 23°C, afluente reservado de 17,5 a 22°C e o efluente, 19,5 a 22°C. A temperatura do efluente do Reator 2 foi de 19 a 21°C, e a do Reator 3, de 17,5 a 21,0°C.

Os reatores foram deixados em batelada durante 1 dia, quando a alimentação passou a ser contínua, conforme os valores de vazão, tempo de detenção e DQO do substrato, apresentados na Tabela 4.3.

O efluente do Reator 1 era armazenado no recipiente sendo utilizado para alimentar o Reator 2 no dia seguinte.

Os sistemas de fase única e de duas fases tiveram alimentação contínua, conforme o esquema apresentado no próximo ítem.

A operação teve duração de 12 dias.

#### **4.3.1.1 - Esquema das instalações experimentais**

Na Figura 4.3 está apresentado o esquema das instalações experimentais do sistema de duas fases desta partida.

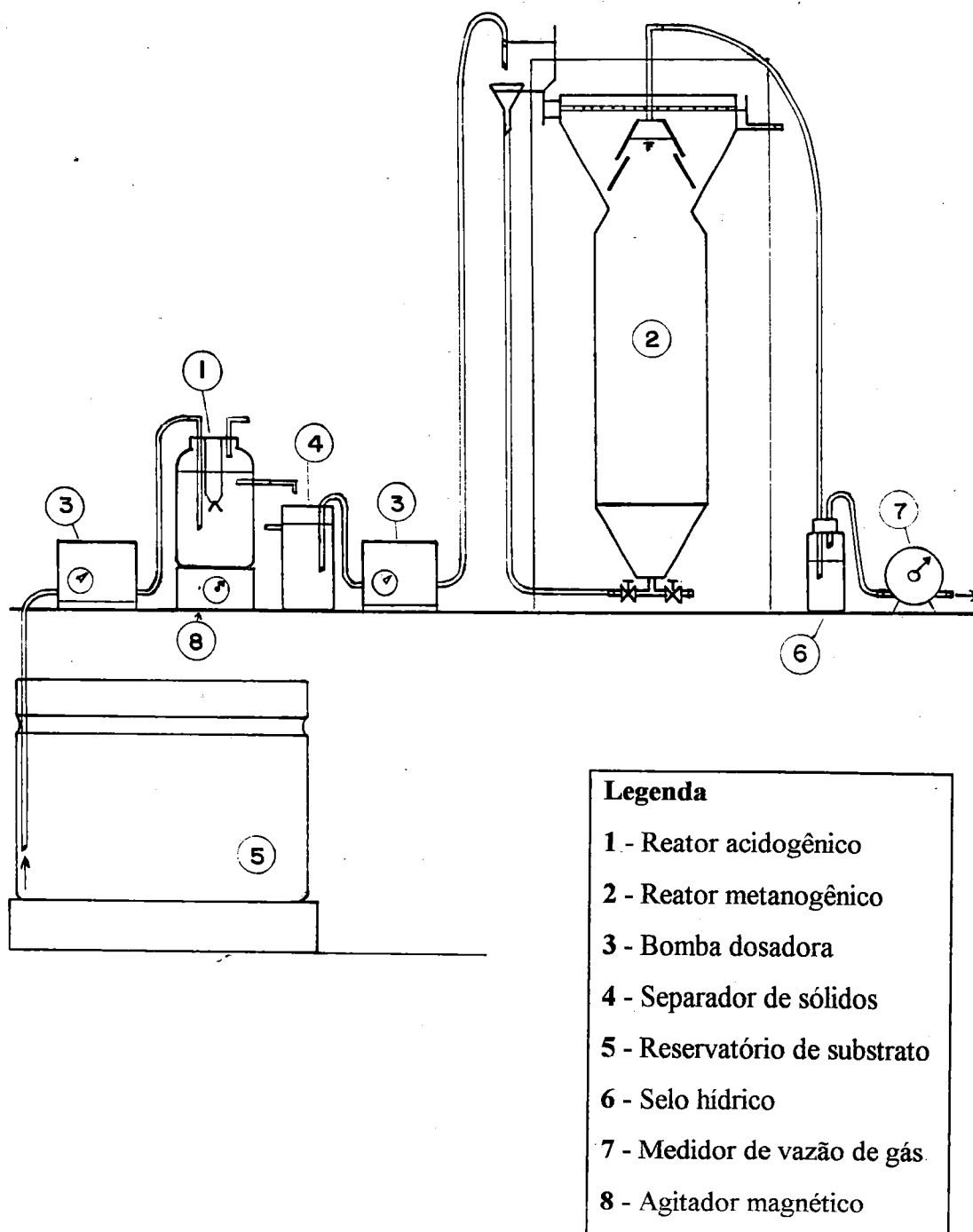


Fig. 4.3 - Esquema da instalação experimental do sistema de digestão anaeróbia de duas fases com alimentação contínua.

#### 4.3.1.2 - Inóculo

Foi utilizado como inóculo dos Reatores 2 e 3, lodo de biodigestor rural da Fazenda do Urso da cidade de São Carlos.

O lodo foi caracterizado antes do reator ser inoculado. Esse lodo foi peneirado em peneira com malha de 0,6 mm para remoção de uma certa parte de sólidos inertes.

Após o processo de peneiração, foram realizadas análises de sólidos e os resultados estão na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Caracterização do lodo de biodigestor rural em relação aos sólidos.

SÓLIDOS	CONCENTRAÇÃO (g.l <sup>-1</sup> )
Totais	11,81
Fixos	2,91
Voláteis	8,90
Suspensos totais	8,81
Suspensos fixos	0,81
Suspensos voláteis	8,00

#### 4.3.1.3 - Substrato

A composição deste substrato foi baseada nas indicações de Speece e Cohen, utilizado anteriormente em trabalho realizado por Del Nery, em dissertação de mestrado pela Escola de Engenharia de São Carlos, USP, em 1987.

O substrato era preparado diariamente, ficando armazenado no tanque de cimento amianto em temperatura ambiente. Após algumas horas, o substrato armazenado formava um precipitado que se depositava no fundo do



reservatório. e na superfície, formava-se uma película esbranquiçada, devido a sua degradação. Este fenômeno aumentava com a concentração de bicarbonato de sódio na composição dos substratos e com o aumento de temperatura ambiente. Um precipitado amarelo claro de aspecto gelatinoso obstruía as mangueiras, causando variações na vazão. A substituição ou limpeza das mangueiras eram feitas uma ou duas vezes por dia, conforme a necessidade.

Para minimizar os problemas frequentes de obstrução nas mangueiras, os reservatórios para o preparo e armazenamento do substrato eram mantidos limpos diariamente, antes de receber o substrato preparado no dia.

As amostras eram coletadas para análises por volta das 8 horas. No momento da coleta, o substrato reservado (AFL.R) era o que alimentava o reator, pois a troca de substrato era efetuada (em torno de 11 horas) somente após a coleta de todas as amostras e tomada de dados.

Como o sistema foi operado à temperatura ambiente, foram feitas análises do afluente preparado no dia (AFL.P) e do afluente restante no recipiente de alimentação preparado no dia anterior (AFL.R).

Os resultados das análises das amostras dos AFL.P e AFL.R indicam a alteração do substrato durante o tempo em que permaneceu no reservatório.

A composição do substrato dos Reatores 1 e 3 estão apresentados na Tabela 4.2 a seguir.

Tabela 4.2 - Composição do substrato utilizado para alimentação do Reator 1 e do Reator 3.

Fonte: Del Nery, 1989.

COMPOSTO	CONCENTRAÇÃO (mg.l <sup>-1</sup> )
Glicose	5.0000,00
Cloreto de cálcio	117,50
Cloreto de cobalto	0,175
Cloreto férrico	1,25
Fosfato de potássio monobásico	21,25
Fosfato de potássio dibásico	54,25
Fosfato de sódio dibásico	83,50
Sulfato ferroso	12,50
Sulfato de níquel	2,50
Uréia	0,30
Bicarbonato de sódio	5,00

#### 4.3.1.4 - Parâmetros de Operação

Na Tabela 4.3 estão apresentados os valores dos parâmetros iniciais de operação para cada reator.

Tabela 4.3- Parâmetros para operação do Reator 1, Reator 2 e Reator 3.

PARÂMETROS	Reator 1	Reator 2	Reator 3
Carga orgânica aplicada ao lodo (kgDQO.kg SSV <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup> )	- x -	0,4	0,5
Carga orgânica volumétrica (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	40	1,6	2,0
DQO do substrato (g.l <sup>-1</sup> )	10	8	10
Vazão de alimentação (l.d <sup>-1</sup> )	10	2	2
Tempo de detenção hidráulico (d)	0,4	5	5
Volume de lodo (l)	- x -	5	5

**Obs.** O efluente do Reator 1 em excesso era descartado diariamente.

### **4.3.2 - Segunda partida**

O Reator 2 foi inoculado com 2,8 l de lodo. O restante do volume foi preenchido com substrato com DQO de 400  $mg.l^{-1}$ . O Reator 1 não foi inoculado. Os reatores foram deixados em batelada durante 1 dia, quando a alimentação passou a ser contínua, conforme os valores de vazão, tempo de detenção e DQO do substrato, apresentados na Tabela 4.7.

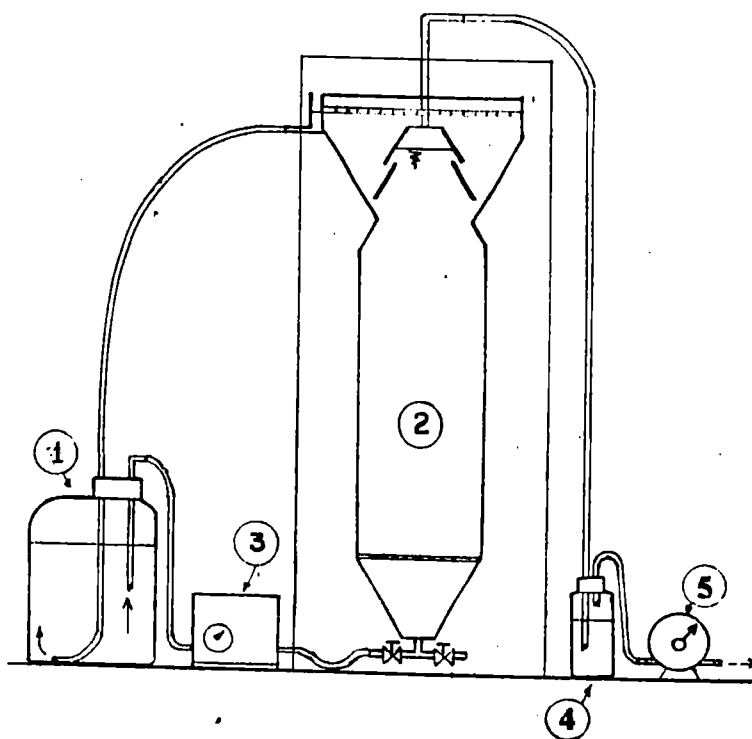
Nesta partida, foi adotada a carga orgânica aplicada ao lodo menor do que a aplicada na primeira partida.

Na fase final o Reator 3 passou a ser alimentado com recirculação do efluente.

#### **4.3.2.1 - Esquema das instalações experimentais**

O esquema das instalações experimentais do sistema com alimentação contínua é o mesmo utilizado na Primeira Partida (Figura 4.2).

Na Figura 4.4 a seguir está apresentado o esquema das instalações experimentais com recirculação do efluente utilizado no sistema de fase única.

**Legenda**

- 1 - Reservatório de alimentação
- 2 - Reator de fase única
- 3 - Bomba dosadora
- 4 - Selo hídrico
- 5 - Medidor de vazão de gás

Fig. 4.4 - Esquema da instalação experimental do sistema de digestão anaeróbia de fase única com recirculação de efluente.

#### 4.3.2.2 - Inóculo

O lodo utilizado como inóculo para dar a segunda partida aos reatores foi o lodo proveniente de reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo, da Indústria de Conservas Alimentícias HERO na cidade de São Carlos, SP.

O lodo estava granulado, porém uma parte do lodo estava flotando, provavelmente por algum problema ocorrido com o afluente do reator na indústria. Dessa maneira, desprezou-se o lodo flotado, utilizando-se o sedimentado.

Os resultados das análises de sólidos estão na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Caracterização do lodo proveniente do reator anaeróbio de indústria de conservas alimentícias em relação aos sólidos.

<b>SÓLIDOS</b>	<b>CONCENTRAÇÃO (g.l<sup>-1</sup>)</b>
Totais	25,32
Suspensos totais	14,70
Suspensos fixos	4,70
Suspensos voláteis	10,00

#### 4.3.2.3 - Substrato

A DQO do substrato preparado passou a ser 2,0 g.l<sup>-1</sup> e a composição do substrato utilizado está apresentada na Tabela 4.5 a seguir.

Tabela 4.5 - Composição do substrato utilizado como alimentação do. Fonte: Del Nery, 1989.

COMPOSTO	CONCENTRAÇÃO ( $mg.l^{-1}$ )
Glicose	2000,00
Cloreto de Amônia	1,70
Cloreto de Cálcio	47,50
Cloreto de Cobalto	0,08
Cloreto Férrico	0,25
Cloreto de Selênio	0,07
Fosfato de Potássio Monobásico	8,50
Fosfato de Potássio Dibásico	21,75
Fosfato de Sódio Dibásico	33,40
Sulfato Ferroso	5,00
Sulfato de Magnésio	22,50
Uréia	0,50
Bicarbonato de Sódio	1,00

#### 4.3.2.4 - Parâmetros de Operação

Na Tabela 4.6 estão apresentados os valores dos parâmetros de operação para cada reator.

Tabela 4.6 - Parâmetros para operação do Reatores 1, 2 e 3.

PARÂMETROS	Reator 1	Reator 2	Reator 3
Carga orgânica aplicada ao lodo ( $kg\ DQO.kg\ SSV^{-1}.d^{-1}$ )	- x -	0,12	0,15
Carga orgânica Volumétrica ( $kg\ DQO.m^{-3}.d^{-1}$ )	8,00	0,32	0,40
DQO do substrato ( $g.l^{-1}$ )	2,0	1,6	2,0
Vazão de alimentação ( $l.d^{-1}$ )	10,0	2,0	2,0
Tempo de detenção hidráulico ( $d$ )	0,4	5,0	5,0
Volume de lodo ( $l$ )	- x -	2,8	2,8

Logo após a inoculação, parte do lodo anaeróbio utilizado como inóculo começou a flotar, sendo retirado 500 ml de lodo flotado do Reator 2.

Para minimizar o efeito do início de fermentação do substrato, o afluente do reator metanogênico passou a ser o efluente do reator acidogênico nesta partida sem ter o tempo de espera de um dia como na primeira partida.

#### 4.3.2.5 - Fases de Operação

As fases foram delimitadas pela carga orgânica volumétrica teórica aplicada aos reatores. A tabela 4.7 a seguir apresenta as fases durante o período de operação dos reatores, os valores de vazão, tempo de detenção hidráulica e carga orgânica volumétrica.

Tabela 4.7 - Fases de operação dos reatores acidogênico, metanogênico e de fase única, indicando os valores teóricos que foram propostos .

DIAS DE OPERAÇ	FASE	DQO ( $g.l^{-1}$ )		Q ( $l.d^{-1}$ )		T. R.H. ( $d$ )		C. O.V. ( $kg DQOm^{-3}.d^{-1}$ )		
		R1/R3	R2	R1	R2/R3	R1	R2/R3	R1	R2	R3
- x -	- x -									
1°	I	2,0	1,6	10	2	0,40	5	8	0,32	0,40
7°	II	2,0	1,6	10	5	0,40	2	8	0,80	1,00
16°	III	2,0	1,6	10	10	0,40	1	8	1,60	2,00
34°	IV	4,0	3,2	10	10	0,40	1	16	3,20	4,00
51°	V	6,0	5,4	12	10	0,21	1	29	4,80	6,00

A partir da fase IV, a DQO do substrato foi aumentada, pois a vazão da bomba peristáltica não era suficiente para que a carga fosse aumentada. Os compostos do substrato foram aumentados conforme o aumento da concentração do substrato.

### 4.3.3 - Terceira partida

A operação iniciou-se com inoculação do Reator 1 com 1 l e o Reator 2 com 5 l de lodo anaeróbio. O restante do volume foi preenchido com substrato com DQO de 400  $mg.l^{-1}$ .

No Reator 1, a temperatura do AFL.P foi de 20 a 27 °C. AFL.R de 19 a 27,5 °C e do EFL, de 22 a 29 °C.

A carga orgânica volumétrica no Reator 1 foi mantida constante no valor de 40  $kg DQO m^{-3}.d^{-1}$  e DQO do substrato foi de 5  $g.l^{-1}$ .

Devido às dificuldades encontradas nas partidas anteriores, foi adotado nesta partida o sistema de recirculação do efluente no Reator 2 durante 64 dias.

A recirculação do efluente poderia trazer benefícios ao Reator 2 e 3 pelos seguintes motivos (FORESTI, 1987):

- a) O efluente contém matéria orgânica e mineral parcialmente ou completamente processada pelo lodo existente no reator. A recirculação possibilitaria o estabelecimento da população microbiana diversificada devido a presença de compostos complexos no meio;
- b) A alcalinidade produzida no processo sai com o efluente e retorna ao reator, contribuindo para o ajuste do pH.
- c) A recirculação do efluente permite que a C.O.V. seja gradativamente elevada sem que a carga hidráulica seja alterada;
- d) O lodo leve seria descartado após a interrupção da recirculação, uma vez que o reator estaria submetido a carga hidráulica elevada;
- e) O lodo sofreria processo de adensamento em função do tipo de escoamento que se estabelece em reatores de fluxo ascendente.

O volume do substrato preparado para recircular no Reator 2 era fixado de acordo com a C.O.V. que deveria ser aplicada a este, conforme indicados na Tabela 4.8.



A DQO do substrato era de  $5 \text{ g.l}^{-1}$ . Como o EFL. do Reator 1 é o AFL. do Reator 2, cuja a DQO já se reduziu em aproximadamente 10 a 20%, calculou-se a C.O.V. considerando a DQO teórica de entrada para o Reator 2 de  $4,5 \text{ g.l}^{-1}$ . Sendo a C.O.V. inicial recomendada para ser aplicada ao reator de  $0,5 \text{ kg DQO m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ , a vazão de alimentação deveria ser de  $1 \text{ l.d}^{-1}$ . Assim, o volume do substrato preparado para a recirculação durante um dia seria de  $1 \text{ l}$ . Para aumentar a C.O.V., aumentava-se o volume de AFL. que deveria recircular no reator.

Tabela 4.8 - Volume de substrato preparado para a recirculação do efluente e as respectivas cargas orgânicas volumétricas teóricas aplicadas ao Reator 2

FASES	VOLUME DO SUBSTRATO (l)	C.O.V. ( $\text{kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ )
I	1	0,43
II	2	0,86
III	3	1,29
IV	5	2,15
V	8	3,44
VI	10	4,30

A alimentação dos reatores iniciou-se no mesmo dia, com volume de recirculação de  $1 \text{ l}$ .

#### 4.3.3.1 - Esquema das instalações experimentais

Na Figura 4.5 está apresentado o esquema das instalações experimentais com recirculação do efluente para o sistema de duas fases. Os demais esquemas utilizados foram os mesmos das partidas anteriores.

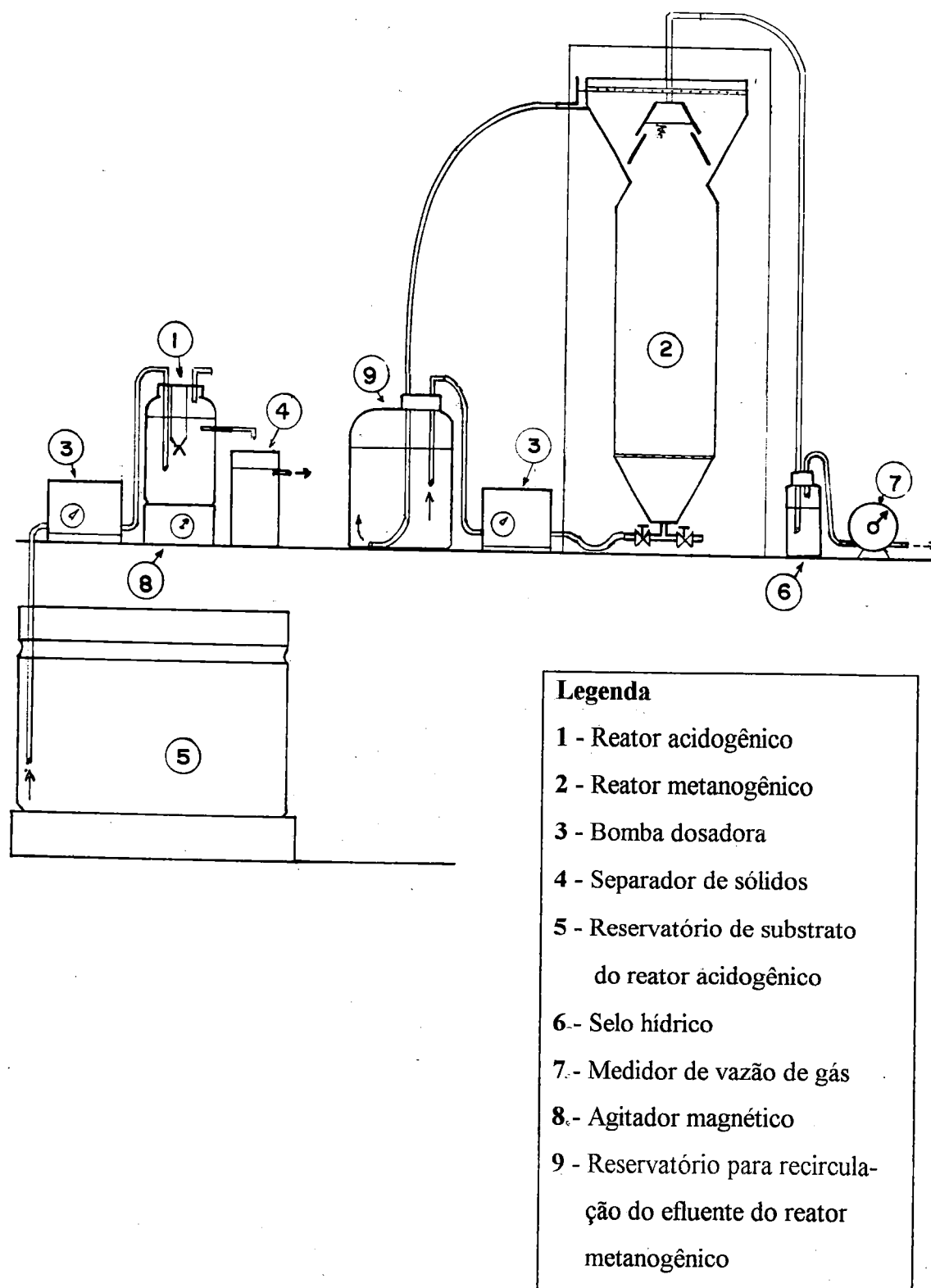


Fig.4.5 - Esquema das instalações experimentais do sistema de digestão anaeróbia de duas fases com recirculação do efluente.

#### 4.3.3.2 - Inóculo

Utilizou-se lodo de biodigestor anaeróbio municipal da Estação de Pinheiros da cidade de São Paulo como inóculo do Reator 1 e do Reator 2.

Os resultados das análises de sólidos realizados para a caracterização desse lodo estão na Tabela 4.9 a seguir.

Tabela 4.9 - Caracterização do lodo proveniente do reator anaeróbio municipal da Estação de Pinheiros da cidade de São Paulo em relação aos sólidos suspensos.

SÓLIDOS	CONCENTRAÇÃO ( $g.l^{-1}$ )
Totais	105,00
Suspensos voláteis	10,00

#### 4.3.3.3 - Substrato

A DQO do substrato preparado era aproximadamente  $5,0 g.l^{-1}$  e a composição do substrato utilizado está apresentada na Tabela 4.10a seguir.

Tabela 4.10- Composição do substrato utilizado como alimentação do Reator 1. (Fonte: Del Nery, 1989)

COMPOSTO	CONCENTRAÇÃO ( $mg.l^{-1}$ )
Glicose	5.000,00
Cloreto de Amônia ( $NH_4Cl$ )	5,10
Cloreto de Cálcio	141,50
Cloreto de Cobalto	0,24
Cloreto Férrico	0,75
Cloreto de Selênio	0,21
Fosfato de Potássio Monobásico	25,50
Fosfato de Potássio Dibásico	65,15
Fosfato de Sódio Dibásico	100,20
Sulfato Ferroso	15,00
Sulfato de Magnésio	67,50
Uréia	0,80
Bicarbonato de Sódio	$\cong 2,00$

#### 4.3.3.4 - Parâmetros de Operação

A Tabela 4.11 apresenta os parâmetros adotados para o início de operação dos reatores.

Tabela 4.11- Parâmetros para operação do Reator 1 e Reator 2.

PARÂMETROS	Reator 1	Reator 2
Carga Orgânica aplicada ao lodo ( $kg\ DQO.kg\ SSV^{-1}.d^{-1}$ )	4,4	1,1
Carga Orgânica Volumétrica ( $kg\ DQO.m^{-3}.d^{-1}$ )	40	0,40
DQO do Substrato ( $g.l^{-1}$ )	5,0	4,0
Vazão de Alimentação ( $l.d^{-1}$ )	20	1
Tempo de Detenção Hidráulico ( $d$ )	3	24
Volume de lodo ( $l$ )	1	5

Logo após a início de operação, descrita no item 4.3.3., o lodo anaeróbio utilizado como inóculo no Reator 1 foi lavado totalmente devido a vazão elevada, indicando que não havia possibilidade de o mesmo permanecer no reator sob esta condição cinética e hidráulica.

