Campus de São Carlos

"Utilização de lodo anaeróbio imobilizado
em gel no estudo de partida de reatores/
de fluxo ascendente com manta de lodo."

AUTOR:- VALÉRIA DEL NERY

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

UTILIZAÇÃO DE LODO ANAERÓBIO IMOBILIZADO EM GEL NO ESTUDO DE
PARTIDA DE REATORES DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO

VALÉRIA DEL NERY

Orientador: Prof. Dr. EUGÊNIO FORESTI

DEDALUS - Acervo - EESC

31100017012

DISSERTAÇÃO APRESENTADA À ESCOLA
DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS, DA
UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO, PARA
OBTENÇÃO DO TÍTULO DE MESTRE EM
HIDRÁULICA E SANEAMENTO.

SÃO CARLOS

ESTADO DE SÃO PAULO

Julho 1987

"O problema não é inventar. É ser inventado hora
após hora e nunca ficar pronta nossa edição con-
vincente".

Carlos Drummond de Andrade

A todos que lutam pela
ciência como ideal.

A minha família.

A G R A D E C I M E N T O S

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

Ao Prof. Dr. José Roberto Campos e a Eng^a. Jussara de Lima Carvalho pelo inestimável apoio e colaboração durante o desenvolvimento experimental deste trabalho.

Ao Paulo Fragiãcomo, M. Aparecida P. Viudes, Marilsa S. Cardoso e Rozana D.V. Capellato pelo auxílio nos trabalhos de laboratório.

Ao Prof. Dr. Gilberto Goissis e seus colaboradores José e Ezer do laboratório de bioquímica do Departamento de Quí-mica do IFQSC pelas análises dos gases.

À Sirlei, do I.P.T. pelas realizações das análises de atividade específica.

Ao Prof. Dr. Woodrow Nelson Lopes Roma, do Departamen-to de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Car-los, pelo projeto e execução do aparelho "liga e desliga" utili-zado neste trabalho.

A Ruth pelo ótimo trabalho de datilografia.

Ao Valdecir pelos desenhos.

À FAPESP pelo Auxílio Pesquisa e pela Bolsa de Estu-dos.

A todas as pessoas que de uma forma ou de outra cola-boraram para o desenvolvimento deste trabalho e em especial aos amigos Bernadete, Dulce e Jodir.

R E S U M O

A utilização de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo no tratamento de águas residuárias tem tido grande aceitação dos projetistas e pesquisadores pelas vantagens que esse sistema apresenta sobre os demais (aeróbios e anaeróbios).

Uma das principais limitações do processo relaciona-se com o período de partida, normalmente lento e de difícil controle.

Esse trabalho apresenta os resultados de pesquisas em laboratório sobre a partida de dois reatores de manta de lodo, um deles inoculado com lodo anaeróbio imobilizado em matrizes de gel agar e o outro com lodo livre. A imobilização de microrganismos em gel surge como uma nova possibilidade de retenção da população microbiana no reator e conseqüentemente, esse trabalho objetiva também verificar a viabilidade do uso de lodo imobilizado em gel agar no estudo sobre fatores que afetam o desempenho de reatores com manta de lodo.

Os dois reatores anaeróbios utilizados neste trabalho eram idênticos e possuíam volume de 10 l cada um. Utilizou-se substrato sintético para que se obtivesse alimento com características estáveis durante a maior parte do tempo necessário à partida dos reatores, preparados de maneira a se obter DQO de aproximadamente 2000mg/l.

Os reatores estiveram em operação durante 179 dias e foram submetidos a cargas orgânicas volumétricas que variaram de 0,47 a 12,83 KgDQO.m⁻³.d⁻¹ e a cargas hidráulicas volumétricas que variaram de 0,23 a 6,0m³.m⁻³.d⁻¹.

As principais análises realizadas foram DQO, alcalinidade, ácidos voláteis, pH, temperatura e altura do leito de lodo.

A eficiência de remoção de DQO esteve em geral entre

70 e 80%. Em vista dos resultados obtidos, conclue-se que a utilização de lodo anaeróbio imobilizado em matrizes de gel agar pode ser útil no estudo de partida de reatores anaeróbios com manta de lodo. Sugere-se a continuidade dos estudos, utilizando-se as técnicas descritas no trabalho, na ampliação do conhecimento dos processos anaeróbios neste tipo de reator.

S U M M A R Y

The use of Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor for wastewater treatment has been well accepted by designers and researchers due to the advantages shown over others reactors (aerobic and anaerobic).

The reactor start-up remains as one of the most important limitations of the process. It is usually slow and is difficult to control.

This thesis shows the results of a laboratory research on the start-up of two UASB reactors. One of them was seeded with anaerobic sludge immobilized in gel agar and the other with free anaerobic sludge.

The immobilization of microorganisms in gel represents a new possibility of biomass retention within the reactors. Consequently this research also aims to check the viability of using immobilized sludge in gel agar in the study of factors affecting UASB reactors performance.

Both the UASB reactors used in this research were exactly alike and had a volume 10 l each. Synthetic substrate was used to provide consistent feed during the most of the start-up period. The substrate was prepared to contain about 2000mg/l COD.

The reactors were operated for 179 days and were submitted to organic loading rates which varied from 0,47 to 12,83 KgCOD.m⁻³.d⁻¹ and to hydraulic loading rates which varied from 0,23 to 6,0 m³.m⁻³.d⁻¹.

The main physical-chemical parameters measured were COD, alkalinity, volatile fatty acids, pH, temperature and sludge bed height. The COD removal efficiency was between 70 and 80%.

This research comproved the feasibility of sludge immobilized in gel agar for UASB reactor start-up. It is suggested to continue the studies to achieve the best conditions for the use of this technique.

N O M E N C L A T U R A

DQO - Demanda Química de Oxigênio

DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio

ST - Sólidos Totais

SF - Sólidos Fixos

SV - Sólidos Voláteis

SST - Sólidos Suspensos Totais

SSF - Sólidos Suspensos Fixos

SSV - Sólidos Suspensos Voláteis

AT - Alcalinidade Total

AB - Alcalinidade a Bicarbonato

AV - Ácidos Voláteis

Max - Valor Máximo do Parâmetro

Med - Valor Médio do Parâmetro

Min - Valor Mínimo do Parâmetro

n - número de dados analisados

σ - desvio padrão

V - coeficiente de dispersão

Reator 1 (R_1) - Reator anaeróbio de fluxo ascendente com man-
ta de lodo inoculado com lodo imobilizado em
matrizes de gel agar.

Reator 2 (R_2) - Reator anaeróbio de fluxo ascendente com man-
ta de lodo inoculado com lodo livre.

Í N D I C E G E R A L

	Página
1 - Introdução	1
2 - Objetivo	6
3 - Fundamentos do Processo de Digestão Anaeróbia	7
3.1 - Introdução	7
3.2 - Microbiologia da Digestão Anaeróbia	7
3.2.1 - Introdução	8
3.2.2 - Bactérias Responsáveis pela Digestão	8
3.2.3 - Requisitos Nutricionais das Bactérias Anaeróbias	19
3.2.4 - Toxicidade na Digestão Anaeróbia	22
3.2.5 - Alcalinidade na Digestão Anaeróbia	26
3.3 - Efeito da Temperatura e pH na Digestão Anaeróbia	28
3.4 - Cinética dos Processos Anaeróbios	30
4 - Evolução de Reatores no Processo de Digestão Anaeróbia	32
4.1 - Introdução	32
4.2 - Os Reatores Anaeróbios e sua Evolução Tecnológica	32
4.3 - Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo	36
4.3.1 - Introdução	36
4.3.2 - Descrição do Funcionamento do Reator	37
4.3.3 - Dinâmica do Fluxo de Líquido, Distribuição e Comportamento do Lodo no Reator	39
4.3.4 - Características de Granulação do Lodo	43
4.3.5 - Saída de Lodo do Reator	45
4.3.6 - Separador Gás-Sólido	45
4.4 - Partidas de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo	46
4.4.1 - Introdução	46
4.4.2 - Requisitos para Primeira Partida do Reator	46
4.4.3 - Estudo de Partida de Reator Utilizando Diferentes Tipos de Lodo	48

5 - Imobilização de Microrganismos	51
5.1 - Introdução	51
5.2 - Suportes Utilizados para Imobilização	53
5.3 - Mecanismos de Interação entre os Microrganismos e Suportes	54
5.4 - Técnicas Utilizadas para Imobilização dos Microrganismos	55
5.5 - Características do Gel Agar	56
5.6 - Propriedades Físicas e Biológicas dos Agregados de Células Imobilizadas	57
5.6.1 - Introdução	57
5.6.2 - Efeito da Difusividade nos Agregados Celulares	58
5.6.3 - Forças de Resistência e Difusividade em Agregados Celulares	58
5.6.4 - Mobilidade das Células nos Agregados	58
5.6.5 - Efeito da Imobilização na Morfologia Celular	59
5.6.6 - Efeito da Imobilização na Fisiologia Celular	59
5.6.7 - Influência do Método de Imobilização na Viabilidade Celular	60
5.7 - Imobilização das Bactérias Metanogênicas	60
6 - Metodologia	67
6.1 - Descrição das Instalações Experimentais	67
6.2 - Substrato Utilizado	73
6.3 - Metodologia de Alimentação dos Reatores	75
6.4 - Imobilização do Lodo Anaeróbio em Matrizes de Gel Agar	75
6.5 - Fases de Operação	76
6.6 - Metodologia Utilizada nas Análises Químicas	78

7 - Resultados e Discussões	80
7.1 - Fases de Operação - Considerações Gerais Sobre o Período de Partida	80
7.2 - Documentação Fotográfica da Fase Inicial e Final da Operação dos Reatores	84
7.3 - Análise do Desempenho dos Reatores	93
7.3.1 - Apresentação dos Resultados dos Parâmetros Analisados	93
7.3.2 - Discussão dos Resultados	111
7.3.2.1 - Período de Partida dos Reatores	111
7.3.2.2 - Cargas Orgânicas e Hidráulicas Volumétricas	111
7.3.2.3 - DQO e Eficiência de Remoção de DQO	112
7.3.2.4 - Sólidos Suspensos	119
7.3.2.5 - Alcalinidade Total, Alcalinidade a Bicarbonato, pH e Ácidos Voláteis	121
7.3.2.6 - Temperatura	127
7.3.2.7 - Evolução do Leito de Lodo	128
7.3.2.8 - Porcentagem de Metano Existente nos Gases	129
7.3.2.9 - Atividade Específica	130
7.3.2.10 - Análises Realizadas no Perfil dos Reatores	131
8 - Conclusões	133
9 - Recomendações	136
10 - Bibliografia	138
APÊNDICE A	145
APÊNDICE B	168
APÊNDICE C	186

Í N D I C E D E T A B E L A S

TABELA 3.1 : Enumeração e identificação da população bacteriana presente em digestores de lodo doméstico. Fonte: ZEIKUS (15)	10
TABELA 3.2 : Reações Metanogênicas. Fonte: MAH citado em SPEECE (2)	16
TABELA 3.3 : Características de espécies metanogênicas em cultura pura e o substrato de crescimento. Fonte: MAH citado em SPEECE (2)	17
TABELA 3.4 : Efeito dos metais alcalinos e alcalinos terrosos na digestão anaeróbia. Fonte: Mc CARTY (25)	24
TABELA 5.1 : Suportes mais utilizados para imobilizar microrganismos. Fonte: KOLOT (55)	54
TABELA 6.1 : Concentração dos componentes químicos que se encontram na água utilizada em determinações de DBO	73
TABELA 6.2 : Composição do substrato.	74
TABELA 6.3 : Análises realizadas durante a operação dos reatores de fluxo ascendente com manta de lodo e a frequência aproximada de cada uma delas.	79
TABELA 7.1 : Valores das cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas, vazão de alimentação e tempo de detenção hidráulico aplicados aos Reatores 1 e 2 durante os 179 dias de operação.	81
TABELA 7.2 : Volume de lodo retirado dos Reatores 1 e 2.	83

TABELA 7.3 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de DQO do afluente e efluente e da eficiência de remoção de DQO para os Reatores 1 e 2 durante as Fases I, II e III. 95

TABELA 7.4 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de DQO do afluente e efluente e da eficiência de remoção de DQO para os Reatores 1 e 2 durante as Fases IV, V e VI. 96

TABELA 7.5 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de DQO do afluente e efluente e da eficiência de remoção de DQO para os Reatores 1 e 2 durante as Fases VII, VIII e IX. 97

TABELA 7.6 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente dos Reatores 1 e 2 durante as Fases I, II e III 98

TABELA 7.7 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente dos Reatores 1 e 2 durante as Fases IV, V e VI 99

TABELA 7.8 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente dos Reatores 1 e 2 durante as Fases VII, VIII e IX. 100

TABELA 7.9 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de pH e temperatura do afluente e efluente, sólidos suspensos do efluente e carga orgânica volumétrica aplicados aos Reatores 1 e 2 durante as Fases I, II e III. 101

TABELA 7.10: Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de pH e temperatura do afluente e efluente, sólidos suspensos do efluente e carga orgânica volumétrica aplicados aos Reatores 1 e 2 durante as Fases IV, V e VI. 102

TABELA 7.11: Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de pH e temperatura do afluente e efluente, sólidos suspensos do efluente e carga orgânica volumétrica aplicados aos Reatores 1 e 2 durante as Fases VII, VIII e IX. 103

TABELA 7.12: Resultados médios de SSV convertidos em DQO (calculada) e a diferença da DQO média do efluente não centrifugado e centrifugado (DQO real) para o Reator 1 (R_1) e Reator 2 (R_2) em cada fase. 104

TABELA 7.13: Variação da alcalinidade a bicarbonato em relação a total em cada fase de operação.	104
TABELA 7.14: Resultado da porcentagem de metano existente no efluente gasoso dos Reatores 1 e 2.	105
TABELA 7.15: Resultados das análises de atividade específica do lodo nos Reatores 1 e 2 no 158º dia de operação.	105
TABELA 7.16: Resultados das análises das amostras de lodo retiradas nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 dos Reatores 1 e 2 no 158º dia de operação.	106
TABELA 7.17: Resultados das análises de pH das amostras retiradas nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 dos Reatores 1 e 2 durante os últimos 5 dias de operação.	107
TABELA A1 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente (EF), eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia)	146
TABELA A2 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente (EF), eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 1 durante a Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).	147
TABELA A3 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente (EF), eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao	

140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia)
e Fase IX (162º ao 179º dia). 148

TABELA A4 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do
efluente (EF), eficiência de remoção de
DQO e carga orgânica volumétrica para o
Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia). 149

TABELA A5 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do
efluente (EF), eficiência de remoção de
DQO e carga orgânica volumétrica para o
Reator 2 durante a Fase II (37º ao 60º
dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 150

TABELA A6 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do
efluente (EF), eficiência de remoção de
DQO e carga orgânica volumétrica para o
Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º
dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI
(111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao
140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia)
e Fase IX (162º ao 179º dia). 151

TABELA A7 : Resultados de pH, temperatura, alcalinida
dade total, ácidos voláteis, alcalinidad
e a bicarbonato do afluente (AF) e do
efluente (EF) e altura do leito de lodo
para o Reator 1 durante a Fase I (1º ao
36º dia). 152

TABELA A8 : Resultados de pH, temperatura, alcalinida
dade total, ácidos voláteis, alcalinidad
e a bicarbonato do afluente (AF) e do
efluente (EF) e altura do leito de lodo
para o Reator I durante a Fase II (37º
ao 60º dia). 153

TABELA A9 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase III (61º ao 79º dia). 154

TABELA A10 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 96º dia). 155

TABELA A11 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase V (98º ao 110º dia) e Fase VI (111º ao 128º dia) 156

TABELA A12 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase VII (129º ao 140º dia) e Fase VIII (141º ao 161º dia). 157

TABELA A13 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase IX (162º ao 179º dia). 158

TABELA A14 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia). 159

TABELA A15 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase II (37º ao 60º dia). 160

TABELA A16 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase III (61º ao 79º dia). 161

TABELA A17 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 96º dia). 162

TABELA A18 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase V (98º ao 110º dia) e Fase VI (111º ao 128º dia). 163

TABELA A19 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase VII (129º ao 141º dia) e Fase VIII (142º ao 161º dia).

164

TABELA A20 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade de a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase IX (162º ao 179º dia).

165

TABELA A21 : Resultados de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis para o afluente (AF) e efluente (EF) dos Reatores 1 e 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

166

TABELA A22 : Resultados de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis e sólidos totais fixos e voláteis do afluente (AF) e efluente (EF) dos Reatores 1 e 2 durante a Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

167

Í N D I C E D E F I G U R A S

FIGURA 3.1 : Esquema da digestão anaeróbia representando os quatro estágios nela atuantes e respectivos microrganismos. Fonte: Mc IINERNEY e BRYANT citado em PERES (6)	9
FIGURA 3.2 : Esquema da degradação de carboidratos pelas bactérias fermentativas e os dois caminhos que podem ser seguidos dependendo da pressão parcial do hidrogênio. Fonte: Mc IINERNEY e BRYANT citado em PERES (6)	12
FIGURA 3.3 : Fórmula estrutural da coenzima F420 Fonte: EIRICH citado em MOSEY (19)	18
FIGURA 4.1 : Esquema do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo.	38
FIGURA 5.1 : Fórmula estrutural do agar.	57
FIGURA 5.2 : Esquema do aparato utilizado para estudar a difusão do hidrogênio pela membrana de gel.	61
FIGURA 6.1 : Desenho esquemático das instalações de uma das unidades experimentais.	69
FIGURA 6.2 : Desenho esquemático do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo utilizado neste trabalho.	70
FIGURA 6.3 : Foto das instalações das unidades de laboratório dos reatores de fluxo ascendente com manta de lodo.	71
FIGURA 6.4 : Foto com maiores detalhes da unidade de laboratório de fluxo ascendente com manta de lodo	72

FIGURA 6.5 : Foto das matrizes de gel agar contendo lodo anaeróbio imobilizado.	77
FIGURA 7.1 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo inoculado com lodo imobilizado em matrizes de gel agar no 20º dia de operação.	86
FIGURA 7.2 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo inoculado com lodo livre no 20º dia de operação.	87
FIGURA 7.3 : Instalações dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo inoculada com lodo imobilizado em matrizes de gel agar (esquerda) e lodo livre (direita) no final da operação.	88
FIGURA 7.4 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo inoculado com matrizes de gel agar no final da operação.	89
FIGURA 7.5 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo inoculado com lodo livre no final da operação.	90
FIGURA 7.6 : Lodo anaeróbio retirado nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 (da esquerda para a direita) do reator anaeróbio inoculado com lodo imobilizado em matrizes de gel agar no final da operação.	91
FIGURA 7.7 : Lodo anaeróbio retirado nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 (da esquerda para a direita) do reator anaeróbio inoculado com lodo livre no final da operação.	92
FIGURA 7.8 : Variação das cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas durante os 179 dias de operação.	108

FIGURA 7.9 : Valores médios das cargas orgânicas volumétricas em função dos valores médios da DQO do efluente (centrifugado e não centrifugado), da eficiência de remoção de DQO e da concentração de sólidos suspensos do efluente dos Reatores 1 e 2. 109

FIGURA 7.10: Valores médios das cargas orgânicas volumétricas em função dos valores médios de pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis do efluente dos Reatores 1 e 2. 110

FIGURA B1 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 169

FIGURA B2 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 170

FIGURA B3 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 171

FIGURA B4 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º

ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 172

FIGURA B5 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 173

FIGURA B6 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 173

FIGURA B7 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 174

FIGURA B8 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia) 174

FIGURA B9 : Variação de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis dos Reatores 1 e 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 175

FIGURA B10 : Variação de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis dos Reatores 1 e 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 176

FIGURA B11: Variação de pH do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 177

FIGURA B12 : Variação de pH do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 177

FIGURA B13 : Variação de pH do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 178

FIGURA B14 : Variação de pH do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 178

Figura B15 : Variação de alcalinidade total do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 179

FIGURA B16 : Variação da alcalinidade total do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia) 179

FIGURA B17 : Variação da alcalinidade total do afluen-
te e efluente do Reator 2 durante a Fase
I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º
dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 180

FIGURA B18 : Variação da alcalinidade total do afluen-
te e efluente do Reator 2 durante a Fase
IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º
dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase
VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º
ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 180

FIGURA B19 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do
afluente e efluente do Reator 1 durante a
Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao
60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 181

FIGURA B20 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do
afluente e efluente do Reator 1 durante a
Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao
110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase
VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao
161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 181

FIGURA B21 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do
afluente e efluente do Reator 2 durante a
Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao
60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 182

FIGURA B22 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do afluen-
te e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º
dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º
dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao
161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 182

FIGURA B23 : Variação de ácidos voláteis do afluen-
te e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II
(37º ao 60º dia), e Fase III (61º ao 79º dia). 183

FIGURA B24 : Variação de ácidos voláteis do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia), Fase IX (162º ao 179º dia). 183

FIGURA B25 : Variação de ácidos voláteis do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 184

FIGURA B26 : Variação de ácidos voláteis do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia), Fase IX (162º ao 179º dia). 184

FIGURA B27 : Variação da altura do leito de lodo para os Reatores 1 e 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia). 185

FIGURA B28 : Variação da altura do leito de lodo para os Reatores 1 e 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia). 185

1.- INTRODUÇÃO

Historicamente águas residuárias com altas concentrações de orgânicos solúveis e baixas concentrações de sólidos suspensos têm sido tratadas em reatores aeróbios tais como lodos ativados e filtros biológicos. Esses processos aeróbios eram preferidos para o tratamento de resíduos por sua facilidade de operação e por sua tolerância quanto às flutuações no processo sendo que produziam grandes quantidades de lodo. Com a crise energética e com a ocupação das áreas livres para o desenvolvimento urbano, os custos de energia se tornavam muito altos e a disposição do lodo tem sido mais difícil e custosa (1).

⊗ A partir desse quadro, o tratamento anaeróbio de despejos vem se tornando uma alternativa muito interessante em relação ao tratamento aeróbio, pois entre outras vantagens, resulta em custos de implantação e operação mais baixos e produz biogás que pode ser utilizado para fornecer energia.

Os processos anaeróbios eram utilizados, até o final da década de sessenta, especialmente para a digestão de lodo

de esgotos domésticos. Nos princípios da digestão anaeróbia, o nível de controle era primitivo, sendo primeiramente uma simples estocagem, não havendo controle ambiental nenhum e com isso o volume dos reatores era muito grande e o tempo de detenção hidráulico da ordem de 30 dias ou mais. A partir de resultados de pesquisas, vários parâmetros, incluindo aquecimento, mistura, alcalinidade, nutrientes, e suplementação de metais traço foram controlados a fim de aumentar a eficiência da digestão anaeróbia (2). Atualmente, com o desenvolvimento da tecnologia dos processos biológicos, já existem sistemas anaeróbios eficientes para o tratamento de despejos líquidos.

A digestão anaeróbia vem se constituindo assunto de grande interesse para pesquisadores do mundo todo, inclusive por ser um processo onde há muito a ser esclarecido.

De maneira geral, pesquisas recentes comprovam que os processos anaeróbios apresentam algumas vantagens significativas quando comparados aos aeróbios. As desvantagens que possam apresentar estão associadas a falta de conhecimento de algumas etapas do processo.

Segundo LETTINGA (3), os processos anaeróbios possuem como principais vantagens:

- 1 - baixa produção de lodo anaeróbio estabilizado;
- 2 - baixo requerimento de nutrientes;
- 3 - não há necessidade de energia para aeração;
- 4 - há produção de metano;
- 5 - o processo pode frequentemente trabalhar com altas cargas;
- 6 - o lodo anaeróbio pode ser preservado e inativado durante vários meses;
- 7 - compostos voláteis como a amônia são conservados (o que em casos específicos podem representar um benefício importante).

O autor cita as seguintes desvantagens:

- 1 - as bactérias anaeróbias são sensíveis a grande número de compostos;

- 2 - a partida do reator é lenta no caso em que não seja disponível um lodo bem adaptado;
- 3 - o tratamento anaeróbio, como regra geral, requer um tratamento posterior para a remoção de DBO remanescente, amônia e compostos com odores;
- 4 - há ainda poucas experiências práticas em escala normal, em bora essa situação esteja mudando.

Os principais objetivos da digestão anaeróbia de águas residuárias são: converter a matéria orgânica dos desper^jos, reduzir odores e seu conteúdo putrecível e destruir os organismos patogênicos (4).

A digestão anaeróbia consiste basicamente em processo biológico que ocorre na ausência de oxigênio, onde se degradam compostos orgânicos, de alta complexidade, tornando-se substân^{ci}as com menor conteúdo energético.

A bioconversão efetiva da matéria orgânica em digesto^{re}s anaeróbios depende de uma população microbiana diversifica^{da} e estável. Esses microrganismos atuam em associação sintrófica, sendo que alguns utilizam determinados tipos de substrato e produzem substâncias que constituirão substrato para outros, de tal modo que a degradação da matéria orgânica possa ser realizada satisfatoriamente (5) (6).

Com o desenvolvimento de técnicas especiais para manipulação de microrganismos em condições de anaerobiose rigorosa, houve grande progresso nos estudos da microbiologia da digestão anaeróbia nos últimos anos.