### 4.3.3.5 - Fases de Operação

Os reatores foram operados durante 90 dias.

As fases foram delimitadas pela carga orgânica volumétrica teórica aplicada ao Reator 2. A tabela 4.12 a seguir apresenta as fases durante o período de operação dos reatores, os valores de vazão, tempo de detenção hidráulica e carga orgânica volumétrica. Os resultados das análises de DQO, pH, alcalinidade total e ácidos voláteis encontram-se apresentados nas Tabelas III.1 a III.2 do Anexo.

Tabela 4.12 - Fases de operação, DQO, vazão de recirculação e respectivos tempo de detenção e carga orgânica volumétrica na 3ª. partida.

TEMPO (d)	FASES		DQO (g.l <sup>-1</sup> )		Q (l.d <sup>-1</sup> )		T.D.H. (d)		C.O.V.	
	R2	R3	R2	R3	R2	R3	R2	R3	R2	R3
1	I	I	4,0	5,0	1	1	10,0	10,0	0,40	0,5
4	II	II	4,0	5,0	2	2	5,0	5,0	0,80	1,0
16	III	III	4,0	5,0	3	3	3,3	3,3	1,20	1,5
20	IV	IV	4,0	5,0	5	5	2,0	2,0	2,00	2,5
25	V	V	4,0	5,0	8	8	1,3	1,3	3,20	4,0
39	V	VI	4,0	5,0	8	8	1,3	1,0	3,20	5,0
48	VI	VII	4,0	5,0	10	10	1,0	0,8	4,00	5,0
65*	VII	VIII	4,0	5,0	12	12	0,8	0,8	4,80	6,0
73	VIII	IX	4,0	2,0	16	16	0,6	0,6	6,40	3,2

C.O.V. em kg de DQO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

\* - Final de recirculação e início do processo de alimentação contínua.

Tabela 4.13 - Fases de operação, DQO, vazão de bombeamento e respectivos tempo de detenção e carga orgânica volumétrica na 3a. partida.

TEMPO (d)	FASES			VAZÃO ( $l.d^{-1}$ )		T.D.H. (d)		C.O.V.		
	R1	R2	R3	R1	R2/R3	R1	R2/R3	R1	R2	R3
1		I	I	20	20	0,13	0,5	40	8,00	10
4		II	II	20	30	0,13	0,33	40	12,0	15
16		III	III	20	30	0,13	0,33	40	12,0	15
20		IV	IV	20	30	0,13	0,33	40	12,0	15
25		V	V	20	30	0,13	0,33	40	12,0	15
39		V	VI	20	30	0,13	0,33	40	12,0	15
48		VI	VII	20	20	0,13	0,5	40	8,00	10
65*		VII	VIII	20	12	0,13	0,83	40	4,80	6
73		VIII	IX	20	16	0,13	0,63	40	6,40	3,2

C.O.V. em  $kg$  de DQO  $m^{-3}.d^{-1}$

\* - Final de recirculação e início do processo de alimentação contínua.

#### 4.4 - ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS

Estão apresentadas na tabela 4.14 as análises realizadas, suas respectivas frequências e métodos com as quais foram determinadas, para o afluente e efluente líquido dos reatores, como também para o efluente gasoso (Reator 2).

As análises físico-químicas seguiram o procedimento experimental indicado no The Standard Methods, 1965, com exceção para a determinação de ácidos voláteis para os quais foi utilizado o método titulométrico de acordo com DI LALLO et al (1961).

Os ácidos voláteis dos efluentes também foram analisados por cromatografia até 52º dia de operação. Não foi possível realizar estas análises até o final desta partida e nas partidas anteriores devido problemas com o equipamento.

Tabela 4.14 - Análises realizadas durante a operação, suas respectivas frequências e métodos

ANÁLISES	AFLUENTE	EFLUENTE	MÉTODO
pH	diária	diária	Potenciômetro
Temperatura (°C)	diária	diária	Leitura
Alcalinidade (mg.l <sup>-1</sup> )	3 x semana	3 x semana	Potenciom (pH 4,3)
Ácidos Voláteis (mg.l <sup>-1</sup> )	3 x semana	3 x semana	Titulométrico
DQO (mg.l <sup>-1</sup> )	2 x semana	2 x semana	Refluxo c/Dicromato
SSV (mg.l <sup>-1</sup> )	-x-	2 x semana	Gravimétrico
Vazão de alimentação (l.d <sup>-1</sup> )	diária	diária	Volumétrica

#### a. Composição de gás por cromatografia

Os equipamentos e os gases utilizados nas análises cromatográficas de dióxido de carbono e metano são:

- cromatografia CG 3537, com detetor de condutividade térmica;
- integrador CG 300;
- coluna empacotado PORAPAQ Q;
- comprimento: 2,5 m;
- diâmetro: 3/16 ";
- temperatura máxima recomendada:
- coluna - 65 °C
- detetor - 163°C
- gás de arraste: hidrogênio super sêco

#### b. Ácidos voláteis por cromatografia

Os equipamentos e os gases utilizados nas análises cromatográfica de ácidos voláteis estão descritos a seguir:

- cromatógrafo CG 3537 com detetor de ionização em chamas;
- integrador CG 300;
- programador linear de temperatura PLT-CG;

- coluna semi-capilar (megabore);  
fase: LM-100  
comprimento: 15 m  
diâmetro: 0,53 mm
- temperatura máxima recomendada:  
isotérmica - 250° C  
programada - 250° C
- gás de arraste: nitrogênio ultra-puro
- gases da chama: hidrogênio e ar sintético



## **5 - RESULTADOS E DISCUSSÕES**

### **5.1 - PRIMEIRA PARTIDA**

Nesta partida, o afluente do Reator 2 era proveniente do efluente do Reator 1, com o tempo de armazenamento de 1 dia, e o afluente dos reatores 1 e 3 era proveniente de um reservatório onde o substrato era preparado diariamente para alimentar os reatores.

Os reatores estiveram em operação durante 12 dias, e os resultados das análises de Demanda Química de Oxigênio, eficiência de remoção de DQO, pH, alcalinidade total e ácidos voláteis encontram-se apresentados na Tabela I.1 do Anexo. Os resultados das análises referentes ao AFL.

P não foram citados nesta tabela, por não terem sido utilizados nos cálculos dos parâmetros pelos motivos citados a seguir, sendo no entanto, comentados neste ítem.

Os resultados da análise cromatográfica dos gases do Reator 2 e 3 serão citados nesta discussão, não tendo sido incluídos Tabela I.1, por terem sido feitos apenas uma vez no final de operação.

A carga orgânica volumétrica e a eficiência de remoção de DQO foi calculada baseada nos valores de DQO do AFL.R, resultando em valores de carga orgânica menores em relação ao que seriam encontrados se fossem usados os de AFL.P. No entanto, são mais próximos do real, considerando que o substrato inicia a degradação no reservatório após algumas horas de preparo.

A carga orgânica volumétrica foi mantida constante para os dois sistemas durante toda a operação.

As discussões dos resultados desta partida não são conclusivas devido a curta duração e conseqüente pouca quantidade de dados para serem analisados.

### **5.1.1 - Sistema de duas fases**

#### **5.1.1.1 - Reator 1**

##### **Carga orgânica volumétrica**

A carga orgânica volumétrica real aplicada, calculada baseada na DQO do Afl.R foi 36,5 kg DQO  $m^{-3}.d^{-1}$ .

##### **DQO e eficiência de remoção**

A DQO em média do AFL.P foi de 10500  $mg.l^{-1}$  e do AFL.R, 9130  $mg.l^{-1}$ .

A DQO em média do Efl.bruto foi 8225  $mg.l^{-1}$  e do Efl.centrifugado, 7862  $mg.l^{-1}$ .

A eficiência de remoção de DQO foi de 10 a 16%. Os valores são razoáveis, considerando que os valores citados nas literaturas para o Reator 1 é de 10 a 20%.

##### **pH e alcalinidade**

O pH do Efl. ficou na faixa de 5,6 a 6,8. Os valores são razoáveis, considerando que é um Reator 1 e é esperado um pH baixo.

A alcalinidade total do Afl. ficou entre 587 a 2036  $mg.l^{-1}$ . Podemos verificar que os valores de pH e alcalinidade total aumentaram nos dias em que foram adicionados maior quantidade de bicarbonato de sódio na hora do preparo diário, que era de 1  $g.l^{-1}$  até 6º dia de operação, tendo sido aumentado para 5  $g.l^{-1}$ , mantendo-se com este valor até o fim de operação na tentativa de elevar o pH do efluente do Reator 2 subsequente, que se apresentava com valores baixos para o desenvolvimento das bactérias metanogênicas.

### **Concentração de ácidos voláteis.**

A concentração de ácidos voláteis do efluente foi de  $958 \text{ mg.l}^{-1}$ , sendo maior do que o valor no AFL.R, que foi de  $819 \text{ mg.l}^{-1}$  no dia em que foi feita a análise, constatando-se a acidificação do substrato durante a armazenagem no reservatório de alimentação. Salienta-se que o preparo e a troca de substrato eram feitos diariamente e que a operação foi realizada sob temperatura ambiente.

O diâmetro da mangueira por onde percorria o afluente era pequeno (cerca de  $3 \text{ mm}$ ), e foi verificado a formação de um precipitado de aspecto gelatinoso no interior, citado anteriormente no item 4.3.1.3. É possível que o diâmetro reduzido e a vazão baixa ( $10 \text{ l.d}^{-1}$ ) tenha feito a mangueira funcionar como um reator pistonado, aumentando ainda mais o nível de acidificação que estava ocorrendo no reservatório de alimentação.

Apesar de ser curto o período de operação, os resultados indicam que o Reator 1 teve um desempenho razoável durante toda a operação.

### **5.1.1.2 -Reator 2**

#### **Carga orgânica volumétrica**

O valor de C.O.V. real aplicada foi  $1,47 \text{ kg de DQO m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ .

#### **DQO e eficiência de remoção de DQO**

A Eficiência de Remoção de DQO do Reator 2 foi de 42% para efluente centrifugada e de 38 % para efluente bruto, ficando abaixo dos valores esperados para o reator metanogênico.

A DQO do AFL.R foi em média  $7.350 \text{ mg.l}^{-1}$ .

Os valores de pH no afluente ficaram entre 4,6 a 7,7. A adição de bicarbonato de sódio no efluente do Reator 1 (que é afluente do Reator 2) foi de  $1 \text{ g.l}^{-1}$  até 7º dia de operação, tendo sido aumentado para  $5 \text{ g.l}^{-1}$ , mantido até

o final de operação. O biocarbonato de sódio era adicionado no efluente do Reator 1, reservado previamente em quantidade suficiente para alimentar o Reator 2 durante 1 dia.

Os valores de pH no efluente estavam baixos nos 6º, 7º e 10º dia de operação, (4,9 a 6,0), para um reator metanogênico. Estes valores se elevaram com o aumento de quantidade de bicarbonato de sódio adicionado diariamente no afluente.

A alcalinidade do afluente foi de 247 a 4428  $mg.l^{-1}.CaCO_3$ . O efluente teve alcalinidade de 228 a 1685  $mg.l^{-1}.CaCO_3$ . A elevação de seus valores se deve ao aumento na quantidade de bicarbonato de sódio adicionado no afluente.

Os ácidos voláteis do afluente foi em média 617  $mg.l^{-1}$  e do efluente, 1.022  $mg.l^{-1}$ , indicando que estava havendo uma considerável produção no Reator 2.

A concentração de ácidos voláteis no afluente foi 819  $mg.l^{-1}$  e do efluente foi 1.242  $mg.l^{-1}$  na análise efetuada no 9º dia de operação, indicando a ocorrência de produção de ácidos voláteis, embora em valor inferior ao de sistema de fase única.

### 5.1.2 - Sistema de fase única

O afluente do Reator 3 era o mesmo do Reator 1. A DQO do AFL.P foi 10.500  $mg.l^{-1}$  e da AFL.R, 9.130  $mg.l^{-1}$ .

A Carga orgânica volumétrica real aplicada, baseada na DQO do AFL.R foi 1,8  $kg DQO m^{-3}.d^{-1}$ .

Os valores da DQO do efluente foram 878  $mg.l^{-1}$ .

Os resultados de pH no Reator 3 estavam menores do que os de Reator 2 durante toda a operação, permanecendo em níveis prejudiciais à

metanogênese. Os seus valores variaram de 4,3 a 5,4. Conseqüentemente, apresentou os valores da alcalinidade total muito baixos.

### **5.1.3 - Estudo comparativo do desempenho dos sistemas de duas fases e de fase única.**

A eficiência média de remoção no sistema de fase única foi de 36,5% para efluente bruto e de 41% para efluente centrifugado. No sistema de duas fases, a eficiência de remoção para os mesmos foram de 58% e de 50% respectivamente. A eficiência de remoção do sistema foi calculada utilizando os resultados de DQO do AFL.R do Reator 1 e efluente do Reator 2.

O desempenho do sistema de fase única foi inferior ao do sistema de duas fases durante toda a operação.

O Reator 3 apresentou valores de alcalinidade total inferiores aos do Reator 2, insuficiente para tamponar o meio. O mesmo não ocorreu com o Reator 2.

A baixa eficiência de remoção de DQO, o pH baixo e a diminuição da altura da manta de lodo indicavam que estava ocorrendo algum problema com o Reator 2 e 3.

A análise cromatográfica de teor de metano nos gases do Reator 2 e 3, confirmou a suspeita, apresentando porcentagem de metano e gás carbônico respectivamente de 5,5% e 53,5% para o Reator 2 e de 3% e de 94,9% para o Reator 3. Esses valores confirmaram a suspeita de que não havia microrganismos metanogênicos suficientes no interior dos reatores 2 e 3.

No 12º dia de operação, após a verificação de todos esses fatores, os reatores foram considerados em colapso e foram desativados.

O lodo de biodigestor rural utilizado como inóculo foi peneirado antes de

ser colocado no Reator 2 e 3 para remoção de material grosseiro. Este procedimento fez com que as bactérias metanogênicas tivessem contato com oxigênio, e é possível que isto as tenha prejudicado.

O lodo utilizado como inóculo estava adaptado a concentração de DQO baixa e a alta concentração de DQO aplicada pode ter estimulado a acidogênese porém inibiu a metanogênese.

Outro fator que pode ter influenciado foram as baixas temperaturas média durante o período de operação, diminuindo assim a atividade da população de bactérias presentes nos reatores.

A diminuição da temperatura deve afetar mais profundamente reatores que recebem despejos mais concentrados, uma vez que a conversão de acetato a metano é drasticamente influenciada pela temperatura. Como esses reatores devem trabalhar a taxas de conversão elevadas, é possível que pequenas variações de temperatura provoquem acúmulo de ácidos no reator (FORESTI, 1987).

## **5.2 - SEGUNDA PARTIDA**

Os reatores foram operados durante 122 dias, e o Reator 2 apresentou problemas nesta partida também.

Os resultados das análises e os dados coletados durante 122 dias de operação estão apresentados nas Tabelas II.1 a II.18 e os gráficos correspondentes estão apresentados nas Figuras II.1 a II.13, sendo que nas Figuras II.1 a II.6 são apresentados os valores médios dos principais parâmetros de cada fase em função de Carga Orgânica Volumétrica e de II.7 a II.13, em função do tempo de operação.

Para DQO do afluente do Reator 1, está apresentado somente o gráfico do AFL.R (Figura II.8 e II.9) apesar de resultar em valores de carga orgânica volumétrica menores em relação aos que seriam encontrados se fossem

utilizados os de AFL.P. Porém, devido à acidificação no tanque de armazenamento, esses valores foram considerados mais adequados para a análise que se segue.

Os resultados serão discutidos em termos dos valores médios por fase de operação que foram determinados em função da carga orgânica volumétrica aplicada aos reatores. A tabela 4.8 do item 4.3.3.5 e a tabela 5.1 a seguir apresentam os dados de operação das fases durante o período de operação.

## 5.2.1 - Sistema de duas fases

### 5.2.1.1 - Reator 1

A tabela 5.1 apresenta os valores de DQO, vazão e carga orgânica volumétrica propostos e os efetivamente calculados a partir dos valores médios dos resultados das análises.

As tabelas 5.2 e 5.3 apresentam os valores médios de eficiência de remoção, ácidos voláteis, pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e sólidos suspensos voláteis.

Tabela 5.1 - Valores de DQO, vazão e carga orgânica volumétrica do Reator 1 estabelecidos em cálculo teórico e os calculados a partir dos valores médios obtidos - 2ª partida.

FASES	TEÓRICOS			REAIS APLICADOS					
	DQO	Q	COV	DQO ( $mg.l^{-1}$ )				Q	C.O.V
	( $mg.l^{-1}$ )	( $l.d^{-1}$ )		Afl.P	Afl.R	Efl.B	Efl.C	( $l.d^{-1}$ )	
I a III	2000	10,0	8,0	2061	1275	503	395	11,8	6,2
IV	4000	12	19,2	4188	3163	2118	1830	12,0	15,5
V	6000	12	28,8	6037	5185	3794	3494	12,0	25,6

COV em  $kg$  de DQO  $m^{-3}.d^{-1}$

Sendo os inícios das fases I, II, III, IV e V de 1°, 7°, 15°, 34° e 51° dia, respectivamente.

Tabela 5.2 - Valores médios de eficiência remoção de DQO, ácidos voláteis e temperatura no Reator 1 nas fases de operação 2a partida.

FASES	EF. REM.DQO %		ÁC. VOLÁTEIS <i>mg.l<sup>-1</sup></i>			pH un			TEMP °C
	Efl.B	Efl.C	Afl.P	Afl.R	Efl.	Afl.P	Afl.R	Efl.	Efl.
I a III	26	40	32	35,3	66,7	7,6	5,3	6,4	24,8
IV	33	43	69	390	1008	7,1	5,0	6,0	24
V	23	29	545	503	951	7,6	6,0	6,0	24

Tabela 5.3 - Valores médios de alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e SSV do Reator 1 nas fases de operação.

FASES	ALCALINIDADE TOTAL <i>(mg.l<sup>-1</sup>)</i>			ALCALIN. A BICARBONATO <i>(mg.l<sup>-1</sup>)</i>			SSV <i>(mg.l<sup>-1</sup>)</i>
	Afl.P	Afl.R	Efl.	Afl.P	Afl.R	Efl.	Efl.
I a III	128	223	553	70	209	285	227
IV	40	264	940	52	12	96	399
V	852	733	963	902	527	314	576

Apesar de o sistema ter tido 5 fases de operação, os parâmetros de operação foram constantes para este reator durante as primeiras 3 fases. Assim sendo os resultados destas fases iniciais serão discutidos em conjunto para o Reator 1. Os cálculos para estudo estatístico foram feitos para todas as fases, para possibilitar o estudo do desempenho do sistema de duas fases.



## **Fases I, II e III**

### **DQO e Eficiência de Remoção de DQO**

As variações de DQO e conseqüentemente, da carga orgânica volumétrica foram devido aos níveis de acidificação do AFL.R ocorrida durante a operação.

A eficiência de remoção no efluente bruto foi de 26% e de 40% no efluente centrifugado, valores elevados para um Reator 1. Os gráficos estão apresentados nas Figuras II.10 e II.11.

A DQO do efluente da amostra centrifugada apresentou-se menor do que a da amostra bruta, como podemos observar nas Figuras II.8 e II.9. Esta diferença foi maior no Reator 1, possivelmente devido a presença de substância viscosa no reator, que eram arrastadas com o efluente, removidas na centrifugação.

A DQO do AFL.R apresentou grandes variações (1.000 a 1.665  $mg.l^{-1}$ ), principalmente nos dias em que ocorreram aumento na temperatura ambiente e na concentração de glicose.

Verificou-se, também, a diminuição de eficiência de remoção de DQO quando a temperatura diminuía. Estes efeitos foram mais imediatos no Reator 1 do que nos reatores 2 e 3, por ser este um reator de mistura completa e ter 1/4 do volume útil daqueles reatores. Além disto, o reator de fluxo ascendente contém a manta de lodo que atenua o efeito das mudanças nas condições de funcionamento do reator.

### **Temperatura**

A temperatura do afluente do Reator 1 variou de 16 a 26°C e a do efluente, 18 a 32°C, operando, portanto, na faixa psicrófila a mesófila.

A temperatura do Reator 1 era maior (chegando a 5,0°C de diferença) do que a do Reator 2 e 3, talvez por estar mais próximo à janela onde havia sol durante a manhã, quando as medidas eram tomadas.

### **pH e alcalinidade**

A diminuição de pH no AFL.R indica o início de acidificação do substrato após o preparo.

As variações dos valores de pH no AFL.P são devido a adição do bicarbonato de sódio no substrato na hora do preparo. A quantidade de bicarbonato de sódio a adicionar era determinada de acordo com a resposta do efluente do Reator 2.

O pH do efluente do Reator 1 nesta fase foi mais baixo em relação ao efluente de outros reatores, como era esperado e necessário para o desenvolvimento das bactérias acidogênicas.

As diferenças entre os valores da alcalinidade dos AFL.P e AFL.R foram maiores quando a alcalinidade total era alta.

A alcalinidade total do AFL.P foi menor do que a do AFL.R durante quase toda operação, exceto na fase I e no 1º dia de operação de cada fase.

As quantidades de dados referentes à alcalinidade a bicarbonato são muito pequenas para permitir análise conclusiva.

### **Concentração de ácidos voláteis**

A concentração de ácidos voláteis no AFL.P e no AFL.R indica que estava havendo produção de ácidos voláteis no reservatório de alimentação e no Reator 1.

A concentração de ácidos voláteis variaram muito nesta fase. Os gráficos estão apresentados nas Figuras II.12 e II.13.

## **SSV**

O Reator 1 apresentou em geral, perda de SSV no efluente maiores do que os reatores 2 e 3 durante toda a operação.

A perda de SSV no efluente deve-se a diversos fatores. É possível que o sistema de separação de sólidos no Reator 1 não tenha sido eficaz, ou então que o lodo formado não tinha boas características de sedimentação. Esse lodo apresentava aparência viscosa, amarelo claro e era facilmente arrastado no efluente.

## **Fase IV**

### **DQO e eficiência de remoção**

A DQO do substrato foi aumentado nesta fase, pois a vazão da bomba peristáltica não era suficiente para o aumento de carga orgânica pretendido. As concentrações dos compostos que compunham o substrato aumentaram proporcionalmente ao aumento da concentração de glicose.

As variações da DQO do AFL.R e efluente aumentaram com o aumento da carga orgânica volumétrica.

A DQO do AFL.R e efluente bruto variaram nesta fase também. A DQO do efluente centrifugado manteve-se mais constante nesta fase.

A eficiência de remoção aumentou nesta fase, sendo de 33 e 43% para efluente bruto e efluente centrifugado, respectivamente.

A eficiência de remoção teve valor elevado, mas com muitas variações.

### **pH e alcalinidade**

A alcalinidade total e a alcalinidade a bicarbonato aumentaram nesta fase.

O pH do efluente foi menor do que o de AFL.P e maior do que o de AFL.R durante todos os dias de operação nesta fase.

Pouco pode se dizer a respeito de alcalinidade a bicarbonato, pois o número de dados é insuficiente para fazer uma análise conclusiva.

### **Concentração de ácidos voláteis**

O aumento na concentração de ácidos voláteis no AFL.R e no efluente indica que estava havendo produção de ácidos voláteis no reservatório de alimentação e no reator 1 como nas fases anteriores.

### **SSV**

Pode-se observar que a concentração do SSV no efluente aumentou com o aumento da C.O.V. para todos os reatores.

### **Fase V**

Foram feitas algumas modificações na composição do substrato na tentativa de se obter melhora no desempenho. Inicialmente, foi verificado que a concentração de uréia estava acima dos requisitos nutricionais recomendados para a metanogênese. Assim, a concentração de uréia foi reduzida, conforme citadas na literatura. Porém não foi observada nenhuma mudança significativa no desempenho dos reatores.

Verificou-se também que o níquel poderia contribuir no crescimento dos microrganismos metanogênicos. A adição deste componente no substrato também não resultou em efeito benéfico significativo.

### **DQO e eficiência de remoção**

A DQO do AFL.R e efluente. variaram nesta fase também.

Embora a eficiência de remoção de DQO tenha diminuído nesta fase, sendo 23 e 29% para efluente. bruto e efluente centrifugado respectivamente, observa-se que ela foi superior ao que se poderia esperar para um reator acidogênico.

### **pH e alcalinidade**

O pH do efluente foi menor do que o de AFL.P ficando com os valores menores do que os de AFL.R no final desta fase.

O valor do pH do efluente do Reator 1 era menor do que o do AFL.P e maior do que o do AFL.R, sendo menor do que o AFL.R em apenas alguns dias. Este fato foi mais frequente na fase V, principalmente após 83º dia de operação.

A alcalinidade total do AFL.P foi maior do que a do AFL.R durante o final da fase V, devido a adição de bicarbonato de sódio que ocorreu em maior quantidade e frequência no final da fase V.

A alcalinidade total do AFL.R variou muito nesta fase, sendo o mínimo de 54  $mg.l^{-1}$  e o máximo, de 1564  $mg.l^{-1}$ .

### **Concentração de ácidos voláteis**

As concentrações de ácidos voláteis no efluente. do reator 1 diminuíram um pouco nesta fase.

As concentrações de ácido volátil no AFL.R e efluente aumentam com o aumento da carga orgânica volumétrica.

## SSV

Pode-se observar também que a concentração do SSV no efluente aumentou com o aumento da C.O.V. para todos os reatores.

O Reator 1 apresentou em geral, perdas de SSV no efluente maiores do que os reatores 2 e 3, exceto no final da fase V, quando a manta de lodo dos reatores 2 e 3 começou a ser arrastada em grande quantidade, como foi confirmado pela diminuição acentuada da altura da manta de lodo.

### 5.2.1.2 -Reator 2

A tabela 5.4 apresenta os valores dos DQO, vazão e carga orgânica volumétrica propostos e os efetivamente obtidos calculados partir dos valores médios de cada fase.

A tabela 5.5 apresenta os valores médios de eficiência de remoção e ácidos voláteis.

Tabela 5.4 - Valores de DQO, vazão e carga orgânica volumétrica do Reator 2 estabelecidos em cálculo teórico e os calculados a partir dos valores médios obtidos.

FASES	TEÓRICO			REAIS APLICADAS				
	DQO (g.l <sup>-1</sup> )	Q (l.d <sup>-1</sup> )	COV	Afl.B	Efl.B	Efl.C	Q (l.d <sup>-1</sup> )	C.O.V
I	1,6	2,0	0,32	0,47	0,09	- x -	2,21	0,10
II	1,6	5,0	0,80	0,97	0,25	0,15	5,10	0,49
III	1,6	10,0	1,60	1,00	0,79	0,33	9,95	1,00
IV	3,2	10,0	3,20	2,12	1,35	0,68	9,78	2,07
V	5,4	10,0	4,80	3,79	1,35	1,05	10,24	3,88

COV em kg de DQO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

Tabela 5.5 - Valores médios de eficiência remoção de DQO e ácidos voláteis no Reator 2 - 2a partida..

FASES	ÁC.VOLÁTEIS ( $mg.l^{-1}$ )		EF.REM.DQO (%)	
	Afl.	Efl.	Efl.B	Efl.C
I	2353	846	81	- x -
II	370	516	75	79
III	534	161	62	67
IV	1088	402	63	68
V	951	455	65	72

### Carga orgânica volumétrica

A carga orgânica volumétrica aplicada é bem menor do que foi previsto devido a degradação do substrato e boa eficiência de remoção de DQO no Reator 1 durante toda a operação.

### DQO e eficiência de remoção

O Reator 2 apresentou uma eficiência de remoção de DQO satisfatória que, em geral, diminuiu com o aumento de carga orgânica.

### Concentração de ácidos voláteis

As concentrações de ácidos voláteis no afluente do Reator 2 aumentou muito no início da fase V, indicando que o Reator 2 estava recebendo substrato com maior quantidade de glicose e ácidos voláteis.

Pode-se observar que a concentração dos ácidos voláteis diminuiu no Reator 2, exceto na fase II, mas isto não pode ser considerado como uma característica da fase, pois ocorreu apenas uma vez. Portanto, podemos concluir que o Reator 2 está absorvendo os ácidos voláteis do seu afluente.

O efluente do Reator 2 apresentou valores aceitáveis de concentração de ácidos voláteis durante toda a operação.

O efluente do Reator 1 apresentou valores maiores do que efluente do Reator 2, como era de se esperar para um reator acidogênico.

As concentrações de ácidos voláteis foram  $951 \text{ mg.l}^{-1}$  no afluente e  $455 \text{ mg}^{-1}$  no efluente.

### **pH e alcalinidade**

O pH do efluente do Reator 2 apresentou valores mais altos nas fases iniciais de operação, mantendo-se entre o neutro e ligeiramente básico nas fases subsequentes.

A alcalinidade total do efluente no Reator 2 tiveram oscilações maiores e seus valores foram altos na maior parte dos dias de operação.

Estes resultados, porém, não são conclusivos porque a alcalinidade a bicarbonato é que traduz a verdadeira capacidade de tamponamento do processo.

A Alcalinidade Total é a soma da alcalinidade a bicarbonato com a alcalinidade devido a ácidos voláteis.

Observou-se que quando a concentração de ácidos voláteis foi alta em determinados dias, a alcalinidade a bicarbonato foi menor e vice-versa.

Pode-se verificar que o efluente do Reator 1 sempre apresentou menor capacidade de tamponamento do que o efluente do Reator 2.

### **Produção de Gás**

As porcentagens de metano e gás carbônico presentes no gás produzidos no Reator 2 foram medidas por cromatografia.



Devido aos problemas com cromatógrafo, não foi possível fazer a medição com a frequência que foi planejada.

Os gases no Reator 2 chegaram a atingir porcentagens altas de metano (maiores do que 70%) no início da fase V, diminuindo no final desta fase.

### **5.2.2 - Sistema de fase única**

Logo que a concentração de DQO do substrato passou a  $6 \text{ g.l}^{-1}$  (fase V) o lodo começou a crescer. Porém este lodo apresentava coloração esbranquiçada e era pouco consistente, indicando provável incidência de lodo acidogênico, enquanto que os resultados indicavam que o reator não estava tendo um bom desempenho.

Com o passar do tempo, o lodo crescia rapidamente, tornando necessário sua retirada diária em aproximadamente 1 litro. O desempenho do reator era ruim. Na tentativa de recupera-lo, decidiu-se iniciar a recirculação do efluente no 97º dia de operação.

### **DQO e eficiência de remoção**

Na figura II.4 estão apresentados os gráficos dos valores médios de cada fase de DQO e de eficiência de remoção de DQO. Observa-se no Reator 3 a diminuição na eficiência de remoção ao aumentar a carga orgânica volumétrica e que em geral, a DQO do efluente acompanha o aumento de DQO do afluente.

### **Ácidos voláteis**

A concentração de ácidos voláteis no efluente do Reator 3 apresentou diminuição na fase II de operação, tornando a crescer nas fases subsequentes, mas com valores próximos aos apresentados na fase I.

Podemos observar pela tabela 5.6 a seguir que a concentração de ácidos voláteis no efluente é maior do que no afluente, exceto na fase III.

### **Produção de gás**

A análise por cromatografia iniciadas na fase V indica que o teor de metano no gás estava baixo (cerca de 34 % no final da fase IV). Com o aumento da carga orgânica (fase V) este valor aumentou um pouco chegando a 55%, quando passou a diminuir. Ao iniciar a recirculação, este valor elevou-se para 68%, e permaneceu em 52% no final de operação.

### **5.2.3 - Estudo comparativo do desempenho dos sistemas de duas fases e de fase única.**

A eficiência de remoção no sistema de duas fases e na fase única está apresentada na tabela 5.6 a seguir.

Tabela 5.6 - Eficiência de remoção de DQO do sistema de duas fases e do sistema de uma fase.

FASES	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO (%)			
	SISTEMA DE DUAS FASES		SISTEMA DE UMA FASE	
	Efl.B	Efl.C	Efl.B	Efl.C
I	87	- x -	91	- x -
II	82	85	86	88
III	70	75	71	76
IV	75	79	70	74
V	74	80	60	67

### Desempenho do sistema de duas fases

Analisando os resultados da DQO da amostra centrifugada pode-se notar que a DQO do Reator 1 apresenta uma certa estabilização nas fases II a IV. O Reator 2 começou a apresentar instabilidade no seu desempenho a partir da fase IV, em conseqüências das variações ocorridas no desempenho do Reator 1.

A eficiência de remoção do DQO no EFL.Reator 2 em geral acompanhou a variação da eficiência de remoção do Reator 1.

O desempenho do Reator 1 foi satisfatório durante toda a operação, e o Reator 2 apresentou uma eficiência razoável, porém não pôde ser observado crescimento significativo de lodo no interior dos mesmos.

O sistema apresentou queda na eficiência de remoção com o aumento da carga orgânica volumétrica, com ligeiro aumento da eficiência nas últimas duas fases.

A eficiência de remoção do sistema de duas fases foi calculada utilizando os resultados de DQO do AFL.R do reator 1 e efluente do Reator 2.

Pode-se observar que os valores médios de DQO do efluente centrifugado é menor do que a do efluente bruto para todos os reatores. Isto

significa que a concentração de lodo biológico nos efluente, de certa maneira, influenciou nas análises de DQO. Assim, serão analisados os resultados referentes a DQO do efluente centrifugado.

Verificou-se na análise dos valores médios que há aumento de concentração de ácidos voláteis no AFL.R e efluente dos reatores 1 e 3. Isto indica que no sistema de duas fases, os ácidos voláteis produzidos no Reator 1 em grande parte eram consumidos, enquanto que no sistema de fase única a produção de ácidos voláteis no reator era maior que seu consumo.

O desempenho do sistema de fase única foi inferior ao do sistema de duas fases nas duas últimas fases de operação.

Foi constatado posteriormente que o lodo utilizado como inóculo estava com problema quando fora coletado na indústria. O tipo de alimento processado tinha sido mudado recentemente e o digestor ainda não tinha se recuperado.

Como nas fases iniciais o sistema teve um desempenho razoável, é possível que o aumento na concentração do DQO no afluente, nas duas últimas fases, tenha provocado desequilíbrio entre as populações de microrganismos presentes.

### **5.3 - TERCEIRA PARTIDA**

As 3 partidas citadas neste trabalho foram realizadas em equipe, formada por Eng<sup>a</sup>. Valéria Del Nery, Eng<sup>o</sup> Durval Rodrigues de Paula e Eng<sup>o</sup>. Paulo Corbellini. O estudo comparativo do desempenho de digestão anaeróbia de duas fases e de fase única utilizando os resultados da terceira partida foi apresentado pelo Eng<sup>o</sup>. Paulo Corbellini, na sua dissertação de mestrado pela Escola de Engenharia de São Carlos, USP, em 1990.

Assim sendo, serão apresentados na discussão desta partida, apenas os parâmetros referentes ao Reator 1. Para a análise comparativa do desempenho do sistema de duas fases e de fase única, serão citadas as conclusões da dissertação acima citada.

Os reatores foram operados durante 90 dias, e o Reator 2 apresentou problemas nesta partida também. As Tabelas III.1 a III.18 em anexo apresentam todos os dados das análises e medições realizadas durante os dias de operação.

Os resultados serão discutidos em termos dos valores médios por fase de operação que foram determinados em função da carga orgânica volumétrica aplicada aos reatores. A tabela 4.12 do ítem 4.3.3.5 referente ao procedimento experimental, apresenta os dados de operação das fases durante o período de operação.

### **5.3.1 - Sistema de duas fases**

#### **5.3.1.1 - Reator 1**

O sistema teve 5 fases de operação, mas os parâmetros de operação foram constantes para este reator durante toda a operação.

Os valores de DQO do afluente foram calculados com a média do AFL.P e AFL.R., o AFL.M., considerando que a deterioração do substrato ocorre ao longo do tempo em que o mesmo fica armazenado.

A carga orgânica volumétrica real aplicada foi calculada com o valor médio de DQO do AFL.M.

A tabela 5.7 apresenta os valores de DQO, vazão e carga orgânica volumétrica propostos e os efetivamente obtidos a partir dos valores médios dos resultados das análises.

As tabelas 5.8 e 5.9 apresentam os valores médios de eficiência de remoção, ácidos voláteis, pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e sólidos suspensos voláteis.

Tabela 5.7 - Valores de DQO, vazão e carga orgânica volumétrica do Reator 1 estabelecidos em cálculo teórico e os calculados a partir dos valores médios obtidos - 3ª partida

FASES	TEÓRICOS			REAIS APLICADOS				
	DQO	Q	C.O.V	DQO ( $mg.l^{-1}$ )			Q	C.O.V
	( $mg.l^{-1}$ )	( $l.d^{-1}$ )		Afl.M	Efl.B	Efl.C		( $l.d^{-1}$ )
I a VIII	5000	20,0	40,0	4575	3092	2628	20,0	36,6

COV em  $kg$  de DQO  $m^{-3}.d^{-1}$

Tabela 5.8 - Valores médios de eficiência de remoção de DQO, ácidos voláteis e temperatura no Reator 1 nas fases de operação.

FASES	EF.REM.DQO (%)		ÁC.VOLÁTEIS ( $mg.l^{-1}$ )		pH (un)		TEMP(°C)
	Efl.B	Efl.C	Afl.M	Efl.	Afl.M	Efl.	Efl.
I a VIII	32,6	42,6	298	1123	6,7	5,0	25,9

Tabela 5.9 - Valores médios de alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e SSV do Reator 1 - 3ª partida.

FASES	ALCALIN. TOT. (mg.l <sup>-1</sup> )		ALCALIN A BIC. (mg.l <sup>-1</sup> )		SSV (mg.l <sup>-1</sup> )
	Afl.M	Efl.	Afl.M	Efl.	Efl.
I a VIII	767	632	878	237	623

### **Carga Orgânica Volumétrica (C.O.V.)**

A C.O.V. calculada através dos valores de DQO do AFL.M variou em torno dos valores teóricos propostos.

A C.O.V. calculada através dos valores de AFL.M ficou menor devido a degradação do substrato no reservatório.

Ambos os reatores sofreram variações de C.O.V. durante a operação, devido a oscilações de valores de DQO dos seus respectivos afluentes.

### **DQO e Eficiência de Remoção de DQO**

A Figura III.5 apresenta DQO do AFL.P e AFL.R e efluente bruto do reator 1, e a Figura III.6, DQO do efluente bruto e centrifugado em função do tempo de operação.

A eficiência de remoção do Reator 1, apresentado na Figura III.7, foi 32,6 e 42,6% para efluente bruto e efluente centrifugado, respectivamente, e sempre foi menor do que a do Reator 2 como era esperado. No entanto, o desempenho do Reator 1 nesta partida foi superior ao apresentado nas duas partidas anteriores.

### **Temperatura**

A temperatura do afluente do Reator 1 variou de 20 a 27°C e a do efluente, de 22 a 29°C, operando, portanto, na faixa psicrófila.

A temperatura do efluente do Reator 1 era maior que os dois outros reatores como nas partidas anteriores.

Nesta partida, as variações de temperatura não provocaram alterações substanciais na eficiência de remoção de DQO no Reator 1, provavelmente devido a não ocorrência de diminuições bruscas de temperatura, como as que ocorreram na partida anterior.

### **pH e Alcalinidade**

O AFL.M apresenta valores praticamente constantes. Suas variações são devidas a mudanças na concentração de bicarbonato de sódio adicionado ao substrato em função da resposta do Reator 2.

A diminuição de pH no AFL.M indica o início de acidificação do substrato após o preparo.

Durante toda a operação, o pH do efluente do Reator 1 foi mais baixo, na faixa de 3,8 a 6,5 em relação ao efluente do Reator 2 que teve seu valor médio na faixa de 6,4 a 7,7.

Os valores de pH dos efluentes dos reatores foram na sua maioria, aceitáveis para a digestão anaeróbia de duas fases.

O efluente do Reator 1 apresenta valores de alcalinidade total mais baixos do que a do Reator 2.

### **Ácidos Voláteis**

Analisando o gráfico dos ácidos voláteis do afluente do Reator 1 na Figura III.14, pode-se verificar que as concentrações dos ácidos voláteis no AFL.P são baixas. Porém, no AFL.R as concentrações aumentaram, sendo maior ainda no efluente, indicando a acidificação progressiva do substrato.



Pode-se observar na Fig. III.15 que a concentração dos ácidos voláteis no efluente do Reator 1 vai aumentando, com oscilações, tendo seus maiores valores entre 50<sup>o</sup> e 60<sup>o</sup> dia de operação.

A concentração de ácidos voláteis no efluente do Reator 2 acompanhou as variações do efluente do reator 1, embora tenha apresentado oscilações, apresentando tendência à diminuição quando o reator passou a ser alimentado continuamente.

### **Sólido Suspensos Voláteis**

Os valores de SSV foram altos no efluente do Reator 1, como ocorreu na partida anterior.

### **5.4 - Estudo comparativo do desempenho do sistema de duas fases e o de fase única.**

O Reator 3 apresentou melhor eficiência de remoção de DQO que o Reator 2 até a carga orgânica volumétrica de aproximadamente 4,9 kg de DQO  $m^3.d^{-1}$ . Porém, o desempenho do Reator 3 diminuiu gradativamente com o aumento de carga orgânica aplicada.

O fraco desempenho do Reator 3 pode ser atribuído ao crescimento excessivo do lodo acidogênico sob cargas orgânicas aplicadas elevadas, enquanto que o fraco desempenho do Reator 2 ocorreu quando submetido a cargas baixas.

Com relação à concentração de ácidos voláteis no efluente, verificam-se maiores valores para o efluente do Reator 2 com decréscimo para cargas orgânicas altas. No entanto, observa-se consumo de ácidos no Reator 2, ao

passo que o Reator 3 apresentou produção de ácido durante o período de operação.

Com relação à concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente observou-se que o Reator 2 apresentou maior capacidade em reter biomassa, sendo que para o mesmo foram registrados menores concentrações de sólidos suspensos voláteis (CORBELLINI, 1990).

## 6 - CONCLUSÕES

1 - Apesar de o Reator 1 ter apresentado perdas de sólidos suspensos voláteis durante a maior parte do período de operação, a sua eficiência de remoção de DQO foi de 20 a 40%, superior às citadas na literatura que são de 10 a 20 %.

2 - Houve acidificação do substrato no tanque de preparação que, portanto, passou a funcionar como um reator de primeira fase não controlado. Apesar desse fato, o sistema de duas fases apresentou-se mais estável. A estabilidade do processo pode ser atribuída ao Reator 1.

3 - O sistema de fase única alimentado com um substrato a base de glicose entrou em colapso com carga orgânica volumétrica de cerca de 4,0 kg de DQO  $m^{-3}.d^{-1}$ , dependendo do tipo de lodo utilizado como inóculo, enquanto que o sistema de duas fases apresentou queda na eficiência.

## **7 - RECOMENDAÇÕES**

- 1 - Recomenda-se a continuidade de estudos do reator acidogênico de um sistema de digestão em duas fases com substrato mais complexo;
- 2 - Estudar o reator acidogênico com outras configurações, como: um reator com separador de lodo, reator tubular, reator com leito fixo, etc.
- 3 - O reator acidogênico poderá ter sua eficiência aumentada com um separador de sólidos mais adequado para as características do lodo que irá se formar no seu interior.

**ANEXO**

**FIGURAS**

**2ª PARTIDA**

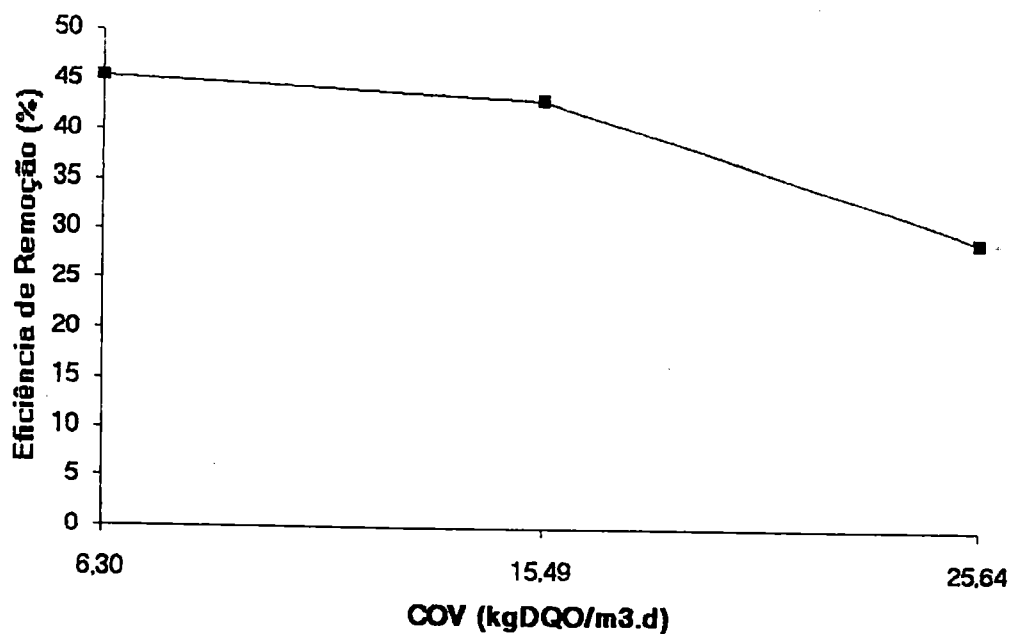


Figura II.1 Valores médios de cada fase de Eficiência de Remoção de DQO (Centrifugada) do Reator 1 em função da Carga Orgânica Volumétrica

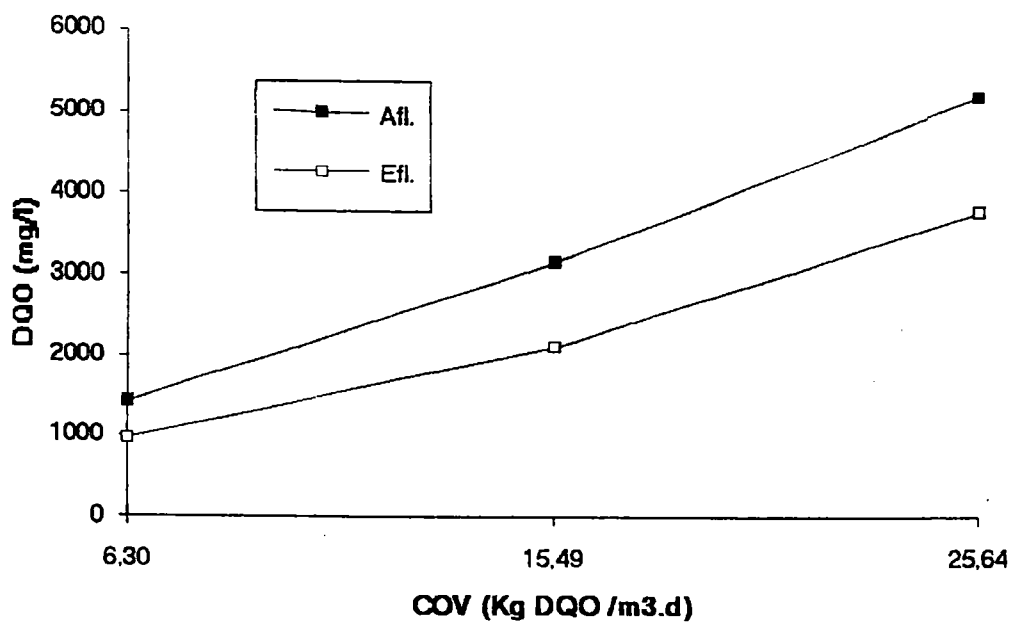


Figura II. 2 - Valores médios de cada fase de DQO -Afluente e Efluente do Reator 1 em função da Carga Orgânica Volumétrica Aplicada - 2a. Partida.