A partir do melhor conhecimento dos microrganismos metanogênicos e estudos da cinética dos processos de fermentação metânica, surgiram reatores não convencionais, que são mais apropriados para o tratamento de esgoto doméstico e águas residuárias industriais. A principal característica desses reatores, em relação aos convencionais, é que propiciam a operação dos mesmos a tempos de retenção da população microbiana elevados, o que traz resultados excelentes para a biodigestão. Es-

ses reatores podem trabalhar com baixo tempo de detenção hidráulico e conseqüentemente apresentam volumes menores, o que os torna mais viáveis no aspecto econômico.

Os reatores de leito fixo, fluidificado, expandido e o reator de fluxo ascendente com manta de lodo são os novos modelos de reatores que mais se destacaram em pesquisas realizadas tanto no Brasil quanto no exterior. Uma das características principais desses modelos, denominados por SPEECE (7) de reatores de células imobilizadas, é sua grande capacidade de retenção da biomassa ativa.

No Brasil, a tecnologia dos processos anaeróbios de tratamento de águas residuárias vem sendo desenvolvida nos principais centros de pesquisa do país, tais como SURHEMA, IPT, CETESB, FATMA, etc. A maioria dos trabalhos publicados dizem respeito a pesquisas em unidades de laboratório e piloto.

Sob a ótica de se obter linha de pesquisa para tratamento anaeróbio não convencional, o Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos - USP, iniciou em 1975 estudos com filtro anaeróbio em unidade piloto para tratamento de águas residuárias industriais. A primeira indústria a ter pesquisa voltada a esse tipo de tratamento foi uma indústria de conservas de carne (8). Foram construídos e operados em 1982, dois filtros anaeróbios para tratamento de águas residuárias de indústrias de processamento de batatas (9). Ainda em 1982, foi concluída pesquisa com reator de fluxo ascendente com manta de lodo para tratamento de águas residuárias de fecularia de mandioca (10).

Entre 1984 e 1986 foram concluídas pesquisas com filtro anaeróbio (11), reator de leito fluidificado (12) e reatores de fluxo ascendente com manta de lodo (13), (14), todas realizadas na Indústria de Conservas Alimentícias Hero S/A. Em agosto de 1985 foi concluído trabalho de pesquisa cujo objetivo era estudar a imobilização de lodo proveniente de biodigestores em bom funcionamento, em matrizes de polímeros formado-

res de gel (15).

O presente trabalho insere-se dentro da linha de pesquisa de processos anaeróbios de tratamento de águas residuárias na vertente que leva ao aprofundamento do conhecimento em aspectos básicos da anaerobiose, sem a preocupação da utilização tecnológica imediata dos seus resultados.

Acredita-se, no entanto, que o estudo de reatores anaeróbios utilizando-se lodo imobilizado em matrizes de gel, permitirá o estudo de mecanismos do processo, principalmente na partida de reatores de manta de lodo. A fim de tornar possível avanços futuros, tornou-se necessário o estudo comparativo de desempenho de reatores com lodo livre e com células imobilizadas em gel, que foi a proposta inicial da pesquisa cujos resultados são apresentados na presente dissertação.

2 - OBJETIVOS

Os principais objetivos deste trabalho são:

- estudo comparativo da partida de dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo, onde um foi inoculado com lodo imobilizado em matrizes de gel agar e outro com lodo livre.

3 - FUNDAMENTOS DO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

3.1 - Introdução

Digestão é o termo utilizado para descrever a quebra e a assimilação do alimento pelos seres vivos. Esse alimento consiste principalmente de biopolímeros (proteínas, polissacarídeos, lipídeos e ácidos nucleicos), sendo que a assimilação ocorre somente quando os polímeros são reduzidos a pequenas unidades. De maneira geral os processos bioquímicos de digestão são independentes da presença ou não de oxigênio. Entretanto, as enzimas que catalizam essas reações serão sintetizadas se o ambiente em que os microrganismos se encontram for favorável a sua produção. Em digestores anaeróbios somente os microrganismos capazes de crescer e de produzir suas proteínas na ausência de oxigênio serão capazes de aplicar a digestão sob essas condições (16).

A seguir serão apresentados os aspectos mais importantes do processo anaeróbio objetivando sua melhor compreensão.

3.2 - Microbiologia da Digestão Anaeróbia

3.2.1 - Introdução

A digestão anaeróbia é um processo no qual a bioconversão efetiva da matéria orgânica em digestores anaeróbios depende de uma população bacteriana mista que interage entre si.

Através de estudos descobriu-se que a existência desses microrganismos anaeróbios na terra datam de $3,5 \times 10^9$ anos (16). Porém, até o presente, o entendimento da população bacteriana em digestores anaeróbios é ainda limitado e para melhor acompanhamento da digestão anaeróbia é necessário que se abram outras linhas de pesquisa. Além das bactérias que são as maiores responsáveis pela degradação dos compostos orgânicos estão incluídos também no processo de estabilização anaeróbia, protozoários e fungos, cuja participação no processo é de importância duvidosa (17).

3.2.2 - Bactérias Responsáveis pela Digestão

A bioconversão efetiva da matéria orgânica em digestores anaeróbios depende de uma população microbiana diversificada e estável.

Inicialmente acreditava-se que a digestão anaeróbia ocorria somente em dois estágios. No primeiro ocorria a formação de ácidos orgânicos e no segundo a formação de gases, principalmente metano e CO_2 (6). No entanto, a digestão anaeróbia passou a ser reconhecida como um processo muito promissor no campo de tratamento de águas residuárias e muitas pesquisas foram realizadas no sentido de se compreender melhor o sistema biológico anaeróbio presente no processo.

Atualmente tem-se o conhecimento de que 4 grupos de bactérias diferentes tomam parte no processo de digestão anaeróbia. A seguir, apresenta-se cada um desses grupos de bactérias e na Figura 3.1 encontra-se o esquema das relações existentes na população microbiana.

Em ZEIKUS (5) encontra-se a enumeração e a identificação

MATÉRIA ORGÂNICA

FIGURA 3.1 : Esquema da digestão anaerôbia representando os quatro estágios nela atuantes e respectivos microrganismos:

- (1) - Bactérias hidrolíticas fermentativas
- (2) - Bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio
- (3) - Bactérias homoacetogênicas
- (4) - Bactérias metanogênicas

FONTE: Mc IINERNEY e BRYANT citado em PERES (6)

ção da população bacteriana anaeróbia presente em digestores de lodo de esgoto encontrada por vários. Na Tabela 3.1 estão reproduzidos estes dados.

TABELA 3.1 : Enumeração e identificação da população bacteriana anaeróbia presente em digestores de lodo doméstico.

G R U P O	NÚMERO/ml	IDENTIDADE GENÉTICA
Bactérias hidrolíticas TOTAL	$10^8 - 10^9$	maioria não identificada
Proteolíticas	10^7	<i>Eubacterium</i>
Celulolíticas	10^5	<i>Clostridium</i>
Bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio	10^6	Bastonetes Gran-negativos
Bactérias Homoacetogênicas	$10^5 - 10^6$	<i>Clostridium</i> <i>acetobacterium</i>
Bactérias metanogênicas	$10^6 - 10^8$	<i>Methanobacterium</i> <i>Methanospirillum</i> <i>Methanosarcina</i> <i>Methanotrix</i>
Bactérias redutoras de sulfato	10^4	<i>Desulfovibrio</i> <i>Desulfotomaculum</i>

FONTE: ZEIKUS (5)

- Bactérias hidrolíticas fermentativas

Essas bactérias são anaeróbias facultativas e possuem a capacidade de hidrolisar polímeros e fermentar os produtos dessa hidrólise a ácidos orgânicos, alcoois, gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto. Elas possuem um crescimento rápido

e obtêm energia para crescimento através da fermentação. A glicose sofre fermentação produzindo uma mistura de acetato, propionato e butirato como mostram as equações 3.1, 3.2 e 3.3 respectivamente (18).

A reação preferida das bactérias hidrolíticas fermentativas é a primeira, onde ocorre a conversão da glicose a ácido acético. Através dessa reação essas bactérias obtêm o maior rendimento energético para crescimento. As outras reações, com formação de propionato e butirato são a resposta dessas bactérias quando ocorre acúmulo de hidrogênio devido ao aumento de cargas orgânicas (18).

Vários pesquisadores sugerem que o hidrogênio molecular (H_2) tem o papel principal nas interações metabólicas que ocorrem entre as bactérias anaeróbias. A concentração de H_2 na digestão regula as proporções dos produtos produzidos pelas bactérias fermentativas.

Esse papel do H_2 pode ser explicado a partir da bioquímica das bactérias hidrolíticas fermentativas. A oxidação da nicotinamida adenina dinucleotídeo reduzida (NADH) é o método normal e preferido pelas bactérias formadoras de ácidos para gerar gás hidrogênio de acordo com a reação 3.4 (19).

Essa reação é desfavorável energeticamente no sentido de formação de H_2 e só ocorre se a pressão parcial do hidrogênio for mantida a níveis baixos. A Figura 3.2 mostra o esquema dos principais produtos formados sob as diferentes concentrações de H_2 . O ácido pirúvico pode seguir dois caminhos. O pri-

meiro seria o da conversão do ácido pirúvico em ácido acético, onde haveria o ganho de duas moléculas extra de adenina trinucleotídeo fosfato (ATP), uma de cada molécula de ácido pirúvico. Essa reação rende 4 moles ATP/mol de glicose e fornece à bactéria formadora de ácido, rendimento teórico máximo de 0,22g biomassa/g glicose convertida em ácido acético. A formação de ácido acético só ocorre se a pressão parcial de H_2 for baixa,

FIGURA 3.2: Esquema da degradação de carboidratos pelas bactérias fermentativas e os dois caminhos que podem ser seguidos dependendo da pressão parcial do hidrogênio.

FONTE: Mc INERNEY e BRYANT citado em PERES (6)

pois a reação não é favorável energeticamente para a produção desse ácido. Se houver acúmulo de H_2 no digestor, a bactéria poderá utilizar o ácido pirúvico como agente oxidante e utilizar o NAD^+ para formação do ácido propiônico, ácido butírico ou etanol (19).

- Bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio.

O papel dessas bactérias no processo de digestão anaeróbia é catabolizar ácidos graxos saturados de cadeia maior que o ácido acético, alcoois e certos compostos aromáticos a hidrogênio, dióxido de carbono e ácido acético (20).

As reações 3.5, 3.6 e 3.7 são exemplos da fermentação do propionato, butirato e etanol com a formação do acetato (THAUR citado em SPEECE (2)).

Todas as reações onde há formação de ácido acético são energeticamente desfavoráveis no sentido dos produtos e para que estas ocorram é necessário que haja um consumo de H_2 no reator, mais uma vez as bactérias metanogênicas se incumbem desse papel. Essas bactérias utilizam o H_2 produzido pelas bactérias acetogênicas e produzem metano. Com a remoção eficiente do H_2 , ocorre deslocamento do equilíbrio das reações tornando favorável a produção do ácido acético.

O organismo S, isolado de uma cultura mista de *Methanobacillus omelianskii* é o exemplo clássico de uma bactéria acetogênica produtora de hidrogênio que cataboliza o etanol na presença de *Methanobacterium* (5).

Devido a estas características é difícil estudar as

bactérias acetogênicas produtoras de H_2 em cultura pura. Alguns pesquisadores estão associando os microrganismos produtores de H_2 com os que consomem H_2 (6).

- Bactérias homoacetogênicas

A importância das bactérias homoacetogênicas na digestão anaeróbia, segundo ZEIKUS (5), é que estas catabolizam compostos com um carbono apenas como o H_2 e CO_2 e o metanol ou hidrolizam compostos com vários carbonos a acetato.

Os únicos gêneros conhecidos dessas bactérias são *Clostridium* e *Acetobacterium* e já foram encontrados em grande número de lodo de esgoto doméstico.

A existência dessas bactérias no digestor, aumenta a concentração de acetato, resultando um aumento da porcentagem de metano proveniente desse substrato.

A utilização de H_2 por essas bactérias, sugere que haja competição com as bactérias metanogênicas que utilizam H_2 , mas esta questão deve ainda ser melhor estudada (20).

- Bactérias metanogênicas

As bactérias metanogênicas pertencem ao reino das arquibactérias pois elas não possuem as características celulares básicas das eubactérias. As diferenças estão principalmente na constituição da parede celular (ausência de ácido murâmico), na constituição lipídica da membrana, nas enzimas e nos transportadores de elétrons (20).

As bactérias metanogênicas são microrganismos estritamente anaeróbios e tem capacidade de produzir metano somente a partir de determinados substratos. Tais substratos podem ser dióxido de carbono e hidrogênio, ácido fórmico, ácido acético e metanol. Cerca de 70% de metano produzido por digestores de esgoto é proveniente do ácido acético e o restante a partir de dióxido de carbono e hidrogênio e dos outros substratos (19).

Os mecanismos bioquímicos da biosíntese celular e da formação de metano devido a fixação do CO_2 e assimilação do acetato ainda não são bem conhecidos, sendo que muitas pesquisas estão sendo realizadas nesta área (20).

As bactérias que consomem CO_2 e H_2 e as que consomem acetato são denominadas bactérias metanogênicas que utilizam H_2 e bactérias metanogênicas acetoclásticas respectivamente (18).

O papel das bactérias metanogênicas que utilizam H_2 no processo da digestão anaeróbia é extremamente importante. Essas bactérias regulam a formação de acetato pelas bactérias acetogênicas e também controlam a produção de ácido propionico, butírico e acético produzido pelas bactérias hidrolíticas fermentativas. Segundo MOSEY (18) estas bactérias são as guias do processo de digestão anaeróbia.

As bactérias metanogênicas acetoclásticas convertem o acetato em dióxido de carbono e metano.

A formação do metano a partir do ácido acético é o aspecto mais confuso de todo processo de digestão anaeróbia, sendo conhecido que o grupo metil do acetato é transferido intacto (19). Essas bactérias normalmente controlam o valor do pH da fermentação devido a remoção do ácido acético e a formação do dióxido de carbono (18).

Na Tabela 3.2 encontram-se as reações metanogênicas a partir de vários substratos e ainda a variação da energia livre, referente a cada reação. Na Tabela 3.3 encontram-se as características das espécies metanogênicas em cultura pura e os respectivos substratos de crescimento.

TABELA 3.2 : Reações Metanogênicas

SUBSTRATO	REAÇÃO	VARIAÇÃO DA ENERGIA LIVRE ΔG° (KJ)
ACETATO	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	- 30
METANOL	$4\text{CH}_3\text{OH} \longrightarrow 3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O}$	-314
$\text{H}_2 - \text{CO}_2$	$4\text{H}_2 + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- \longrightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-136
AMINAS	$4\text{CH}_3\text{NH}_3^+ + 3\text{H}_2\text{O} \longrightarrow$ $3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + 4\text{NH}_4^+ + \text{H}^+$	-225
	$2(\text{CH}_3)_2\text{NH}_2^+ + 3\text{H}_2\text{O} \longrightarrow$ $3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + 2\text{NH}_4^+ + \text{H}^+$	-220
	$4(\text{CH}_3)_3\text{NH}^+ + 9\text{H}_2\text{O} \longrightarrow$ $9\text{CH}_4 + 3\text{HCO}_3^- + 4\text{NH}_4^+ + 3\text{H}^+$	-669
FORMIATO	$4\text{HCOOH} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + 3\text{H}^+$	-130

FONTE: M A H citado em SPEECE (2)

- Bioquímica das bactérias metanogênicas

As bactérias metanogênicas possuem características bioquímicas que parecem ser exclusivas para essas bactérias.

Através de estudos sobre a fermentação de metano, foi verificada a existência de compostos denominado coenzima M (COM). Sua fórmula estrutural é $\text{HS-CH}_2\text{-CH}_2\text{-SO}_3\text{H}$ e atua como transportador de metil na metanogênese sob a forma $\text{CH}_3\text{-S-CH}_2\text{-CH}_2\text{-SO}_3$ (19).

Outro composto encontrado em metanobactérias é a coenzima F-420 cuja função é transportar H_2 . Essa coenzima pertence a uma família de compostos conhecidas como flavina. Sua

TABELA 3.3 : Características de espécies metanogênicas em cultura pura e os substratos de crescimento.

ESPÉCIES	MORFOLOGIA	SUBSTRATO DE CRESCIMENTO
<i>Methanobacterium</i>		
<i>formicicum</i>	Bastonete longo	H ₂ - Co ₂ ; formiato
<i>bryantii</i>	Bastonete longo	H ₂ - Co ₂
<i>thermoautotrophicum</i>	Bastonete longo	H ₂ - Co ₂
<i>Methanobrevibacter</i>		
<i>ruminantium</i>	cocoide	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>smithii</i>	cocoide	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>arboriphilus</i>	bastonete curto	H ₂ - Co ₂
<i>Methanomicrobium</i>		
<i>mobile</i>	bastonete curto	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>Methanogenium</i>		
<i>cariaci</i>	cocoide irregular	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>marisnigri</i>	cocoide irregular	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>Methanospirillum</i>		
<i>hungatii</i>	espirilo longo ou curto	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>Methanosarcina</i>		
<i>barkeri</i>	Pseudosarcina	H ₂ - Co ₂ , metanol, metilaminas, acetato
<i>mazei</i>	Pseudosarcina ou cocoide irregular	H ₂ - Co ₂ , metanol, metilaminas, acetato
<i>Methanococcus</i>		
<i>vannielli</i>	cocoide irregular	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>voltae</i>	cocoide irregular	H ₂ - Co ₂ , formiato
<i>Methanotherix</i>		
<i>soehngenii</i>	filamento longo	acetato

FONTE: MAH citado em SPEECE (2)

fórmula estrutural foi proposta por EIRICH (citado em MOSEY (19) e se encontra na Figura 3.3. Em sua forma reduzida essa coenzima possui uma luz fluorescente tornando mais fácil o reconhecimento das metanobactérias.

FIGURA 3.3 : Fórmula Estrutural da Coenzima F420
Fonte: EIRICH citado em MOSEY (19)

O fator F 430 é um composto amarelo não fluorescente que contém níquel em sua fórmula estrutural e provavelmente é um grupo prostético da COM e o Fator 342 é uma coenzima fluorescente, mas até agora muito pouco é conhecido sobre ela (20).

- Bactérias redutoras de sulfato

A importância das bactérias redutoras de sulfato durante a produção de metano a partir de um complexo de carbono ainda não está inteiramente compreendido. Na presença de sulfa

to em excesso essas bactérias podem catabolizar compostos com muitos carbonos e na ausência de sulfato podem ter comportamento como organismo acetogênico onde ocorre a produção de acetato e liberação de H_2 (5).

Os três gêneros encontrados em digestores anaeróbios são: *Desulfovibrio*, *Desulfotomaculum* e *Desulfobulbus*.

As reações 3.8, 3.9 e 3.10 demonstram respectivamente como essas bactérias podem degradar o acetato e propionato produzindo formiato e acetato e ainda os que utilizam o H_2 .

Estas bactérias possuem a característica de inibir ou favorecer a metanogênese. A inibição pode ocorrer na presença de excesso de sulfato quando ocorre a competição pelos ácidos orgânicos e pelo H_2 e também pela produção de sulfeto que é tóxico às metanogênicas. Na ausência de sulfato ocorre a formação de ácido acético que favorece as metanobactérias.

3.2.3 - Requisitos nutricionais das bactérias anaeróbias

De maneira geral as informações disponíveis sobre os nutrientes necessários às bactérias que tomam parte no processo de digestão anaeróbia são escassos. Sob o ponto de vista dos requisitos nutricionais, as bactérias anaeróbias atingem velocidade ótima de crescimento quando os nutrientes necessários ao seu crescimento estão disponíveis em concentrações desejadas. Porém, este processo ocorre mesmo que não estejam presentes no reator concentrações ideais de nutrientes. Neste sentido deve ser esclarecido que quanto melhor forem as condições para que a velocidade de crescimento dos microrganismos seja

satisfatória, maior será a vantagem de utilização desse processo, principalmente do ponto de vista econômico.

A deficiência nutricional pode afetar negativamente a velocidade de crescimento de microrganismos e também a velocidade de consumo de substrato. Para que isso não ocorra é necessário suprimento nutricional satisfatório.

O primeiro substrato a ser utilizado no processo de digestão anaeróbia foi o lodo de esgotos domésticos. Este substrato geralmente possui todos os tipos de nutrientes necessários ao processo de digestão, não ocorrendo assim limitações nutricionais para os microrganismos. A ocorrência dessa limitação começa quando se aplica digestão anaeróbia a águas residuárias de outras procedências. De maneira geral, nas águas residuárias industriais há uma grande falta de elementos químicos necessários para o crescimento de microrganismos (2).

SPEECE (2) em seus estudos sobre estimulação nutricional de metanogênicas, chegou à conclusão que os seguintes nutrientes estimulam a digestão anaeróbia na seguinte ordem de importância: nitrogênio, fósforo, enxofre, ferro, cobalto, níquel, molibdênio, selênio, riboflavina e vitamina B-12.

A seguir serão discutidos resumidamente alguns desses nutrientes citados.

- Nitrogênio

O nitrogênio é o nutriente necessário em maior quantidade para os sistemas microbiológicos (32) e van den BERG (21) indica que para suprir as necessidades de nitrogênio das bactérias anaeróbias o resíduo deve conter concentração desse componente em relação a DQO que satisfaça a relação DQO/N menor ou igual a 20. Essa razão é baseada em estudos com reatores de mistura e parece ser adequada para vários resíduos.

SOUZA (22) cita ainda que a relação ideal entre carbono orgânico total e nitrogênio deve ser menor ou igual a 30 em

um resíduo para sofrer digestão anaeróbia. Se o nitrogênio não estiver na forma amoniacal pode se considerar para esta relação o valor menor ou igual a 20.

- Fósforo

De acordo com SPEECE (2), a quantidade de fósforo que as bactérias necessitam na digestão anaeróbia é da ordem de aproximadamente 1/7 da concentração necessária de nitrogênio.

Van den BERG (21) cita que a concentração de 10 - 20 mg/l de fosfato parece ser adequada ao processo. Segundo SOUZA (22) a relação entre carbono orgânico total e fósforo deve ser menor ou igual a 150 se o fósforo estiver na forma disponível às bactérias (fosfato). Caso não se tenha certeza, pode-se considerar suficiente o valor menor ou igual a 100 para essa relação.

- Enxofre

A necessidade nutricional da metanogênese em relação a enxofre não é muito documentada. Segundo SPEECE (2), a quantidade de enxofre necessária às bactérias faz parte de um quadro complexo. Por um lado a presença de sulfato pode limitar a metanogênese porque as bactérias redutoras de sulfato tem coeficiente de saturação médio (K_s) menor que as metanogênicas para substrato tais como hidrogênio e acetato. Por outro lado, as metanogênicas dependem da disponibilidade de sulfato para crescimento. MOUNTFORT e ASHER, citados em SPEECE (2) citam que pelo menos uma parte da quantidade de sulfeto necessária para crescimento, é utilizada como precursora coenzima HS-COM a qual contém 40% em peso de sulfeto.

ZEHNDRER, citado em SPEECE (2), estudou os efeitos de várias concentrações de sulfeto no crescimento e velocidade específica de produção de metano de *M. arboriphilus* a pH 7,0. Verificou que o crescimento ótimo e a velocidade específica de produção de metano ocorreu na presença de 10^{-6} a 10^{-3} M de sulfeto.

- Metal Traço

Alguns traços de metais como ferro, cobalto, níquel, molibidênio e selênio parecem ser bastante estimulante para o processo de digestão anaeróbia. Apesar de todos esses metais já terem demonstrado estimulação para bactérias anaeróbias, há evidências claras que o níquel é um micronutriente realmente importante à digestão anaeróbia. Em bactérias metanogênicas existe o fator F 430 e este cofator possui níquel em sua fórmula estrutural.

A estimulação pelo níquel na digestão anaeróbia foi demonstrado por SPEECE (2) através de vários ensaios onde foram testada as condições de ocorrência de velocidade máxima de utilização do acetato. O autor desenvolveu os ensaios no sentido de testar somente níquel como micro nutriente e outros ensaios combinando níquel com outros micronutrientes. Verificou que na ausência de níquel a velocidade de utilização de acetato era bem menor comparando com a velocidade quando este estava presente. Quando eram adicionados níquel, ferro e/ou cobalto verificou que a concentração de SSV presente era maior do que quando não estavam presentes nenhum desses elementos.

3.2.4 - Toxicidade na digestão anaeróbia

Podem ser observados na digestão anaeróbia dois tipos de toxicidade: a bactericida e a bacteriostática. Quando a toxicidade é bactericida, há necessidade do renascimento da biomassa, se a toxicidade for bacteriostática pode ocorrer renovação ou aclimação dos microrganismos.

É normalmente encontrado em literatura que a maioria das água residuárias industriais possuem substâncias tóxicas a nível de concentração que exerce inibição reversível as bactérias presentes na digestão. É necessário levar em consideração que somente substâncias em solução podem ser tóxicas aos microrganismos (24).

Uma observação importante é sobre as cargas de choque

de compostos tóxicos aplicados a digestores. Estas cargas podem provocar maiores danos ao processo do que quando as mesmas concentrações são aplicadas gradualmente a estes. A adição gradual permite que haja uma aclimação por parte dos microrganismos. O mesmo não acontece quando ocorre carga de choque onde a inibição pode persistir até mesmo após os tóxicos terem sido neutralizados (22).