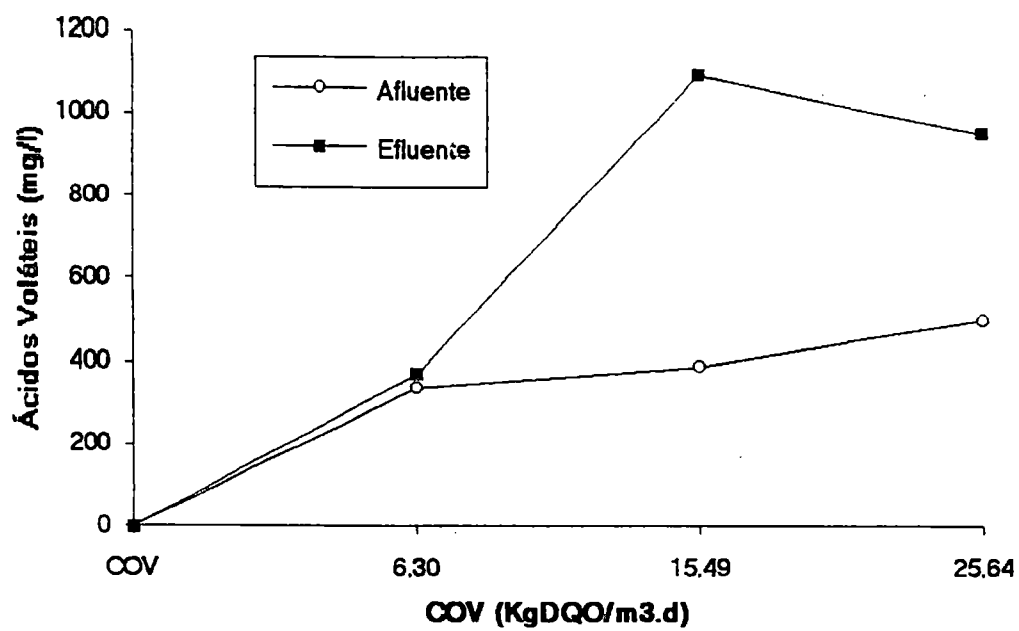


Figura II.3 Valores médios de cada fase de Ácidos Voláteis do Afluente e Efluente do Reator 1 em função da Carga Orgânica Volumétrica



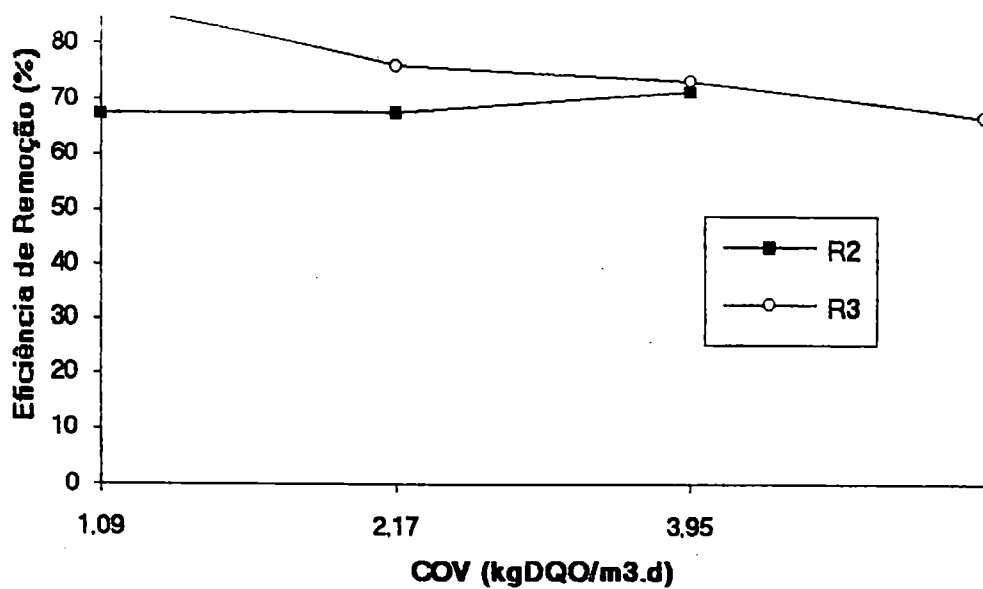


Figura II.4 Valores médios de cada fase de Eficiência de Remoção dos Reatores 2 e 3 em função da Carga Orgânica Volumétrica

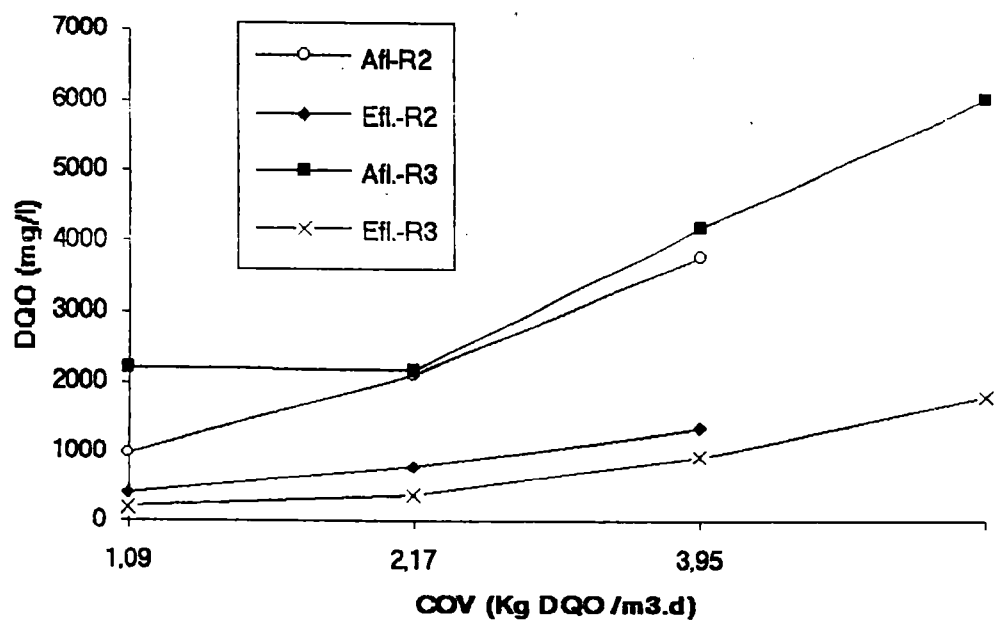


Figura II.5 Valores médios de cada fase de DQO Afluente e Efluente dos Reatores 2 e 3 em função da Carga Orgânica Volumétrica

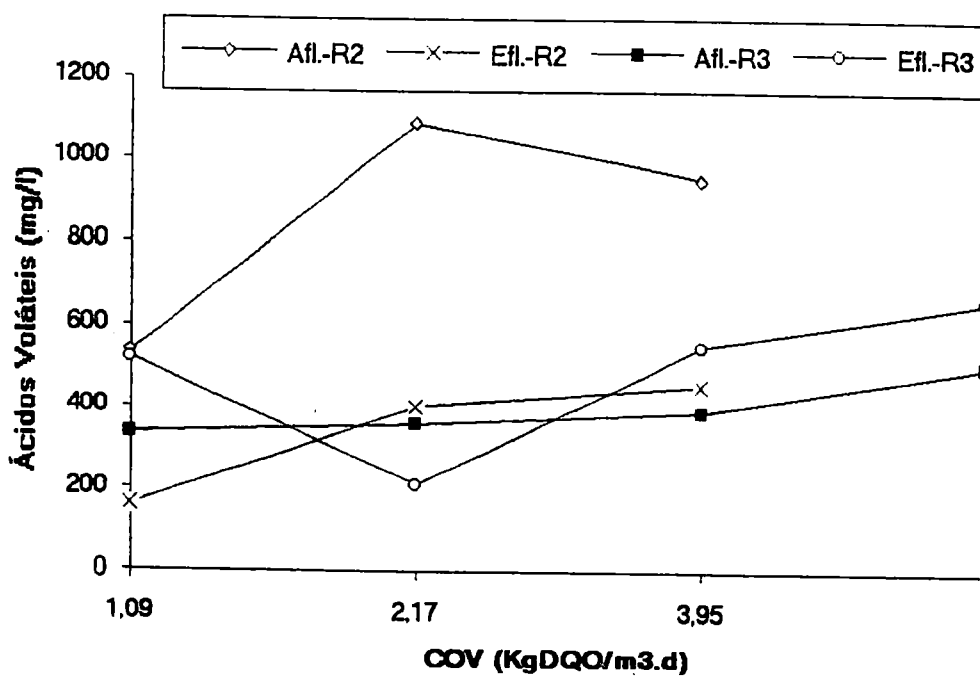


Figura II.6 Valores médios de cada fase de Ácidos Voláteis do Afluente e Efluente dos Reatores 2 e 3 em função da Carga Orgânica Volumétrica

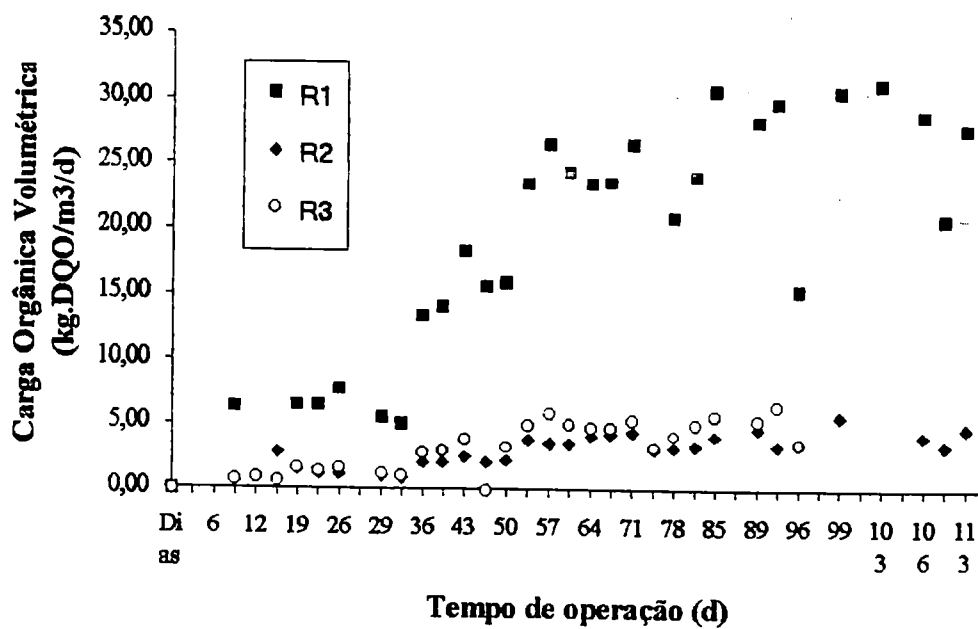


Figura II.7 - Carga Orgânica Volumétrica Real aplicada nos Reatores 1,2 e 3 - 2a. Partida

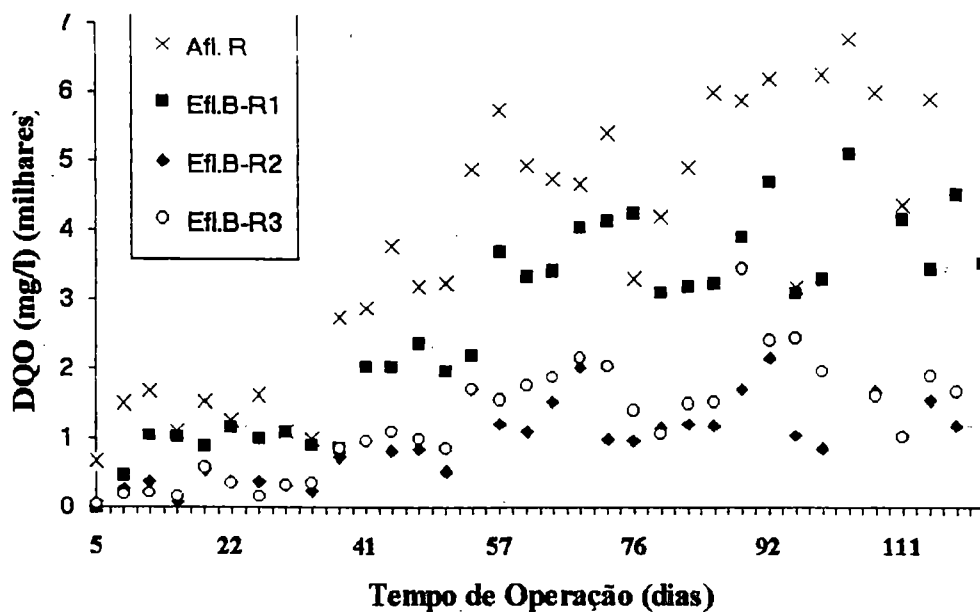


Figura II.8 - DQO dos Afluente R e Efluente (Bruta) dos Reatores 1,2 e 3 - 2a. Partida

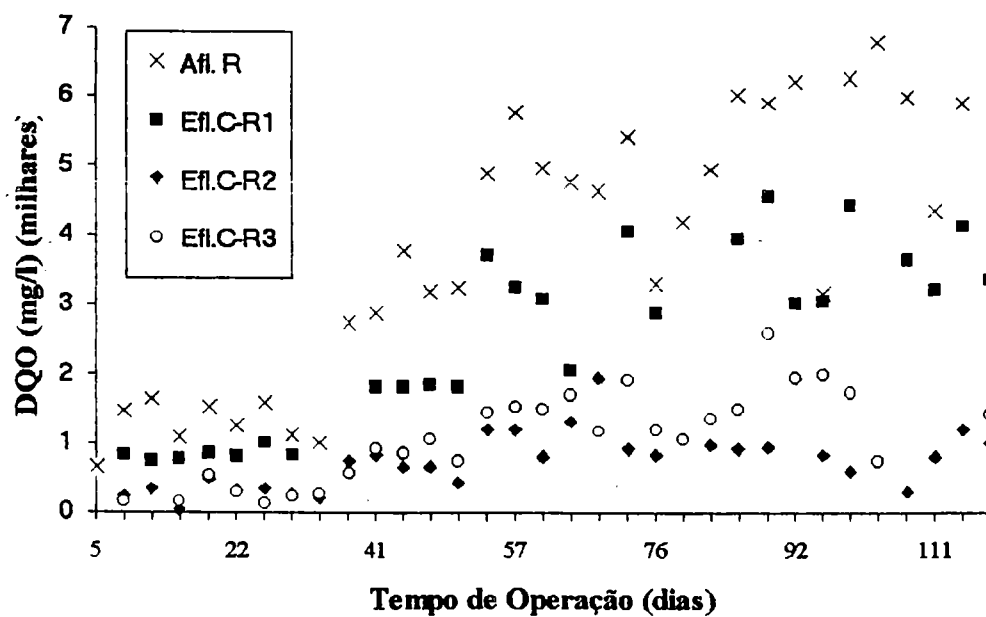


Figura II.9 - DQO dos Afluente R e Efluente (Cêntrifugada) dos Reatores 1,2 e 3 - 2a. Partida

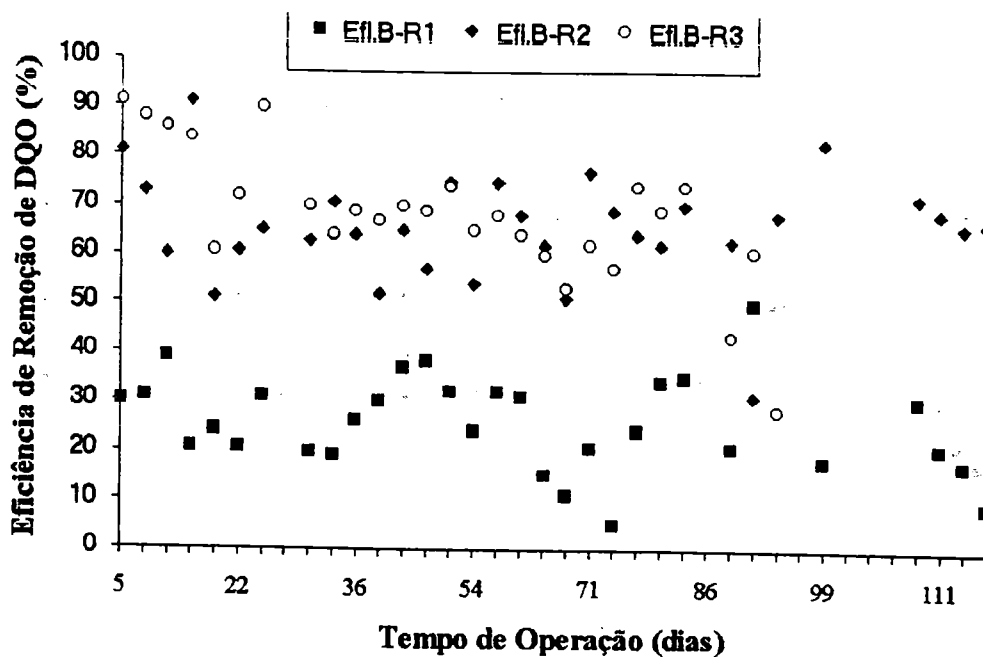


Figura II.10 -Eficiência de Remoção de DQO (Bruta) dos Reatores 1,2 e 3 - 2a. Partida

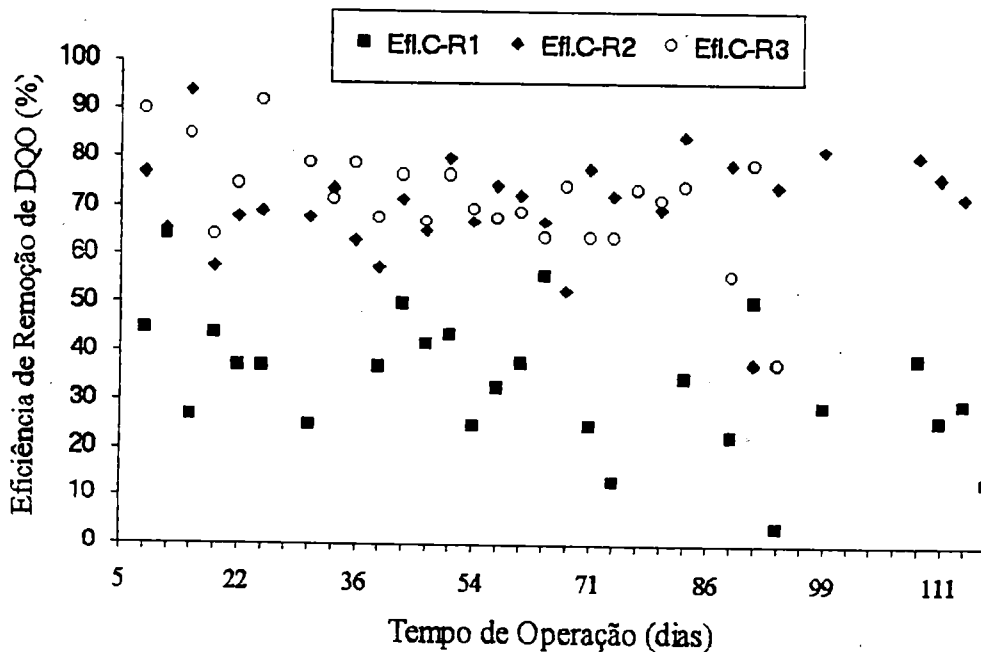


Figura II.11 -Eficiência de Remoção de DQO (Centrifugado) dos Reatores 1,2 e 3 - 2a.Partida

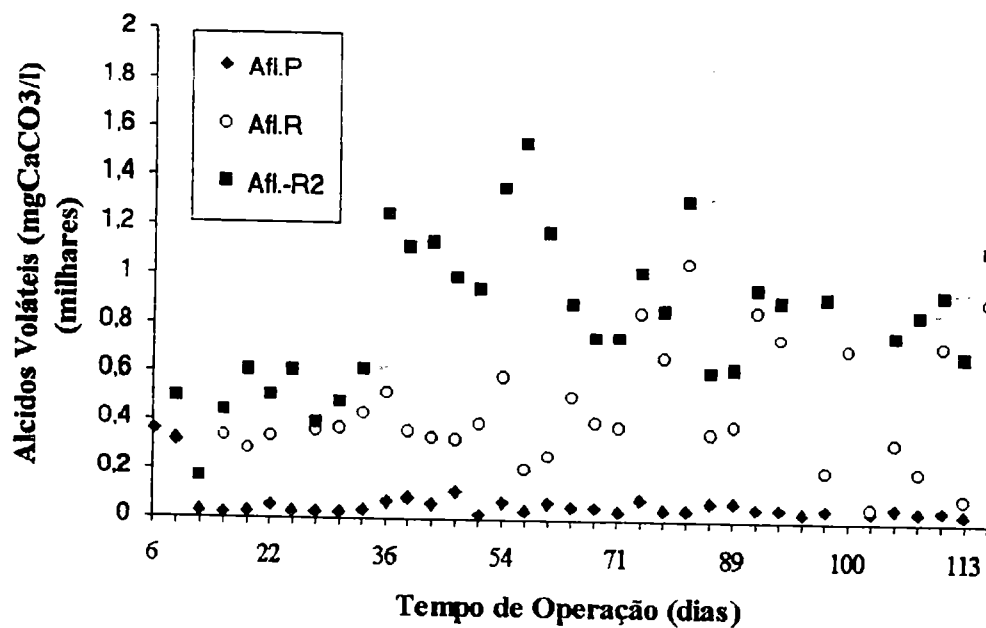


Figura II.12 - Ácidos Voláteis dos Afluentes dos Reatores 1,2 e 3 - 2a. Partida

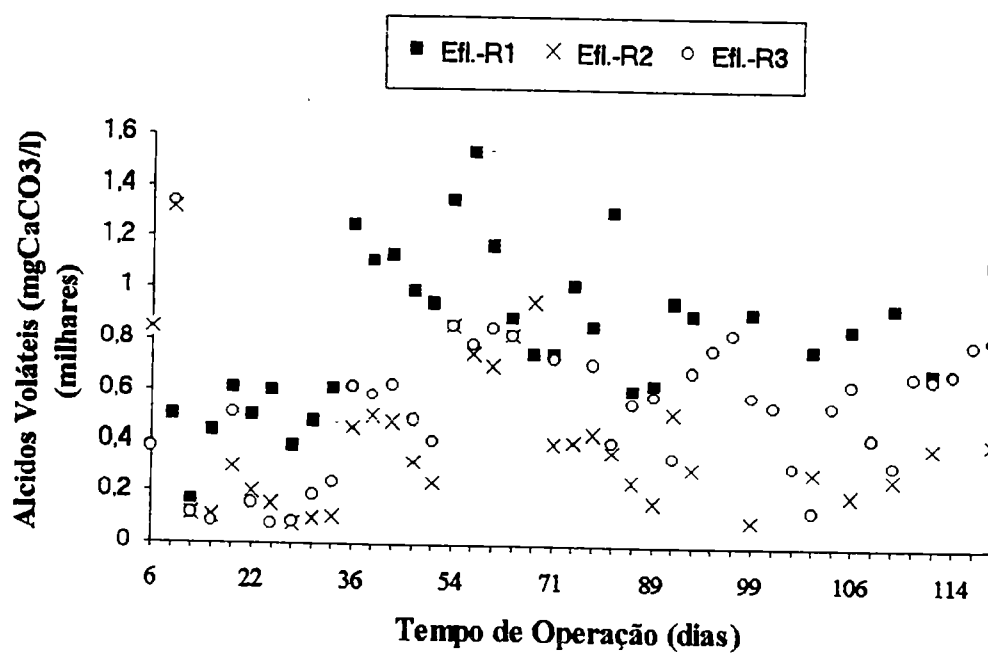


Figura II.13 - Ácidos Voláteis dos Efluentes dos Reatores 1,2 e 3 - 2a. Partida

**FIGURAS**

**3ª PARTIDA**

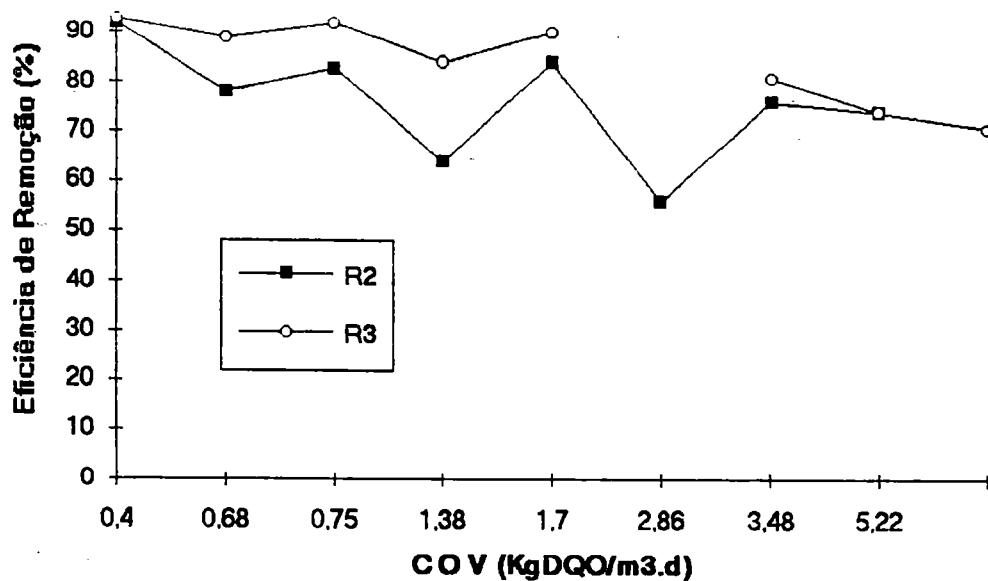


Figura III.1 Valores médios de cada fase de Eficiência de Remoção dos Reatores 2 e 3 em função da Carga Orgânica Volumétrica

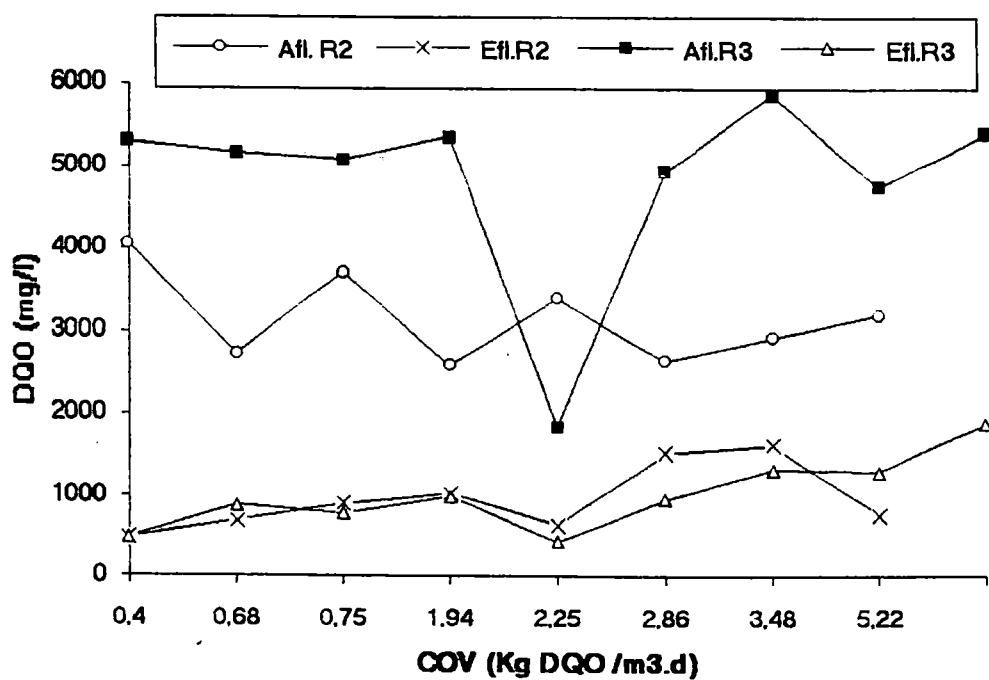


Figura III.2 Valores médios de cada fase de DQO Afluente e Efluente dos Reatores 2 e 3 em função da Carga Orgânica Volumétrica

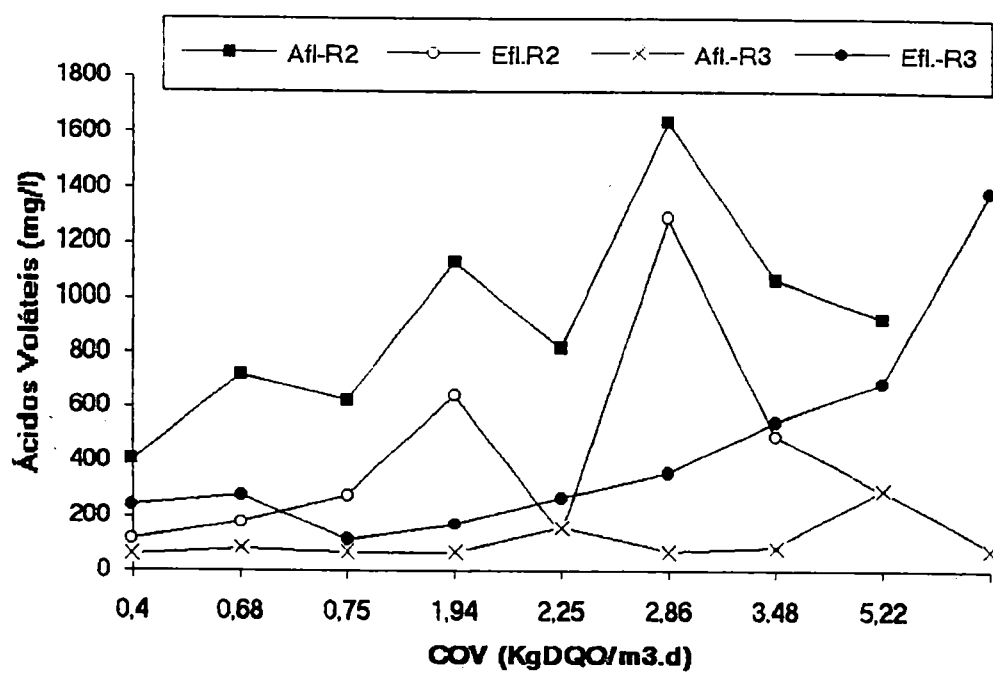


Figura III.3 Valores médios de cada fase de Ácidos Voláteis dos Reatores 2 e 3 em função da Carga Orgânica Volumétrica



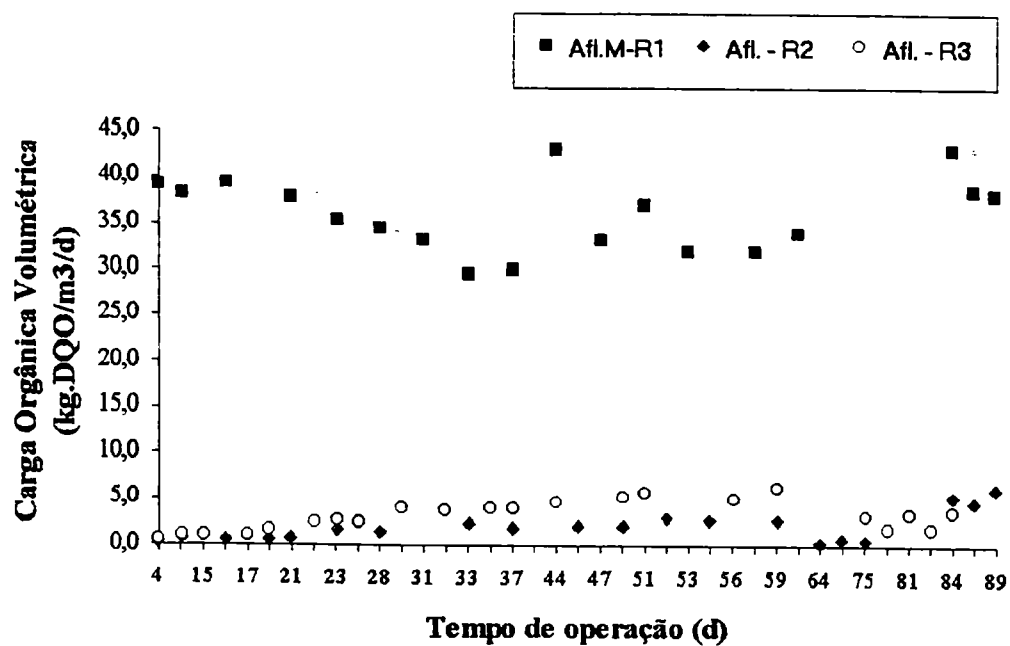


Figura III.4 - Carga Orgânica Volumétrica Real aplicada nos Reatores 1,2 e 3 - 3a. Partida



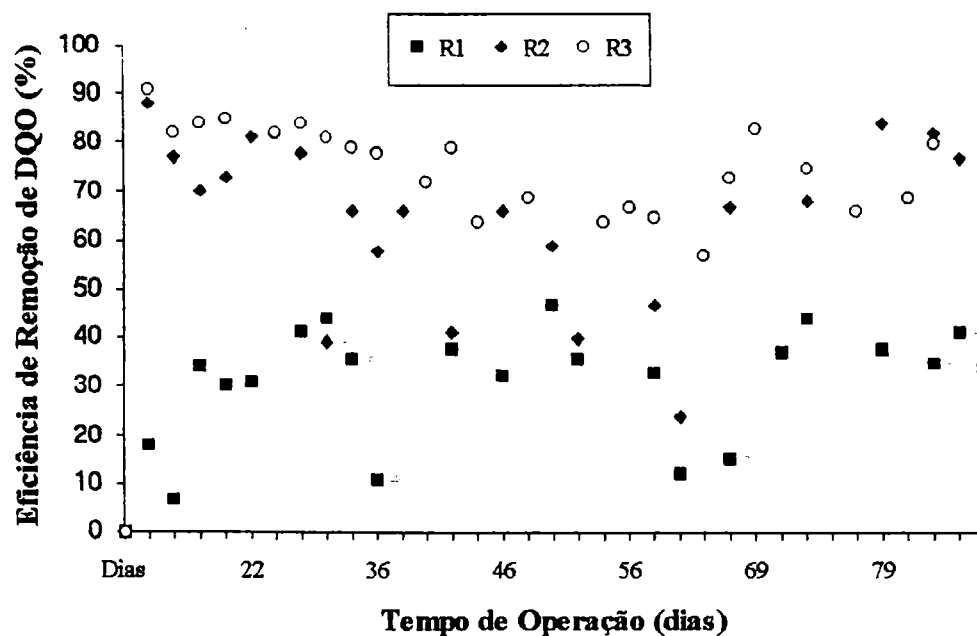


Figura III.7 - Eficiência de Remoção de DQO (Bruta) dos Reatores 1,2 e 3 - 3a. Partida

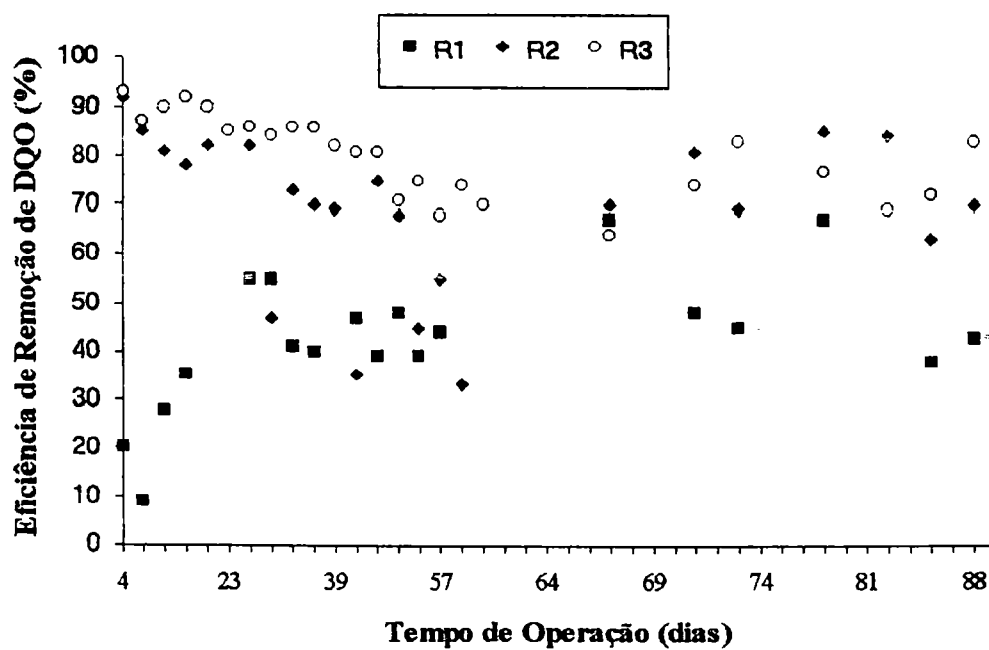


Figura III.8 - Eficiência de Remoção de DQO (Centrifugada) dos Reatores 1,2 e 3 - 3a. Partida

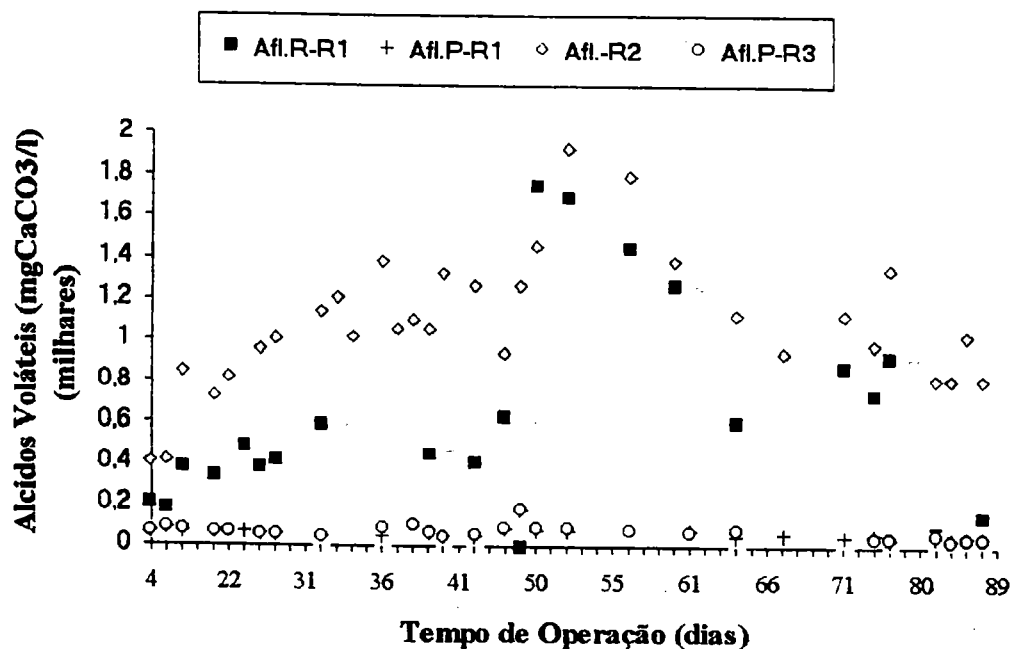


Figura III.9 - Ácidos Voláteis dos Afluentes dos Reatores 1,2 e 3 - 3a. Partida

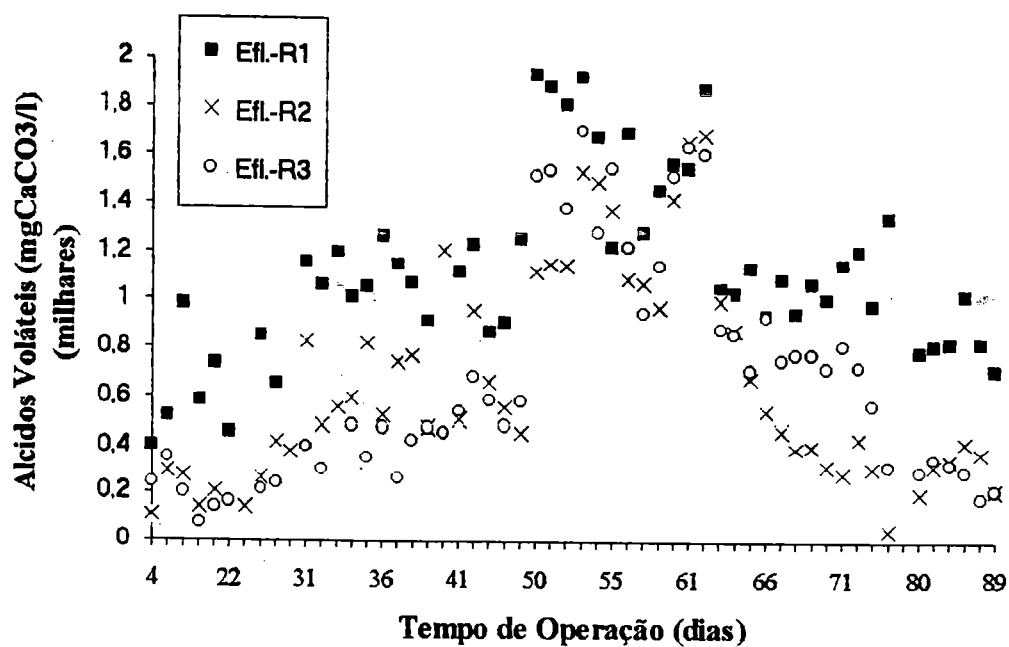


Figura III.10 - Ácidos Voláteis dos Efluentes dos Reatores 1,2 e 3 - 3a. Partida

**TABELAS**

**1ª PARTIDA**



# TABELAS

## 2ª PARTIDA



Tabela II.1 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises de Alcalinidade Total, Alcalinidade à Bicarbonato, Temperatura, pH, S. Suspensos do Afluente e do Efluente e Vazão de Alimentação do Reator 1

Fases	valores	Alcalinidade Total		Alcalinidade à Bicarbon.		Temperatura		pH		Sólidos Suspensos			vazão alim.
		(mg/l)		(mg/l)		(oC)		(unidade)		(mg/l)			(l/d)
		Afl. <sup>1</sup>	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl. <sup>2</sup>	Efl.	Tot.	Fixos	volát.	Efl.
I	Máx	476	381			20	25	7	8	95	2	93	13
	Mín.	185	287			19	20	6	6	95	2	93	11
	Méd.	300	339			19	21	7	7	95	2	93	12
	$\sigma$	155,1	47,9			1,1	2,2	0,6	0,5				0,9
	n	3	3			2	6	5	5	1	1	1	4
II	Máx	190	645		397	24	29	6	7	314	19	313	12
	Mín.	82	478		227	19	21	4	6	143	1	260	10
	Méd.	134	577		312	22	25	5	7	245	10	287	11
	$\sigma$	53,9	70,7		120,2	2,0	3,2	0,8	0,4	90,3	12,7	37,5	0,8
	n	3	5		2	7	7	9	9	3	2	2	6
III	Máx	635	1091	399	586	26	32	7	7	420	32	388	13
	Mín.	48	401	18	27	16	18	4	6	95	2	93	9
	Méd.	226	596	209	272	22	26	5	6	207	15	213	12
	$\sigma$	162,7	177,2	269,4	243,2	2,9	3,8	0,8	0,3	128,0	13,0	124,8	1,0
	n	11	12	2	4	18	18	18	18	5	4	4	18
IV	Máx	565	1104	12	203	26	28	6	6	539	66	473	12
	Mín.	18	542	12	12	19	19	4	6	364	26	319	12
	Méd.	264	940	12	96	22	24	5	6	440	41	399	12
	$\sigma$	125,2	133,4		81,5	2,7	2,4	0,5	0,2	68,9	15,8	59,6	0,1
	n	14	14	1	4	17	17	17	17	5	5	5	17
V	Máx	1564	2142	1512	763	28	29	8	7	3250	385	2865	13
	Mín.	54	390	44	58	17	19	5	5	193	19	174	11
	Méd.	733	963	527	314	23	24	6	6	594	67	576	12
	$\sigma$	391,3	350,8	485,8	200,8	2,4	2,4	0,6	0,4	688,4	93,7	657,7	0,4
	n	55	54	17	13	65	68	67	65	18	15	15	68



Tabela II.2 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises de Ácidos Voláteis e DQO do Afluente e Efluente dos Reatores 1, 2 e 3.

fases	valores	Ácidos Voláteis (mg/l)						DQO (mg/l)								
		R1		R2		R3		R1			R2			R3		
		Afl. A	Efl. A	Afl. B	Efl. B	Afl. C	Efl. C	Afl. A	Efl. C	Efl. B	Afl. B	Efl. C	Efl. B	Afl. A	Efl. C	Efl. B
I	Máx.	1422	2353	2353	846		378	670		470	470		90	1100		60
	Mín.	1422	2353	2353	846		378	670		470	470		90	1100		60
	Méd.	1422	2353	2353	846		378	670		470	470		90	1100		60
	$\sigma$ n	1	1	1	1		1	1		1	1		1	1		1
II	Máx.	336	501	501	1317	336	1336	1665	833	1043	1043	353	406	2215	160	226
	Mín.	336	164	164	112	336	93	1093	765	866	866	54	80	2150	156	177
	Méd.	336	370	370	516	336	517	1420	798	973	973	216	256	2193	158	196
	$\sigma$ n	1	180,4 3	180,4 3	694,0 3		709,1 3	294,8 3	34,0 3	94,1 3	94,1 3	151,1 3	164,5 3	37,0 3	2,8 2	26,1 3
III	Máx.	432	614	614	308	432	511	1610	1015	1178	1178	492	578	2400	560	602
	Mín.	285	392	392	84	285	84	1000	800	838	838	219	248	2020	122	152
	Méd.	357	534	534	161	357	212	1309	880	1006	1006	334	389	2175	303	361
	$\sigma$ n	53,6 5	89,5 6	89,5 6	84,3 6	53,6 5	158,4 6	264,4 5	94,0 4	143,2 5	143,2 5	101,0 5	121,1 5	158,8 5	161,0 5	160,1 5
IV	Máx.	522	1246	1246	502	522	630	3757	1850	2375	2375	843	966	4460	1060	1111
	Mín.	329	945	945	242	329	410	2740	1820	1970	1970	432	544	4000	588	840
	Méd.	390	1088	1088	402	390	547	3163	1830	2118	2118	679	785	4188	839	947
	$\sigma$ n	78,0 5	119,6 5	119,6 5	112,1 5	78,0 5	93,9 5	392,0 5	13,5 4	168,3 5	168,3 5	154,0 5	158,6 5	198,8 5	180,4 5	112,6 5
V	Máx.	1058	1537	1537	953	1058	1844	6773	4560	5100	5100	1950	2160	8400	2605	3440
	Mín.	63	614	614	107	63	147	3180	2050	3120	3120	306	860	4300	764	1025
	Méd.	503	951	951	455	503	667	5185	3494	3794	3794	1053	1353	6037	1531	1810
	$\sigma$ n	289,6 21	251,6 19	251,6 19	248,5 19	289,6 21	302,1 27	1008,3 18	665,0 15	587,8 18	587,8 18	414,1 17	375,7 18	1109,3 17	429,1 17	559,5 19

Tabela II.3 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises da Eficiência de Remoção de DQO e COV do Afluente e Efluente dos Reatores 1,2 e 3.

fases	valores	Efic. de Remoção de DQO (%)						C.O.V Kg.DQO/m3.dia)		
		R1		R2		R3		R1	R2	R3
		Efl. C	Efl. B	Efl. C	Efl. B	Efl. C	Efl. B			
I	Máx		30		81		91			
	Mín.		30		81		91			
	Méd.		30		81		91			
	$\sigma$									
	n		1		1		1			
II	Máx	64	39	94	91	90	88	6,30	2,74	0,82
	Mín.	27	21	65	60	85	84	6,30	0,60	0,60
	Méd.	45	30	79	75	88	86	6,30	1,67	0,72
	$\sigma$	18,5	9,0	14,6	15,6	3,5	2,0		0,1	1,5
	n	3	3	3	3	2	3	1,00	2,00	3,00
III	Máx	44	31	74	71	92	90	7,85	1,37	1,64
	Mín.	25	19	58	51	64	61	5,00	0,85	1,01
	Méd.	36	23	67	62	76	71	6,21	1,09	1,33
	$\sigma$	7,9	4,8	5,8	7,3	10,3	11,3	1,1	0,2	0,3
	n	4	5	5	5	5	5	5,00	5,00	5,00
IV	Máx	50	38	80	75	79	74	18,39	2,43	3,90
	Mín.	37	26	58	52	67	67	13,42	2,03	2,80
	Méd.	43	33	68	63	74	70	15,49	2,17	3,22
	$\sigma$	5,4	5,0	8,6	8,7	5,6	2,6	1,9	0,2	0,4
	n	4	5	5	5	5	5	5,00	5,00	5,00
V	Máx	56	50	85	83	79	74	31,21	5,69	6,40
	Mín.	4	5	38	31	38	28	15,26	3,14	3,32
	Méd.	29	23	72	65	67	60	25,64	3,95	4,95
	$\sigma$	13,8	11,1	11,3	11,4	10,6	12,8	4,3	0,7	0,9
	n	15	17	17	18	13	13	17,00	18,00	13,00

Tabela II.4 - Resultado de[ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 1 - 2a.partida

Dias Oper	Data Dia/Mês	Temperatura oC			pH			vazão Alim.l/d	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicar. (mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
1	01/set	22,0	23,0		8,1	7,2	7,7	10,84						
2	02/set	20,0	20,0		8,2	7,0	6,7	10,98	547	476	350			
3	03/set	19,0	19,5		8,1	6,0	6,7	11,33						
4	04/set	20,2	25,0		8,1									
5	05/set	20,0	18,5	20,0	7,9	6,0	6,4		245	238	287			
6	06/set	21,0	20,0	20,5	8,1	6,5	6,8	12,87	575	185	381	276		
7	07/set	20,0	20,5	22,0	7,9	6,2	7,4							
8	08/set	23,0	24,0	23,5	7,3	5,2	6,7	10,56						
9	09/set	23,0	23,0	29,0	7,4	5,5	6,8	10,56	68	190	634			
10	10/set					6,2	7,0							
11	11/set					6,3	7,1							
12	12/set	23,5	22,0	27,0	6,8	4,3	6,3	11,66	31		533	8		397
13	13/set	23,5	24,0	28,0	6,7	4,7	6,5	11,66	21	82	645			
14	14/set	23,5	22,0	25,5	6,8	4,1	6,0	11,62	31		478			
15	15/set	19,0	18,5	20,5	6,8	5,0	6,4	9,91	23	132	596	4		227
16	16/set	19,0	16,0	18,0	7,8	5,0	5,7	10,32	612	48	401			
17	17/set	20,0	18,0	22,5	7,9	6,5	6,8	9,22						
18	18/set	19,0	18,5	22,0	7,9	6,7	6,6	9,50						
19	19/set	19,0	19,0	22,0	7,7	6,7	6,6	10,32	335	635	1091	314	399	586
20	20/set	22,5	22,0	24,5	6,8	5,5	6,4	11,90		212				
21	21/set	25,0	25,0	25,0	7,7	6,6	6,2	12,24	294	247	576			
22	22/set	23,0	22,5	28,0	6,7	5,0	6,5	12,53	54	148	748	13		328
23	23/set	24,0	24,0	30,0	6,7	5,4	6,4	11,31	26	229	540			
24	24/set	26,5	25,0	31,0	6,8	4,2	6,0	11,37						
25	25/set	26,5	26,0	31,5	6,8	5,1	6,1	11,81						
26	26/set	26,5	24,5	29,5	6,8	4,3	6,0	12,19	28		527	3		27
27	27/set	27,0	26,0	31,0	6,8	5,7	6,4	12,12	26	318	655	4	18	
28	28/set	25,0	23,5	27,5	7,0	4,3	6,3	11,96	26		534			
29	29/set	21,0	20,0	24,0	7,0	6,1	6,2	12,24	26	290	548	3		147
30	30/set	22,0	22,0	22,0	6,8	5,0	6,2	12,10	53	78	506			

Tabela II.5 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 1 - 2a. partida

Dias	Data	Temperatura oC			pH			vazão	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicar. (mg/l)				
		Oper	Dia/Mês	Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p		Afl.r	Efl.	Alim.l/g	Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r
31	01/out		22,5	21,5	26,0	6,8	5,9	6,1	12,00							
32	02/out		24,0	23,0	27,0	6,9	5,0	5,9	11,74	27	70	529				
33	03/out		22,0	23,5	27,0	6,8	5,4	6,3	12,48	28	215	502	1			
34	04/out		25,0	24,0	28,0	6,7	4,4	6,1	12,48	42	18	542				
35	05/out		25,0	25,0	25,0	7,0	5,7	6,3	12,30	28	565	1016				
36	06/out		23,0	22,0	26,0	6,9	4,7	5,7	12,24	29	125	894				
37	07/out		22,0	18,5	22,0	6,8	5,7	5,6	12,24	33	242	885				
38	08/out		24,0	24,0	28,0	6,6	5,0	5,7	12,31	35	196	974				
39	09/out		24,0	23,5	27,0	6,8	5,6	5,8	12,03							
40	10/out		22,0	19,5	22,5	6,9	5,1	5,7	12,00	40	189	1019				
41	11/out		22,0	20,0	23,0	6,8	5,9	5,7	12,24	37	312	1035		12	108	
42	12/out		19,0	19,0	19,0	6,8	5,3	5,7	12,24	53	378	966				
43	13/out		20,0	19,0	22,5	6,8	6,1	5,7	12,24	36	232	957				12
44	14/out		20,0	18,5	23,5	6,8	5,1	5,7	12,42	32	256	939				
45	15/out		22,0	26,0	23,0	6,6	5,7	5,7	12,10							
46	16/out		22,0	24,0	23,0	6,8	5,2	5,7	12,40							
47	17/out		21,0	19,0	22,0	6,8	6,1	5,8	12,27	40	268	1030				203
48	18/out		21,0	19,0	22,5	7,1	5,1	5,7	12,12	47	293	959				
49	19/out		25,0	25,0	25,0	6,7	5,5	6,2	12,36	40	324	1104				
50	20/out		21,5	22,0	23,0	7,2	5,2	5,9	12,24	66	304	844	52			60
51	21/out		21,5	22,0	24,0	7,0	4,6	5,3	12,36	89	54	504				
52	22/out		22,0	21,0	22,0	7,0	5,2	5,7	11,61							
53	23/out		21,0	21,0	23,0	7,2	5,3	5,5	11,76							
54	24/out		21,0	20,5	25,0	6,9	5,5	5,7	12,04	76	451	1083	15			
55	25/out		22,0	21,5	24,0	7,1	5,3	5,6	12,17	73	296	1197				
56	26/out		23,0	23,0	23,0	7,0	5,2	5,9	12,18	71	418	1255				
57	27/out		18,0	17,0	20,0	7,7	5,5	5,9	11,54	82	355	1593	51	187	318	
58	28/out		22,0	22,0	23,0	7,0	5,2	5,6	12,74	82	332	948				
59	29/out		19,5	21,0	22,5	7,4	5,6	5,7	12,36							
60	30/out		21,0	21,0	23,0	7,1	5,6	6,1	12,24							
61	31/out		22,0	22,0	24,0	7,1	5,4	6,0	12,34	66	257	1320	10	76	340	