Três caminhos podem ser seguidos para controlar a toxicidade ou inibição dos microrganismos no processo de digestão anaeróbia (24).

1- Remoção do fluxo de resíduos ou inativação dos materiais tóxicos por precipitação química.

2- Diluição da água residuária a fim de diminuir a concentração do material tóxico a níveis em que não ocorre mais toxicidade.

3- Adição de material antagônico.

A seguir serão citadas algumas substâncias que podem apresentar toxicidade a digestão anaeróbia

- Metais alcalinos e alcalinos terrosos

Alguns sais de metais alcalinos e alcalinos terrosos acima de certa concentração podem exibir grande inibição e toxicidade. Os níveis sofrem variações dependendo se estes materiais atuam sozinhos ou por combinação. Certas combinações exercem efeitos sinérgicos enquanto outras exercem efeitos antagônicos (24).

Na Tabela 3.4 estão citados os efeitos destes metais no processo de digestão anaeróbio, transcritos de publicação de autoria de McCARTY (25) em 1964.

O sódio e o potássio são os melhores antagonistas, quando forem adicionados ou estiverem presentes nas concentrações citados como estimulantes. O cálcio e o magnésio são os mais

antagonistas, mas podem provocar estimulação ao processo se houver outro antagonista presente (22).

TABELA 3.4 : Efeito dos metais alcalinos e alcalinos terrosos na digestão anaeróbia.

CÂTION	CONCENTRAÇÕES (mg/l)		
	ESTIMULANTE	MODERADAMENTE INIBITÓRIO	FORTEMENTE INIBITÓRIO
Na ⁺	100 - 200	3500 - 5500	8000
K ⁺	200 - 400	2500 - 4500	12000
Ca ⁺²	100 - 200	2500 - 4500	8000
Mg ⁺²	75 - 150	1000 - 1500	3000

FONTE: Mc CARTY (25)

- Ácidos voláteis

O acúmulo de ácidos voláteis nos digestores pode ocorrer por diversos motivos, tais como: (22)

- 1- sobrecarga orgânica: aumento súbito na carga orgânica aplicada
- 2- sobrecarga hidráulica: aumentos repentinos na vazão de despejo resultando em lavagem das bactérias metanogênicas.
- 3- sobrecarga tóxica: aumento repentino na concentração de compostos potencialmente tóxico a digestão
- 4- fatores tais como variação brusca de temperatura, pH, etc.

Segundo Mc CARTY e Mc KINNEY (26), a concentração de ácidos voláteis até 6000 a 8000 mg/l não é tóxica à digestão anaeróbia, com a condição do pH se manter neutro.

- Cianeto

SPEECE (27) estudou o efeito do cianeto na digestão

anaeróbia utilizando 1; 2,5; 5,0; 10 e 15 mg/l dessa substância.

Verificou que a adição de qualquer dessas concentrações inibe a produção de gás no digestor, porém após alguns dias de operação a produção de gás retorna ao valor anterior a adição. Porém adicionando 15 mg/l de cianeto até o 55º dia de operação as bactérias ainda não tinham voltado a produzir gás. Adicionando 1 mg/l de cianeto o sistema demorou 7 dias para se aclimatar, com 2,5 mg/l demorou 11 dias; com 5 mg/l demorou 25 dias e com 10 mg/l demorou 37 dias.

- Amônia

A amônia, particularmente na forma NH_3 , é inibidora quando presente em grandes concentrações.

Segundo PEEFFER (24) concentrações de 1500 e 3000 mg/l de nitrogênio amoniacal são inibidoras a digestão anaeróbia, mantendo o pH a 7,4. Em concentrações maiores que 3000 mg/l a amônia torna-se muito tóxica, sem levar em consideração o valor do pH.

Em experimentos em que foram estudadas a toxicidade do ião amônio a concentrações de 4000, 8000 e 24000 mg/l, foi verificado que a toxicidade deste ião é bastante reversível (28).

- Compostos petroquímicos

CHOU e colaboradores (29) estudaram os efeitos das estruturas moleculares de 52 compostos petroquímicos na toxicidade das bactérias metanogênicas. Os resultados mostraram que existe correlação entre as estruturas moleculares dos compostos e a possibilidade destes serem tóxicos. Aldeídos, ligações duplas e anéis de benzeno apresentam inibição e caso os compostos possuam grupos hidroxilas ou cadeia carbônica mais longa este fenômeno decresce. Ressaltam também que a aclimação a esses compostos tóxicos reduz substancialmente sua toxi-

cidade.

- Outros compostos que exibem toxicidade

Outras formas comuns de toxicidade incluem a de sulfetos e metais pesados. Concentrações de sulfeto solúveis variando de 50 a 100 mg/l podem ser toleradas em tratamento anaeróbio com pouca ou nenhuma aclimação, enquanto que concentrações acima de 200 mg/l podem ser toleradas mas há necessidade de aclimação. Sais solúveis de cobre, zinco e níquel em baixas concentrações são associados com a maioria dos problemas de toxicidade em tratamento anaeróbio (24).

3.2.5 - Alcalinidade na digestão anaeróbia (2)

A alcalinidade em digestores é um parâmetro muito importante a digestão anaeróbia, para tamponar a pH do sistema, pois substratos complexos são fermentados e produzem ácidos voláteis.

A alcalinidade total do sistema (AT) é a soma das alcalinidades referentes aos bicarbonatos (AB) e aos ácidos voláteis (AV), seguindo a equação:

$$AT = AB + 0,85 \times 0,83 AV \quad (3.11)$$

onde: 0,85 = fator que leva em consideração que até pH 4,0, que é o ponto final da titulação onde determina-se a alcalinidade total, apenas 85% dos ácidos voláteis foram determinados.

0,83 = fator de conversão da concentração de ácidos voláteis em alcalinidade a CaCO_3 .

A alcalinidade a bicarbonato é aquela que atua realmente como tampão na digestão anaeróbia, assim o pH do sistema é função da concentração de bicarbonato presente no digestor e a reação de equilíbrio é a seguinte:

$$[\text{H}^+] = K_1 \frac{[\text{H}_2\text{CO}_3]}{[\text{HCO}_3^-]} \quad \text{pH} = \text{p}K_1 + \log \frac{[\text{HCO}_3^-]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} \quad (3.13)$$

onde:

$[\text{H}^+]$ = concentração de ion hidrogênio (moles/litro)

$[\text{H}_2\text{CO}_3]$ = concentração do ácido carbônico (moles/litro)

$[\text{HCO}_3^-]$ = concentração de ion bicarbonato (moles/litro)

$[K_1]$ = constante de ionização para o ácido carbônico

Em digestão de esgoto doméstico a alcalinidade é gerada pelo próprio processo de digestão e no tratamento de outras águas residuárias a alcalinidade pode ser obtida em forma química pela suplementação da alimentação.

Na constituição de esgoto doméstico há uma significativa fração proteica e a digestão microbiológica de proteína que produz amônia como produto final.

A amônia combina com ácido carbônico em solução e age como tampão de bicarbonato de amônia, como indica a equação 3.14.

Outras fontes de alcalinidade em digestores de esgoto doméstico são sabões e outros sais de ácidos orgânicos, especialmente ácidos fracos, tais como ácidos graxos. Na digestão microbiológica os sabões ou sais orgânicos cedem um cátion no produto final o qual combina com o ácido carbônico, como indica a equação 3.15.

A digestão de carboidratos, alcoois, aldeídos e cetonas não produzem cátions no produto final. Dessa maneira não é produzida alcalinidade. Caso haja uma taxa de síntese microbiológica durante o catabolismo de carboidratos na digestão anaeróbia pode resultar em uma queda de alcalinidade se não houver algum outro caminho para tamponar o sistema.

3.3 - Efeito da temperatura e pH na digestão anaeróbia

O desempenho dos digestores anaeróbios, quando sujeitos a alteração desses parâmetros ambientais pode ser drasticamente influenciados.

- Temperatura

A digestão anaeróbia está sujeita a sofrer influências da temperatura tal como qualquer outro processo químico ou biológico. As bactérias não têm nenhum mecanismo interno que regula a temperatura, então estas estão sujeitas a sofrer alterações a qualquer modificação da temperatura do ambiente e reagindo de acordo com ela.

A maioria dos microrganismos exibem taxas de crescimento maiores em certas faixas de temperatura que podem ser convenientemente definidas como (30):

- termofílica - 45°C ou acima
- mesofílica - 20°C a 45°C
- psicrofílica - abaixo de 20°C

Por exemplo, se em um digestor ocorrer a elevação da temperatura da faixa mesofílica para a termofílica, a velocidade da reação irá aumentar e em consequência aumentará também a velocidade de degradação da matéria orgânica. As bactérias que permanecerão no reator serão as termofílicas pois estas

apresentam melhor adaptação a essa temperatura. Procedimento análogo seria o da elevação de temperatura da faixa psicrófilica para a mesofílica.

A digestão anaeróbia ocorrendo à temperatura termofílica pode ter em relação a mesofílica as seguintes vantagens: aumento da velocidade da degradação da matéria orgânica, aumento da eficiência do processo e ainda aumento da destruição de organismos patogênicos. Porém, Reatores operando na faixa termofílica consomem energia para manter o conteúdo em temperaturas mais elevada, a menos que os resíduos a serem tratados sejam gerados a altas temperaturas (30).

- pH

A faixa de pH em que ocorre a digestão anaeróbia é um fator muito importante para o bom desempenho das bactérias que tomam parte neste processo.

Segundo CLARK (31) o efeito de um pH não adequado a digestão é o resultado de muitas reações e mudanças no equilíbrio destas, mais do que de uma reação específica. A tolerância ao pH por um organismo deve ser considerada reflexo direto das características da atividade enzimática dos organismos em relação ao pH. Alguns dos efeitos do pH na atividade enzimática são:

- 1 - mudanças no estado dos grupos ionizáveis das enzimas tais como os grupos carboxila e amina .
- 2 - alteração de componentes não enzimáticos do sistema tal como a ionização do substrato.
- 3 - denaturação da estrutura proteica da enzima.

Além desses, outros fatores podem ocorrer devido as mudanças do pH nos sistemas de digestão anaeróbia.

A faixa ótima de pH para o crescimento de muitos microrganismos na digestão anaeróbia não é muito conhecida. Sabe-se que para as metano bactérias o pH ótimo é 7 sendo que de 6,7 a 7,3 elas conseguem se desenvolver muito bem. (5,31).

Caso ocorra algum desequilíbrio no processo de diges-

tão e ocorra uma queda do pH até 6, haverá uma inibição nas bactérias acetogênicas e metanogênicas. Este valor de pH não chega a inibir sensivelmente as bactérias hidrolíticas fermentativas que continuam a produzir ácido. Essas bactérias sofreram inibição somente quando o valor do pH estiver 4,5 e 5,0. A partir deste momento, o pH se torna baixo bastante para inibir a população microbiana que está presente no sistema (24).

3.4 - Cinética dos Processos Anaeróbios

No sentido de aprimorar o conhecimento dos processos anaeróbios muitas pesquisas têm se desenvolvido nesta área. O estabelecimento de expressões cinéticas para tratamento anaeróbio é muito difícil tendo em vista a complexidade da população bacteriana que toma parte no processo e a variedade de despejos a serem tratados.

Estudando as relações existente entre crescimento biológico, utilização do substrato pelos microrganismos, pesquisadores chegam a equação 3.16 (32) (33). Esta equação descreve o crescimento celular em função do tempo a partir dos parâmetros concentração de microrganismos e de substrato.

$$u = \frac{YKS}{K_s + S} - K_d \quad (3.16)$$

onde:

$u = \left(\frac{dx}{dt} \right) / x$ = velocidade específica de crescimento celular (tempo⁻¹)

y = coeficiente de produção celular (massa/massa)

k = velocidade máxima de utilização do substrato por peso de microrganismo (tempo⁻¹)

X = concentração da massa microbiana (massa/volume)

S = concentração do substrato (massa/volume)

K_s = coeficiente de velocidade média, igual a concentração do substrato quando $\frac{KSX}{K_s+S} = 0,5 k$ (massa/volume)

K_d = coeficiente de decréscimo de microrganismo (tempo⁻¹)

Desde 1969, dois parâmetros operacionais encontram

vasta aplicação em projeto e operação de sistemas e tratamentos biológicos. (32)

O primeiro deles recebe as denominações fator de carga do processo de velocidade específica de remoção do substrato ou razão de alimento por microrganismo. Na equação 3.17 se encontra a formulação desse fator.

$$U = \frac{\left(\frac{\Delta S}{\Delta t}\right) T}{X_T} \quad (3.17)$$

onde:

X_T = massa microbiana ativa total no sistema de tratamento
(massa)

$\left(\frac{\Delta S}{\Delta t}\right)_T$ = representa a massa de substrato utilizada em um período finito de tempo por uma massa de microrganismo
(massa/tempo)

O segundo fator leva em consideração a idade do lodo, isto é, o tempo de retenção da célula no reator, e este fator é definido como θ_C segundo equação 3.18

$$\theta_C = \frac{X_T}{\left(\frac{\Delta X}{\Delta t}\right)_T} \quad (3.18)$$

onde:

$\left(\frac{\Delta X}{\Delta t}\right)_T$ = quantidade total de massa microbiana ativa que sai do reator diariamente, incluindo aqueles sólidos que são levados propositalmente e também aqueles perdidos no efluente (massa/tempo)

A idade do lodo é um parâmetro extremamente importante no processo de tratamento anaeróbio e os parâmetros θ_C^m e θ_C^d são de interesse especial.

O valor de θ_C^m representa o tempo mínimo que um microrganismo permanece com eficiência no reator. Caso o tempo de permanência seja menor que este, o microrganismo será retirado do reator em um tempo menor que sua velocidade de síntese. O valor de θ_C^d representa o valor de θ_C que deve ser utilizado em projeto e este deve ser significativamente maior que θ_C^m .

4 - EVOLUÇÃO DE REATORES NO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

4.1 - Introdução

O processo de digestão anaeróbia tem sido empregado para uma grande variedade de propósitos e está entre os processos mais antigos de tratamento de águas residuárias.

O tanque de digestão somente de lodo foi utilizado até as primeiras décadas desse século. Inicialmente este era simplesmente um tanque de estocagem onde ocorria a digestão sem nenhum controle ambiental. Com o desenvolvimento da tecnologia de digestão anaeróbia este tanque foi se tornando cada vez mais viáveis até chegar nos modelos mais eficientes de reatores anaeróbios para tratamento de despejos recentemente desenvolvidos.

A seguir está descrito resumidamente o desenvolvimento dos reatores no processo anaeróbio.

4.2 - Os reatores anaeróbios e sua evolução tecnológica

O mais simples e o mais velho tipo de processo de es-

tabilização anaeróbia é a digestão de baixa taxa. Desde 1881 onde surgiu um dos primeiros modelos de digestão anaeróbia "Mouros Automatic Scavenger", até 1950 só existiam digestores de baixa taxa. As variações nos modelos de digestores se davam na parte estrutural, como por exemplo, o tanque TRAVIS e o tanque IMHOFF tem um sedimentador interno ao reator (34).

Segundo YOUNG (35), um digestor de baixa taxa de maneira geral é um grande tanque de estocagem. Neste reator não há nenhum empreendimento para acelerar o processo através de controle ambiental. O lodo bruto é adicionado ao digestor intermitentemente e retirado da mesma maneira, geralmente pelo fundo do tanque. Logo que o lodo é adicionado ocorre a formação de gás e a única forma de mistura que existe neste reator é devido a subida do gás até a superfície. Outra característica em alguns desses biodigestores é a estratificação, existindo 3 zonas distintas, uma camada de espuma, uma camada a nível médio de sobrenadante, e uma camada mais baixa de lodo. É nesta última camada que ocorre a maior estabilização da matéria orgânica. Esses reatores operam com tempo de detenção hidráulico semelhante ao tempo de residência celular, ou seja, a biomassa deixa esses reatores junto com o efluente. Durante muito tempo estas características se tornaram um problema crítico para o tratamento de resíduos líquidos. Havia necessidade de tempos de detenção hidráulico muito grandes para a estabilização da matéria orgânica, cerca de 30 a 60 dias resultando em digestores com grandes volumes e altos custos. As cargas aplicadas eram da ordem de $0,4$ a $1,6 \text{ Kg DQO.m.}^{-3}\text{d}^{-1}$.

A partir da década de cinquenta, foram realizadas pesquisas no sentido de melhorar a digestão anaeróbia. Surge o processo anaeróbio de contato que é equivalente ao processo de lodo ativado, onde uma porção da biomassa ativa deixa o digestor, é concentrada e então misturada com a alimentação. Esse reciclo permite obter tempo de detenção celular maior e assim sendo, ocorre uma diminuição no tempo de detenção hidráulico (34) (35).

Com este tipo de reator tem início a fase de reato-

res não convencionais para o tratamento de despejos diluídos.

Nos digestores anteriormente descritos a formação de ácidos e a produção de metano ocorrem na mesma unidade de tratamento. Outro modelo de reator não convencional é o de separação de fases, onde as fases ácida e metanogênica ocorrem em unidades separadas. POLHAND(36) fez um estudo experimental com esse tipo de reator, obtendo parâmetros cinéticos para as bactérias formadoras de ácido e formadoras de metano. Estes parâmetros podem ser utilizados para desenvolver um sistema de estabilização anaeróbia de duas fases similar ao estudado por ele.

O desenvolvimento dos processos anaeróbios tem ocorrido com o aprimoramento dos reatores desenvolvidos no sentido de permitir o aumento do tempo de detenção celular e consequentemente diminuição do tempo de detenção hidráulico. De acordo com SPEECE (7) este propósito foi alcançado com os denominados reatores com células imobilizadas.

No final da década de sessenta YOUNG e Mc CARTY (37) estudaram em escala de laboratório um filtro biológico anaeróbio que é um exemplo de reator com células imobilizadas. Verificaram que esse reator tinha uma eficiência de remoção de DBO superior a 80% e apresentou um pequeno tempo de detenção.

Este tipo de reator não convencional é constituído por um leito fixo onde menos da metade dos microrganismos ficam imobilizados nos suportes como um biofilme e o restante retidos nos interstícios do meio sólido suporte.

O filtro anaeróbio é conveniente para resíduos solúveis não necessitando de recirculação de efluentes ou de sólidos pois estes permanecem no filtro, sendo que somente uma pequena fração dos mesmos é perdido no efluente. A grande concentração de sólidos ativos no reator determina que não é necessário aquecimento do mesmo para alcançar altas eficiências. Grande parte da remoção de DQO no filtro se dá em alturas menores de 60 cm. e é onde se encontra alta atividade aci

dogênica ocorrendo fermentação de proteína e carboidratos e também alta atividade metanogênica. Com baixas cargas orgânicas aplicadas ao filtro, o pH se encontra próximo do neutro, os ácidos voláteis são rapidamente consumidos e com altas cargas orgânicas é necessário tamponamento para prevenir a queda do pH devido as altas concentrações de ácidos voláteis (7).

Outro tipo de reator com imobilização de microrganismos é o reator de leito fluidificado e expandido.

O reator de leito fluidificado é um reator de fluxo ascendente parcialmente preenchido com areia. A velocidade de fluxo ascendente é suficiente para fluidificar a areia e preencher aproximadamente 75% do reator. A areia permite grande aumento da área superficial e o biofilme desenvolvido em cada grão assegura a retenção eficiente das células no reator. Para tanto a densidade do suporte é maior que a dos microrganismos possibilitando a aplicação de altas cargas hidráulicas sem perda de partículas juntamente com o efluente. Dessa maneira, dificilmente o sistema permite a passagem de partículas para fora do reator, mas requer energia para fluidificação da areia. Suportes com densidade menor, tal como plástico, podem ser utilizados em substituição à areia para reduzir a energia necessária a fluidificação. Ainda do ponto de vista de economia de energia foi desenvolvido o reator de leito expandido que utiliza um fluxo ascendente com velocidade menor que o necessário para fluidificação completa (7).

JEWEL e colaboradores (38) operaram em escala de laboratório, um reator de leito expandido utilizando como substrato esgoto doméstico. Este reator sofreu várias cargas de choque tais como temperatura, carga hidráulica e concentração de substrato, operando com tempo de detenção hidráulico de 30 minutos. A conclusão que chegaram foi que o sistema praticamente não foi afetado pelas cargas de choque.

O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo estudado por LETTINGA e colaboradores vem apresentando

excelentes resultados no tratamento de vários tipos de águas residuárias. Sua característica primordial é o desenvolvimento de um lodo anaeróbio que apresenta alta atividade específica e ótima sedimentabilidade. Maiores detalhes serão dados no próximo item deste trabalho.

4.3 - Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo

4.3.1 - Introdução

Os precursores do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo foram LETTINGA e seus colaboradores. Os estudos começaram em 1971, na Universidade de Wageningen na Holanda, para tratamento anaeróbio de uma variedade de águas residuárias industriais.

A primeira unidade piloto foi construída para tratamento de águas residuárias do processamento de açúcar de beterraba. Inicialmente o volume do reator era 6 m^3 com capacidade de atingir cargas orgânicas volumétricas de $15-40 \text{ Kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e tempo de detenção hidráulico de 3-8 horas. Em segundo estágio foi testado reator de 30 m^3 (duas vezes mais alto que o de 6 m^3), no qual foram aplicadas cargas de $36 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Baseado nas informações obtidas com esses reatores, foi construído um reator em escala normal com 200 m^3 (5,4m de altura) posto em operação em 1977. Esse reator trabalhou satisfatoriamente com cargas orgânicas volumétricas maiores que $16 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ com tempo de detenção hidráulico de 4 horas (39).

O processo de tratamento utilizando reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo foi originariamente desenvolvido para tratamento de águas residuárias com baixas e médias concentrações. Entretanto resultados satisfatórios já tem sido encontrado para tratamento de resíduos líquidos complexos (40). LETTINGA (41) em estudos sobre a aplicação desses reatores, concluiu ainda que o tratamento anaeróbio de esgoto doméstico pode ser realizado mesmo a temperaturas tão baixas

quanto 8°C.

Muita ênfase tem sido dada à primeira partida do reator, pois é uma fase muito delicada e difícil do processo. O bom desempenho do início do processo é muito importante para que o lodo adquira boas características de sedimentabilidade e elevada atividade específica.

4.3.2 - Descrição do Funcionamento do Reator

O esquema desse reator encontra-se na Figura 4.1. Durante o desenvolvimento do processo de tratamento de águas residuárias desenvolve-se o leito e a manta de lodo na parte inferior do reator. As maiores concentrações de microrganismos são encontradas na parte inferior do reator (leito de lodo) e pode atingir de 50 a 100 Kg.m⁻³ de sólidos suspensos. Na camada logo acima (manta de lodo) a concentração é variável e até o topo do reator são encontrados valores decrescentes de concentração de sólidos suspensos.

A entrada da alimentação é feita pela parte inferior do reator sendo que o resíduo líquido atravessa o reator em fluxo ascendente. Para assegurar o contato entre o lodo e a alimentação devem ocorrer movimentações constantes do lodo no interior do reator. Quando a produção de gás é muito grande, o próprio gás é responsável pela agitação do meio, não sendo necessário nenhum outro tipo de mecanismo de agitação adicional. No caso da introdução de despejos com elevadas cargas hidráulicas resultando em baixas produções de gases, é necessário que haja agitação mecânica para não ocorrer formação de canais preferenciais, o que resultaria na diminuição da eficiência do processo.

O gás formado no reator arrasta a água residuária e lodo para o topo e a mistura líquida, gás e lodo, entram no separador gás-sólido. O gás é liberado e o lodo sem gás é mais denso e retorna à câmara de digestão. As placas na entrada da região

FIGURA 4.1 - Esquema do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo

de sedimentação direcionam o gás para evitar perturbações nesta região. A saída do gás e do efluente é feita separadamente pelo topo do reator.

4.3.3 - Dinâmica do Fluxo de Líquido, Distribuição e Comportamento do Lodo em Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo

Segundo HEERTJES (42), no reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo, a dinâmica do fluxo de líquido e o movimento do lodo são interdependentes e influenciam o desenvolvimento do processo. Os fatores que afetam o fluxo de líquido no interior do reator são: bolhas de gás produzidas com o decorrer do processo, forma de distribuição do afluente e comportamento das partículas de lodo. Uma das características deste reator é o acúmulo no denominado leito de lodo, no fundo do reator das partículas de lodo com maior potencial de sedimentabilidade. Devido a massa compacta que existe nesta região ocorre um impedimento do fluxo livre do líquido que entra no reator e do gás formado, podendo até ocasionar zonas mortas. Esse efeito pode ser minimizado pela distribuição do afluente de forma homogênea pelo fundo do reator. A manta de lodo encontra-se acima do leito de lodo e a concentração de lodo nestas duas regiões do reator depende das propriedades do lodo tais como: velocidade de sedimentação, densidade das partículas e parâmetros do processo como velocidade linear do fluxo no reator e produção de gás. Para se conhecer como o fluxo de líquido se comporta é necessário repartir o reator em três partes distintas, a saber: o leito de lodo, a manta de lodo e ainda o sedimentador, cada uma com suas propriedades próprias de fluxo.

As considerações sobre o fluxo de líquido nessas regiões são as seguintes:

- o fluxo de fluído na região destinada a sedimentação é mais ou menos laminar e pode ser descrito como uma região "plug - flow".
- a manta de lodo é uma região de mistura completa.

- no leito de lodo pode ser encontrada uma região de mistura perfeita, uma região considerada morta e também pode ocorrer "by-pass" e retorno de fluxo.

A partir dessas considerações pode ser simulado um experimento estímulo e resposta para um traçador adicionado ao reator. Pelo balanço de massa do traçador pode-se obter o volume das regiões descritas anteriormente.

BUIJS (43) estudou a distribuição e comportamento do lodo em reatores anaeróbios de fluxo ascendente para tratamento de águas residuárias. A partir destes estudos ele sugere um modelo de distribuição de lodo, fazendo as seguintes considerações no leito de lodo, manta de lodo e sedimentador:

- a concentração de lodo no leito é constante no tempo e não varia com a distância do fluido no reator.
- o lodo na manta de lodo é originado do leito onde este é agitado devido a ascensão das bolhas de gás. Para essa série de condições de processo a concentração média do lodo (C_{md}) é constante nessa região. C_{md} parece ser dependente da produção de gás, características de sedimentação do lodo e em menor extensão da velocidade linear de ascensão do fluido.
- no sedimentador a concentração de lodo decresce a um mínimo. Próximo a saída do efluente a concentração de lodo deve ser tão baixa quanto a possível, o que é determinado pela separação efetiva no sedimentador. A eficiência do sedimentador depende das características de sedimentação do lodo, do fluxo de fluido no sedimentador, carga de lodo e eficiência da separação do gás acima do sedimentador.

O modelo de distribuição do lodo anaeróbio em reatores de fluxo ascendente é baseado no balanço de massa para o lodo.

Para este modelo o autor fez as seguintes considerações:

- o fluxo de lodo do leito para a manta é igual ao fluxo da manta para o leito, no estado estacionário.

- o transporte de lodo do leito para a manta é proporcional a sua concentração no leito e ao fluxo de fluido que é a soma de bolhas que sobem por unidade de tempo do leito até a manta. As bolhas de gás transportam lodo até o sedimentador e neste local há o desprendimento das bolhas e a volta do lodo para o fundo do reator.
- o transporte de lodo da manta para o leito é causado pela sedimentação e pelo transporte de lodo através do fluxo do leito para a manta, que fornece novamente o transporte de fluido para cima.
- a velocidade de sedimentação do lodo deve ser corrigida pela velocidade linear do fluido para cima.
- o transporte de lodo para baixo, causado pela sedimentação é proporcional à área do fundo do reator.
- tanto a sedimentação quanto o transporte através do fluxo do leito para manta são proporcionais a concentração de lodo na manta.
- o fluxo de lodo da manta para o leito é gerado pelo transporte de fluidos que sobe do leito para a manta.

Reunindo todas essas informações o autor chegou a equação 4.1

$$C_{md} = \frac{\phi_{gb}' K_{tb} C_{mb}}{\phi_{gb}' K_{td} + (V_s - V_L) A_R} \quad (4.1)$$

onde:

- C_{md} = concentração de lodo na manta (Kg/m^3)
- C_{mb} = concentração de lodo no leito (Kg/m^3)
- ϕ_{gb}' = produção de gás no leito (m^3/h)
- K_{tb} = constante de transporte de lodo do leito
- K_{td} = constante de transporte de lodo da manta
- V_s = velocidade de sedimentação do lodo (m/h)
- V_L = velocidade linear do fluido para cima (m/h)
- A_R = área do fundo do reator (m^2)

Simplificações que podem ocorrer na equação 4.1:

- 1 - Caso a livre sedimentação de partículas de lodo seja impedida devido a uma alta concentração de lodo na manta ou se

o lodo do reator tiver características pobres de sedimentação, o termo $(V_S - V_L) A_R$ será muito pequeno quando comparado com o termo $\phi_{gb}' K_{td}$, então a equação 4.1 se resume em:

$$\frac{C_{md}}{C_{mb}} = \frac{K_{tb}}{K_{td}} \quad (4.2)$$

A equação 4.1 indica que a razão da concentração no leito e na manta é igual a razão inversa dos fatores de transporte do lodo.

2 - Caso o volume de gás produzido por unidade de tempo seja pequeno o e lodo tenha boas características de sedimentação o termo $(V_S - V_L) A_R$ será maior quando comparado com o termo $\phi_{gb}' K_{td}$, então a equação 4.1 se resume em:

$$C_{md} = \frac{\phi_{gb}' K_{tb} C_{mb}}{(V_S - V_L) A_R} \quad (4.3)$$

A equação 4.3 indica que C_{dm} é proporcional ao volume de gás por unidade de tempo no topo do leito de lodo.

Para que a equação (4.1) seja utilizada, as constantes K_{tb} e K_{td} devem ser conhecidas quantitativamente e esta equação deve ser verificada quanto a sua relevância.

Se os parâmetros C_{md} , $(V_S - V_L)$ e A_R forem constantes para uma série de experimentos a relação entre C_{md} e ϕ_{gb} segue a mesma relação encontrada por Monod para crescimento de biomassa e concentração do substrato. Revertendo a equação (4.1) é encontrada a equação (4.4)

$$\frac{C_{mb}}{C_{md}} = \frac{(V_S - V_L) A_R}{K_{tb}} \frac{1 + K_{td}}{\phi_{gb}' K_{tb}} \quad (4.4)$$

O autor testou esse modelo em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo de $30m^3$, e $200m^3$ e algumas das conclusões obtidas serão citadas a seguir.

1 - O diâmetro do reator não influencia no transporte do lodo

pois os fatores de transporte pelas bolhas de gás do leito para a manta foram praticamente iguais para ambos os reatores de 30m^3 e 200m^3 .

- 2 - O modelo apresentado foi verificado para o reator de 30m^3 e apresentou resultados satisfatórios.
- 3 - A distribuição de lodo nos reatores de 30m^3 e 200m^3 pode ser considerada como um sistema leito-manta. A presença de uma quantidade extra de lodo com propriedades ruins de sedimentação não causa influência negativas ao modelo.
- 4 - Esse modelo pode também ser usado para sistemas em que haja um gradiente de concentração entre o leito e a manta. Para isso é necessário que se conheça o gradiente de transporte de lodo nessa área de transição.

4.3.4 - Características de Granulação do Lodo

Uma das principais características do processo anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo certamente é a sua capacidade de desenvolver lodo com alta atividade específica e excelentes características de sedimentação.

Existem vários tipos de lodo que podem ser desenvolvidos neste processo. Essa variedade reflete o princípio de que os diferentes tipos desenvolvidos de lodo são relativos aos diferentes tipos de resíduos que são tratados sob diferentes condições.

É importante ressaltar que o processo anaeróbio com manta de lodo é capaz de produzir lodo granulado com excelentes características de sedimentação. Porém mesmo quando não é formado esse tipo de lodo pode ser desenvolvida biomassa com boas características de sedimentação e alta atividade específica (lodo floculento) (44).

Segundo POL e colaboradores (45) os fatores que afetam a granulação no processo de tratamento anaeróbio são:

- disponibilidade de nutrientes essenciais para que as condições de crescimento de biomassa seja satisfatório.

- temperatura, pois a atividade específica da metanogênese no lodo é altamente dependente da temperatura.
- pH deve estar na faixa de 6,5 a 7,8.
- tipo de água residuária a ser tratada, com relação a composição do resíduo, biodegradabilidade da matéria orgânica, presença de matéria orgânica não biodegradável finamente dispersa, matéria inorgânica, composição iônica (concentração de cátions uni e bivalentes) e a presença de compostos inibitórios.
- tipo de lodo utilizado como inóculo, com respeito a sua atividade específica, sedimentabilidade e natureza de sua fração inerte e quantidade colocada no reator.
- condições da partida do reator em relação ao procedimento seguido para aumentar as cargas orgânicas aplicadas.

O processo de granulação do lodo anaeróbio quando é utilizado como substrato uma mistura de ácidos voláteis pode ser dividida em 3 fases (39): a primeira é a fase inicial da partida que começa com cargas hidráulicas abaixo de $2 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. A saída de lodo é limitada somente às porções de finos do lodo utilizado como inóculo. Ocorre uma expansão da manta de lodo em função da carga hidráulica e do aumento da produção de gás. A segunda fase ocorre com cargas de 2 até $5 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, nesta fase ocorre expansão excessiva da manta de lodo resultando na saída de grande quantidade de lodo no reator. A fração do lodo mais pesada é concentrada na parte mais baixa do reator. O crescimento de microrganismos fica concentrado nestas partículas resultando na formação de grânulos. A terceira fase é iniciada com cargas excedendo a $5 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ nesta fase a saída de lodo floculento é menor que a produção de novos grânulos. Após esse período de estagnação (fase 3) a carga orgânica pode ser aumentada até o valor máximo, pois a parte inferior do reator está preenchida com lodo granular e dificilmente ocorrerá arraste de células do reator.

4.3.5 - Saída de Lodo do Reator

A saída de lodo está diretamente relacionada com a quantidade de finos presente no reator e também aos fatores como cargas hidráulicas ou cargas orgânicas de choque.

Segundo LETTINGA (39), algumas situações podem ser distintas em relação a perda de lodo. A parte mais alta da manta de lodo deve ser mantida bem abaixo da canaleta do efluente no reator. Dessa maneira, a saída de lodo do reator é menor que o acréscimo de lodo devido ao crescimento de microrganismos. Se a manta de lodo atingir a canaleta de saída do efluente, a massa de lodo perdida se torna equivalente àquela crescida devido ao crescimento de microrganismos. Caso ocorra expansão excessiva da manta de lodo devido, por exemplo, à carga de choque, repentina deficiência de nutrientes ou alta concentração de matéria pouco flocculante, pode ocorrer que saiam do reator grande quantidade de lodo até que as condições ideais se restabeleçam.

4.3.6 - Separador Gás - Sólido

O separador gás-sólido tem com principal objetivo separar de maneira mais efetiva possível o biogás que se encontra dissolvido no líquido ou aderido às partículas flocculentas de lodo. A separação posterior do lodo da fase líquida se dá na câmara de sedimentação. Para isso é necessário que seja criada uma zona quiescente na parte superior do reator para que a sedimentação do lodo não seja perturbada. Esse dispositivo de função dupla destina-se ainda a restringir expansão excessiva da manta de lodo (41).

Segundo LETTINGA (39), para que o separador gás-sólido funcione adequadamente é necessário que atenda a alguns requisitos. A inclinação da parede deve ter ângulo mínimo de 50° com a horizontal. A taxa de escoamento superficial do sedimentador deve ser mantida abaixo de 0,7 m/h e o fluxo médio entre a abertura dos coletores de gás deve estar abaixo de 2 m/h. O lodo presente na interface gás-líquido nos coletores de gás

deve ser mantido imerso e ainda deve ser prevenido que não se forme espuma excessiva no coletor de gás.

4.4 - Partida de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo

4.4.1 - Introdução

O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo para tratamento de águas residuárias de esgoto doméstico e de vários tipos de indústria demonstrou ser uma alternativa viável quando comparada a outros processos de tratamento. NO entanto, um dos problemas encontrados na aplicação deste processo diz respeito à partida do reator.

O período de partida é definido como o tempo necessário para o desenvolvimento dos primeiros grânulos macroscópicos de lodo granulado. Para permitir a comparação com experimentos de partida nos quais esta definição não possa ser aplicada, isto é, quando não houver grânulo presente no lodo utilizado como inóculo ou quando o reator não for de manta de lodo, o tempo necessário para ser atingida a taxa de produção de metano de $10 \text{ Kg CH}_4 - \text{DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ pode ser utilizada como uma definição prática de partida de reator (46).

Para uma partida de reator relativamente fácil, seria essencial a utilização de lodo granulado. Este lodo possui características ideais como, já foi citado anteriormente, mas o problema é sua pouca disponibilidade.

Neste sentido está sendo utilizado como inóculo em partida de reatores lodo digerido de esgoto doméstico que apesar de possuir qualidades inferiores às do lodo granulado é encontrado com maior facilidade.

4.4.2 - Requisitos para Primeira Partida do Reator

POL e LETTINGA (47) indicam as condições do lodo a ser utilizado como inóculo, o modo de operação dos reatores, as

características das águas residuárias e como os fatores ambientais devem ser controlados para que a primeira partida do reator seja eficiente.

- Lodo a ser Utilizado como Inóculo

No lodo a ser utilizado como inóculo deve existir um material inerte adequado que sirva como suporte para que ocorra o início e a estimulação da agregação bacteriana. A atividade de metanogênica do lodo é um fator de menor importância. Lodo de esgoto doméstico mais concentrados, isto é, concentração de SST maior que 60 Kg.m^{-3} são preferidos a outros tipos menos concentrados, não levando em consideração se a atividade metanogênica for menor.

Se forem adicionados ao lodo a ser inoculado pequenas quantidades de lodo granulado, este fator pode ajudar o processo de granulação ocorrer mais rapidamente.

- Metodologia de Operação dos Reatores

No início é necessário que ocorra uma contínua remoção da fração de finos do lodo e que a parte mais densa permaneça no reator. Assim o lodo disperso que saiu do reator não deve ser retornado a este.

Deve-se reciclar o efluente ou diluí-lo a concentração de DQO inferior a 5000 mg/l .

O aumento da carga orgânica deve ser feito por passos, sempre após a redução de pelo menos 80% na DQO do afluente e a concentração de acetato deve ser mantida abaixo de 1000 mg/l .

- Características da Água Residuária

Águas residuárias menos concentradas oferecem condições para que a granulação do lodo ocorra mais rapidamente e matérias dispersas podem reatardá-la ou mesmo impedi-la.

A granulação mais rápida pode ocorrer em substrato composto principalmente de carboidrato solúvel quando comparado

a substrato contendo principalmente ácidos voláteis (particularmente sob condições termofílicas).

Se houver alta concentração de íons (Ca^{+2} , Mg^{+2}) pode ocorrer precipitação química de compostos como CaCO_3 , CaHPO_4 , MgNH_4PO_4 , resultando em queda da capacidade de conversão da matéria orgânica no reator.

- Fatores Ambientais

A temperatura ótima de operação sob condições mesofílicas é 38 - 40°C e sob condições termofílicas é 50 - 60°C. O pH deve ser mantido acima de 6,2.

O meio deve ser suprido dos nutrientes necessários ao crescimento da biomassa, com o Nitrogênio, Fósforo e Enxofre e ainda metais traço como Ferro, Níquel e Cobalto.

Os compostos tóxicos que por ventura existam no meio, não devem estar presentes em concentrações inibitórias ou deve ser dispendido tempo suficiente para aclimação das bactérias.

4.4.3 - Estudos de Partida Utilizando Diferentes Tipos de Lodo

Segundo ZEEUW (48), o tempo necessário para que ocorra partida do reator varia de 10 a 180 dias dependendo do tipo de lodo utilizado como inóculo. De maneira geral a partida do reator é mais demorada quando o inóculo é lodo não adaptado.

As características de lodo não adaptado são:

- 1 - O lodo é proveniente de um processo de tratamento que não possui dispositivo para retenção do lodo, tais como digestores convencionais.
- 2 - A atividade específica apresentada pelo lodo é menor que $0,2 \text{ Kg CH}_4 - \text{DQO.KgVSS}^{-1}.\text{dia}^{-1}$
- 3 - A sedimentabilidade do lodo é baixa.
- 4 - A população bacteriana do lodo não é balanceada com respeito à composição necessária para a digestão simultânea de

todos os ingredientes do resíduo.

- 5 - O lodo não está adaptado aos inibidores específicos presentes nas águas residuárias tais como: sulfeto, amônia, etc.

Vários pesquisadores estudaram partida do reator utilizando lodo não adaptado. LETTINGA (41) indica quais as etapas a serem seguidas quando é utilizado para a partida lodo digerido de esgoto doméstico.

- 1 - A concentração do lodo utilizado como inóculo deve ser de $10 - 15 \text{ Kg SSV/m}^3$
- 2 - A carga orgânica aplicada ao lodo deve ser inicialmente de $0,05 - 0,1 \text{ Kg DQO. Kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$
- 3 - O lodo com características pobres de sedimentação deve sair do reator e a parte mais pesada do lodo deve ser retida.

De acordo com ZEEUW (48), no processo de partida a sedimentabilidade do lodo depois da saída da fração de finos dispersos (lodo com características pobres de sedimentação) deve ser satisfatória. A utilização de lodo digerido de esgoto doméstico com concentrações excedendo a 75 Kg SST.m^{-3} é ideal para conseguir essas condições adequadas. Caso seja utilizado lodo digerido de esgoto doméstico muito menos concentrado, a sedimentabilidade do lodo é pior, acarretando numa rápida expansão do leito que pode resultar na saída de grande quantidade de lodo na fase inicial do processo. Dessa maneira o período inicial com a retenção suficiente da biomassa fica muito pequeno e somente através do aprisionamento das bactérias em partículas suportes inertes originárias do lodo inoculado é que poderá ser desenvolvido lodo granular.

O mesmo autor (48) estudou a partida de reatores utilizando três tipos de lodo digerido de esgoto doméstico e verificou a formação de três tipos de lodo granular diferentes. A atividade específica de cada lodo era $0,12$; $0,13$ e $0,15 \text{ KgDQO-CH}_4 \text{ Kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ sendo que foi utilizada a concentração de 10 Kg SSV/m^3 para inocular os reatores. A conclusão chegada por ele foi que, os três tipos de lodo utilizados como inóculo, salvo

algumas restrições, apresentaram resultados satisfatórios.

Em outros estudos ZEEUW (49) utilizou para partida do reator, lodo de esgoto doméstico e alimentou o sistema durante seis semanas com uma mistura de acetato e propionato. O sistema era constituído de 2 reatores sendo que em um foi colocado $30 \text{ mgCa}^{+2}/\text{l}$ e em outro $300 \text{ mgCa}^{+2}/\text{l}$ para estudar o efeito positivo dos íons Ca^{+2} na sedimentabilidade do lodo e consequentemente na retenção de lodo na partida do processo.

Os resultados mostraram que depois de 6 semanas do início da operação do reator a atividade específica do lodo atingiu valores de aproximadamente $0,75 \text{ Kg DQO.KgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. A granulação do lodo se deu por volta de 6 - 7 semanas após o início da operação do reator e foi constatada a presença de bactérias filamentosas. A presença de Ca^{+2} na alimentação mostra que houve retenção do lodo no sistema especialmente durante as primeiras semanas de operação, e segundo indicação do próprio autor é necessário testar outras faixas de concentração de íons Ca^{+2} para verificar o comportamento do processo.

Para aumentar a velocidade da partida do reator, o lodo não adaptado pode ser enriquecido com pequena quantidade de lodo ativo de reator de manta de lodo. Em ZEEUW (46) está descrita uma pesquisa de partida de reator onde inicialmente, foi utilizado como inóculo somente lodo digerido de esgoto doméstico com concentração de 12 Kg SSV.m^{-3} e atividade específica de $0,05 \text{ Kg CH}_4 - \text{DQO.KgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. Este experimento inicial resultou em baixa taxa de produção de gás, sendo que em 35 dias a produção de gás foi de aproximadamente $1,0 \text{ KgCH}_4 - \text{DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Em um experimento paralelo o mesmo lodo foi suplementado com $0,6 \text{ KgSSV.m}^{-3}$ de um lodo floculento cultivado em reator de manta de lodo com a atividade específica de $0,8 \text{ KgCH}_4 - \text{DQO.KgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$. A adição de 5% (SSV/SSV) do lodo altamente ativo ao lodo digerido de esgoto doméstico resultou em uma partida mais rápida pois, em 35 dias, a taxa de produção de gás foi $8 \text{ KgCH}_4 . \text{DQO m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

5. - IMOBILIZAÇÃO DE MICRORGANISMOS

5.1 - Introdução

Há 20 anos o processo de imobilização de enzimas e de microrganismos tem sido assunto de grande interesse para vários pesquisadores.

As enzimas são proteínas ou proteínas combinadas com outras moléculas orgânicas de baixo peso molecular conhecidas como coenzima. São agentes catalizadores orgânicos elaborados por uma célula viva, possuem alta especificidade de substrato e podem continuar suas atividades mesmo após serem extraídas as células (50).

Vários processos químicos industriais utilizam transformações enzimáticas para obtenção de compostos utilizados principalmente na indústria farmacêutica.

Segundo CARVALHO (15) a utilização de enzimas em processos químicos possuem desvantagens econômicas pois a extração, isolamento e purificação das enzimas de suas células de

origem consiste num processo de alto custo. As enzimas não apresentam estabilidade suficiente para manter sua atividade catalítica por muito tempo e ainda quando utilizados em um processo descontínuo não podem ser recuperadas para serem reutilizadas em outra batelada. Para se tentar resolver este problema CHIBATA em 1960 começou a estudar a imobilização de enzimas em suportes, sendo que desta maneira elas poderiam ser recuperadas mais facilmente e talvez ser aumentada sua estabilidade.

CHIBATA e colaboradores (51) foram os precursores da aplicação industrial de uma enzima imobilizada, aminoacilase, utilizada em 1969 para produção contínua de L - aminoácidos tais como L - metionina, L - fenilalanina e L-valina. A aplicação industrial da imobilização dessa enzima reduziu os custos de produção de L - aminoácidos significativamente.

Apesar das vantagens apresentadas pela imobilização das enzimas, existia ainda a desvantagem do alto custo necessário ao processamento destas para seu uso extra-celular.

Neste sentido, CHIBATA e seus colaboradores começaram estudos com imobilização de células microbianas inteiras, obtendo as vantagens das enzimas no interior das células serem mais estáveis e apresentarem maior atividade enzimática.

Em 1973 foi feita a primeira aplicação industrial utilizando células microbianas imobilizadas. TOSA e colaboradores (52) imobilizaram células de *Escherichia coli* para produção contínua de ácido L - aspartico. Em 1974, TOSA e colaboradores (53) imobilizaram células de *Brevibacterium ammoniagenes* para produção contínua do ácido L - málico. A partir destes, muitos outros produtos foram produzidos utilizando esse método de imobilização.

Existem dois tipos de processos fermentativos que utilizam células imobilizadas. O primeiro deles utiliza somente uma de algumas enzimas contidas nas células microbianas e estas enzimas catalizam reações simples, tais como hidrólise, óxido redução, isomerização, etc. e não há necessidade de geração

de ATP e NAD para formação de produtos. Para esse tipo de processo, as células microbianas não precisam estar vivas quando imobilizadas. Este método de imobilização da célula intacta apresenta algumas vantagens sobre o sistema convencional de enzimas imobilizadas tais como: (i) não é mais necessário o alto custo do processo de extração, isolamento e purificação da enzima; (ii) a enzima permanece mais estável dentro da célula. O segundo tipo de processo fermentativo que utiliza célula microbiana imobilizada é aquele onde há necessidade de sistemas multienzimáticos, que catalizam reações mais complicadas para síntese e conversão de numerosos produtos, onde é necessário manter a viabilidade das células que estão imobilizadas (54).

O interesse desse trabalho é sobre imobilização de microrganismos vivos pois a produção de metano é consequência de uma série de reações complexas realizada pela população microbiana nos reatores anaeróbios.

5.2 - Suportes Utilizados para Imobilização

Para que a técnica de imobilização de células apresente resultados satisfatórios o suporte, deve apresentar as seguintes características (54): i) não ser tóxico às células para mantê-las em estado vivo e não influenciar negativamente em seu metabolismo; ii) possuir alta capacidade de retenção celular para serem obtidos concentrações de microrganismos celulares elevadas no reator; iii) o suporte não deve sofrer ataque de microrganismos imobilizados e pelo meio em que estão imersos; dessa maneira os suportes devem ser inertes química e biologicamente; iv) os suportes devem ter uma certa resistência, para serem poucos sensíveis às possíveis solicitações mecânicas, tais como compressão por peso, tensões de cisalhamento pelo fluido ou pressões interna de gases, isto é, o suporte deve ser estável nas condições experimentais; v) o substrato e o produto devem apresentar boa difusão através do suporte.

Os suportes mais encontrados em literatura estão

apresentados na Tabela 5.1

TABELA 5.1: Suportes mais utilizados para imobilizar microrganismos.

O R G Â N I C O S		I N O R G Â N I C O S	
		Não Tratados	Tratados
Polissacarídeo	carragenato	alumínio	com vários agentes funcionais
	celulose	cerâmica	
	ágar	zircônio	
	alginato	vidro	
	sephadex	sílica	
	pectina	magnesi	
Proteínas	colágeno		
Polímeros sintéticos	acrilamida		
	resinas fenólicas		
	poliestireno		

FONTE: KOLOT (55)

5.3 - Mecanismos de Interação entre os Microrganismos e Suportes

Os principais mecanismos de interação entre os microrganismos e os suportes são os seguintes, segundo KOLOT (55): interação eletrostática, ligação iônica, ligação covalente Parcial, envolvimento físico e ligação covalente.

A interação eletrostática ocorre devido as cargas existentes na parede celular das células microbianas que podem se comportar como cátion ou ânion dependendo do pH da solução. Essas cargas podem interagir eletrostaticamente com as cargas superficiais do suporte fazendo a interação entre os microrganismos e os suportes.

A ligação iônica é feita a partir dos grupos amina

e carboxílicos da parede das células e os ligantes reativos da superfície do suporte.