Tabela II.6 - Resultado de[ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 1 - 2a.partida

Dias Oper	Data Dia/Mês	Temperatura oC			pH			vazão Alim. l/c	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicar. (mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
62	01/nov			24,0	7,1	5,4	5,9	12,48	69	665	1493			
63	02/nov	19,0		19,5	7,1	5,8	6,1	12,13	68	245	933			
64	03/nov	20,0	20,0	23,0	7,2	5,7	5,7	12,36	65	465	954	24	44	213
65	04/nov	19,5	17,5	19,5	7,1	5,7	6,0	12,12	66	227	930			
66	05/nov	18,0	18,0	18,5	7,1	5,3	6,1	12,00						
67	06/nov	18,5	18,0	19,0	7,6	6,3	6,0	12,00						
68	07/nov	20,0	20,0	22,5	7,4	5,9	5,8	12,67	310	479	809	267	145	184
69	08/nov	22,0	22,0	23,0	7,3	5,7	6,0	12,37	399	343	1355			
70	09/nov	25,0	24,5	27,5	7,4	5,4	6,4	12,36	353	814	835			
71	10/nov	25,0	25,0	28,0	7,5	5,5	5,6	12,24	376	435	760	347	115	139
72	11/nov	25,0	22,5	26,0	7,6	5,2	6,0	12,72	337	672	1305			
73	12/nov	26,0	26,0	27,5	7,6	5,3	6,1	12,54	360	501	1579			
74	13/nov	24,0	23,0	24,0	7,5	5,7	6,1	12,72						
75	14/nov	24,0	23,0	25,0	7,1	5,5		12,48	141	508				
76	15/nov	23,0	23,0	24,5	7,2	5,6	5,9	12,18	81	844	905	9	133	58
77	16/nov	23,0	23,0	24,0	7,5	5,4	5,8	12,24	81	570	901			
78	17/nov	23,0	22,0	24,0	7,2	5,7	5,0	12,46	69	715	897	32	162	181
79	18/nov	45,0	22,0	24,0	7,3	4,7	6,0	12,33	91	121	416			
80	19/nov	25,0	23,5	26,5	7,6	5,2	5,3	11,31	672	615	1533			
81	20/nov	23,0	24,0	25,0	7,7	5,2	5,3	11,94	654	598	707			
82	21/nov	22,5	21,5	23,0	7,8	5,3	5,3	12,24	610	638	743		572	
83	22/nov	22,0	22,5	25,0	7,9	5,8	5,3	12,24	1352	564	711			
84	23/nov	26,0	26,0	26,0	7,6	5,1	5,1	12,60	595	579	782			
85	24/nov	21,5	20,0	21,0	7,5	5,4	5,3	12,78	690	488	512			
86	25/nov	22,0	20,0	22,5	7,8	5,3	5,0	12,24	1259	387	390	1194	84	
87	26/nov	25,0	23,0	27,0	7,5	5,5	5,3	11,96	688	749	725			
88	27/nov	24,0	24,0	25,5	7,6	5,7	5,3	12,72						
89	28/nov	22,0	20,0	21,0	7,7	6,2	5,9	12,04	1550	939	801	1483	610	276
90	29/nov	21,0	18,0	19,0	8,0	6,2	6,2	12,00	1641	1242	1224			
91	30/nov	22,0	20,0	22,0	7,8	5,9	5,8	11,94	1502	1061	892			



**Tabela II.8 - Resultado de [ DQO, Carga Orgânica Volumétrica, Sólidos Suspensos e Ácidos Voláteis] do Reator 1-2a. Partida**

Dias de Opera	Data Dia/Mês	DQO						C.O.V. mg. DQO m <sup>3</sup> *d.	Solid.S. (mg/l) Efluente			Ácidos Voláteis (mg/l)		
		Afl. P	Afl. R	Efl. B	Efl. C	Efic. remoc			total	fixo	volátil	Afl. P	Afl. R	Efl.
						Efl. B	Efl. C							
5	05/set	1100	670	470			30		95	2	93			
6	06/set											360	1422	2353
8	08/set	2215	1503	1043	833	31	45	6,3	314	1	313	317		501
12	12/set	2150	1665	1010	765	39	64		279	19	260	26		164
15	15/set	2213	1093	866	796	21	27		143			23	336	445
19	19/set	2275	1543	1178	863	24	44	6,4	121			25	285	608
22	22/set	2400	1275	1005	800	21	37	6,4	420	32	388	49	336	506
26	26/set	2060	1610	1115	1015	31	37	7,9	193	17	175	30		602
27	27/set											26	362	392
29	29/set	2120	1115	895	840	20	25	5,5	95	2	93	28	371	483
33	03/out	2020	1000	838		19		5,0	205	8	197	33	432	614
36	06/out	4000	2740	2030		26		13,4	387	26	362	70	522	1246
41	11/out	4008	2887	2014	1825	30	37	14,1	447	30	417	86	362	1117
43	13/out	4313	3757	2375	1825	37	50	18,4	539	66	473	63	340	1138
47	17/out	4460	3190	1970	1850	38	42	15,7	463	39	424	108	329	996
50	20/out	4160	3240	2200	1820	32	44	15,9	364	46	319	17	396	945
54	24/out	6289	4878	3685	3705	24	25	23,5	403	30	373	73	592	1355
57	27/out		5750	3340	3260	32	33	26,5	615	20	595	38	203	1537
61	31/out	6550	4950	3420	3090	31	38	24,4	462			68	266	1181
64	03/nov	6600	4750	4060	2050	15	56	23,5	193			49	508	893
68	07/nov		4650	4140		11		23,6	222	22	200	52	403	753
71	10/nov	6950	5400	4260	4040	21	25	26,4	666	54	612	35	384	748
76	15/nov	5974	3296	3121	2874	5	13		471	38	432	87	857	1020
78	17/nov	4450	4200	3200		24		20,9	754	61	693	45	666	863
82	21/nov	5275	4920	3260		34		24,1	454	27	427	46	1058	1308
85	24/nov	6550	6000	3920	3920	35	35	30,7	314	19	295			
86	25/nov											78	365	614
89	28/nov	7550	5880	4680	4560	21	23	28,3	455	138	317	81	397	633
92	01/dez	8400	6200	3120	3040	50	51	29,8	405	47	359	52	860	957
96	05/dez	4900	3180	3300	3060		4	15,3	415	33	382	51	752	908
97	06/dez											40		
99	08/dez	6400	6250	5100	4450	18	29	30,5	832	93	739	53	209	919
100	09/dez												713	
103	12/dez							31,2				47	63	
104	13/dez	6524	6773									61	325	769
106	15/dez	5796	5988	4173	3639	30	39	28,7	3250	385	2865	46	208	858
111	20/dez	4650	4360	3465	3222	21	26	20,7	374			54	722	939
113	22/dez	5478	5896	4502	4143	17	30	27,7	196	22	174	34	101	689
119	28/dez			3550	3360	9	13		203	23	181		911	1121

Tabela II.9 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 2 - 2a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperat.(oC)		pH		Vazão Alim.l/d	Alcal. Total (mg/l)		Alcal. Bicar.(mg/l)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	01/set	23		7,7				358		
2	02/set	20	19,0	6,7	7,9	2,16	350			
3	03/set	19,5	19,0	6,7	8,0	2,21				
4	04/set	25	20,5		7,7					
5	05/set	20	19,5	6,4	7,9		287	730		
6	06/set	20,5	20,0	6,8	8,2	6,78	381	791		89
7	07/set	22	21,5	7,4	8,1	5,57				
8	08/set	23,5	23,5	6,7	7,8	5,73				
9	09/set	29	26,0	6,8	7,7	5,47	634	943		
10	10/set			7,0	7,5					
11	11/set			7,1	7,5					
12	12/set	27	24,0	6,3	7,5		533	816	397	718
13	13/set	28	26,0	6,5	7,4	6,67	645	802		
14	14/set	25,5	25,5	6,0	7,5	4,99	478	799		
15	15/set	20,5	20,0	6,4	7,3	5,25	596	758	227	665
16	16/set	18	16,5	5,7	7,3	10,08	401	651		
17	17/set	22,5	20,5	6,8	7,3	9,84				
18	18/set	22	19,5	6,6	7,4	9,79				
19	19/set	22	20,0	6,6	7,4	11,64	1091	1132	586	876
20	20/set	24,5	23,0	6,4	7,4	11,90		1087		
21	21/set	25	25,0	6,2	7,6	10,80	576	884		
22	22/set	28	24,0	6,5	7,4	11,09	748	884	328	714
23	23/set	30	25,0	6,4	7,4	9,81	540	834		
24	24/set	31	28,0	6,0	7,3	9,90				
25	25/set	31,5	27,5	6,1	7,1	10,39				
26	26/set	29,5	27,0	6,0	7,2	10,80	527	731	27	599
27	27/set	31	29,0	6,4	7,4	10,32	655	728		
28	28/set	27,5	26,0	6,3	7,4	10,80	534	744		
29	29/set	24	21,0	6,2	7,5	10,32	548	709	147	624
30	30/set	22	22,0	6,2	7,5	10,37	506	677		



Tabela II.10 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 2 - 2a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperat.(oC)		pH		Vazão Alim.l/d	Alcal. Total (mg/l)		Alcal. Bicar.(mg/l)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
31	01/out	26,0	23,0	6,1	7,2	10,32				
32	02/out	27,0	25,0	5,9	7,4	9,94	529	768		
33	03/out	27,0	25,0	6,3	7,6	10,08	502	754		663
34	04/out	28,0	26,5	6,1	7,4	10,08	542	750		
35	05/out	25,0	25,0	6,3	7,5	9,90	1016	1025		
36	06/out	26,0	24,5	5,7	7,4	10,44	894	1138		760
37	07/out	22,0	20,0	5,6	7,3	10,44	885	1182		
38	08/out	28,0	24,5	5,7	7,2	0,32	974	1229		
39	09/out	27,0	25,0	5,8	7,3	10,56				
40	10/out	22,5	21,0	5,7		9,96	1019			
41	11/out	23,0	21,5	5,7	7,2	10,08	1035	1292	108	875
42	12/out	19,0	19,0	5,7	7,4	10,44	966	1356		
43	13/out	22,5	22,0	5,7	7,6	10,23	957	1335	12	934
44	14/out	23,5	20,0	5,7	7,4	10,80	939	1282		
45	15/out	23,0	23,0	5,7	7,2	10,00				
46	16/out	23,0	21,5	5,7	7,3	10,16				
47	17/out	22,0	21,0	5,8	7,4	10,44	1030	1357	203	1084
48	18/out	22,5	21,0	5,7	7,2	10,56	959	1322		
49	19/out	25,0	25,0	6,2	7,8	9,51	1104	1355		
50	20/out	23,0	22,5	5,9	8,0	10,08	844	1396	60	1195
51	21/out	24,0	22,0	5,3	7,7	10,80	504	1298		
52	22/out	22,0	23,0	5,7	7,1	10,11				
53	23/out	23,0	21,0	5,5	7,1	10,56				
54	24/out	25,0	22,5	5,7	7,1	10,59	1083	1670		955
55	25/out	24,0	23,0	5,6	7,1	10,70	1197	1781		
56	26/out	23,0	23,0	5,9	7,5	9,96	1255	1859		
57	27/out	20,0	18,0	5,9	7,4	10,78	1593	2035	318	1410
58	28/out	23,0	22,0	5,6	7,4	10,08	948	1794		
59	29/out	22,5	20,0	5,7	6,9	10,08				
60	30/out	23,0	23,0	6,1	7,5	9,90				
61	31/out	24,0	23,5	6,0	7,3	10,19	1320	2006	340	1423

Tabela II.11 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 2 - 2a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperat.(oC)		pH		Vazão Alim./d	Alcal. Total (mg/l)		Alcal. Bicar.(mg/l)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
62	01/nov	24,0	23,0	5,9	7,9	10,44	1493	2060		
63	02/nov	19,5	18,5	6,1	7,2	10,08	933	1912		
64	03/nov	23,0	20,0	5,7	7,0	10,37	954	1806	213	1123
65	04/nov	19,5	18,5	6,0	7,2	10,38	930	1896		
66	05/nov	18,5	18,0	6,1	6,9	9,87				
67	06/nov	19,0	18,5	6,0	6,9	10,08				
68	07/nov	22,5	21,5	5,8	7,0	10,28	809	2041	184	1250
69	08/nov	23,0	22,0	6,0	7,3	10,32	1355	2211		
70	09/nov	27,5	26,0	6,4	7,6	10,98	835	1917		
71	10/nov	28,0	26,5	5,6	7,7	10,35	760	2388	139	2051
72	11/nov	26,0	24,0	6,0	7,6	10,44	1305	2343		
73	12/nov	27,5	27,0	6,1	7,5	10,26	1579	2329		
74	13/nov	24,0	25,0	6,1	7,5	10,32				
75	14/nov	25,0	25,0			10,08				
76	15/nov	24,5	24,0	5,9	7,3	10,08	905	2112	58	1768
77	16/nov	24,0	23,0	5,8	7,4	10,20	901	2873		
78	17/nov	24,0	23,0	5,0	7,2	10,37	897	1979	181	1609
79	18/nov	24,0	23,0	6,0	7,2	10,44	416	1397		
80	19/nov	26,5	25,5	5,3	7,6	10,44	1533	1709		
81	20/nov	25,0	25,0	5,3	7,0	10,26	707	1524		
82	21/nov	23,0	23,0	5,3	7,2	10,32	743	1392		1082
83	22/nov	25,0	29,0	5,3	7,4	9,24	711	1362		
84	23/nov	26,0	26,0	5,1	7,4	10,66	782	1304		
85	24/nov	21,0	20,0	5,3	6,7	10,43	512	1179		
86	25/nov	22,5	21,0	5,0	6,8	10,32	390	1009		802
87	26/nov	27,0	25,0	5,3	7,5	10,51	725	1122		
88	27/nov	25,5	25,5	5,3	6,9	10,32				
89	28/nov	21,0	21,0	5,9	7,0	10,08	801	1301	276	1159
90	29/nov	19,0	18,0	6,2	6,8	9,96	1224	1515		
91	30/nov	22,0	22,0	5,8	6,8	10,06	892	1342		



Tabela II.13 - Resultado de [ DQO, Carga Orgânica Volumétrica, Sólidos Suspensos e Ácidos Voláteis] do Reator 2 - 2a. Partida

Dias de Oper	Data Dia/Mês	DQO						Efic. rem.(%)	C.O.V. Mg. DQO m <sup>3</sup> *d.	Solid.S. (mg/ Efluente)			Ácidos Voláteis (mg/l)		
		Afl. B	Afl. C	Efl. B	Efl. C	Efl. B	Efl. C			total	fixo	volátil	Afl.	Efl.	
5	05/set	470		90		81			27						
6	06/set												2353	846	
8	08/set	1043	833	282	242	73	77	0,60	84				501	1317	
12	12/set	1010	765	406	353	60	65		87	4	83		164	118	
15	15/set	866	796	80	54	91	94	2,74	46				445	112	
19	19/set	1178	863	578	492	51	58	1,37	66				608	308	
22	22/set	1005	800	394	326	61	68	1,11	161	14	147		506	205	
26	26/set	1115	1015	392	349	65	69	1,20	65	6	59		602	159	
27	27/set												392	84	
29	29/set	895	840	334	286	63	68	0,92	77	4	73		483	102	
33	03/out	838		248	219	71	74	0,85	53	1	53		614	110	
36	06/out	2030		732	762	64	63	2,12	109	18	90		1246	455	
41	11/out	2014	1825	966	843	52	58	2,03	211	12	199		1117	502	
43	13/out	2375	1825	829	675	65	72	2,43	252	31	221		1138	483	
47	17/out	1970	1850	856	684	57	65	2,06	233	21	212		996	329	
50	20/out	2200	1820	544	432	75	80	2,22	233	12	221		945	242	
54	24/out	3685	3705	1693	1208	54	67	3,90	235				1355	861	
57	27/out	3340	3260	1220	1220	75	75	3,60	131	2	129		1537	753	
61	31/out	3420	3090	1105	825	68	73	3,49	269				1181	702	
64	03/nov	4060	2050	1530	1320	62	67	4,20	187				893	823	
68	07/nov	4140		2010	1940	51	53	4,26	243	24	219		753	953	
71	10/nov	4260	4040	1000	930	77	78	4,41	249	15	234		748	406	
76	15/nov	3121	2874	968	840	69	73	3,14	420	35	385		1020	415	
78	17/nov	3200		1150		64		3,23	915	87	828		863	446	
82	21/nov	3260		1215	985	62	70	3,36	480	31	449		1308	373	
85	24/nov	3920	3920	1180	930	70	85	4,09	344	7	338				
86	25/nov												614	249	
89	28/nov	4680	4560	1720	965	63	79	4,72	770	107	663		633	171	
92	01/dez	3120	3040	2160	1950	31	38	3,46	388	39	349		957	517	
96	05/dez	3300	3060	1055	833	68	75	3,60					908	303	
99	08/dez	5100	4450	860	610	83	82	5,69	592	68	524		919	107	
104	13/dez												769	292	
106	15/dez	4173	3639	1674	306	72	81	4,21	856	98	758		858	202	
111	20/dez	3465	3222	1060	815	69	77	3,45	506				939	266	
113	22/dez	4502	4143	1562	1219	66	73	4,71	940	93	847		689	395	
119	28/dez	3550	3360	1185	1008	67	72	3,52	731	77	655		1121	416	

Tabela II.14 -Resultado de [ ph, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 3 - 2a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperatura (oC)			pH			Vazão Alim.l/d	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicar.(mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
1	01/set	22,0		23,0	8,1	7,2	7,7	2,21						
2	02/set	20,0		19,0	8,2	7,0	8,2	2,07	547	476	457			
3	03/set	19,0		19,0	8,1	6,0	8,2	2,11						
4	04/set	20,2		20,5	8,1		7,7							
5	05/set	20,0	18,5	19,5	7,9	6,0	8,3		245	238	797			
6	06/set	21,0	20,0	19,5	8,1	6,5	8,2	2,46	575	185	837	276		523
7	07/set	20,0	20,5	22,0	7,9	6,2	8,0	4,90						
8	08/set	23,0	24,0	23,0	7,3	5,2	7,2	4,91						
9	09/set	23,0	23,0	26,0	7,4	5,5	7,9	5,47	68	190	1040			
10	10/set			22,0		6,2	7,5							
11	11/set			22,0		6,3	7,5							
12	12/set	23,5	22,0	24,0	6,8	4,3	7,2	4,90	31	0	843	8		741
13	13/set	23,5	24,0	25,0	6,7	4,7	7,3	4,90	21	82	875			
14	14/set	23,5	22,0	25,5	6,8	4,1	7,4	5,14	31	0	853			
15	15/set	19,0	18,5	20,0	6,8	5,0	7,1	5,51	23	132	794	4		717
16	16/set	19,0	16,0	16,5	7,8	5,0	6,7	9,36	612	48	637			
17	17/set	20,0	18,0	20,5	7,9	6,5	6,8	9,79						
18	18/set	19,0	18,5	19,5	7,9	6,7	6,7	10,22						
19	19/set	19,0	19,0	20,0	7,7	6,7	6,8	10,44	335	635	1113	314	399	689
20	20/set	22,5	22,0	22,0	6,8	5,5	7,0	10,50		212	1052			
21	21/set	25,0	25,0	25,0	7,7	6,6	7,4	10,44	294	247	987			
22	22/set	23,0	22,5	23,5	6,7	5,0	7,6	10,00	54	148	979	13		848
23	23/set	24,0	24,0	25,0	6,7	5,4	7,4	9,94	26	229	978			
24	24/set	26,5	25,0	27,5	6,8	4,2	7,6	9,36						
25	25/set	26,5	26,0	27,5	6,8	5,1	7,3	9,89						
26	26/set	26,5	24,5	26,5	6,8	4,3	7,5	10,20	28		806	3		736
27	27/set	27,0	26,0	28,0	6,8	5,7	7,5	9,96	26	318	755	4	18	
28	28/set	25,0	23,5	25,5	7,0	4,3	7,1	9,58	26		732			
29	29/set	21,0	20,0	21,5	7,0	6,1	7,0	9,79	26	290	707	3		550
30	30/set	22,0	22,0	22,0	6,8	5,0	7,5	9,79	53	78	826			

Tabela II.15 -Resultado de [ ph, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 3 - 2a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperatura (oC)			pH			vazão Alim.l/c	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicar.(mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
31	01/out	22,5	21,5	23,0	6,8	5,9	6,7	9,84						
32	02/out	24,0	23,0	25,0	6,9	5,0	6,9	9,94	27	70	666			
33	03/out	22,0	23,5	25,0	6,8	5,4	6,9	10,08	28	215	670	1		469
34	04/out	25,0	24,0	26,0	6,7	4,4	7,1	10,08	42	18	689			
35	05/out	25,0	25,0	25,0	7,0	5,7	7,1	10,26	28	565	1016			
36	06/out	23,0	22,0	24,5	6,9	4,7	6,9	10,20	29	125	1138			627
37	07/out	22,0	18,5	19,5	6,8	5,7	7,2	10,08	33	242	1164			
38	08/out	24,0	24,0	24,5	6,6	5,0	6,6	9,96	35	196	1164			
39	09/out	24,0	23,5	25,0	6,8	5,6	6,8	10,10						
40	10/out	22,0	19,5	21,0	6,9	5,1		9,84	40	189				
41	11/out	22,0	20,0	21,0	6,8	5,9	7,3	10,08	37	312	1293	12		807
42	12/out	19,0	19,0	19,9	6,8	5,3	7,2	9,94	53	378	1320			
43	13/out	20,0	19,0	20,0	6,8	6,1	6,7	10,37	36	232	1255			732
44	14/out	20,0	18,5	20,0	6,8	5,1	7,3	8,25	32	256	1242			
45	15/out	22,0	26,0	23,0	6,6	5,7	6,6	9,50						
46	16/out	22,0	24,0	21,5	6,8	5,2	6,9	10,00						
47	17/out	21,0	19,0	21,0	6,8	6,1	6,9	10,05	40	268	1303			896
48	18/out	21,0	19,0	21,0	7,1	5,1	6,7	9,76	47	293	1283			
49	19/out	25,0	25,0	25,0	6,7	5,5	7,4	7,63	40	324	1333			
50	20/out	21,5	22,0	22,0	7,2	5,2	7,5	10,08	66	304	1400	52		1060
51	21/out	21,5	22,0	22,0	7,0	4,6	7,6	10,02	89	54	1315			
52	22/out	22,0	21,0	23,0	7,0	5,2	6,7	9,80						
53	23/out	21,0	21,0	21,0	7,2	5,3	6,9	9,48						
54	24/out	21,0	20,5	22,5	6,9	5,5	6,8	10,08	76	451	1621	15		903
55	25/out	22,0	21,5	23,0	7,1	5,3	7,1	10,34	73	296	1649			
56	26/out	23,0	23,0	23,0	7,0	5,2	6,9	9,96	71	418	1704			
57	27/out	18,0	17,0	18,0	7,7	5,5	7,0	10,04	82	355	1908	51	187	1257
58	28/out	22,0	22,0	22,0	7,0	5,2	7,4	9,67	82	332	1679			
59	29/out	19,5	21,0	20,0	7,4	5,6	7,0	10,56						
60	30/out	21,0	21,0	23,0	7,1	5,6	7,3	10,08						
61	31/out	22,0	22,0	23,5	7,1	5,4	7,0	10,29	66	257	1821	10	76	1109

Tabela II.16 -Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 3 - 2a.partida