A ligação covalente parcial existe devido aos grupos amina (ou carboxílicos) da parede celular que se ligam aos grupos hidroxílicos (ou silino dissociado) da superfície do suporte, como é o caso das cerâmicas e vidros.

O envolvimento físico ocorre quando são utilizados suportes que possuem poros menores que as células microbianas e as células ficam dentro do suporte sendo que ocorre a difusão de nutrientes e produtos através dele.

A ligação covalente é feita entre os grupos reativos da parede das células e alguns grupos do suporte que são especialmente tratados.

Os grupos do suporte que são geralmente ativados por agentes ligantes são os grupos hidroxílicos ($-OH$), e os grupos carboxílicos ($-COOH$) que podem ser convertidos a ésteres ($-COO^-$) e podem mais tarde reagir diretamente com grupos amina criando a ligação amido ($-COONH_2$).

5.4 - Técnicas Utilizadas para Imobilização dos Microrganismos

As principais técnicas para imobilização dos microrganismos segundo KOLOT (55) são três: adsorção, ligação covalente e envolvimento, sendo que a interação entre os microrganismos e os suportes para cada um desses são bem diferentes.

Na técnica da adsorção ocorrem ligações diretas entre as células e o suporte sendo que as principais reações são as interações eletrostáticas e as ligações iônicas. A principal limitação desse método é a dependência do pH.

Na técnica de ligação covalente as interações entre os microrganismos e o suporte são feitas através dos agentes ligantes aminosilano, isocianato, carbodiimida e glutaraldeído. Esses agentes ligantes reagem com a superfície do suporte

e com os grupos reativos da superfície da célula. O método é limitado pelos sérios danos que os agentes de ligação podem ocasionar às células.

O método de envolvimento se caracteriza por envolver fisicamente os microrganismos em uma matriz de gel. Em alguns casos além do envolvimento físico, ligações parciais covalentes são formadas entre as células e o suporte, como nos casos dos géis de pectina e alginato. A principal limitação do método é a difusão de produtos substratos através do suporte. Os suportes mais utilizados nessa técnica são a acrilamida, colágeno, triacetato de celulose, ágar, alginato e carragenato.

Neste trabalho serão citadas somente as características do gel agar, pois imobilizar microrganismos neste gel é objeto deste estudo de pesquisa.

5.5 - Características do Gel Agar

O agar é um coloide hidrofílico extraído de certas algas marinhas da classe *Rhodophyceae* e está presente como carboidrato na estrutura da parede celular dessas algas desempenhando função na troca de íons e no processo de diálise.

O agar é insolúvel em água fria mas solúvel em água quente. Na concentração de 1,5 - 2,0% (peso/volume) ele se encontra solubilizado à temperatura de 75° - 80°C. e a gelificação se dá em torno de 40°C. A solubilização do agar na temperatura indicada é rápida e o gel formado possui boa resistência, transparência e estabilidade.

É importante ressaltar que alguns microrganismos podem metabolizar o agar ou elaborar algumas enzimas agarolíticas.

O agar pode ser utilizado para vários propósitos tais como: microbiologia, produtos alimentícios, medicina e farmacêutica, laboratórios, etc.

A fórmula estrutural do agar se encontra na Figura 5.1. É constituído por repetidas unidades de grupos β -D-galactopiranosídeo e 3,6 anidro- α -L-galactopiranosídeo.

FIGURA 5.1 - Fórmula estrutural do agar.

5.6 - Propriedades Físicas e Biológicas dos Agregados de Células Imobilizadas.

5.6.1 - Introdução

Para melhor compreensão do comportamento dos agregados celulares (células e suportes) durante os processos fermentativos seria interessante estudar os efeitos físicos e biológicos que estes sofrem nos reatores.

A difusão e distribuição de substratos e produtos e a influência na morfologia e fisiologia celular nos agregados são algumas das propriedades importantes para melhor visualização dos efeitos da imobilização microbiana.

KAREL e colaboradores (56) fizeram revisão bibliográfica sobre o assunto e algumas considerações relevantes para o presente trabalho são apresentadas a seguir.

5.6.2 - Efeito da Difusividade nos Agregados Celulares

A propriedade física mais relevante no estudo das células imobilizadas é a difusividade de substrato e produtos das reações celulares nos agrupados. Geralmente existe uma resistência à difusão em quase todos os sistemas que utilizam células imobilizadas. O substrato deve se difundir através da massa densa de células para atingi-las individualmente e o volume dos agregados celulares pode afetar a difusividade das substâncias. Na literatura são encontrados poucos trabalhos que se referem às propriedades de difusão nos agregados celulares.

Em geral as medidas de difusividade efetiva são feitas por imposição de uma concentração de um traçador nas redondezas do agregado celular. Dois tipos de experimentos são geralmente utilizados. Em um, toma-se cuidado para assegurar que o consumo do traçador não afeta os resultados e em outro a difusividade e o consumo são considerados. Os dados obtidos são incorporados em modelos que calculam a difusividade efetiva, sendo que o método que considera somente a difusão é o mais desejado pois assim existem menos parâmetros para o cálculo das propriedades de transporte.

5.6.3 - Forças de Resistência a Difusividade em Agregados Celulares.

Tanto o tipo de célula como a estrutura da massa celular pode causar resistência a difusividade. A produção e a excreção de substâncias extracelulares podem também afetar a difusão nos agregados.

Alguns estudos mostraram que a densidade da massa celular afeta a difusividade, ocorrendo o aumento da resistência à difusão com o aumento da densidade celular.

5.6.4 - Mobilidade das Células nos Agregados

O estudo da mobilidade das células nos agregados é de

grande interesse no estudo de imobilização de microrganismos.

Existem poucos trabalhos que estudaram a mobilidade celular sob as condições de imobilização. Pode se dizer que o estado estacionário é encontrado quando a velocidade de crescimento celular é igual a velocidade de morte celular combinada com a remoção física das células.

Em sistemas que utilizam células imobilizadas pode aparecer uma certa quantidade de microrganismos no meio líquido. Isto pode ser consequência da mobilidade e perda dos microrganismos no meio e para se reduzir esse processo pode-se ter dois caminhos. Um seria a diminuição da velocidade de crescimento dos microrganismos e outro seria a alteração do processo de gelatinização para a obtenção de matriz mais forte.

5.6.5 - Efeito da Imobilização na Morfologia Celular

Os autores citam que a diferença mais óbvia entre células livres e células imobilizadas são os volumes ocupados nos reatores. As culturas livres geralmente ocupam de 1 a 30% do volume do reator e as culturas imobilizadas chegam a ocupar até 100%. Existem métodos para adensar as culturas livres e estas podem chegar a preencher até 60% do reator.

O adensamento celular causado pela imobilização pode causar distorções em alguns microrganismos devido a pressão causada pelas células da vizinhança e ainda o acúmulo de materiais extracelulares podem ficar retidos ao redor das células causando pressão nestas.

5.6.6 - Efeito da Imobilização na Fisiologia Celular

Uma associação fundamental geralmente feita em modelação do comportamento de células imobilizadas é que o metabolismo celular depende somente do microambiente. Porém existem muitas células que precisam estar presas à superfície para crescimento. Alguns estudos sugerem que certos organismos unicelulares exibem aceleração de suas atividades metabólicas como re-

sultado de seu aprisionamento em superfície.

Muitos resultados anômalos têm sido obtidos com células imobilizadas e estão sendo explicados por um aumento na atividade celular das células que estão presas em superfície.

5.6.7 - Influência do Método de Imobilização na Viabilidade Celular

Para alguns métodos de imobilização a ligação da célula ao suporte pode causar danos à viabilidade celular.

Alguns estudos foram realizados para determinar a sensibilidade celular quando imobilizadas em gel durante as diferentes fases de crescimento. Foi observado que as células imobilizadas durante a fase lag de crescimento mantiveram maior viabilidade quando comparadas aquelas imobilizadas durante a fase exponencial de crescimento.

Para que as células se mantenham viáveis após a imobilização depende dos microrganismos e das condições de gelificação.

5.7 - Imobilização de Bactérias Metanogênicas

Apresenta-se a seguir, a revisão de alguns trabalhos sobre a imobilização de culturas puras ou mistas de bactérias metanogênicas e imobilização de leveduras. Conforme pode ser constatado, essa linha de pesquisa não foi ainda extensivamente explorada.

MATSUNAGA e colaboradores (57) imobilizaram bactéria produtora de hidrogênio, *Clostridium butyricum*, em membrana de gel de poliacrilamida, de gel agar e de colágeno. O objetivo principal desse trabalho foi estudar o problema de difusão de substrato e produto através da membrana de cada tipo de gel, utilizando-se membranas de diferentes espessuras e diferentes concentrações celulares.

A Figura 5.2 mostra o esquema do sistema utilizado para estudar a difusão do hidrogênio pela membrana de gel. A glicose utilizada como substrato foi colocada no compartimento I e o eletrodo colocado no compartimento II. A corrente no eletrodo depende da quantidade de H_2 que se difunde para o compartimento II

FIGURA 5.2 : Esquema do sistema utilizado para estudar a difusão do hidrogênio pela membrana de gel.

Inicialmente os autores estudaram o problema de difusão para os três tipos de gel indicados. A membrana feita de gel de poliacrilamida apresentou o maior valor da constante de difusão aparente da glicose e apresentou a maior taxa de entrada de H_2 no compartimento II. Por isso ela foi escolhida para a continuidade dos testes.

Foi estudado o efeito da espessura da membrana na quantidade de H_2 que se difunde para o compartimento II. Verificaram que a quantidade de H_2 no compartimento II diminui com o aumento da espessura da membrana. A espessura de $100\ \mu m$ foi indicada ideal para continuidade dos estudos.

Estudaram também o efeito da concentração de bactérias imobilizadas na membrana de gel, na entrada de H_2 no compartimento II. Verificaram que até a concentração de $100mg$ cé-

lulas/g gel a quantidade de H_2 no compartimento II aumenta; a partir dessa concentração ocorre a diminuição na quantidade de H_2 que entra neste compartimento.

A constante de difusão da glicose também foi determinada para este caso e constataram que até a concentração de 100mg células/g gel a constante de difusão mantém valor de aproximadamente $1,3 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{seg}$. Para concentrações de células maiores, constata-se a diminuição do valor dessa constante que chega a atingir $0,7 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{seg}$ para a concentração de 300mg de células/g gel. Esse efeito, segundo os autores, deve ocorrer devido à ocupação dos espaços intersticiais da membrana de gel por microrganismos, o que dificulta a difusão da glicose e do hidrogênio.

SCHERER (58) imobilizou em gel de alginato células da bactéria metanogênica *Methanosarcina barkeri*, utilizando metanol como substrato. O principal objetivo foi estudar a influência do efeito difusional e tamanho das partículas na velocidade de conversão do metanol.

Foram testados o efeito de diferentes diâmetros das partículas esféricas de alginato na taxa de conversão de metanol. Os diâmetros estudados foram 1,2; 2,5; 3,0 e 3,7mm. Foram realizados quatro testes não se notando diferenças significativas nos primeiros quanto a degradação de metanol, concluindo-se que a atividade bacteriana inicial foi aproximadamente igual independente do diâmetro da partícula. Os testes realizados algum tempo depois mostram que partículas maiores de alginato (3,0 - 3,7mm de diâmetro) são mais ativas que as partículas menores (1,2 - 2,5mm de diâmetro).

CHEETHAM e colaboradores (59) estudaram as propriedades físicas de uma coluna preenchida com partículas de gel de alginato de cálcio. O microrganismo utilizado para imobilização foi *Saccharomyces uvarum*.

As principais conclusões obtidas pelos autores são que imobilizar células com alginato de cálcio é uma técnica se

gura, rápida, simples, barata e versátil e qual pode ser empregada para uma grande variedade de microrganismos. As colunas preenchidas com partículas de alginato de cálcio são quimicamente e biologicamente inertes e são mecanicamente fortes a menos que estejam presentes altas concentrações de PO_4^{--} , Mg^{++} e K^+ ou agentes quelantes. As partículas de células imobilizadas devem possuir resistência mecânica suficiente para permitir compressão em colunas maiores do que as utilizadas naquele estudo. A principal desvantagem associada com o uso de células imobilizadas com alginato foi a perda de células devido a divisão das partículas.

MESSING (60) imobilizou microrganismos capazes de degradar resíduo orgânico em poros de cerâmica. Foi projetado um reator anaeróbio de dois estágios para ser inoculado com os microrganismos imobilizados e foram construídas unidades de laboratório. Algumas dessas unidades ficaram operando continuamente por dois anos. A temperatura de operação dos reatores foi de 30 a 40°C e tempo de resistência de 2 a 5,5h. A DQO de entrada do afluente a ser tratado (esgoto doméstico) variou de 800 a 2600mg/l. O gás produzido possui mais que 90% em metano e menos que 5% em CO_2 . A redução de DQO variou de 63 a 89%.

KARUBE e colaboradores (61) estudaram a imobilização de microrganismos em três tipos de gel: agar, poliacrilamida e colágeno. A população microbiana imobilizada foi obtida de lodo anaeróbio de esgoto doméstico digerido. O substrato utilizado foi um meio sintético tendo como fonte de carbono peptona e metanol, nutrientes e metais traço.

No primeiro estágio do trabalho de pesquisa foi estudada a atividade de produção de metano da população microbiana imobilizada nos vários suportes. A maior atividade foi obtida pelo gel agar e esse gel foi utilizado para todos os estudos subsequentes.

A maior atividade dos microrganismos foi obtida com concentrações de 1,5 a 3,0% (peso por volume) de gel agar e a

concentração ótima de microrganismo nas partículas foi 20mg células úmidas/g gel.

Fez-se estudo comparativo da produção de metano por bactérias livres e bactérias imobilizadas no gel agar. Durante as primeiras duas horas do experimento, a população bacteriana livre obteve a maior produção de metano. Porém após essas duas horas, a população microbiana imobilizada passou a produzir mais metano que a população livre. Segundo os autores, essa diferença pode ter sido causada pelas limitações de difusão de metano e substrato através das matrizes de gel agar.

Verificou-se também a influência da variação do pH e da temperatura na atividade metanogênica das células livres e imobilizadas. O pH ótimo para os microrganismos livres variou de 6,7 a 7,0, sendo que o comportamento dos microrganismos imobilizados não foi afetado significativamente mesmo em condições alcalinas.* Porém abaixo do pH 5 nem as células livres nem as imobilizadas produziram metano. Os microrganismos mostraram alta atividade metanogênica entre 37 e 45°C.

CARVALHO (15) estudou em sua dissertação de mestrado a aplicação da técnica de imobilizar lodo anaeróbio em gel para tratamento de efluentes líquidos, Os tipos de gel utilizados foram gel agar, alginato de sódio e K - carragena a concentração de 2%, 2% e 3,5% respectivamente. Como inóculo foi utilizado lodo proveniente de um reator misto filtro anaeróbio - reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo. O substrato afluente para os reatores foi o meio de VAN DEN BERG modificado. Os reatores utilizados eram constituídos por frascos de vidro de 1 litro com 700 ml de volume útil e temperatura controlada de $36 \pm 1^\circ\text{C}$. O sistema estudado era constituído por 4 reatores sendo que em um reator foi colocado lodo livre como inóculo e cada um dos três reatores restantes foi inoculado com lodo imobilizado com um tipo de gel diferente. A DQO do substrato era 17.000mg/l e a carga orgânica aplicada variou de 0,34 a 1,94 Kg DQO.m⁻³.

Em relação às cargas orgânicas aplicadas e fatores de conversão substrato a gás, a autora observou que durante o período inicial de 30 dias (mesmas cargas orgânicas), o reator com matrizes de gel agar apresentou o maior fator de conversão (0,57 l.gas/g DQO adicionada) sendo este superior ao fator teoricamente calculado (0,45 l.gás/g DQO adicionada). O reator com matrizes de alginato de K-carragena apresentaram valores de 0,48 e 0,37 l.gás/g DQO adicionada respectivamente.

A autora sugere possíveis explicações para esses resultados e ainda segue algumas sugestões indicadas por KARUBE.

O primeiro fato discutido foi a disposição do lodo no reator. O lodo livre ocupou cerca de 20% do volume do reator e o lodo imobilizado ocupou cerca de 30% do reator, dessa maneira o acesso aos nutrientes é mais fácil para o reator com células imobilizadas devido ao aumento da área específica que está exposta ao substrato. Outra explicação para os resultados seria o fato de que cada matriz com lodo imobilizado constitui um microambiente, onde estão presentes bactérias responsáveis por todas as etapas em que ocorre a formação de metano. Dessa maneira os produtos intermediários formados podem ser utilizados com maior eficiência, otimizando a produção de metano. A autora cita ainda que podem ocorrer mudanças no comportamento metabólico das células microbianas quando submetidas a mudanças no seu microambiente. Cita também que a população microbiana pode ter utilizado o polímero formador de gel como alimento.

Outros parâmetros foram estudados, tais como concentração de ácidos voláteis no efluente, remoção de DQO, composição dos gases, alcalinidade e pH. Não foram constatadas diferenças significativas no desempenho dos reatores na fase final do experimento, quando todos estiveram submetidos às mesmas condições operacionais.

Com relação a remoção da carga orgânica (DQO) e composição de gases, todos os reatores apresentaram resultados superiores aos encontrados em literatura. Quanto à resistência

das matrizes, o gel agar mostrou ser o mais resistente com durabilidade média de 30 dias.

Baseada nos resultados obtidos de fatores de conversão de substrato a gás apresentados pelo gel agar e alginato de sódio, a autora sugere a utilização de lodo anaeróbico em um destes gênis como inóculo para partida de reatores de fluxo ascendente com manta de lodo.

6. - METODOLOGIA

6.1 - Descrição das Instalações Experimentais

A Figura 6.1 mostra o arranjo físico de uma das duas instalações experimentais idênticas utilizadas neste trabalho constituída de tanque de armazenamento de substrato de 150 l, bomba peristáltica ALLINOX modelo SM61BC30 e reator de man-ta de lodo, além das linhas de alimentação de substrato, de co-leta de gases e coleta do efluente. O substrato era bombeado do tanque de armazenamento até a entrada do reator, junto ao fundo, escoando através de mangueira de latex, presa a um su-porte de acrílico situado 15cm acima do nível d'água no rea-tor. A disposição da linha de alimentação na forma de U inver-tido teve, por finalidade, impedir o refluxo dos sólidos do reator. O efluente era coletado junto à superfície através de tubos perfurados submersos. Os gases coletados do reator passa-vam por selo hídrico formado por um frasco Erlenmeyer de 100cm³ com água garantindo-se a formação de zona de gás no sistema de separação gás/líquido. No início de operação dos reatores fo-ram colocados dispositivos automáticos de "liga e desliga" jun

to às bombas, porque as vazões requeridas eram muito pequenas, e estavam fora da faixa de precisão das mesmas.

A Figura 6.2 mostra o desenho esquemático do reator, indicando suas principais dimensões conforme projetado pelo Prof. Dr. Eugênio Foresti, Eng^o José A. Fernandes e Eng^a. Valéria Del Nery. O projeto foi executado pela ICAM - Indústria e Comércio Ltda - São Carlos - SP.

O volume total do reator é de 10 l, possuindo duas faces em acrílico para melhor visualização da movimentação do lodo e duas faces em chapa de aço inoxidável. A zona de entrada é constituída por um tronco de pirâmide de 5cm de altura provido de placa de aço inoxidável perfurada para a melhor distribuição do afluente.

O corpo principal do reator de forma prismática de 45cm de altura por 12cm de largura destina-se ao desenvolvimento da manta e do leito de lodo. O separador gás-sólido encontra-se a 50cm da entrada do reator. É feito em aço inoxidável e possui formato de um prisma com as faces laterais cortadas e sobrepostas para facilitar a separação dos gases.

Existem quatro pontos para retirada de amostra. O primeiro encontra-se na parte inferior do reator, logo na entrada do afluente, o segundo e o terceiro encontra-se a 20 e a 40cm, respectivamente, a partir do primeiro ponto de coleta e o quarto ponto é a saída do efluente.

As Figuras 6.3 e 6.4 mostram as fotos das instalações das unidades experimentais antes de entrar em operação.

- ① REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO
- ② SAÍDA DE GÁS
- ③ ERLLENMEYER COM ÁGUA (SÊLO HÍDRICO)
- ④ RESERVATÓRIO DE SUBSTRATO
- ⑤ BOMBA PERISTÁLTICA
- ⑥ ENTRADA DE SUBSTRATO
- ⑦ SAÍDA DO EFLUENTE

FIGURA 6.1: Desenho esquemático das instalações de uma das unidades experimentais

FIGURA 6.2: Desenho esquemático do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo utilizado neste trabalho.

FIGURA 6.3: Foto das instalações das unidades de laboratório dos reatores de fluxo ascendente com manta de lodo.

FIGURA 6.4: Foto com maiores detalhes da unidade de laboratório de fluxo ascendente com manta de lodo.

6.2 - Substrato Utilizado

Neste trabalho utilizou-se substrato sintético devido a decisão de se obter um meio que possuisse características estáveis durante a maior parte do tempo necessário à partida dos reatores.

A DQO adotada para o substrato foi de 2000 mg/l, sendo este valor maior que a de esgotos domésticos e da mesma ordem de grandeza de algumas águas residuárias industriais.

Adotou-se como fonte de nutrientes a água utilizada em determinação de DBO. Segundo o Standard Methods (62) essa água é enriquecida com soluções de fosfato potássio mono e di-ácido (KH_2PO_4), sulfato de magnésio ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$), cloreto de cálcio (CaCl_2), cloreto férrico ($\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) e cloreto de amonia (NH_4Cl). A partir de cálculos estequiométricos, foi encontrada a concentração de cada elemento em 1 litro dessa solução. Estes dados encontram-se na Tabela 6.1.

TABELA 6.1: Concentração dos componentes químicos que se encontram na água utilizada em determinações de DBO.

elemento	concentração (g/l)
K^+	0,001221
$\text{PO}_4^=$	0,029735
Na^+	0,00575
Mg^{++}	0,002211
$\text{SO}_4^=$	0,0189
NH_4^+	0,00054
Cl^-	0,01878
Ca^{++}	0,00992
Fe^{+++}	0,000056

A partir do conhecimento dessas concentrações procurou-se suprir o substrato com nutrientes que se apresentavam em concentrações abaixo das desejadas. A composição do substrato foi formulada seguindo algumas indicações citadas em SPEECE (2) e SOUZA (22).

Glicose, acetato de amônia e metanol foram adotados como fonte de carbono sendo que o acetato de amônia foi utilizado também como fonte de nitrogênio. Amônia e extrato de levedura foram adicionados também como fonte de nitrogênio, sulfato ferroso como fonte de ferro e enxofre, cloreto de cobalto e óxido de selênio como metais traço e bicarbonato de sódio como agente tampão.

Na Tabela 6.2 encontra-se a composição final do substrato sintético utilizado neste trabalho.

TABELA 6.2: Composição do Substrato

Substância	Concentração (mg/l)
Glicose- $C_6H_{12}O_6$	1300
Acetato de Amônia - $CH_3-COONH_4$	400
Sulfato de Magnésio - $MgSO_4 \cdot 7H_2O$	22,5
Sulfato Ferroso - $FeSO_4 \cdot 7H_2O$	5
Cloreto Férrico - $FeCl_3 \cdot 6H_2O$	0,25
Cloreto de amônia - NH_4Cl	1,7
Cloreto de Cálcio - $CaCl_2$	77,5
Cloreto de Cobalto - $CoCl_2$	8
Óxido de Selênio - SeO_2	0,07
Fosfato de potássio monobásico - KH_2PO_4	8,5
Fosfato de potássio dibásico - K_2HPO_4	21,75
Fosfato de sódio dibásico - $Na_2HPO_4 \cdot 7H_2O$	33,4
Bicarbonato de sódio - $NaHCO_3$	1000
Extrato de levedura	10
Uréia	50 e 500
Metanol - CH_3OH	0,5 (ml/l)

6.3 - Metodologia de Alimentação dos Reatores

Inicialmente o substrato era preparado três vezes por semana e armazenado em recipiente individual para cada reator com volume de 30 l. O armazenamento deste substrato por aproximadamente 48 horas, gerava acidificação do meio resultando na diminuição dos valores de DQO, alcalinidade e pH e no aumento dos valores de ácidos voláteis. Devido a este problema o substrato passou a ser preparado diariamente de segunda a sábado, e neste dia preparava-se também para o domingo. Este procedimento ocorreu a partir do 62º dia de operação.

Com o aumento das cargas hidráulicas foi necessário substituir os recipientes de armazenamento de substrato e, a partir do 117º dia passou-se a utilizar duas caixas de água de 150 l. cada. As caixas eram utilizadas alternadamente a cada 24 horas, porém nos sábados eram utilizadas as duas caixas.

O regime de alimentação dos reatores até o 79º dia foi intermitente, pois inicialmente a vazão de alimentação era muito pequena e as bombas utilizadas não satisfaziam a essa exigência. Durante este período utilizou-se aparelho do tipo "liga-desliga" e quando a vazão atingiu o valor de 20 l/d o regime de alimentação passou a ser contínuo.

6.4 - Imobilização do Lodo Anaeróbio em Matrizes de Gel Agar

O produto utilizado como suporte para imobilização foi: - CIAGAR-AL: Agar alimentício produzido pela Cialgas - Cia. Industrial de Algas, Indústria Nacional.

A metodologia desenvolvida para a imobilização de lodo anaeróbio em gel segue indicações feitas por KARUBE (61) e CARVALHO (15).

O lodo anaeróbio utilizado como inóculo foi obtido de biodigestor de esgoto sanitário da Estação de Tratamento de Esgoto de Vila Leopoldina, São Paulo-SP, o qual apresentava concentração de 15g/l de SSV.

A concentração de gel agar utilizada foi 2% (peso/volume); a concentração de SSV do lodo foi 50g/l e a porcentagem do lodo na matriz foi de 30%.

Para que o lodo utilizado atingisse a concentração de 50g/l de SSV foi necessário concentrá-lo por centrifugação.

A metodologia seguida para imobilizar o lodo anaeróbio foi a seguinte: misturou-se o agar e a água e aqueceu-se até 80°C, onde o agar é solúvel e esperou-se esfriar até 40°C quando adicionou-se o lodo anaeróbio. Após resfriamento, a massa apresentou-se gelificada e foi reduzida a cubos de aproximadamente 4 mm de aresta.

Foram feitos 3 l de massa gelificada e após reduzi-la a cubos pequenos, os agregados (célula e suporte) acuparam aproximadamente 5 l no reator.

Na Figura 6.5 encontra-se a foto de algumas matrizes de gel agar contendo lodo anaeróbio imobilizado.

6.5 - Fases de Operação

Inicialmente fez-se a inoculação dos reatores com lodo anaeróbio imobilizado e livre. No reator inoculado com lodo imobilizado foram colocados aproximadamente 5 l de matrizes de gel agar em forma de pequenos cubos. No reator com lodo livre foram adicionados 3 l de lodo com concentração de 15g/l em SSV. Ambos reatores receberam a mesma quantidade de SSV (45g) junto ao lodo utilizado como inóculo.

A metodologia de partida seguiu indicações de LETTINGA para reator inoculado com lodo na adaptado.

FIGURA 6.5 : Foto das matrizes de gel agar contendo lodo anaeróbico imobilizado

Inicialmente foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas baixas e conforme respostas positivas obtidas através das análises de DQO (aproximadamente 80% de eficiência de remoção ou maior) e ácidos voláteis (concentrações baixas), esta carga era aumentada.

A carga orgânica volumétrica e a carga hidráulica volumétrica variaram de 0,47 e 12,83 Kg DQO.m⁻³.d⁻¹ e 0,23 a 6,0 m³.m³.d⁻¹ respectivamente.

6.6 - Metodologia Utilizada nas Análises Químicas

A Tabela 6.4 indica as análises realizadas durante a operação dos reatores e a frequência em que estas eram feitas para o afluente e efluente dos reatores.

As análises químicas seguem procedimentos experimentais indicado no The Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (62), com exceção da determinação de ácidos voláteis que segue a seguinte metodologia:

Tomava-se 50ml da amostra que era centrifugada ou filtrada. A esta amostra adicionava-se H₂SO₄ 0,02 N até o pH de 3,4. Fervia-se a solução por 3 minutos (no mínimo) para liberar o gás carbônico. Com solução de NaOH eleva-se o pH de 3,4 a 4,0 e titulava-se a solução de 4,0 a 7,0, anotando-se o volume gasto de NaOH.

$$\begin{array}{l} \text{Ácidos} \\ \text{Voláteis} \end{array} = \frac{V \text{ NaOH} \times N \text{ NaOH} \times 1000}{50 \text{ ml}} \quad (\text{em mg/l})$$

A análise de DQO para o efluente dos reatores era realizada a partir de amostras brutas e centrifugadas. Nesse último caso, as amostras eram centrifugadas a 2500 rpm por 10 minutos. Este método de centrifugação substitui a filtração cujo objetivo é retirar os sólidos suspensos existentes na amostra.

TABELA 6.3 - Análises realizadas durante a operação dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo e a frequência aproximada de cada uma delas

ANÁLISE	PONTO DE MOSTRAGEM		MÉTODO
	AFLUENTE	EFLUENTE	
✓ pH (unidade)	diário	diário	Potenciométrico
— Temperatura (°C)	diário	diário	Leitura Direta
✓ Alcalinidade (mg/l)	3x semana	3x semana	Potenciométrico até pH=4,3
✓ Ácidos Voláteis (mg/l)	3x semana	3x semana	Titulação Direta
✓ DQO (mg/l)	2x semana	2x semana	Refluxo com Decimato
✓ Sólidos suspensos (g/l)	2x semana	2x semana	Gravimétrico ✓
✓ Sólidos totais (g/l)	2x semana	2x semana	Gravimétrico ✓
✓ Vazão de alimentação (l/d)	diário	diário	Volumétrico ✓
✓ Altura do leito de lodo (cm)	diário	diário	Leitura Direta ✓
✓ % de metano nos gases	-	1x mês	Cromatografia gasosa ✓

7 - RESULTADOS E DISCUSSÕES

7.1 - Fases de Operação - Considerações Gerais sobre o Período de Partida

Os reatores estiveram em operação durante 179 dias e as cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas aplicadas, as vazões de alimentação e os tempos de detenção hidráulicos encontram-se na Tabela 7.1. Ficam denominados Reator 1 e Reator 2, os reatores inoculados com lodo imobilizado e com lodo livre respectivamente.

Os valores da carga orgânica volumétrica apresentados na Tabela 7.1 correspondem a média dos valores obtidos em cada fase e serão discutidos com maiores detalhes no item 7.4.2.2.

Inicialmente foram aplicadas cargas baixas e após repostas positivas obtidas através de análise de DQO (aproximadamente 80% de eficiência de remoção de matéria orgânica) e ácidos voláteis (concentrações baixas) do efluente, estas cargas eram aumentadas. O desenvolvimento da partida dos reatores te-

TABELA 7.1 : Valores de cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas, vazão de alimentação e tempo de detenção hidráulico aplicados aos Reatores 1 e 2 durante os 179 dias de operação

DIAS DE OPERAÇÃO	D A T A	FASE	VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO (l/d)	TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICO		CARGA HIDRÁULICA VOLUMÉTRICA (m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹)	CARGA ORGÂNICA VO- LUMÉTRICA (média) (KgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	
				DIAS	HORAS		Reator 1	Reator 2
1º	28/04/86	I	2,4	4,3	103,2	0,23	0,47	0,48
37º	03/06/86	II	5,0	2,0	48,0	0,5	0,93	0,94
60º	26/06/86	III	10,0	1,0	24,0	1,0	1,98	1,97
80º	16/07/86	IV	20,0	0,5	12,0	2,0	3,12	3,12
98º	03/08/86	V	10,0	1,0	24,0	1,0	1,56	1,61
111º	16/08/86	VI	20,0	0,5	12,0	2,0	4,05	3,96
129º	04/09/86	VII	30,0	0,33	8,0	3,0	5,87	5,87
141º	16/09/86	VIII	60,0	0,17	4,0	6,0	12,83	12,83
162º	10/10/86	IX	40,0	0,25	6,0	4,0	6,96	6,96

ve procedimento cujo principal interesse era a não ocorrência de choques que pudessem comprometer o desempenho de um dos reatores. Esta preocupação foi importante, pois caso houvesse algum desequilíbrio nos reatores, a comparação entre eles não seria possível e o objetivo do trabalho estaria comprometido. Neste sentido a partida dos reatores foi propositadamente lenta. A seguir serão discutidos alguns problemas ocorridos durante as fases de operação contribuindo assim para melhor esclarecimento do comportamento dos reatores.

A operação dos reatores ocorreu normalmente até que devido a engano no cálculo da vazão, na Fase V os reatores passaram a operar novamente com tempo de detenção hidráulico de 24 horas. Estabilizado o processo outra vez, os reatores passaram a operar com tempo de detenção de 12 horas correspondente a Fase VI.

Por volta do 98º dia (Fase V) as matrizes de gel agar no interior do Reator 1 já encontravam-se arrebetadas e não possuíam mais as formas originais e a aparência do lodo nos dois reatores começava a ser semelhante. Na Fase VII os reatores passaram a operar com tempo de detenção de 8 horas e como os reatores apresentaram bom desempenho, tentou-se atingir o mais rapidamente possível o limite dos reatores com relação ao tempo de detenção hidráulico fixado a princípio em 4 horas. Se os reatores suportassem as cargas hidráulicas e orgânicas associadas a esse tempo de detenção, seria considerada encerrada a fase de partida.

Dessa maneira no 141º dia, dando início a Fase VIII, os reatores passaram a ser operados com 4 horas de tempo de detenção hidráulico. Como consequência do aumento das cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas no 147º dia o lodo em ambos reatores sofreu grande expansão e preencheu todo volume dos reatores inclusive a área destinada a sedimentação.

Para diminuir o volume de lodo nos reatores retirou-se, no 147º dia, o lodo excedente nas quantidades de 3,15 l e

2,45 l dos Reatores 1 e 2 respectivamente, porém nos 2 dias subsequentes este lodo atingiu novamente toda zona destinada a sedimentação. Assim, no 149º dia ocorreu a retirada de 2,8 l do Reator 1 e 2,250 l do Reator 2.

Todas essas medidas não foram satisfatórias, pois o lodo continuou a atingir a área do sedimentador em ambos os reatores.

Concluiu-se que os reatores poderiam entrar em colapso, se fosse retirado mais lodo e decidiu-se trabalhar com tempo de detenção hidráulico e cargas volumétricas menores. Dessa maneira os reatores passaram a operar com tempo de detenção hidráulico de 6 horas a partir do 156º dia. Mesmo assim, o lodo dentro dos reatores continuou a ocupar a zona destinada a sedimentação, sendo necessário o descarte deste nas quantidades de 4,5 l do Reator 1 e 3,5 l do Reator 2.

Na tabela 7.2 estão apresentados os volumes de lodo retirados nos Reatores 1 e 2 nos vários pontos de tomadas de amostras.

TABELA 7.2 : Volume de lodo retirado dos Reatores 1 e 2

DATA	DIA DE OPERAÇÃO	TEMPO DE DETERENÇÃO HIDRÁULICO (HORAS)	REATOR	QUANTIDADE DE LODO (1)		
				PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3
22/09	147º	4	1	0,7	-	2,450
			2	-	-	2,450
24/09	149º	4	1	2,250	0,55	-
			2	2,250	-	-
06/10	158º	6	1	0,5	0,5	3,5
			2	0,5	0,5	2,5
TOTAL			1	3,450	1,05	5,95
			2	2,750	0,50	5,85

7.2 - Documentação Fotográfica da Fase Inicial e Final da Operação dos Reatores.

As Figuras 7.1 e 7.2 apresentam respectivamente o reator inoculado com lodo imobilizado em matrizes de gel agar e com lodo livre no 20º dia de operação (Fase I). Comparando-se as duas figuras pode-se observar que o reator contendo lodo livre apresenta as paredes impregnadas com pequenas quantidades de lodo, inclusive na área destinada a sedimentação deste, o que não ocorre com o outro reator.

Outro aspecto interessante apresentado por estes reatores é a diferença de volume ocupado nos mesmos pelo tipo de inóculo utilizado. Nos reatores 1 e 2 o inóculo ocupa aproximadamente 50% e 15% respectivamente do volume total dos reatores, porém ambos possuem a mesma quantidade de SSV. Deve-se levar em consideração que os reatores ficaram em batelada durante 60 horas aproximadamente. Assim, volume de 15% do reator inicialmente ocupado pelo lodo livre refere-se a fração de sólidos do lodo que ficou fermentado junto ao fundo do reator, sendo que a fração líquida desse lodo misturou-se com o substrato.

Pode-se verificar ainda nas Figuras 7.1 e 7.2 a presença nítida da superfície de separação gás-líquido que é de extrema importância para garantir a saída dos gases formados nos reatores.

As figuras que serão apresentadas a seguir documentam o aspecto dos dois reatores na fase final de operação e ainda o aspecto do lodo presente em 3 pontos de retirada de amostra nos reatores.

A Figura 7.3 apresenta a foto das instalações utilizadas no estudo e comparando-se com as Figuras 7.1 e 7.2, observa-se que as camadas de lodo nos reatores não são facilmente visualizadas, tornando difícil inclusive a distinção entre ambos reatores.

A dificuldade da visualização do lodo no interior dos reatores deveu-se ao crescimento de bactérias fotossintéticas

nas faces em acrílico dos reatores propiciando a formação de uma película avermelhada opaca. Além disso, a diferenciação visual do lodo imobilizado em gel agar e do lodo livre ficou difícil também, porque as matrizes de gel agar no final do experimento tinham perdido a forma cúbica inicial e formaram pequenos aglomerados amorfos.

As Figuras 7.4 e 7.5 mostram separadamente o aspecto dos reatores de fluxo ascendente inoculado com lodo imobilizado em gel agar e com lodo livre respectivamente. Verifica-se que ambos reatores encontravam-se preenchidos pelo lodo anaeróbio com exceção da área destinada a sedimentação, pois quando estas fotos foram tiradas, o lodo anaeróbio excedente já tinha sido retirado.

As Figuras 7.6 e 7.7 apresentam as fotos das amostras de lodo retiradas na fase final de operação nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 (vide Figura 6.2) respectivamente para o reator inoculado com lodo imobilizado e com lodo livre.

O lodo formado nos reatores no ponto 1 apresenta aspecto diferente dos outros pontos, talvez devido a este estar abaixo da placa perfurada, que distribui a alimentação, e é o primeiro contato do substrato com os microrganismos, onde há grande possibilidade da existência de bactérias acidogênicas.

As amostras de lodo coletadas nos pontos 2 e 3 apresentam-se com características visuais semelhantes para ambos reatores e mostram aspecto de lodo floculento.

FIGURA 7.1 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com matéria de lodo inoculado com lodo imobilizado em matrizes de gel agar no 20º dia de operação.

FIGURA 7.2 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo inoculado com lodo livre no 20º dia de operação.

FIGURA 7.3 : Instalações dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo inoculados com lodo imobilizado em matrizes de gel agar (esquerda) e lodo livre (direita) no final da operação.

FIGURA 7.4 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo inoculado com matrizes de gel agar no final da operação.

FIGURA 7.5 : Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo inoculado com lodo livre no final da operação.

FIGURA 7.6 : Lodo anaeróbio retirado nos pontos de amostragem 1, 2 e 3 (da esquerda para a direita) do reator anaeróbio inoculado com lodo imobilizado em matrizes de gel agar no final da operação.

FIGURA 7.7 : Lodo anaeróbio retirado pos pontos de amostragens 1, 2 e 3 (da esquerda para a direita) do reator anaeróbio inoculado com lodo livre no final da operação.

7.3 - Análise do Desempenho dos Reatores

7.3.1 - Apresentação dos Resultados dos Parâmetros Analisados.

No Apêndice A e B encontram-se os resultados obtidos dos parâmetros estudados durante todo período de operação em formas de Tabelas e Figuras respectivamente.

Em cada fase de operação foram obtidos os valores máximos, médios e mínimos, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados dos parâmetros apresentados nas Tabelas do Apêndice A. No Apêndice C está descrito o método utilizado para obtenção do desvio padrão e do coeficiente de dispersão.

Nas Tabelas 7.3, 7.4 e 7.5 encontram-se os valores máximos, médios e mínimos, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO dos Reatores 1 e 2 baseados nos dados das Tabelas A1 a A6.

Nas Tabelas 7.6, 7.7 e 7.8 encontram-se os valores máximos, médios e mínimos, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis do afluente e efluente dos Reatores 1 e 2 baseados nos dados das Tabelas A7 a A20.

Nas Tabelas 7.9, 7.10 e 7.11 encontram-se os valores máximos, médios e mínimos, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de pH e temperatura do afluente e efluente, sólidos suspensos do efluente e carga orgânica volumétrica aplicados aos Reatores 1 e 2 baseados nos dados das Tabelas A7 a A20, Tabelas A21 e A22 e Tabelas A1 a A6 respectivamente.

A Tabela 7.12 apresenta os resultados médios de SSV convertidos em DQO e os valores da diferença da DQO média do

efluente não centrifugado e centrifugado para os Reatores 1 e 2 em cada fase.

A Tabela 7.13 apresenta a porcentagem de variação da alcalinidade a bicarbonato em relação a alcalinidade total.

A Tabela 7.14 apresenta os valores da porcentagem de metano presente nos gases dos reatores em alguns dias alternados de operação.

A Tabela 7.15 apresenta os dados de atividade específica do lodo presente nos reatores na fase final de operação.

A Tabela 7.16 apresenta os resultados das análises de amostras de lodo retiradas dos Reatores 1 e 2 nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 durante a fase final de operação.

A Tabela 7.17 apresenta os valores de pH de amostras de lodo retiradas dos Reatores 1 e 2 nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 durante os últimos 5 dias de operação.

A Figura 7.8 apresenta os gráficos das variações das cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas durante todo período de operação baseado nos valores apresentados de cargas orgânicas volumétricas nas Tabelas A1 a A6 e cargas hidráulicas volumétricas na Tabela 7.1.

A Figura 7.9 apresenta os valores médios das cargas orgânicas volumétricas em função dos valores médios da DQO do efluente (centrifugado e não centrifugado) da eficiência média de remoção de DQO e da concentração média de sólidos suspensos do efluente dos Reatores 1 e 2 baseado nos dados das Tabelas 7.3 a 7.11.

A Figura 7.10 apresenta os valores médios das cargas orgânicas volumétricas em função dos valores médios de pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis do efluente dos Reatores 1 e 2 baseado nos dados das Tabelas 7.6 a 7.11.

TABELA 7.3 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de DQO do afluente e efluente e da eficiência de remoção de DQO para os Reatores 1 e 2 durante as Fases I, II e III.

FASES VALORES		P A R A M E T R O S									
		D Q O (mg/l)						EFICIENCIA DE REMOÇÃO DE DQO (%)			
		R ₁			R ₂			R ₁		R ₂	
		AF	EF		AF	EF		EF.C.	EF.N.C.	EF.C.	EF.N.C.
			C	N.C.		C	N.C.				
I	Max	2400	1000	1055	2400	805	890	84	78	87	74
	Min	1480	245	325	1380	180	250	63	60	76	68
	Méd	1844	684	761	1870	536	671	72	66	81	71
	σ	437	270	270	431	239	190	8,9	8,1	5,7	4,2
	n	4	10	10	4	9	10	12	13	3	2
	V (%)	23	40	36	23	45	28	4	4	7	6
II	Max	2130	520	575	2205	465	530	85	82	89	87
	Min	1555	280	340	1460	200	245	74	69	72	69
	Méd	1859	387	458	1589	337	381	79	76	82	79
	σ	189	85	97,5	735	109	113	4	4,5	6	6,3
	n	8	8	8	7	7	7	8	8	7	7
	V (%)	10	21	21	46	32	30	5	6	7	8
III	Max	2350	555	590	2125	470	537	79	76	86	80
	Min	1600	390	450	1600	370	395	71	70	76	72
	Méd	1975	476	520	1974	419	419	76	73	79	76,0
	σ	284	73	58	282	40	40	3,6	2,7	4,1	3,6
	n	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	V (%)	14	15	11	14	10	10	5	4	5	5

R1 - Reator 1
 R2 - Reator 2
 AF - Afluente
 EF.C - Efluente centrifugado
 EF. N.C. - Efluente não centrifugado

TABELA 7.4 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de DQO do afluente e efluente e da eficiência de remoção de DQO para os Reatores 1 e 2 durante as Fases IV, V e VI.

FASES VALORES		P A R A M E T R O S									
		D Q O (mg/l)						EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO (%)			
		R ₁			R ₂			R ₁		R ₂	
		AF	C	EF	N.C.	AF	C	EF	N.C.	EF.C.	EF.N.C.
IV	Max	1960	520	545		1900	495	525		75	73
	Min	1251	400	415		1115	310	440		66	62
	Méd	1560	459	493		1568	419	479		71	68
	σ	363	56	59		426	78	35		6,4	7,8
	n	3	4	4		3	4	4		2	2
	V (%)	23	12	11		87	18	7		9	11
V	Max	1900	560	585		1950	490	430		75	72
	Min	1400	440	505		1400	275	335		63	61
	Méd	1560	481	544		1604	359	393		68	65
	σ	230	54	33		251	96	44		5	5
	n	4	4	4		4	4	4		4	4
	V (%)	15	11	6		15	26	11		7	8
VI	Max	2300	525	560		2300	410	460		83	81
	Min	1520	390	430		1570	330	385		77	69
	Méd	2023	455	487		2040	370	415		77	75
	σ	437	68	67		408	40	40		6,5	6,0
	n	3	3	3		3	3	3		3	3
	V (%)	21	15	14		20	10	10		8	8

R1 - Reator 1
 R2 - Reator 2
 AF - Afluente
 EF.C - Efluente centrifugado
 EF. N.C. - Efluente não centrifugado

TABELA 7.5 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de DQO do afluente e efluente e da eficiência de remoção de DQO para os Reatores 1 e 2 durante as Fases VII, VIII e IX.

FASES	VALORES	P A R Â M E T R O S									
		D Q O (mg/l)						EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO (%)			
		R ₁			R ₂			R ₁		R ₂	
		AF	EF	N.C.	AF	EF	N.C.	EF.C	EF.N.C.	EF.C	EF.N.C.
VII	Max	2200	460	535	2200	470	570	83	78	81	81
	Min	1735	370	435	1785	395	425	75	69	74	68
	Méd	1958	424	496	1970	431	488	73	74	78	75
	σ	209	39	45	193	33	64	4	4	3,6	5,7
	n	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	V (%)	11	10	9	10	7	13	5	5	5	8
VIII	Max	2360	445	515	2360	480	585	82	81	81	80
	Min	1815	430	440	1815	430	515	76	73	74	69
	Méd	2138	435	489	2138	468	545	80	77	78	75
	σ	236	7	34	236	35	33	2,7	3,3	3,6	4,8
	n	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	V (%)	11	2	7	11	8	6	3	4	5	7
IX	Max	1875	545	715	1875	480	655	79	76	82	79
	Min	1460	405	445	1460	315	400	70	51	67	55
	Méd	1739	459	558	1739	380	469	74	68	78	72
	σ	156	60	103	156	60	95	3,7	8,8	5,5	8,7
	n	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
	V (%)	9	13	22	9	16	20	5	13	7	12

R1 - Reator 1

R2 - Reator 2

AF - Afluente

EF. C. - Efluente centrifugado

EF. N.C.- Efluente não centrifugado

TABELA 7.6 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente dos Reatores 1 e 2 durante as Fases I, II e III.

FASES	VALOR	P A R A M E T R O S											
		ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)				ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)				ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg CaCO ₃ /l)			
		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂	
		AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF
I	Max	460	957	430	1040	370	420	370	425	287	865	-	871
	Min	370	500	430	520	245	80	310	145	149	234	-	259
	Méd	415	710	430	761	310	236	334	254	218	550	203	573
	σ	64	148	0	162	63	118	32	93	98	229	-	210
	n	2	15	2	15	3	14	3	14	2	14	1	14
	V (%)	15	21	0	21	20	50	10	36	45	41	-	37
II	Max	500	845	625	820	360	300	450	385	288	757	337	712
	Min	260	680	260	640	245	125	245	125	48	479	38	368
	Méd	353	775	395	734	304	198	326	245	138	635	165	561
	σ	76	60	119	64	65	63	63	79	83	105	109	118
	n	8	10	8	9	8	10	8	9	8	10	8	9
	V (%)	22	8	30	9	12	33	19	32	60	16	66	21
III	Max	-	740	-	735	-	350	-	315	-	567	-	540
	Min	-	660	-	660	-	185	-	255	-	451	-	453
	Méd	-	699	-	699	-	267	-	281	613	511	19	495
	σ	-	28	-	30	-	52	-	28	-	46	-	38
	n	-	7	-	7	-	7	-	6	1	7	1	6
	V (%)	-	4	-	4	-	19	-	10	-	9	-	8

R1 - Reator 1
R2 - Reator 2
AF. - Afluente
EF. - Efluente

TABELA 7.7 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente dos Reatores 1 e 2 durante as Fases IV, V e VI.

P A R Â M E T R O S													
FASES VALOR		ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)				ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)				ALCALINIDADE A BICARBONA TO (mg CaCO ₃ /l)			
		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂	
		AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF
IV	Max	400	700	410	790	330	335	350	345	174	492	165	667
	Min	330	685	350	710	290	295	290	175	97	369	117	467
	Méd	354	666	380	734	310	313	324	270	135	446	152	544
	σ	32	42	26	38	18	21	25	72	32	55	23	85
	n	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	V (%)	9	6	7	5	6	7	8	3	24	12	15	16
V	Max	610	1545	620	1580	350	315	360	315	455	1307	465	1466
	Min	295	1495	270	1470	220	275	210	155	59	1276	51	1276
	Méd	387	1508	405	1554	287	292	283	220	185	1302	205	1399
	σ	132	29	139	47	60	16	65	71	167	19	178	81
	n	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	V (%)	34	2	34	3	21	6	23	32	90	2	90	6
VI	Max	755	1660	755	1615	400	395	405	295	603	1367	603	1423
	Min	255	1350	275	1410	215	315	215	230	59	1114	88	1237
	Méd	503	1536	504	1545	321	352	322	253	353	1296	354	1367
	σ	211	134	208	92	67	36	68	29	213	125	211	87
	n	5	4	5	4	5	5	5	4	4	4	4	4
	V (%)	42	9	41	6	21	10	21	12	60	9	58	7

R1 - Reator 1
R2 - Reator 2
AF. - Afluente
EF. - Efluente

TABELA 7.8 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de alcalinidade total, ácidos voláteis e alcalinidade a bicarbonato so afluente e efluente dos Reatores 1 e 2 durante as Fases VII, VIII e IX.