Dias	Data	Temperatura (oC)			pH			vazão	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicar.(mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Alim.l/d	Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r
62	01/nov			23,0	7,1	5,4	7,5	10,32	69	665	1938			
63	02/nov	19,0		19,0	7,1	5,8	6,7	9,78	68	245	2024			
64	03/nov	20,0	20,0	20,0	7,2	5,7	7,0	10,02	65	465	1785	24	44	1102
65	04/nov	19,5	17,5	18,5	7,1	5,7	7,2	10,08	66	227	1793			
66	05/nov	18,0	18,0	18,0	7,1	5,3	6,5	10,08						
67	06/nov	18,5	18,0	18,5	7,6	6,3	6,7	10,08						
68	07/nov	20,0	20,0	21,0	7,4	5,9	6,6	10,28	310	479	1908	267	145	377
69	08/nov	22,0	22,0	22,0	7,3	5,7	7,1	9,60	399	343	2038			
70	09/nov	25,0	24,5	26,0	7,4	5,4	7,3	9,24	353	814	2172			
71	10/nov	25,0	25,0	26,5	7,5	5,5	7,3	10,00	376	435	2235	347	115	1623
72	11/nov	25,0	22,5	24,0	7,6	5,2	7,3	10,51	337	672	2279			
73	12/nov	26,0	26,0	27,0	7,6	5,3	7,0	9,84	360	501	2258			
74	13/nov	24,0	23,0	25,0	7,5	5,7	7,1	10,56						
75	14/nov	24,0	23,0	25,0	7,1	5,5	7,1	9,72	141	508	2178			
76	15/nov	23,0	23,0	24,0	7,2	5,6	7,0	10,08	81	844	2060	9	133	
77	16/nov	23,0	23,0	23,0	7,5	5,4	7,0	10,32	81	570	2029			
78	17/nov	23,0	22,0	23,0	7,2	5,7	6,8	10,08	69	715	1839	32	162	1249
79	18/nov	45,0	22,0	23,0	7,3	4,7	6,5	10,62	91	121	1159			
80	19/nov	25,0	23,5	25,5	7,6	5,2	7,2	10,65	672	615	1567			
81	20/nov	23,0	24,0	25,0	7,7	5,2	6,8	10,32	654	598	1503			
82	21/nov	22,5	21,5	23,0	7,8	5,3	6,9	10,32	610	638	1305		572	966
83	22/nov	22,0	22,5	24,0	7,9	5,8	6,9	10,08	1352	564	1540			
84	23/nov	26,0	26,0	26,0	7,6	5,1	7,0	10,56	595	579	1258			
85	24/nov	21,5	20,0	20,0	7,5	5,4	7,0	9,36	690	488	1074			
86	25/nov	22,0	20,0	21,0	7,8	5,3	6,1	10,56	1259	387	787	1194	84	323
87	26/nov	25,0	23,0	25,0	7,5	5,5	5,7	10,08	688	749	899			
88	27/nov	24,0	24,0	25,5	7,6	5,7	5,5	10,08						
89	28/nov	22,0	20,0	21,0	7,7	6,2	6,2	9,19	1550	939	1045	1483	610	554
90	29/nov	21,0	18,0	18,0	8,0	6,2	6,3	9,81	1641	1242	1310			
91	30/nov	22,0	20,0	22,0	7,8	5,9	6,1	10,10	1502	1061	1129			





Tabela II.18 Resultado de [ DQO, Carga Orgânica Volumétrica, Sólidos Suspensos e Ácidos Voláteis] do Reator 3 - 2a. Partida

Dias de Opera	Data Dia/Mês	D Q O (mg/l)						C.O.V %s. 300	Solid.S. (mg/l) Efluente			Ácidos Voláteis (mg/l)					
		Afl. P	Afl. R	Efl. B	Efl. C	Efic. rem. (%)			m3*d.	total	fixo	volátil	Afl. P	Afl. R	Efl.		
						Efl. B	Efl. C										
5	05/set	1100	670	60		91		19									
6	06/set												360				378
8	08/set	2215	1503	186	156	88	90	0,74	59				317				1336
12	12/set	2150	1665	226		86		0,82	54	4	49		26				123
15	15/set	2213	1093	177	160	84	85	0,6	41				23	336			93
19	19/set	2275	1543	602	560	61	64	1,61	122				25	285			511
22	22/set	2400	1275	362	314	72	75	1,28	122	7	115		49	336			158
26	26/set	2060	1610	152	122	90	92	1,64	48	9	39		30				84
27	27/set												26	362			88
29	29/set	2120	1115	334	236	70	79	1,09	50				28	371			189
33	03/out	2020	1000	353	285	64	72	1,01	91	2	89		33	432			242
36	06/out	4000	2740	840	588	69	79	2,8	121	8	112		70	522			616
41	11/out	4008	2887	954	929	67	68	2,91	102	5	97		86	362			587
43	13/out	4313	3757	1111	874	70	77	3,9	175	19	156		63	340			630
47	17/out	4460	3190	988	1060	69	67	3,21	125	7	118		108	329			490
50	20/out	4160	3240	844	744	74	77	3,26	147	8	139		17	396			410
54	24/out	6289	4878	1708	1458	65	70	4,91	290				73	592			865
57	27/out		5750	1560	1560	68	68	5,77	236	5	231		38	203			784
61	31/out	6550	4950	1770	1520	64	69	5,09	320				68	266			858
64	03/nov	6600	4750	1890	1710	60	64	4,76	325				49	508			822
68	07/nov		4650	2160	1170	53	75	4,78	205	19	186		52	403			1844
71	10/nov	6950	5400	2050	1920	62	64	5,4	613	32	581		35	384			737
76	15/nov	5974	3296	1416	1200	57	64	3,32	278	24	254		87	857			
78	17/nov	4450	4200	1090	1080	74	74	4,23	422	56	366		45	666			710
82	21/nov	5275	4920	1505	1370	69	72	5,08	312	10	302		46	1058			409
85	24/nov	6550	6000	1540	1530	74	75	5,62	451	26	425						
86	25/nov												78	365			559
89	28/nov	7550	5880	3440	2605	43	56	5,4	606	75	531		81	397			592
92	01/dez	8400	6200	2420	1950	61	79	6,4	351	34	317		52	860			354
96	05/dez	4900	3180	2460	2010	28	38	3,59	285	24	260		51	752			688
97	06/dez												40				772
99	08/dez	6400	6250	1960	1760				455	59	397		53	209			588
100	09/dez													713			546
103	12/dez	6524	6773	1195	764				364	56	308		47	63			314
104	13/dez												61	325			147
106	15/dez	5796	5988	1613	1421				693	114	578		46	208			644
107	16/dez																433
111	20/dez	4650	4360	1025	895				223				54	722			318
112	21/dez																670
113	22/dez	5478	5896	1912	1713				671	63	608		34	101			662
114	23/dez																687
119	28/dez	4300	3380	1685	1449				700	89	611			911			820

**TABELAS**

**3ª PARTIDA**



Tabela III.2 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises de Alcalinidade Total, Alcalinidade ao Bicarbonato, Temperatura, pH, S. Suspensos do Afluente e do Efluente e Vazão de Alimentação do Reator 1- 3a. Partida

fases	valores	Alc.Tot		Alc.Bic		pH		Temp oC		Sol.Susp (mg/l)			Vaz.
		R1		R1		R1		R1	R1	Tot	Fixo	Vol.	/d
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	R1	R1	R1	R1
I	Máx	173	148	75		6,7	5,6	27	28	245	32	192	20,16
	Mín.	61	83			6,4	4,9	26	26				19,3
	Méd.	117,0	116,0	75,0		6,5	5,1	26,0	27,0	245,0	32,0	192,0	19,6
	s	56	33			0,1	0,3	0,5	0,9				0,35
	n	2	2	1		3	3	3	3	1	1	1	4
II	Máx	536	885	759	188	7	5,8	25	27	918	263	847	20,58
	Mín.	43				6	3,9	22	23,5	831	72	568	18,86
	Méd.	145,0	885,0	759,0	188,0	6,4	4,3	24,0	25,0	875,0	168,0	708,0	19,8
	s	195				0,3	0,6	0,9	1,4	44	96	140	0,42
	n	5	1	1	1	11	11	11	11	2	2	2	11
III	Máx	703	740	303	327	7	5,5	25	27	543	40	503	20,64
	Mín.	448	87			5,8	3,8	24	26				19,2
	Méd.	576,0	357,0	303,0	327,0	6,4	4,6	24,5	27,0	543,0	40,0	503,0	19,7
	s	128	278			0,5	0,6	0,4	0,4				0,56
	n	2	3	1	1	4	4	4	4	1	1	1	4
IV	Máx	850	679	1272	83	6,9	5,4	27	28	594	59	535	20,4
	Mín.	822	357			6,3	4,9	25	26,5				18,36
	Méd.	836,0	502,0	1272,0	83,0	6,6	5,1	26,0	27,0	594,0	59,0	535,0	19,5
	s	14	116			0,2	0,2	0,7	0,6				0,67
	n	2	5	1	1	5	5	5	5	1	1	1	5
V	Máx	1441	1468	1194	272	7	6,4	26,5	28	1500	160	1340	21,84
	Mín.	409	138	607	169	6	4,5	22	23	259	10	249	19,2
	Méd.	885,0	645,0	987,0	221,0	6,6	5,1	24,5	25,5	825,0	86,0	739,0	19,9
	s	328	342	405	45	0,3	0,5	1,2	1	391	49	345	0,67
	n	12	24	8	6	23	24	24	24	7	7	7	24
VI	Máx	1618	1687	1431	173	7,4	6,5	25	28	744	127	628	21,84
	Mín.	594	242	626	130	6,2	4,6	23	24	445	26	380	19,44
	Méd.	974,0	871,0	1134,0	152,0	6,6	5,4	24,0	26,5	613,0	73,0	541,0	20,4
	s	322	483	361	22	0,3	0,7	0,5	1	103	33	92	0,52
	n	14	13	3	2	15	15	15	15	5	5	5	15
VII	Máx	573	683	621		7,2	5	24,5	29	711	69	642	21,36
	Mín.	490	266	615		6,1	4,7	22,8	25				19,56
	Méd.	561,0	450,0	618,0		6,3	4,8	24,0	27,0	711,0	69,0	642,0	20,4
	s	49	139	2		0,3	0,1	0,6	1				0,47
	n	6	8	3		9	9	9	9	1	1	1	9
VIII	Máx	1214	1018	1168	511	8	6,2	24,5	28	1051	95	974	20,72
	Mín.	520	371	381	209	6,3	4,6	20	22	434	25	409	15,01
	Méd.	941,0	662,0	917,0	361,0	7,4	5,3	22,5	25,0	696,0	62,0	634,0	19,9
	s	275	208	311	123	0,6	0,5	1	2	222	23	211	1,25
	n	9	9	6	3	19	19	19	19	5	5	5	19

Tabela III.3 - Valores máximo, mínimo, médio e desvio-padrão dos resultados das análises da Eficiência de DQO e COV do Afluente e Efluente dos Reatores 1.2 e 3 - 3a. Partida

fases	valores	Efic. de Remoção de DQO (%)						C.O.V Kg.DQO/m3.dia)		
		R1		R2		R3		R1	R2	R3
		Efl.	Cefl. B	Efl.	Cefl. B	Efl.	Cefl. B			
I	Máx	20	18	92	88	93	91	40	0,4	0,53
	Mín.							39		0,5
	Méd.	20	18	92	88	93	91	39,5	0,4	0,5
	s n	1	1	1	1	1	1	0,5 2		0,02 2
II	Máx	28	34	85	77	90	84	39,4	0,92	1,05
	Mín.	9	7	81	70	87	82	38,21	0,57	1,01
	Méd.	19	21	83	74	89	83	38,81	0,75	1,02
	s n	10 2	14 2	2 2	4 2	2 2	1 2	0,6 2	0,18 2	0,02 3
III	Máx	35	30	78	73	92	85	38,72	0,78	1,56
	Mín.							37,71	0,58	1
	Méd.	35	30	78	73	92	85	38,22	0,68	1,28
	s n	1 1	1 1	1 1	1 1	1 1	1 1	0,51 2	0,1 2	0,28 2
IV	Máx		31	85	82	90		35,35	2,8	2,8
	Mín.			82	81				1,7	2,56
	Méd.		31	84	82	90		35,35	2,25	2,68
	s n		1	2 2	1 2		1		0,55 2	0,12 2
V	Máx	55	47	82	78	86	84	47,98	2,37	3,99
	Mín.	39	11	35	39	82	77	29,71	1,38	2,5
	Méd.	46	34	64	59	84	81	36,73	1,94	3,57
	s n	7 6	11 6	16 7	13 7	1 4	2 4	7,11 6	0,31 6	0,62 4
VI	Máx	48	47	68	59	82	77	47,35	3,03	4,67
	Mín.	39	33	45	40	81	72	41,29	2,72	4,07
	Méd.	44	39	56	49	81	76	44,14	2,86	4,37
	s n	4 3	6 3	9 3	8 3	0,5 3	3 3	2,51 4	0,13 3	0,3 2
VII	Máx	67	37	81	67	75	69	40	3,74	6,82
	Mín.	48	15	70		68	64	29,94	3,21	6,07
	Méd.	58	26	76	67	71	66	34,76	3,48	6,4
	s n	10 2	11 2	6 2		3 1	2 3	4,12 3	0,27 2	0,25 5
VIII	Máx	67	44	85	84	83	83	45,08	6,24	9,1
	Mín.	38	34	63	68	64	57	38,57	4,4	3,47
	Méd.	48	38	74	76	74	71	41,59	5,22	6,15
	s n	11 4	4 5	9 5	7 5	6 5	9 5	2,68 6	0,63 5	2,17 6
IX	Máx					83	80			3,44
	Mín.					69	66			2,47
	Méd.					78	72			2,87
	s n					6 7	6 3			0,41 3

Tabela III.4 Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do reator 1 - 3a.partida

Dias	Data		Temperatura (oC)			pH			vazão Alim.l/d	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicarb.(mg/l)		
	Open	Dia/Mês	Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
1		30/jan													
2		31/jan	26,5	27,5	28,0	7,3	6,0	5,6							
3		01/fev	26,5	26,0	28,0	7,0	5,8	4,9			52	70	83		
4		02/fev	26,0	26,0	26,0	7,1	5,9	4,9	19,90		57	288	148	14 135	
5		03/fev	25,5	25,0	26,5	7,2	5,3	4,4							
6		04/fev	25,0	25,0	26,5	7,1	5,5	4,2			56	41			
7		05/fev	24,0	23,0	23,5	7,1	6,1	4,1							
8		06/fev	25,0	24,0	24,5	7,1	6,8	4,1			51	50			
9		07/fev	25,0	24,5	27,0	7,1	5,2	4,0							
10		08/fev	24,5	24,0	24,5	7,1	5,0	4,1			57	28			
11		09/fev	23,5	23,5	24,0	7,1	5,2	4,0	19,60			46			
12		10/fev	23,0	22,0	23,0	7,1	5,9	5,1							
13		11/fev	23,0		25,0	7,0	5,0	3,9			53	41			
14		12/fev	23,5	22,0	24,5	7,9	5,1	3,9							
15		13/fev	23,0	24,0	27,0	7,0	6,6	5,8	19,80		49	1023	885	759 188	
16		14/fev	23,5	24,0	27,0	7,9	3,7	3,8							
17		15/fev	24,0	24,0	27,0	7,8	6,3	5,5			635	770	740	327	
18		16/fev	23,5	24,0	26,0	7,8	5,8	4,7	19,30		618	278	244		
19		17/fev	24,0	25,0	27,0	7,7	4,4	4,5					87	568 38	
20		18/fev	25,0	25,0	27,0	7,9	5,9	5,4			1081	618	679		
21		19/fev	24,5	25,0	26,5	7,6	5,4	4,9					357		
22		20/fev	25,5	26,0	28,0	7,9	5,2	4,9	19,70		1322	323	412	1272 83	
23		21/fev	25,0	26,0	27,5	7,7	5,5	5,1					479		
24		22/fev	27,0	26,5	26,5	7,7	4,8	5,0			644	183	583		
25		23/fev	25,0	25,5	26,0	7,8	4,9	4,8	18,80		661	157	370	622	
26		24/fev	27,0	25,0	26,5	7,8	4,4	4,8				30	278		
27		25/fev	26,5	25,0	25,5	7,7	5,0	5,6			657	261	770		
28		26/fev	24,5	23,5	24,0	7,7	6,1	4,5					148		
29		27/fev	26,0	26,0	26,0	7,9	5,0	5,2	19,40		657	274	713	620 247	
30		28/fev	25,0	25,0	26,0	8,0	4,9	4,5					218		

Tabela III.5 Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do reator 1 - 3a.partida

Dias Oper	Data Dia/Mês	Temperatura (oC)			pH			vazão Alim./d	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicarb.(mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
31	01/mar	24,5	23,0	25,0	8,0	5,5	4,9		1259	392	635			
32	02/mar	24,5	24,0	25,0	7,8	5,6	5,1	19,70	1229	462	730	1194	9	
33	03/mar	24,0	25,0	25,0			5,1				793			
34	04/mar	27,0	26,0	26,5	7,9	4,7	4,6		1225	141	221			
35	05/mar	25,5	25,5	26,0	7,8	5,2	5,0				632			
36	06/mar	25,0	23,5	28,0	7,6	4,8	5,2	20,20	638		723	607		
37	07/mar	24,0	23,5	24,0	7,6	4,4	4,7		1160	55	271			
38	08/mar	23,5	22,5	23,0	7,8	5,9	5,0		940	620	567			
39	09/mar	23,5	23,0	26,0	7,7	6,0	4,8		2053	522	382	2004	206	
40	10/mar	24,0	23,0	24,0	7,9	6,2	6,3				1260			445
41	11/mar	24,0	21,0	25,0	7,6	6,2	5,0		653	853	628			
42	12/mar	26,5	25,0	26,0	8,0	4,8	4,8				490			
43	13/mar	24,0	23,0	25,5	7,5	6,6	5,3	19,90	655	1124	833	620	836	
44	14/mar	23,0	23,0	26,0	7,8	5,0	4,8		1285	321	366			
45	15/mar	23,0	23,0	26,0	7,8	5,9	5,2		1305	733	748			
46	16/mar	22,0	22,5	26,0	8,0	5,6	5,3	19,60	1991	818	939	1933	414	293
47	17/mar	24,0	24,0	24,5	8,0	5,6	6,0		1973	909	1300	1847		408
48	18/mar	25,5	24,0	25,0	8,0	5,7	6,4				1468			
49	19/mar	24,0	23,0	25,0	7,8	5,9	6,3		1887	1064	1687			
50	20/mar	24,0	23,0	27,0	7,9	5,8	6,5	20,90	1438	990	1506	1381		130
51	21/mar	24,0	24,0	27,0	8,0	6,4	5,7		1927	1308	1230			
52	22/mar	24,5	24,0	28,0	7,9	5,9	6,5	20,40	1408	1159	1458	1353		173
53	23/mar	24,5	24,0	27,0	7,8	5,2	5,4		1351	732	995			
54	24/mar	25,0	24,5	27,0	7,7	5,6	5,7		1294	924	1095			
55	25/mar	24,5	24,0	26,5	7,6	4,8	4,7		1280	299	427			
56	26/mar	24,0	24,0	27,0	7,7	5,5	5,2		1280	796				
57	27/mar	25,0	24,0	25,0	7,6	5,2	5,2	20,30	1004	577	789			
58	28/mar	25,0	23,0	26,0	7,8	6,1	5,7		661	924	839			
59	29/mar	24,0	23,5	27,0	7,6	6,0	4,6		769	482	242			
60	30/mar	23,5	22,5	24,0	7,6	5,1	4,8	20,40	640	547				
61	31/mar	24,5	24,5	27,0	7,6	4,9	4,7		683		343	626		

Tabela III.6 Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do reator 1 - 3a. partida

Dias Oper	Data Dia/Mês	Temperatura (oC)			pH			vazão Alim./d	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicarb.(mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
62	01/abr	25,0	24,0	28,0	7,5	5,0	4,8		640	526	412			
63	02/abr	24,5	24,5	25,0	7,5	5,0	4,7				296			
64	03/abr	24,0	24,0	27,0	7,6	4,9	4,4	20,50	648	421	266	615		
65	04/abr	23,5	23,0	27,0	7,5	4,7	5,0		663	317	683			
66	05/abr	24,5	24,0	27,5	7,6	4,8	4,7			392	409			
67	06/abr	24,5	24,0	27,0	7,4	4,9	4,7	20,10	657	462	353	619		
68	07/abr	23,5	22,0	25,0	7,5	5,0	4,8		640	505	485			
69	08/abr	25,0	24,0	29,0	7,2	4,9	5,0		650	459	647			
70	09/abr	23,5	23,5	26,6	7,6	6,7	4,8				422			
71	10/abr	25,0	24,0	27,5	7,7	4,8	4,7	20,80	653	422	332	621		
72	11/abr	25,0	24,0	28,0	7,6	4,9	4,8							
73	12/abr	24,0	21,5	26,0	7,7	5,0	4,9	20,40	667	569	547			
74	13/abr	23,5	22,5	26,0	7,7	5,9	5,0			632				
75	14/abr	24,0	23,0	26,0	7,7	5,3	5,0		691		632	653	109	
76	15/abr	25,0	23,5	28,0	7,4	6,5	6,0							
77	16/abr	24,5	23,0	26,0	7,7	7,7	4,6							
78	17/abr	24,0	23,5	27,0	7,7	4,9	4,8		618	422	480	590		
79	18/abr	24,5	24,5	28,0	7,7	7,5	4,8	20,20						
80	19/abr	23,5	24,5	27,0	7,8	6,3	4,8		907	623	371			
81	20/abr	22,0	21,0	23,5	7,9	6,2	5,0							
82	21/abr	20,0	20,0	22,0	7,8	7,6	5,8	19,80	1120	1207	935	1089	1159	362
83	22/abr	21,5	19,0	22,0	7,8	7,5	5,5							
84	23/abr	23,0	21,0	24,0	7,9	7,0	5,3							
85	24/abr	21,0	21,0	23,0	8,0	7,7	5,0	20,20	1185	1069	473	1158	1042	
86	25/abr	21,5	22,0	24,0	7,9	8,0	5,2							
87	26/abr	22,0	21,5	24,0	8,0	8,0	5,2		1170	1225	718	1140	1195	
88	27/abr	22,0	22,5	25,0	7,9	7,9	5,2	17,70	1211	1191	788	1180	1092	209
89	28/abr	22,5	22,0	24,5	7,9	8,1	6,0			1214	1018			511
90	29/abr	23,0	24,0	26,0	7,9	7,5	6,1							
91	30/abr	23,5	24,0	27,0	7,9	7,9	6,2							



Tabela III.7 - Resultado de [ DQO, Carga Orgânica Volumétrica, Sólidos Suspensos e Ácidos Voláteis] do Reator 1 - 3a. Partida

Dias de Oper.	Data Dia/Mês	DQO mg/l						C.O.V %		Solid.S. (mg/l) Efluente			Ácidos Voláteis mg/l		
		Afl. L	Afl. M	Efl. B	Efl. C	Efic. remo		Afl.L	Afl.M	total	fixo	volátil	Afl. P	Afl. R	Efl.
						Efl. B	Efl. C								
3	01/fev	5300						41,5							
4	02/fev	4520	4910	4050	3920	18	20	36,5	39,0	245	32	192	61	215	407
10	08/fev	5000						39,5							
11	09/fev	4750	4875	4550	4415	7	9	36,9	38,2				90	180	520
13	11/fev									831	263	568			
14	12/fev	5275						42,8							
15	13/fev	4585	4930	3267	3559	34	28	36,1	39,4	918	72	847	70	372	981
16	14/fev	4980						38,7							
17	15/fev	5200						40,4							582
18	16/fev	4560	4880	3440	3160	30	35	35,0	37,7	543	40	503	70	338	736
21	19/fev	5120						40,3							
22	20/fev	3860	4490	3120		31		30,4	35,4	594	59	535			462
23	21/fev												70	483	
24	22/fev	5000						36,7							
25	23/fev	4160	4580	2720	2080	41	55	32,2	34,5	674	74	600	55	374	854
28	26/fev	4990						38,2							
29	27/fev	3600	4295	2400	1920	44	55	28,2	33,3	582	50	532	52	417	656
31	01/mar	4797						38,7							1161
32	02/mar	2732	3765	2398	2216	36	41	21,1	29,7	570	68	502	49	587	1064
33	03/mar														1205
34	04/mar														1016
35	05/mar	4940						38,7							1056
36	06/mar	2480	3710	3320	2240	11	40	20,7	30,0	1062	92	970	43		1270
37	07/mar														1153
38	08/mar														1068
39	09/mar									259	10	249	69	445	915
40	10/mar												44		1190
41	11/mar														1123
42	12/mar	5880						48,0							
43	13/mar	4960	5420	3340	2880	38	47	38,3	43,1	1500	160	1340	49	405	1234
44	14/mar														870
45	15/mar	5840						44,9							
46	16/mar	2640	4240	2880	2580	32	39	21,2	33,3	1129	149	980	82	626	910
47	17/mar												177		1257
49	19/mar	5420						47,4							
50	20/mar	3460	4440	2370	2290	47	48	27,6	37,1	445	65	380	80	1752	1938
51	21/mar	5680						45,8							1882
52	22/mar	2160	3920	2500	2380	36	39	17,8	32,0	744	127	617	77	1690	1810
53	23/mar														1930
54	24/mar														1682
55	25/mar														1228
56	26/mar	5060						41,3							
57	27/mar	2820	3940	2650	2210	33	44	22,7	32,0	666	86	580		1450	1700
58	28/mar														1281
59	29/mar	5280						43,6							1461
60	30/mar	2960	4120	2620		12		24,4	34,0	560	60	500		1266	1570
61	31/mar												80		1549



Tabela III.9 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 2 -3a. partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperat (oC)		pH		Vazão Alim./d	Alcal. Tot. (mg/l)		Alcal. Bic.(mg/l)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	30/jan									
2	31/jan	28,0	27,0	5,6		1,0				
3	01/fev	28,0	26,0	4,9	7,4	1,0	83	1335		
4	02/fev	26,0	26,0	4,9	7,5	1,0	148	1431		1349
5	03/fev	26,5	25,5	4,4	7,4	2,0				
6	04/fev	26,5	26,0	4,2	7,7	2,0		1469		
7	05/fev	23,5	23,5	4,1	6,9	2,0				
8	06/fev	24,5	25,0	4,1	6,7	2,0		1075		
9	07/fev	27,0	25,0	4,0	7,1	2,0				
10	08/fev	24,5	24,5	4,1	6,8	2,0		946		
11	09/fev	24,0	24,0	4,0	6,7	2,0		831		624
12	10/fev	23,0	21,5	5,1	6,7	2,0				
13	11/fev	25,0	23,0	3,9	6,6	2,0		707		
14	12/fev	24,5	22,5	3,9	6,5	2,0		659		
15	13/fev	27,0	25,0	5,8	6,8	2,0	885	761	188	567
16	14/fev	27,0	25,0	3,8	6,9	3,0		1066		
17	15/fev	27,0	24,5	5,5	6,9	3,0	740	1166	327	1064
18	16/fev	26,0	24,0	4,7	6,9	3,0	244	1357		1206
19	17/fev	27,0	25,5	4,5	6,7	3,0	87	1379		
20	18/fev	27,0	25,0	5,4	6,9	5,0	679	1527		
21	19/fev	26,5	25,5	4,9	6,8	5,0	357	1697		
22	20/fev	28,0	27,0	4,9	7,1	5,0	412	1884	83	1785
23	21/fev	27,5	27,0	5,1	6,9	5,0	479	1879		
24	22/fev	26,5	27,0	5,0	7,2	5,0	533	2210		
25	23/fev	26,0	26,0	4,8	7,5	8,0	370	2393		2207
26	24/fev	26,5	27,0	4,8	6,6	8,0	278	1253		
27	25/fev	25,5	26,5	5,6	7,2	8,0	770	2036		
28	26/fev	24,0	25,0	4,5	6,7	8,0	148	1583		
29	27/fev	26,0	26,0	5,2	7,2	8,0	713	1871	247	1570
30	28/fev	26,0	26,5	4,5	7,2	8,0	218	2062		1793