FASES	VALOR	P A R Â M E T R O S											
		ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)				ACIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)				ALCALINIDADE A BICARBONA TO (mg CaCO ₃ /l)			
		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂	
		AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF
VII	Max	635	1520	635	1520	340	400	340	350	441	1284	441	1326
	Min	495	1415	430	1445	275	325	275	275	255	1210	215	1298
	Méd	536	1478	524	1490	314	359	314	299	315	1237	303	1279
	σ	70	46	86	32	30	35	30	35	86	41	99	56
	n	4	4	4	4	4	4	4	4	4	3	4	4
	V (%)	13	3	16	22	10	10	10	12	27	3	33	5
VIII	Max	800	1500	800	1520	385	400	385	350	627	1288	627	1337
	Min	545	630	545	620	180	230	180	170	273	468	273	500
	Méd	678	1195	678	1196	284	315	284	279	478	973	478	999
	σ	96	376	96	388	77	61	77	70	145	348	145	353
	n	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	V (%)	14	32	14	32	27	19	27	25	3	36	30	35
IX	Max	785	1270	785	1400	300	525	300	275	582	928	582	1224
	Min	630	540	630	540	210	305	210	170	429	230	429	367
	Méd	707	844	707	923	263	436	263	237	523	536	523	756
	σ	57	385	57	433	34	81	34	40	61	351	61	420
	n	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
	V (%)	8	46	8	47	13	19	13	17	12	65	12	55

R1 - Reator 1
R2 - Reator 2
AF. - Afluente
EF. - Efluente

TABELA 7.9 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de pH, temperatura do afluente e efluente, sólidos suspensos do efluente e carga orgânica volumétrica aplicada aos Reatores 1 e 2 durante as Fases I, II e III.

FASES	VALOR	P A R Â M E T R O S															
		pH (unidade)				temperatura (°C)				sólidos suspensos (g/l)						carga org. vol. (KgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	
		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂		TOTAIS		FIXOS		VOLÁTEIS		R ₁	R ₂
		AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	R1	R2	R1	R2	R1	R2		
I	Max	7,0	7,2	7,0	7,3	22,5	22,5	22,5	22,5	0,220	0,218	0,028	0,040	0,192	0,210	0,65	0,65
	Min	4,0	5,8	5,2	5,8	16,0	16,0	16,0	16,0	0,097	0,010	0,004	0,003	0,093	0,006	0,35	0,32
	Méd	5,9	6,5	6,7	6,7	20,7	20,4	20,7	20,4	0,149	0,127	0,015	0,015	0,134	0,111	0,48	0,47
	σ	0,6	0,5	0,4	0,4	1,4	1,5	1,4	1,5	0,039	0,066	0,009	0,010	0,032	0,064	0,09	0,09
	n	24	25	25	25	26	25	26	25	8	9	8	9	8	9	13	13
	V(%)	10	8	6	6	7	7	7	7	26	52	60	67	24	58	18	19
II	Max	7,4	7,0	7,4	7,1	20,0	20,0	20,0	20,0	0,186	0,151	0,022	0,023	0,140	0,128	1,10	1,10
	Min	5,2	6,3	5,3	6,2	15,0	15,0	15,0	15,0	0,103	0,080	0,000	0,000	0,100	0,081	0,78	0,73
	Méd	6,2	6,5	6,3	6,7	18,6	18,3	18,5	18,2	0,133	0,109	0,010	0,007	0,116	0,103	0,93	0,94
	σ	0,7	0,2	0,1	0,3	1,7	1,6	1,7	1,7	0,030	0,023	0,010	0,009	0,015	0,019	0,09	0,14
	n	17	17	17	16	17	17	17	17	6	7	6	7	6	7	8	7
	V(%)	11	3	15	5	9	9	9	9	23	21	100	130	13	18	10	15
III	Max	6,6	6,8	6,9	7,0	20,0	20,0	20,0	20,0	0,137	0,107	0,016	0,018	0,116	0,105	2,35	2,35
	Min	5,6	6,1	6,2	6,2	16,0	15,0	16,0	16,0	0,110	0,084	0,001	0,004	0,101	0,080	1,60	1,60
	Méd	6,1	6,4	6,6	6,5	18,0	17,8	18,0	17,9	0,119	0,097	0,007	0,011	0,110	0,090	1,98	1,98
	σ	0,7	0,2	0,5	0,2	1,7	1,8	1,6	1,8	0,012	0,009	0,007	0,005	0,006	0,010	0,28	0,28
	n	2	13	2	14	13	13	14	14	4	4	4	4	4	4	5	5
	V(%)	11	3	8	3	9	10	9	10	10	9	100	45	6	11	14	14

R1 - Reator 1
 R2 - Reator 2
 AF. - Afluente
 EF. - Efluente

TABELA 7.10 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de pH, temperatura do afluente e efluente, sólidos suspensos do efluente e carga orgânica volumétrica aplicada aos Reatores 1 e 2 durante as Fases IV, V e VI.

FASES VALOR		P A R Â M E T R O S															
		pH (unidade)				temperatura (°C)				sólidos suspensos (g/l)						carga org. vol. (Kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	
		R ₁		R ₂		R ₁		R ₂		TOTAIS		FIXOS		VOLÁTEIS		R ₁	R ₂
		AF	EF	AF	EF	AF	EF	AF	EF	R1	R2	R1	R2	R1	R2		
IV	Max	6,9	6,6	7,4	6,7	20,0	21,0	20,0	21,0	-	-	-	-	-	-	3,92	3,96
	Min	6,1	5,9	5,6	6,0	15,0	15,0	15,0	15,0	-	-	-	-	-	-	2,50	2,23
	Méd	6,3	6,2	6,4	6,3	17,8	17,8	17,7	17,9	0,074	0,057	0,003	0,001	0,071	0,056	3,12	3,14
	σ	0,3	0,2	0,6	0,2	1,9	2,3	2,1	2,3	-	-	-	-	-	-	0,73	0,85
	n	12	12	12	12	11	11	11	11	1	1	1	1	1	1	3	3
	V(%)	5	3	9	3	10	13	12	12	-	-	-	-	-	-	23	27
V	Max	6,6	7,6	6,8	7,5	23,0	23,0	23,0	23,0	0,161	0,191	0,015	0,014	0,158	0,188	1,90	1,95
	Min	5,3	6,8	5,1	7,0	19,0	19,0	19,0	19,0	0,102	0,116	0,000	0,003	0,091	0,102	1,40	1,40
	Méd	5,7	7,1	5,7	7,3	21,3	21,6	21,4	21,3	0,123	0,144	0,006	0,007	0,117	0,137	1,56	1,61
	σ	0,6	0,2	0,7	0,2	1,5	1,5	1,6	1,5	0,033	0,041	0,008	0,005	0,036	0,045	0,23	0,25
	n	8	10	8	10	9	9	9	9	3	3	3	3	3	3	4	4
	V(%)	11	3	12	3	7	7	7	7	29	29	180	71	30	33	15	16
VI	Max	7,0	7,8	7,2	7,6	21,0	21,0	21,0	21,0	0,161	0,330	0,013	0,025	0,148	0,305	4,60	4,60
	Min	5,2	7,0	5,4	7,1	17,0	16,0	17,0	16,0	0,075	0,083	0,007	0,008	0,068	0,075	3,04	3,14
	Méd	6,2	7,3	6,4	7,4	18,4	18,4	18,4	18,6	0,118	0,207	0,010	0,017	0,108	0,190	4,05	4,08
	σ	0,6	0,3	0,6	0,2	1,3	1,7	1,3	1,9	0,061	0,174	0,004	0,012	0,056	0,162	0,87	0,82
	n	10	11	10	11	10	10	10	10	2	2	2	2	2	2	3	3
	V(%)	10	4	9	3	7	9	7	10	52	71	40	71	52	85	22	20

R1 - Reator 1
R2 - Reator 2
AF. - Afluente
EF. - Efluente

TABELA 7.11 : Valores máximos, mínimos e médios, desvio padrão (σ) e coeficiente de dispersão (V) dos resultados das análises de pH, temperatura do afluente e efluente, sólidos suspensos do efluente e carga orgânica volumétrica aplicada aos Reatores 1 e 2 durante as Fases VII, VIII e IX.

		P A R Â M E T R O S															
FASES	VALOR	pH (unidade)				temperatura (°C)				sólidos suspensos (g/l)						carga org.vol. (KgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	
		R ₁		F ₂		R ₁		R ₂		TOTAIS		FIXOS		VOLÁTEIS		R ₁	R ₂
		Af	EF	Af	EF	Af	EF	Af	EF	R1	R2	R1	R2	R1	R2		
VII	Max	6,8	7,2	6,4	7,2	20,5	21,5	20,5	21,5	0,115	0,130	0,016	0,015	0,100	0,116	6,60	6,60
	Min	6,0	6,9	6,0	7,0	18,0	18,0	18,0	18,0	0,086	0,086	0,009	0,004	0,009	0,032	5,21	5,21
	Méd	6,3	7,0	6,2	7,1	18,4	18,6	18,4	18,6	0,103	0,106	0,013	0,011	0,060	0,095	5,86	5,86
	σ	0,3	0,1	0,2	0,8	1,0	1,8	1,0	1,4	0,015	0,022	0,004	0,006	0,047	0,018	0,63	0,63
	n	6	6	6	6	6	6	6	6	3	3	3	3	3	3	4	4
	V(%)	5	1	3	11	5	8	5	8	15	21	31	55	78	19	11	11
VIII	Max	6,9	7,2	6,9	7,5	24,0	24,0	24,0	24,0	0,210	0,219	0,032	0,035	0,1092	0,196	10,89	10,89
	Min	5,7	6,6	5,8	6,7	17,0	18,0	17,0	18,0	0,094	0,139	0,010	0,015	0,084	0,122	14,16	14,16
	Méd	6,4	7,0	6,4	7,0	20,8	20,8	20,8	20,8	0,157	0,172	0,019	0,023	0,139	0,143	12,83	12,83
	σ	0,4	0,2	0,3	0,2	2,2	2,0	2,2	2,0	0,045	0,029	0,008	0,007	0,041	0,031	1,4	1,4
	n	12	12	12	12	12	12	12	12	6	6	6	6	6	6	4	4
	V(%)	6	3	5	3	11	10	11	10	29	17	42	30	29	22	13	13
IX	Max	7,5	7,0	7,5	7,1	26,0	26,0	23,0	28,0	0,140	0,219	0,031	0,042	0,109	0,116	7,50	7,50
	Min	5,3	5,8	5,4	6,0	17,0	17,0	18,0	18,0	0,086	0,124	0,000	0,013	0,074	0,106	5,84	5,84
	Méd	6,6	6,4	6,6	6,6	20,6	20,6	21,1	21,1	0,105	0,157	0,014	0,024	0,091	0,133	6,97	6,97
	σ	0,6	0,4	0,6	0,3	2,3	2,3	2,7	2,7	0,030	0,053	0,016	0,016	0,018	0,038	0,63	0,63
	n	14	14	14	14	14	14	14	14	3	3	3	3	3	3	6	6
	V(%)	9	6	9	5	4	4	13	13	29	34	114	66	20	29	9	9

R1 - Reator 1
R2 - Reator 2
Af. - Afluente
EF. - Efluente

TABELA 7.12 : Valores dos resultados médios de SSV convertidos em DQO (calculada) e a diferença da DQO média do efluente não centrifugado e centrifugado (DQO real) para Reator 1 (R_1) e Reator 2 (R_2) em cada fase.

FASES	SSV (mg/l)		DQO (mg/l) calculada*		DQO (mg/l) real**	
	R_1	R_2	R_1	R_2	R_1	R_2
I	134	111	190	158	77	135
II	116	103	165	146	71	45
III	110	90	156	128	44	46
IV	71	56	101	80	34	60
V	117	137	166	195	63	34
VI	56	162	80	230	32	45
VII	60	95	85	135	65	30
VIII	139	143	197	204	54	77
IX	91	133	129	189	99	89

* DQO = 1,42 SSV

**DQO = DQO efluente não centrifugado menos a DQO do efluente centrifugado.

TABELA 7.13 : Variação da alcalinidade a bicarbonato em relação a alcalinidade total em cada fase

F A S E S	REATOR 1 (%)	REATOR 2 (%)
I	22	23
II	6	12
III	27	29
IV	33	26
V	13	10
VI	16	12
VII	16	14
VIII	19	17
IX	36	18

TABELA 7.14 : Resultados da porcentagem de metano existente no efluente gasoso dos Reatores 1 e 2

DIA DE OPERAÇÃO	M E T A N O (%)	
	REATOR 1	REATOR 2
31º	69	68
40º	64	76
52º	68	69
81º	64	67
153º	60	62
179º	57	63

TABELA 7.15 : Resultado da análise de atividade específica do lodo dos Reatores 1 e 2 no 158º dia de operação.

R E A T O R	ATIVIDADE ESPECÍFICA
	(KgCH ₄ -DQO.KgSSV ⁻¹ .d ⁻¹)
1	0,14
2	0,34

TABELA 7.16 : Resultados das análises das amostras de lodo retiradas nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 dos Reatores 1 e 2 no 158º dia de operação.

REATOR	PARÂMETROS		DQO (g/l)	pH	NITROGÊNIO TOTAL (mg/l)	S Ó L I D O S (g/l)			SÓLIDOS SUSPENSOS (g/l)		
						TOTAIS	FIXOS	VOLÁTEIS	TOTAIS	FIXOS	VOLÁTEIS
1	PONTO	1	17,740	6,4	1792	24,6	3,5	21,0	16,6	1,7	14,9
	PONTO	2	22,020	6,3	1823	23,7	3,5	20,5	13,8	1,6	12,2
	PONTO	3	23,580	6,3	1830	-	-	-	18,4	2,5	15,8
2	PONTO	1	22,520	6,2	1906	30,6	4,9	25,3	25,6	4,6	21,0
	PONTO	2	32,800	5,9	1940	28,1	3,0	25,1	24,1	2,1	22,0
	PONTO	3	27,620	6,1	2350	29,7	4,3	25,5	23,4	3,0	20,5

TABELA 7.17 : Resultado das análises de pH das amostras retiradas nos pontos de amostragens 1, 2 e 3 dos Reatores 1 e 2 durante os últimos 5 dias de operação

DIA DE OPERAÇÃO	REATORES	pH (unidade)					
		REATOR 1			REATOR 2		
		PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3
175º		6,2	6,8	6,6	6,5	6,6	6,5
176º		6,2	7,0	6,8	6,3	7,2	7,0
177º		5,8	6,5	6,7	5,9	6,7	6,7
178º		6,0	6,8	6,7	6,0	6,7	6,7
179º		6,1	6,9	6,7	6,1	6,8	6,7

FIGURA 7.8 : Variação das cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas durante os 179 dias de operação

FIGURA 7.9 : Valores médios das cargas orgânicas volumétricas em função dos valores médios da DQO do afluente (centrifugado e não centrifugado), da eficiência de remoção de DQO e da concentração de sólidos suspensos do efluente dos Reatores 1 e 2.

OS ALGARISMOS ROMANOS INDICAM AS FASES DE OPERAÇÃO

FIGURA 7.10 : Valores médios das cargas orgânicas volumétricas em função dos valores médios de pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis do efluente dos Reatores 1 e 2.

7.3.2 - Discussão dos Resultados

7.3.2.1 - Período de Partida dos Reatores

Definiu-se como período de partida dos reatores anaeróbios neste trabalho como o tempo que estes gastaram para atingir estado estacionário principalmente na análise de eficiência de remoção de DQO.

Observando-se as Figuras 7.9 e 7.10 verifica-se que durante as cinco primeiras fases ocorrem variações significativas dos valores dos parâmetros estudados, porém da Fase VII a Fase VIII observa-se uma tendência de estabilização destes. Durante estas fases os reatores apresentaram eficiência média de remoção de DQO (para efluente centrifugado e não centrifugado) entre 75 e 80% e também encontravam-se estabilizados a níveis satisfatórios alcalinidade total e a bicarbonato, ácidos voláteis e pH.

Neste sentido definiu-se no 161º dia (final da Fase VIII) a finalização do período de partida dos Reatores 1 e 2, quando estes operavam com carga orgânica e hidráulica volumétrica de $12,83 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $6 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ respectivamente.

CAMACHO (14) adotou como o período de adaptação dos microrganismos presentes no inóculo do despejo em estudo, o período necessário para se atingir eficiência de remoção de DQO de 70% ou mais, que foi de aproximadamente 88 dias.

Para reatores utilizando como inóculo lodo não adaptado este período é satisfatório pois ZEEUW (46) indica um tempo de partida de 2 a 6 meses para reatores inoculados com este tipo de lodo.

A seguir serão apresentados os parâmetros analisados durante o período de operação dos reatores.

7.3.2.2 - Cargas Orgânicas e Hidráulicas Volumétricas

Os valores das cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas aplicadas aos reatores durante todo período de operação encontram-se na Figura 7.8. Deve-se notificar que foram graficados somente os pontos de carga orgânica volumétrica referentes ao Reator 1, pois os valores para ambos reatores foram muito próximos.

As cargas orgânicas volumétricas foram calculadas através dos valores de DQO das amostras do afluente dos reatores coletadas imediatamente após a preparação do substrato e no dia seguinte quando eram coletadas amostras do afluente e efluente (Tabelas A1 a A6). Os valores de cargas orgânicas volumétricas analisados e colocados na Figura 7.8 correspondem aos calculados através dos valores de DQO das amostras do afluente retirados concomitantemente às do efluente dos reatores. Assumiram-se estes valores para efeito de análise como fator de segurança, pois por observação das Tabelas A1 a A6 verificou-se variações significativas ocorridas nos valores de DQO do afluente durante o armazenamento do substrato.

Na Fase I as cargas orgânicas volumétricas foram calculadas através dos valores de DQO das amostras do afluente obtidas no momento em que este foi preparado, pois ainda nesta fase não se tinha tomado conhecimento das variações de DQO do substrato em função do período de armazenamento.

Os baixos valores do coeficiente de dispersão (V), como mostram as Tabelas 7.9, 7.10 e 7.11, indicam que as variações das cargas analisadas não foram significativas.

7.3.2.3 - DQO e Eficiência de Remoção de DQO

Os resultados de DQO do efluente e da eficiência de remoção de DQO dos Reatores 1 e 2 são extremamente importantes para a verificação do desempenho destes no tratamento de águas residuárias.

De maneira geral os Reatores 1 e 2 apresentaram com-

portamento semelhante em relação aos parâmetros citados como pode ser observado através da Figura 7.9. Ambos apresentaram eficiência média de remoção de DQO geralmente maior que 70% indicando bom desempenho destes.

Pode-se observar pelas Tabelas 7.3, 7.4 e 7.5 que os dados obtidos de DQO do afluente e efluente e eficiência de remoção de DQO apresentaram baixos coeficientes de dispersão. Este resultado indica que as variações ocorridas durante cada fase não foram significativas e a análise em função dos valores médios não é desfavorável. Pode-se observar que o coeficiente de dispersão é menor para os valores de DQO e eficiência de remoção de DQO do efluente centrifugado dos reatores, indicando que a presença de sólidos do efluente dos reatores é responsável pela maior variação nos resultados obtidos quando o efluente não é centrifugado.

A Figura 7.9 indica que com baixas cargas orgânicas volumétricas (até aproximadamente $3 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) ocorreram variações significativas, em relação a cada fase, para os valores médios de DQO do efluente e de eficiência de remoção em ambos reatores. É provável que esse comportamento esteja relacionado com a adaptação dos microrganismos às condições ambientais nas fases iniciais de operação. Verifica-se ainda que até $3 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ o Reator 2 apresentou valores médios de eficiência de remoção de DQO maiores que o Reator 1 (com exceção da Fase IV), indicando que talvez para baixas cargas orgânicas volumétricas o reator inoculado com lodo livre consegue adaptar-se melhor. Os reatores operando com cargas orgânicas volumétricas maiores que $4 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ tendem a apresentar menores variações dos valores médios de DQO do efluente e de eficiência de remoção de DQO. A seguir estes parâmetros serão analisados em cada fase permitindo melhor compreensão do comportamento dos dois reatores.

Na Fase I verificam-se altos valores de concentração média de DQO, que são os maiores valores apresentados durante

todas as fases de operação atingindo até 761 e 671mg/l no efluente não centrifugado e 684 e 536mg/l no efluente centrifugado dos Reatores 1 e 2 respectivamente. Porém a eficiência média de remoção de DQO em relação ao efluente centrifugado e não centrifugado do Reator 2 atingiu valores de 81 e 71%. Em relação ao efluente centrifugado o desempenho deste reator foi muito bom, porém ocorreu diferença significativa entre as eficiências de remoção dos efluentes centrifugado e não centrifugado. Este comportamento pode ser consequência da saída de lodo junto ao efluente do reator inoculado com células livres, que teria influenciado de maneira significativa na eficiência de remoção de DQO na fase inicial de operação. Porém o gráfico de SSV (Figura 7.9) não é definitivo para essas conclusões pois não indica maior concentração de SSV no efluente do Reator 1 na Fase I, apesar desta concentração ser razoavelmente alta. O Reator 1 apresentou pior desempenho em relação a eficiência média de remoção de DQO que foi de 71 e 66% em relação ao efluente centrifugado e não centrifugado respectivamente.

Este comportamento pode indicar que com cargas orgânicas volumétricas baixas a produção de gás é baixa e com carga hidráulica baixa a agitação do meio também é baixa, podendo ocasionar dessa maneira muitas zonas mortas nos reatores diminuindo o contato do substrato com os microrganismos. Sob este ponto de vista, talvez o contato do substrato com as matrizes de gel agar seja mais difícil, devido ao maior volume que estas ocupam no reator, sendo necessário maior agitação para poder diminuir o problema das zonas mortas. Por sua vez as células livres estando mais concentradas em volume menor no reator, podem talvez com menor dificuldade serem alimentadas pelo substrato (verificar Figuras 827 e 828 que indicam a altura do leito de lodo). Não se pode deixar de citar ainda o problema encontrado pelas células imobilizadas no que diz respeito a difusão de substrato como cita KARUBE (61) em seu trabalho. Estas necessitam de algum tempo para que o substrato consiga

se difundir pelos poros das matrizes e atingir os microrganismos.

Na Fase II os valores obtidos de DQO médio do efluente dos reatores atingem valores menores em relação a Fase I e resultaram nos menores valores obtidos durante todas as fases de operação. Os Reatores 1 e 2 apresentam respectivamente para o efluente não centrifugado concentração de 458 e 381mg/l e para o efluente centrifugado 387 e 337mg/l, indicando bom desempenho para ambos reatores, verificando-se, porém, o melhor desempenho do Reator 2.

Nesta fase, em relação a fase anterior, encontra-se maior eficiência média de remoção e menor diferença da eficiência entre o efluente centrifugado e não centrifugado, indicando menor concentração de lodo no efluente dos reatores.

Nas Fases III e IV os valores médios de DQO do efluente centrifugado e não centrifugado atingem níveis praticamente semelhantes aos valores obtidos nas Fases VII e VIII (final de operação). Caso não ocorresse a diminuição das cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas na Fase V, talvez os valores de DQO não sofressem as variações que ocorreram nesta e na Fase VI.

Ainda nas Fases III e IV ocorreu a diminuição da eficiência média de remoção de DQO com o aumento da carga orgânica volumétrica para os dois reatores. Na Fase III o Reator 2 apresentou maior eficiência média de remoção de DQO que o Reator 1 ocorrendo o inverso na Fase IV. As diferenças entre a eficiência média de remoção de DQO do efluente centrifugado e não centrifugado são pequenas (3%) e semelhantes para ambos reatores nestas fases.

A Fase V corresponde ao período em que os reatores passaram a ser operados com cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas menores que as aplicadas na Fase IV, isto é, a carga orgânica volumétrica passou de 3,0 a 1,6 KgDQO.m⁻³.d⁻¹ e a

hidráulica de 2,0 a 1,0 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Em relação a Fase IV, a concentração média de DQO do efluente aumentou para o Reator 1 e diminuiu para o Reator 2. A eficiência média de remoção de DQO para o Reator 1 foi 68 e 65% e para o Reator 2 foi 78 e 73% em relação ao efluente centrifugado e não centrifugado respectivamente. Pode-se verificar que a diminuição das cargas influenciou positivamente o comportamento das células livres que talvez possa ser explicado segundo os comentários feitos para a Fase I de operação.

Ao passar da carga orgânica volumétrica de 1,6 (Fase V) a 4,0 $\text{KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ (Fase VI), a concentração média de DQO do efluente centrifugado e não centrifugado diminuiu para o Reator 1 e permaneceu praticamente constante para o Reator 2, sendo que a eficiência de remoção de DQO aumentou para os dois reatores.

A partir da Fase VI o comportamento do Reator 1 tende a estabilizar em relação a concentração de DQO do efluente e a eficiência de remoção de DQO e o Reator 2 atinge estabilidade em relação a estes parâmetros somente a partir da Fase VII.

Na Fase VII os reatores apresentaram comportamentos idênticos obtendo bom desempenho, porém o Reator 2 teve eficiência média diminuída em relação a Fase VI enquanto que o Reator 1 a manteve praticamente constante.