Tabela III.10 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 2 - 3a. partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperat.(oC)		pH		vazão Alim.l/d	Alcal. Tot. (mg/l)		Alcal. Bic.(mg/l)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
31	01/mar	25,0	25,0	4,9	6,5	8,0	635	1329		743
32	02/mar	25,0	26,5	5,1	7,1	8,0	730	2122		1776
33	03/mar	25,0	26,0	5,1	7,2	8,0	793	2234		1839
34	04/mar	26,5	27,0	4,6	7,3	8,0	221	1988		1562
35	05/mar	26,0	27,0	5,0	6,6	8,0	632	1259		668
36	06/mar	28,0	26,0	5,2	7,3	8,0	723	2043		1668
37	07/mar	24,0	25,5	4,7	6,9	8,0	271	2043		1515
38	08/mar	23,0	22,5	5,0	6,8	8,0	567	1799		1253
39	09/mar	26,0	24,0	4,8	7,0	8,0	382	1988		1651
40	10/mar	24,0	24,0	6,3	6,3	8,0	1260	1285	445	427
41	11/mar	25,0	22,5	5,0	7,5	8,0	628	2329		1967
42	12/mar	26,0	27,0	4,8	6,6	8,0	490	1446		
43	13/mar	25,5	26,0	5,3	6,8	8,0	833	1898		1217
44	14/mar	26,0	25,0	4,8	7,1	8,0	366	2174		1703
45	15/mar	26,0	24,0	5,2	6,0	8,0	748	1034		
46	16/mar	26,0	24,0	5,3	7,2	8,0	939	2108	293	1713
47	17/mar	24,5	25,0	6,0	7,2	8,0	1300	2249	408	1920
48	18/mar	25,0	25,5	6,4	7,5	8,0	1468	2749		
49	19/mar	25,0	24,0	6,3	7,4	10,0	1687	2841		
50	20/mar	27,0	26,0	6,5	7,4	10,0	1506	2960	130	2164
51	21/mar	27,0	26,0	5,7	7,5	10,0	1230	3143		2324
52	22/mar	23,0	26,0	6,5	7,2	10,0	1438	2125	115	1911
53	23/mar	27,0	25,0	5,4	7,3	10,0	995	2773		1681
54	24/mar	27,0	25,0	5,7	7,3	10,0	1095	2616		1555
55	25/mar	26,5	24,5	4,7	7,1	10,0	427	2389		1415
56	26/mar	27,0	25,0	5,2	6,0	10,0				
57	27/mar	25,0	25,5	5,2	7,2	10,0	789	2787		2017
58	28/mar	26,0	25,0	5,7	7,2	10,0	839	2979		2214
59	29/mar	27,0	25,0	4,6	7,3	10,0	242	2346		1656
60	30/mar	24,0	24,0	4,8	6,8	10,0				
61	31/mar	27,0	26,0	4,7	6,4	10,0	343			578

Tabela III.11 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 2 - 3a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperat.(oC)		pH		Vazão Alim./d	Alcal. Tot. (mg/l)		Alcal. Bic.(mg/l)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
62	01/abr	28,0	26,0	4,8	6,7	10,0	412	2062		862
63	02/abr	25,0	25,5	4,7	6,7	10,0	296	2070		1362
64	03/abr	27,0	25,0	4,4	6,6	12,5	266	2033		1414
65	04/abr	27,0	24,0	5,0	7,5	12,1	683	2304		1818
66	05/abr	27,5	25,5	4,7	7,5	11,3	409	2213		1826
67	06/abr	27,0	25,0	4,7	7,4	12,3	353	1941		1608
68	07/abr	25,0	23,0	4,8	7,2	11,3	485	1607		1324
69	08/abr	29,0	26,0	5,0	7,2	12,0	647	1553		1258
70	09/abr	26,6	24,5	4,8	7,4	12,0	422	1452		1231
71	10/abr	27,5	26,0	4,7	7,2	12,0	332	1326		1123
72	11/abr	28,0	26,5	4,8	7,1	13,9				
73	12/abr	26,0	24,0	4,9	7,1	15,8	547	1162		854
74	13/abr	26,0	24,5	5,0	6,6	16,3				
75	14/abr	26,0	24,0	5,0	6,8	16,3	632	960		741
76	15/abr	28,0	25,0	6,0	6,9	16,2				
77	16/abr	26,0	24,0	4,6	6,5	15,8				
78	17/abr	27,0	25,0	4,8	6,9	15,5	480	1309		1279
79	18/abr	28,0	25,5	4,8	6,6	15,8				
80	19/abr	27,0	25,5	4,8	6,8	15,8	371	872		732
81	20/abr	23,5	21,5	5,0	6,8	15,5				
82	21/abr	22,0	20,5	5,8	6,8	15,8	935	1137	362	915
83	22/abr	22,0	20,0	5,5	6,8	16,3				
84	23/abr	24,0	21,5	5,3	6,9	16,3				
85	24/abr	23,0	21,5	5,0	7,2	15,8	473	1250		1009
86	25/abr	24,0	22,5	5,2	7,1	16,3				
87	26/abr	24,0	22,0	5,2	6,9	15,8	718	1282		984
88	27/abr	25,0	24,0	5,2	6,8	17,6	788	1296	209	1030
89	28/abr	24,5	24,0	6,0	7,1	15,6	1018		511	1314
90	29/abr	26,0	25,5	6,1	7,4	16,3				
91	30/abr	27,0	25,0	6,2	7,3	15,4				



Tabela III.13 - Resultado de [ DQO, Carga Orgânica Volumétrica, Sólidos Suspensos e Ácidos Voláteis] do Reator 2 - 3a. Partida

Dias de Oper.	Data Dia/Mês	DQO mg/l					C.O.V Kg. DQO/m <sup>3</sup> .d	Solid.S. (mg/l) Efluente			Ác. Voláteis mg/l	
		Efic. remoc		Efic. remoc		Afl.		total	fixo	volátil	Afl.	Efl.
		Afl.	Efl. B	Efl. C	Efl. B		Efl. C					
62	01/abr	2730										1690
63	02/abr											997
64	03/abr						2228	180	2048	1118	872	684
65	04/abr											545
66	05/abr											939
67	06/abr	2730	900	830	67	70						469
68	07/abr											398
69	08/abr											402
70	09/abr											311
71	10/abr	3115		635		81	129	25	104	1118	286	
72	11/abr											
73	12/abr	2780	890	860	68	69						434
74	13/abr						109	20	89			
75	14/abr											979
78	17/abr											1341
79	18/abr	3370	554	522	84	85	104	14	90			42
80	19/abr											197
81	20/abr						288	9	278			
82	21/abr	3400	614	556	82	84	5,4					807
84	23/abr											313
85	24/abr	2900	664	616	77	63	4,7	87	8	79	815	340
87	26/abr										1021	420
88	27/abr	3540	1140	1054	68	70	6,2	110	17	92	815	374
89	28/abr										714	218

Tabela III.14 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 3 -3a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperatura (oC)			pH			vazão Alim.l/d	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicarb.(mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
1	30/jan							19,6						
2	31/jan	26,5	27,5	27,0	7,3	6,0	7,0	19,9						
3	01/fev	26,5	26,0	27,0	7,0	5,8	7,3	24,8	52	70	1496			
4	02/fev	26,0	26,0	26,5	7,1	5,9	7,2	30,2	57	288	1553	14	135	1380
5	03/fev	25,5	25,0	26,0	7,2	5,3	7,4	29,8						
6	04/fev	25,0	25,0	26,0	7,1	5,5	7,5	29,8	56	41	1275			
7	05/fev	24,0	23,0	23,5	7,1	6,1	7,0	29,5						
8	06/fev	25,0	24,0	24,5	7,1	6,8	6,9	29,8	51	50	989			
9	07/fev	25,0	24,5	25,0	7,1	5,2	7,1	29,3						
10	08/fev	24,5	24,0	24,5	7,1	5,0	6,8	29,3	57	28	762			
11	09/fev	23,5	23,5	24,0	7,1	5,2	6,7	29,5		46	676			425
12	10/fev	23,0	22,0	21,5	7,1	5,9	6,7	30,2						
13	11/fev	23,0		23,0	7,0	5,0	7,2	30,7	53	41	728			
14	12/fev	23,5	22,0	22,5	7,9	5,1	6,7	30,4			803			
15	13/fev	23,0	24,0	24,5	7,0	6,6	7,0	30,5	49	1023	914		759	770
16	14/fev	23,5	24,0	24,0	7,9	3,7	7,0	30,2			1018			
17	15/fev	24,0	24,0	24,5	7,8	6,3	7,0	30,2	635	770	1096			1038
18	16/fev	23,5	24,0	24,0	7,8	5,8	6,7	29,8	618	278	992			889
19	17/fev	24,0	25,0	25,5	7,7	4,4	6,6	30,7			961	568	38	
20	18/fev	25,0	25,0	25,0	7,9	5,9	6,8	30,5	1081	618	1079			
21	19/fev	24,5	25,0	25,5	7,6	5,4	6,6	30,2			1079			
22	20/fev	25,5	26,0	27,0	7,9	5,2	6,7	30,7	1322	323	1013	1272		892
23	21/fev	25,0	26,0	27,0	7,7	5,5	6,3	30,7			1061			
24	22/fev	27,0	26,5	27,0	7,7	4,8	6,6	30,7	644	183	1470			
25	23/fev	25,0	25,5	26,0	7,8	4,9	6,8	30,7	661	157	1596	622		1440
26	24/fev	27,0	25,0	27,0	7,8	4,4	6,6	30,7		30	1248			
27	25/fev	26,5	25,0	26,5	7,7	5,0	6,7	30,2	657	261	1218			
28	26/fev	24,5	23,5	25,0	7,7	6,1	6,4	29,8			1209			
29	27/fev	26,0	26,0	25,5	7,9	5,0	6,8	22,7	657	274	1266	620		1093
30	28/fev	25,0	25,0	26,0	8,0	4,9	6,4	31,0			1175			884



Tabela III.15 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 3 -3a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperatura (oC)			pH			vazão Alim. l/d	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicarb. (mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
31	01/mar	24,5	23,0	25,0	8,0	5,5	6,5	29,3	1259	392	1219			931
32	02/mar	24,5	24,0	26,0	7,8	5,6	6,6	29,2	1229	462	1265	1194	9	1052
33	03/mar	24,0	25,0	26,0			6,6	29,3			1310			
34	04/mar	27,0	26,0	27,0	7,9	4,7	6,5	29,8	###	141	1230			886
35	05/mar	25,5	25,5	27,0	7,8	5,2	6,5	29,3			1192			937
36	06/mar	25,0	23,5	26,0	7,6	4,8	6,4	29,5	638		1104	607		764
37	07/mar	24,0	23,5	25,5	7,6	4,4	6,5	29,8	1160	55	1104			914
38	08/mar	23,5	22,5	22,5	7,8	5,9	6,3	29,5	940	620	1004			697
39	09/mar	23,5	23,0	24,0	7,7	6,0	6,0	29,5	2053	522	1004	2004	206	667
40	10/mar	24,0	23,0	24,0	7,9	6,2	6,6	29,0			1486			1159
41	11/mar	24,0	21,0	22,5	7,6	6,2	6,3	29,3	653	853	1315			929
42	12/mar	26,5	25,0	27,0	8,0	4,8	6,2	29,8			1249			
43	13/mar	24,0	23,0	26,0	7,5	6,6	6,0	28,8	655	1124	1004	620	836	513
44	14/mar	23,0	23,0	25,0	7,8	5,0	6,5	30,2	1285	321	1486			1065
45	15/mar	23,0	23,0	24,0	7,8	5,9	6,5	30,2	1305	733	1396			
46	16/mar	22,0	22,5	24,0	8,0	5,6	6,2	29,2	1991	818	1220	1933	414	874
47	17/mar	24,0	24,0	25,0	8,0	5,6	6,3	29,8	1973	909	1441	1847		1026
48	18/mar	25,5	24,0	25,5	8,0	5,7	6,5	29,8			1627			
49	19/mar	24,0	23,0	24,0	7,8	5,9	6,3	29,8	1887	1064	1767			
50	20/mar	24,0	23,0	26,0	7,9	5,8	6,5	30,7	1438	990	2022	1381		941
51	21/mar	24,0	24,0	26,0	8,0	6,4	6,4	29,0	1077	1308	1870			774
52	22/mar	24,5	24,0	26,0	7,9	5,9	6,4	25,1	1408	1159	1778	1353		800
53	23/mar	24,5	24,0	25,0	7,8	5,2	6,1	23,0	1351	732	1593			380
54	24/mar	25,0	24,5	25,0	7,7	5,6	6,4	21,1	1294	924	1806			896
55	25/mar	24,5	24,0	24,5	7,6	4,8	6,0	21,1	1280	299	1479			379
56	26/mar	24,0	24,0	25,0	7,7	5,5	5,3	20,6	1280	796				
57	27/mar	25,0	24,0	25,5	7,6	5,2	6,2	20,2	1004	577	1792			922
58	28/mar	25,0	23,0	25,0	7,8	6,1	6,7	20,2	661	924	2076			1402
59	29/mar	24,0	23,5	25,0	7,6	6,0	6,3	20,2	769	482	1799			987
60	30/mar	23,5	22,5	24,0	7,6	5,1	6,3	20,2	640	547				
61	31/mar	24,5	24,5	26,0	7,6	4,9	6,5	20,2	683		1887	626		723

Tabela III.16 - Resultado de [ pH, temperatura, alcalinidade total, ácido voláteis e alcalinidade a bicarbonato] do afluente e efluente do Reator 3 -3a.partida

Dias Oper.	Data Dia/Mês	Temperatura (oC)			pH			vazão Alim./h	Alcal. Total (mg/l)			Alcal. Bicarb.(mg/l)		
		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.		Afl.p	Afl.r	Efl.	Afl.p	Afl.r	Efl.
62	01/abr	25,0	24,0	26,5	7,5	5,0	6,3	20,2	640	526	1927			786
63	02/abr	24,5	24,5	25,5	7,5	5,0	6,4	19,9			1856			1230
64	03/abr	24,0	24,0	25,0	7,6	4,9	6,1	12,0	648	421	1723	615		1112
65	04/abr	23,5	23,0	24,0	7,5	4,7	7,5	12,0	663	317	2112			1607
66	05/abr	24,5	24,0	25,5	7,6	4,8	7,2	11,8		392	1745			1082
67	06/abr	24,5	24,0	25,0	7,4	4,9	6,9	12,1	657	462	1681	619		1152
68	07/abr	23,5	22,0	23,0	7,5	5,0	6,8	11,4	640	505	1607			1056
69	08/abr	25,0	24,0	26,0	7,2	4,9	7,0	11,5	650	459	1652			1097
70	09/abr	23,5	23,5	24,5	7,6	6,7	6,7	12,0			1553			1040
71	10/abr	25,0	24,0	26,0	7,7	4,8	7,0	12,0	653	422	1546	621		972
72	11/abr	25,0	24,0	26,5	7,6	4,9	6,6	14,0						
73	12/abr	24,0	21,5	24,0	7,7	5,0	6,7	16,1	667	569	1346			827
74	13/abr	23,5	22,5	25,0	7,7	5,9	6,8	15,4		632				
75	14/abr	24,0	23,0	24,0	7,7	5,3	6,6	16,1	691		1236	653	109	833
76	15/abr	25,0	23,5	25,0	7,4	6,5	7,5	15,4						
77	16/abr	24,5	23,0	23,5	7,7	7,7	7,3	15,7						
78	17/abr	24,0	23,5	25,0	7,7	4,9	7,4	16,6	618	422	1294	590		1073
79	18/abr	24,5	24,5	25,0	7,7	7,5	7,3	15,8						
80	19/abr	23,5	24,5	25,0	7,8	6,3	6,9	15,6	907	623	824			616
81	20/abr	22,0	21,0	21,5	7,9	6,2	6,7	15,6						
82	21/abr	20,0	20,0	20,5	7,8	7,6	7,0	15,6	1120	1207	1197	1089	1159	948
83	22/abr	21,5	19,0	20,0	7,8	7,5	7,0	16,3						
84	23/abr	23,0	21,0	21,0	7,9	7,0	7,2	16,3						
85	24/abr	21,0	21,0	21,5	8,0	7,7	7,1	15,8	1185	1069	1272	1158	1042	1042
86	25/abr	21,5	22,0	22,5	7,9	8,0	7,4	15,8						
87	26/abr	22,0	21,5	21,5	8,0	8,0	6,9	16,3	1170	1225	1294	1140	1195	1085
88	27/abr	22,0	22,5	23,5	7,9	7,9	7,1	15,6	1211	1191	1312	1180	1092	1181
89	28/abr	22,5	22,0	24,0	7,9	8,1	7,1	15,8		1214	1381			1229
90	29/abr	23,0	24,0	25,0	7,9	7,5	7,0	16,3						
91	30/abr	23,5	24,0	25,0	7,9	7,9	6,8	15,8						

Tabela III.17 - Resultado de [ DQO, Carga Orgânica Volumétrica, Sólidos Suspensos e Ácidos Voláteis] do Reator 3 - 3a. Partida

Dias de Oper.	Data Dia/Mês	DQO mg/l					Efic. rem.(%)		C.O.V Kg. DQO/m <sup>3</sup> .d	Solid.S. (mg/l) Efluente			Ac. Voláteis mg/l	
		Afl.	Efl. B	Efl. C	Efl. B	Efl. C	Afl.	total		fixo	volátil.	Afl. P	Efl.	
		4	02/fev	5300	500	360	91	93	0,5	488	140	348	61	244
11	09/fev	5050	900	640	82	87	1,0				85	354		
13	11/fev							446	73	373				
15	13/fev	5274	866	551	84	90	1,1	559	97	462	77	203		
17	15/fev	4980					1,0					81		
18	16/fev	5200	780	440	85	92	1,6	375	54	321	70	145		
22	20/fev	5120		504		90	2,6	245	33	212	70	170		
23	21/fev	5600	985	854	82	85	2,8							
25	23/fev	5000	800	680	84	86	2,5	257	29	228	55	220		
29	27/fev	4990	940	800	81	84	4,0	315	31	284	60	244		
31	01/mar											405		
32	02/mar	4797	986	653	79	86	3,8	733	111	621	49	300		
34	04/mar											485		
35	05/mar											359		
36	06/mar	4940	1070	700	78	86	4,0	747	93	655	86	479		
37	07/mar											268		
38	08/mar										104	432		
39	09/mar		1090	840	77	82		515	36	479	69	474		
40	10/mar										44	461		
41	11/mar											544		
42	12/mar						4,1							
43	13/mar	5880	1660	1130	72	81		865	99	766	58	691		
44	14/mar											594		
45	15/mar						4,7							
46	16/mar	5840	1200	1130	79	81		557	47	510	82	488		
47	17/mar										177	585		
49	19/mar													
50	20/mar	5420	1975	1575	64	71	5,4	738	97	64	85	1522		
51	21/mar											1543		
52	22/mar	5680	1770	1430	69	75	5,7	668	84	583	85	1378		
53	23/mar											1709		
54	24/mar											1282		
55	25/mar											1549		
57	27/mar	5060	1835	1615	64	68	5,1	732	89	643	80	1226		
58	28/mar											950		
59	29/mar											1143		
60	30/mar	5280	1720	1390	67	74	6,3	866	11	756		1519		
61	31/mar		1855	1580	65	70					67	1639		



**BIBLIOGRAFIA**

CAMPOS, J.R. *Uso de outros tipos de reatores anaeróbios para efluentes líquidos*. Encontro de Especialistas em Digestão Anaeróbia. 16 p, 1986.

COHEN, A.; BREURE, A.M.; VAN ANDEL, J.G. and VAN DEURSEN, A.. *Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose - II. stability, and kinetic responses to shock loadings*. Water Research, Vol.16, p 449/455. 1982.

CORBELLINI, P.A.. *Estudos preliminares sobre a digestão anaeróbia em duas fases com substrato sintético a base de glicose*. São Carlos, 1990, 276 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

DEL NERY, V. *Utilização de lodo imobilizado em gel no estudo de partida de reatores de fluxo ascendente com manta de lodo*. São Carlos, 1987, 187 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

DEL NERY, V. *Relatório Nº 3 - Relatório semestral apresentado à FAPESP (Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo)*. Nº de processo 87/1758-8. 83 p. São Carlos, janeiro de 1989.

DEL NERY, V. *Relatório Nº 4 - Relatório semestral apresentado à FAPESP (Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo)*. Nº de processo 87/1758-8. 80 p. São Carlos, julho de 1989

- DEL NERY, V. *Digestão anaeróbia em duas fases com culturas mistas acidogênicas e metanogênicas imobilizadas separadamente em gel agar*. São Carlos, 1993, 320 p. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- DI LALLO, R., et al. *Volatile acids by direct titration*. Journal Water Pollution Control Federation, 33, p. 356/365. 1961.
- DOLFING, J. *Granulation in UASB reactors*. Trabalho apresentado no Seminário Internacional sobre Tratamento Anaeróbio em Países Tropicais, São Paulo, 1986.
- ECKENFELDER, W.W. JR; O'CONNOR, D.J. *Biological Waste Treatment*. 3.ed., cap.7, p. 249/252. 1961.
- ENDO, G., et al. *Effects of temperature and pH on acidogenic phase of anaerobic digestion*. Doboku Gakkai Rombum Hokokushu, No.330, 1983, p 49/57. (in japanese).
- FORESTI, E. *Efeitos da concentração inicial do substrato no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo*. São Carlos, 1987, 157 p. Tese (Livre-Docência). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- GHOSH, S.; et al. *Anaerobic acidonesis of wastewater sludge*. Journal WPCF, vol.47, No.1, p 30/45. 1975.
- GHOSH, S., et al. *Methane production from industrial wastes by two-phase anaerobic digestion*. Water Res., Vol. 129, No. 9, p 1083/1088, 1985.

- GHOSH, S.; et al. *Two stage upflow anaerobic digestion of concentrated sludge*. Biotech. and Bioeng., N° 13, p.351/370. 1987.
- HANAKI, K., et al. *Evaluation of effectiveness of two phase anaerobic digestion process degrading complex substrate*. Wat. Sci. Tech., 19, 311/322p. 1987.
- HEERTJES, P.M. and VAN DER MEER, R. R. *Comparison of different methods for anaerobic treatment of dilute wastewaters*. Delft University of Technology. Delft, The Netherlands, s.d.
- INOUE, Y., KOYAMA, K. *A basic study on sewage treatment by the improved two stage anaerobic digestion process*. Gessuido Kyokaishi, 22 (252) p.13/27. 1985. (in japanese).
- INOUE, Y., KOYAMA, K. *Mechanism of volatile fatty acid removal in a fixed biofilm methane fermentation reactor*. Wat.Sci.Tech. Vol.20, No.11/12, p.377/383. 1988.
- LAWRENCE, A.W. and McCARTY, P. L. *Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment*. Journal WPCF, R1. 1969.
- LETTINGA, G., et al. *Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment*. Biotech.and Bioeng., Vol.XXII, pg 699/734. 1980.
- NOVAES, R.F.V. *Microbiology of anaerobic digestion*. Trabalho apresentado no Seminário Internacional sobre Tratamento Anaeróbio em Países Tropicais. São Paulo. 1986.

OWEM, W.F. *Anaerobic treatment fundamentals*. Energy in Wastewater Treatment. p.200. Prentice-Hall Inc. New Jersey. 1982.

PARKIN, G.F., OWEN, F.W. *Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges*. Journal of Environmental Engineering, ASCE, Vol.112, No.5, pg 867/920. 1986.

SPEECE, R.E. *Review environmental requirement for anaerobic digestion of biomass (Advances in Solar Energy - An Annual Review of Research and Development)*. Environmental Studies Institute. Drexel University. Ph. 70 p. 1982.

SUTTON, P.M. and LI, A.. *Single phase and two phase anaerobic stabilization in fluidized bed reactors*. Wat.Sci.Tech., Vol.15, pg 333/344. 1983.

THE STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OR WATER AND WASTEWATER. *American Public Health Association*, 15<sup>o</sup> ed. 1965.

ZEEW, W.J. *Acclimatization of anaerobic sludge for UASB reactor start-up*. 156 p. 1984.

ZOETEMEYER, R.J., et al. *Influence of temperature on the anaerobic acidification of glucose in a mixed culture forming part of a two-stage digestion process*. Wat.Res., Vol.16, p. 313/321. 1982.

ZOETEMEYER, R.J.. et al. *pH influence on acidogenic dissimilation of glucose in an anaerobic digester*. Wat.Res. Vol.16, p. 303/311. 1982.