Da Fase VII para a VIII ocorreu aumento de carga orgânica volumétrica de 5,87 para 12,87 $\text{KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ não tendo ocorrido grandes variações nos valores de DQO do efluente e eficiência de remoção. Os valores de DQO do efluente do Reator 1 permaneceram praticamente constantes e aumentaram para o Reator 2. A eficiência de remoção permaneceu praticamente constante para o Reator 2 obtendo-se na Fase VIII, 78 e 75% em relação ao efluente centrifugado e não centrifugado respectivamente. O Reator 1 apresentou aumento na eficiência de remoção da Fase VII para a VIII obtendo 80 e 77% em relação ao efluente centrifugado e não centrifugado respectivamente.

A partir desses valores observa-se que o Reator 1 obteve melhor desempenho no final do processo de partida, porém ambos reatores estavam estabilizados com tempo de detenção de 4 horas e carga orgânica e hidráulica volumétrica de $12,83 \text{ KgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e $6\text{m}^3.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

Deve-se analisar ainda que nesta fase a produção de gás já estava bastante alta e a carga hidráulica também, proporcionando assim boa agitação em ambos reatores, influenciando talvez nos resultados obtidos. As matrizes de gel agar já se encontravam arrebatadas e sem formas, diminuindo assim o problema da difusão apesar destas ainda se encontrarem na forma de flocos e estarem semelhantes as células livres (vide Figuras 7.6 e 7.7).

É provável que o tipo de lodo formado em ambos reatores (floculento) tenha sido afetado por problemas de difusão do substrato. O estudo efetuado, no entanto, não permite determinar a extensão desse efeito no desempenho dos reatores.

É necessário documentar que não podem ser dadas explicações definitivas a respeito do comportamento de ambos reatores principalmente na fase inicial de operação, quando as variações são muito significativas e de difícil análise. Outros tipos de testes deverão ser realizados para confirmar o comportamento dos reatores durante o período de operação.

Destaque deve ser dado ao fato de não ter sido indicado nas Figuras 7.9 e 7.10 o ponto referente ao tempo de detenção de 6 horas e cargas orgânicas de aproximadamente $7 \text{ KgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ (Fase IX). Como explicado anteriormente, a diminuição do tempo de detenção na Fase IX é decorrente da necessidade de diminuir o excesso de lodo que se encontra nos reatores. Porém além da diminuição do tempo de detenção e cargas orgânicas e hidráulicas houve retiradas de lodo inclusive da parte inferior dos reatores (lodo ativo), como pode ser observado pela Tabela 7.2. Nesta fase, os microrganismos mais

ativos eram encontrados na parte inferior dos reatores e com a retirada destes talvez fosse necessário dar outra partida aos reatores.

Comparando-se o comportamento dos Reatores 1 e 2 na Fase VIII e IX (Tabela 7.3, 7.4 e 7.5) verifica-se que o Reator 2 apresenta eficiência média de remoção praticamente constante durante estas fases e o Reator 1 diminui a eficiência de remoção de uma fase para outra.

Este comportamento do Reator 1 deve ter sido consequência da maior retirada de lodo que ocorreu neste reator e principalmente pela maior quantidade retirada do ponto 1 na parte inferior (verificar Tabela 7.2).

Pode-se observar através das Figuras B2 e B4 o comportamento dos reatores em relação a DQO durante os dias de operação referentes a Fase IX e verifica-se que de maneira geral o Reator 2 apresentou valores mais altos de eficiência de remoção de DQO indicando o desequilíbrio que ocorreu no Reator 1.

A nível de comparação serão citados os resultados obtidos por LETTINGA (39) que utilizou reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo no tratamento de vários tipos de águas residuárias.

- DQO afluente: 5000 e 6000mg/l
- *carga orgânica volumétrica: 4 - 5 KgDQO.m⁻³.d⁻¹
- *eficiência de remoção: 95%
- volume do reator: 6l l.
- θ_h : 48 - 24h
- DQO afluente: 6000 - 9500mg/l
- *carga orgânica volumétrica: 10 - 14
- *eficiência de remoção: 84 - 95%
- volume do reator: 18 l.
- θ_h : 12 - 24h
- DQO efluente: 1500mg/l
- carga orgânica volumétrica: 7 - 8 KgDQO.m⁻³.d⁻¹
- eficiência de remoção: 90%

- volume do reator: 18 l.
- θ_h : 5h

* Foram calculadas em relação ao efluente dissolvido.

CARVALHO (15) apresentou os seguintes resultados trabalhando com lodo anaeróbio imobilizado em gel agar:

- DQO : 17.000mg/l
- carga orgânica volumétrica: $2,43 \text{ KgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$
- eficiência de remoção: 90%
- volume do reator: 700ml

7.3.2.4 - Sólidos Suspensos

Pode-se observar através das Tabelas 7.9, 7.10 e 7.11 que os valores da concentração de sólidos suspensos em cada fase apresentaram coeficiente de dispersão muito diferentes para os reatores, chegando a atingir valores muito altos em algumas fases e indicando que durante estas é difícil determinar uma tendência no comportamento dos reatores. Os dados médios de sólidos suspensos serão analisados de maneira geral e explicações mais detalhadas serão dadas em algumas fases em que aparecer algum comportamento definido.

No estudo dos reatores anaeróbios a análise de SSV é indicativa da concentração de bactérias anaeróbias que existe na amostra do efluente, sendo muito importante para verificação da potencialidade do reator em conservar os microrganismos em seu interior que é o objetivo dos reatores não convencionais. No caso em estudo, o lodo anaeróbio no interior dos reatores estava presente sob diferentes condições: em um o lodo estava aprisionado em matrizes de gel agar (Reator 1) e em outro o lodo estava livre (Reator 2).

Foram realizadas análises com o gel agar em relação a SSV e verificou-se que este apresenta 15g/l de SSV quando presente em solução a concentração de 2% (peso/volume).

Como já discutido em outros itens, no início da opera

ção as matrizes de gel agar encontravam-se com as formas originais e no período final apresentavam-se reduzidas a frações bem menores. Portanto, deve-se levar em consideração a possibilidade de ter ocorrido a emissão de pequenas partículas de gel agar e lodo juntamente com o efluente. Nesse caso, o agar teria contribuído com certa porcentagem de SSV nas amostras do efluente.

Não houve a possibilidade de se quantificar a fração de agar nos valores de SSV obtidos, e, portanto, nenhuma conclusão definitiva pode ser extraída dos dados a esse respeito.

Como não foi possível quantificar a influência do gel agar nas amostras do efluente do Reator 1, a análise dos resultados de SSV não levarão em conta esse aspecto.

De maneira geral pode-se observar na Figura 7.9 que nas fases iniciais (I, II, III e IV) o Reator 1 apresentou maior concentração média de SSV no efluente e a partir da Fase V este comportamento foi observado para o Reator 2. Da Fase V para a Fase VI ocorreu variação da carga hidráulica volumétrica de 1,0 a 2,0 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e verificou-se no efluente do Reator 1 maior concentração média de SSV (0,19g/l), SST e SSF em relação ao Reator 2 (0,10g/l).

Na Fase VII ocorreu aumento da carga hidráulica volumétrica. A concentração de SSV no efluente dos reatores diminui. Os Reatores 1 e 2 apresentaram concentrações médias de 0,060 e 0,095g/l respectivamente, verificando-se que o Reator 2 apresentou maior concentração de SSV média no efluente nesta fase.

Da Fase VII para VIII a carga hidráulica volumétrica passou de 3,0 para 6 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, o que resultou numa grande expansão de lodo no interior dos reatores. A concentração de SSV média no efluente aumentou em relação a Fase VII de maneira semelhante para ambos reatores (aproximadamente 0,14g/l). Nesta fase o aspecto do lodo presente nos dois reatores era bastante

semelhante, não existindo praticamente diferenças físicas entre eles (vide Figuras 7.6 e 7.7), o que talvez tenha sido responsável pelo resultado apresentado.

De maneira geral a concentração de SSV média junto ao efluente dos reatores foi alta comparando-se com o trabalho de CAMACHO (14) que apresentou concentração de SSV no efluente de 58 a 42mg/l, porém o autor trabalhou com DQO no afluente de aproximadamente 500mg/l e carga hidráulica volumétrica de $3,2\text{m}^3.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ (última fase).

Sabe-se que a concentração de SSV multiplicada pelo fator 1,42 indica muito bem o valor de DQO relativa a este parâmetro. Dessa maneira para cada fase calculou-se os valores de DQO a partir dos valores de SSV médio ($\text{DQO}=1,42 \text{ SSV}$) e também calculou-se a diferença entre a DQO do efluente centrifugado e não centrifugado (DQO real) como pode-se constatar na Tabela 7.12.

Analisando-se os valores obtidos pode-se verificar que em todas as fases os valores da DQO real foi menor que a DQO calculada, o que pode indicar que a metodologia de centrifugação do efluente para retirar os sólidos suspensos não foi satisfatória, pois provavelmente grande parte dos sólidos efluentes só seriam efetivamente removidos através de filtração. Melhor correlação poderia ser obtida através dos valores da DQO de amostras filtradas.

7.3.2.5 - Alcalinidade Total, Alcalinidade a Bicarbonato, pH e Ácidos Voláteis

Os parâmetros alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e ácidos voláteis estão relacionados entre si através da expressão 3.11. Quanto maior for a concentração de ácidos voláteis presente nos digestores, maior será a diferença entre a alcalinidade total e a alcalinidade a bicarbonato, a qual é responsável pelo tamponamento efetivo do sistema.

Pode-se observar através das Tabelas 7.6, 7.7 e 7.8 as diferenças ocorridas em cada fase entre os valores médios de alcalinidade total e alcalinidade a bicarbonato para os dois reatores. Estas diferenças são relativas a concentração de ácidos voláteis presente no sistema e na Tabela 7.13 encontram-se expressa em porcentagens a variação da alcalinidade total em relação a alcalinidade a bicarbonato ($(AT-AB)/AT$).

Nas Fases I, III e IV a IX, ocorreram os maiores valores da porcentagem de variação para os dois reatores (entre 22 e 36%) indicando que a influência dos ácidos voláteis na alcalinidade total foi maior nessas fases. Porém, nas Fases V, VI, VII e VIII, onde os valores das alcalinidades eram maiores devido a adição de uréia (será explicado a seguir com maiores detalhes) a porcentagem de variação foi menor, indicando que a interferência devida a ácidos voláteis nessas fases foi menor, em vista da presença efetiva de alcalinidade a bicarbonato no sistema. A Fase II apresentou as menores porcentagens de variação, 6% e 12% para o Reator 1 e 2 respectivamente. Comparando-se os valores de porcentagem de variação para os dois reatores, pode-se observar que durante as Fases I, II e III o Reator 1 apresentou valores menores de porcentagens de variação que o Reator 2 e a partir da Fase IV até a Fase IX a situação se inverteu indicando valores maiores para o Reator 2.

Em relação aos coeficientes de dispersão os dados de alcalinidade total obtidos em cada fase e apresentados também nas Tabelas 7.6, 7.7 e 7.8, pode-se observar que em relação ao efluente dos reatores esses valores atingiram níveis satisfatórios não ultrapassando a 22% para ambos reatores. Os menores valores foram obtidos nas Fases V, VI, VII (entre 2 e 16%) onde os valores de alcalinidade eram maiores, indicando maior estabilidade dos reatores em relação a este parâmetro. A diferença dos coeficientes de dispersão em relação aos Reatores 1 e 2 não foram significativas, indicando semelhanças nas variações dos dados de alcalinidade total em cada fase para os reatores.

Os valores do coeficiente de dispersão em relação aos dados de alcalinidade a bicarbonato foram baixos nas Fases V, VI e VII (entre 2% e 6%), porém nas outras fases este parâmetro chega a apresentar valores de até 36% (não incluindo a Fase IX). Da mesma forma os valores de coeficiente de dispersão foram próximos para os dois reatores em cada fase.

A Fase IX deve ser analisada separadamente devido a problemas já citados. Pode-se observar pela Tabela 7.13 que a porcentagem de variação foi de 36% e 18% para os Reatores 1 e 2 respectivamente, indicando que a concentração de ácidos voláteis no Reator 1 durante esta fase influenciou em maiores proporções a alcalinidade a bicarbonato. Não serão discutidos os coeficientes de dispersão nesta fase pois foi adicionada uréia somente durante os últimos dias de operação (a partir do 176º dia de operação).

Pode-se observar também através das Tabelas 7.6, 7.7 e 7.8 que o afluente dos reatores apresentou valores de coeficiente de dispersão relativamente altos para os resultados de alcalinidade total e alcalinidade a bicarbonato nas Fases IV, V, VI e VIII indicando que ocorreram variações significativas nos valores de alcalinidade do substrato armazenado durante os dias de operação relativos a cada fase.

As Tabelas 7.9, 7.10 e 7.11 indicam que o coeficiente de dispersão para os resultados de pH do efluente dos reatores em cada fase em geral está entre 3% e 5%, indicando que as variações de pH durante os dias referentes a cada fase não foram significativos. Observa-se ainda que os maiores coeficientes são obtidos para o afluente dos reatores que apresentam variações entre 5 e 12%. Os valores de pH que se encontram nestas tabelas referem-se ao substrato que permaneceu no reservatório por um certo período de tempo e sofrem acidificação. Os valores do substrato no momento em que é preparado atinge valores constantes de 7,7 e 7,8.

Pode-se observar através da Figura 7.14 que o comportamento do efluente de ambos reatores em relação a alcalinidade total média, alcalinidade a bicarbonato média e pH médio durante a aplicação das cargas são semelhantes. Porém o Reator 2 apresentou resultados médios maiores praticamente em todas as fases, apesar das diferenças entre os valores obtidos para cada reator serem muito pequenos. Verifica-se ainda que ocorreram picos nos valores médios desses parâmetros para ambos reatores, nas Fases V, VI e VII e este fato será analisado de maneira especial. Como exemplo serão citados os valores médios desses parâmetros nas Fases IV e V para os Reatores 1 e 2 respectivamente. Os valores médios de alcalinidade total elevaram-se de 666 e 734mgCaCO₃/l para 1508 e 1554mgCaCO₃/l, de alcalinidade a bicarbonato elevaram-se de 446 e 544mgCaCO₃/l para 1302 e 1399mgCaCO₃/l e de pH elevaram-se de 6,4 e 6,5 para 7,1 e 7,3.

A explicação para este fato é que durante 101º ao 151º e a partir do 176º dia de operação foi adicionada maior quantidade de uréia no substrato (0,5g/l) em relação a adicionada anteriormente (0,05g/l). Pode-se verificar com muita clareza que o suprimento de uréia gerou melhor tamponamento do sistema, propiciando assim ambiente mais adequado para o desenvolvimento microbiano, mantendo o pH entre 7,0 e 7,4. Nas Fases I, II, III e IV, o pH médio manteve-se baixo para ambos reatores entre 6,2 e 6,5 para o Reator 1 e 6,3 e 6,8 para o Reator 2, indicando baixa capacidade de tamponamento nestas fases.

Pode-se verificar através das Figuras B21 a B24, referentes aos valores a alcalinidade a bicarbonato, a tendência dos resultados deste parâmetros durante os dias de operação em cada fase. Durante as Fases I e II ocorreu aumento gradativo dos valores até estes se estabilizarem num ponto (por volta de 800mgCaCO₃/l para ambos reatores) e a partir do momento que a carga orgânica volumétrica aumentou os valores diminuíram e voltaram a elevar-se novamente (até aproximadamente 740 e 700

mg/l para os Reatores 1 e 2 respectivamente) este comportamento indica que o sistema durante o período de adaptação a carga inicial ($0,48 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) produziu alcalinidade gradativamente até chegar a um ponto de estabilidade e quando este equilíbrio foi quebrado pela aplicação de nova carga orgânica ($0,93 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) a alcalinidade diminuiu e a tendência foi a mesma observada na Fase I. Porém na Fase I pode-se observar para ambos reatores que no início da operação ocorreu queda nos valores porém o Reator 1 começou a produzir alcalinidade a partir do 10º dia e o Reator 2 a partir do 19º dia. Durante as Fases III e IV observa-se certa estabilidade dos resultados (verificar coeficiente de dispersão) não se observando a mesma tendência anteriormente indicada. Pode-se observar ainda que até a Fase IV os valores de alcalinidade diminuíram de fase para fase em ambos reatores. Durante as Fases V, VI e VII observa-se estabilidade para os reatores por volta de $1300 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$.

O trabalho de CARVALHO (15) indica que a alcalinidade a bicarbonato aumentou gradativamente durante o período de operação até atingir estabilidade em torno de $8000 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$ para o reator inoculado com lodo imobilizado em gel agar trabalhando com DQO de 17.000 mg/l . CAMACHO (14) trabalhando com resíduos diluídos, 500 mg/l DQO, obteve alcalinidade a bicarbonato média em torno de $130 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$. A fase IX não foi colocada na Figura 7.15 pois nesta os resultados obtidos sofreram influência da retirada de lodo dos reatores e da adição de uréia a concentração de $0,5 \text{ g/l}$ somente a partir do 176º dia.

De maneira geral pode-se dizer que no reator contendo células livres ocorreu melhor tamponamento do sistema durante o decorrer da operação, apesar que não ocorreram diferenças significativas entre os dois reatores.

Em relação aos resultados médios obtidos de ácidos voláteis apresentados nas Tabelas 7.6, 7.7 e 7.8 observa-se que durante as Fases I, II e III o Reator 2 apresentou valores mé-

dios maiores que o Reator 1 e a partir da Fase IV a situação inverteu, porém não foram obtidos valores altos que pudessem comprometer o desenvolvimento do processo.

É interessante notar que nas Fases I e II, com aplicação de baixas cargas orgânicas ($0,47$ e $0,97 \text{ KgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$) as concentrações médias permaneceram baixas em ambos reatores. Deve-se analisar também o tempo de detenção de cada fase, que foi maior em relação às outras fases, pois quanto mais tempo o reator operar com uma determinada carga orgânica, mais tempo os microrganismos terão para se adaptar às novas condições, não permitindo o aumento da concentração de ácidos. A partir da Fase VI observa-se uma certa estabilidade na concentração de ácidos voláteis para ambos reatores. Por volta de 350 e $300 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$ para os Reatores 1 e 2 respectivamente, indicando que os reatores tinham atingido equilíbrio em relação ao este parâmetro. Deve-se acrescentar que a Fase IX também não foi analisada em relação a ácidos voláteis.

Através das Figuras B23 e B25 pode-se observar que durante as Fases I, II e III ficou bem caracterizado para ambos reatores o comportamento dos microrganismos em relação a ácidos voláteis. No início da Fase I, a concentração de ácidos voláteis aumentou até 12º e 15º dia respectivamente para os Reatores 1 e 2, a partir desse dia a tendência para ambos foi a diminuição da concentração deste parâmetro até o dia da aplicação da carga correspondente a Fase II. Os dias iniciais apresentados referem-se ao período necessário aos microrganismos para se adaptarem às novas condições impostas. Durante a Fase II e III observou-se o mesmo comportamento onde nos dias subsequentes a aplicação de cada carga a concentração de ácidos voláteis aumentou e após curto período de tempo estes valores diminuíram até um determinado valor. Esta tendência pode ser explicada pelo fato das bactérias produtoras de ácido metabolizarem o substrato muito mais rapidamente que as metano bactérias e estas por sua vez conseguem utilizar apenas compostos de ca-

deias curtas como metanol, acetato, formiato, por exemplo e também H_2 e CO_2 . Dessa maneira pode ser que os desequilíbrios provocados pelo aumento da carga orgânica gerem aumento na concentração de ácidos orgânicos de cadeia maior que o ácido acético principalmente de ácido butírico e propiônico.

Nas Figuras B24 e B26 este comportamento não é claramente observado para os reatores em todas as fases devido talvez ao menor período de aplicação de cada carga orgânica volumétrica, porém nota-se maior estabilidade nos dados obtidos.

Porém, nota-se que a partir do 162º dia (Fase IX), os resultados obtidos para cada reator tornam-se muito diferentes, sendo que o Reator 1 apresenta valores muito altos em relação ao Reator 2. No 179º dia os Reatores 1 e 2 apresentaram respectivamente as concentrações de ácidos voláteis de 525 e $250mgCaCO_3/l$, e talvez se não tivesse sido interrompida a operação esta concentração tendesse a crescer. Este resultado mostra maior desequilíbrio no Reator 1 que no Reator 2 devido as medidas adotadas nesta Fase.

Destaque deve ser dado aos valores de alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato, ácidos voláteis e pH das amostras do afluente dos reatores analisados imediatamente após o preparo do substrato e após ficar horas armazenado (Tabela A7 a A20 e Figuras B13 a B28). Verifica-se através desses valores a ocorrência de processo de acidificação durante a permanência do substrato no reservatório

7.3.2.6 - Temperatura

Os reatores estiveram em operação sob temperatura ambiente, não existindo nenhum mecanismo para seu controle. Os reatores foram operados durante os meses de maio a outubro, passando por períodos de elevadas e baixas temperaturas ambiente.

As temperaturas médias variaram de $18^\circ C$ a $21,6^\circ C$ para

o afluente e efluente durante o período de operação como pode-se observar através das Tabelas 7.9, 7.10 e 7.11. O coeficiente de dispersão durante cada fase apresentou valores baixos, e não ultrapassando a 13% confirmando que não ocorreram variações significativas deste parâmetro. Em relação aos valores da temperatura do afluente e do efluente verifica-se que as variações foram insignificantes, devido ao fato de o reservatório de substrato e os reatores estarem no mesmo ambiente.

Sabe-se que a temperatura influi na velocidade de reação dos microrganismos, porém de maneira geral pode-se verificar através dos resultados de DQO, eficiência de remoção de DQO, alcalinidade e ácidos voláteis que as variações da temperatura não foram suficientes para afetar de maneira significativa as respostas dos reatores em relação a esses parâmetros.

7.3.2.7 - Evolução do Leito de Lodo

No início da operação as alturas do leito de lodo nos Reatores 1 e 2 eram marcadamente diferentes apresentando respectivamente os seguintes valores 33 e 9 cm.

A análise da Figura B27 indica que a altura do leito de lodo no Reator 1 diminuiu no início da operação (Fase I e II), pois as matrizes de gel agar estavam se reduzindo com o tempo de permanência destas no interior do reator. Porém, a partir do 60º dia a altura do leito começou a aumentar, em consequência do aumento da carga hidráulica volumétrica sendo que neste momento existiam muitas matrizes de gel que conservaram seu tamanho e forma e havia também os resíduos das matrizes que foram totalmente destruídas e encontravam-se sedimentados junto às matrizes na parte inferior do reator. O comportamento do Reator 2 foi diferente nestas fases iniciais da operação observando-se aumento na altura do leito de lodo devido ao aumento de carga orgânica e hidráulica e ao crescimento de microrganismos.

As Figuras B24 e B26 mostram que na Fase IV a altura do leito de lodo continuou a evoluir no Reator 1 e 2 devido ao aumento de carga hidráulica e orgânica. Porém na Fase V diminuíram-se as cargas e consequentemente a altura do leito. A partir da Fase VI a tendência da altura do leito de lodo nos dois reatores foi sempre aumentar até que no 140º dia o leito de lodo nos reatores estavam praticamente com a mesma altura (38cm) e continuaram a crescer. A partir do 147º dia foi necessário fazer retiradas de lodo dos reatores pois este tinha atingido a zona de sedimentação.

Em linhas gerais, a altura do leito de lodo no Reator 1 diminuiu até quando as cargas volumétricas aplicadas não foram suficientes para mascarar o efeito do desgaste das matrizes e consequente redução da altura do leito. A partir da Fase III as cargas foram suficientemente altas para encobrir o efeito do desgaste das matrizes e ocorreu aumento da altura do leito de lodo, porém as matrizes ainda estavam sendo reduzidas. O mesmo não ocorreu com o leito do Reator 2 que teve sempre o mesmo comportamento de aumento de altura do leito com aumento de carga e crescimento da massa de microrganismos. Deve-se saber que ocorreu crescimento de microrganismos também no Reator 1, inclusive CARVALHO (15) indica que talvez os microrganismos podem utilizar como alimento gel agar que estava solubilizado no meio líquido.

7.3.2.8 - Porcentagem de Metano Existente nos Gases

A porcentagem de metano nos gases é um fator que indica o desempenho dos reatores durante a conversão de matéria orgânica a gás. Quanto maior for a porcentagem de metano presente nos gases melhor será o desempenho do reator em relação a remoção de DQO.

Pode-se verificar através da Tabela 7.14 que a porcentagem de metano até o 81º dia foi boa, sendo que o Reator 2

apresentou valores de 62 a 76% e o Reator 1 57 a 69%. De maneira geral o Reator 2 apresentou maiores porcentagens de metano no efluente gasoso. Análise mais detalhada não é possível devido aos poucos resultados disponíveis.

CARVALHO (15) obteve melhores resultados em seu trabalho utilizando lodo anaeróbico imobilizado em gel agar quando obteve variação de 62 a 85% de metano presente nos gases.

No 153º dia de operação os reatores estavam sendo operados com tempo de detenção de 4 horas e percebe-se que a porcentagem de metano nos gases encontrava-se abaixo da obtida anteriormente. Neste dia já havia sido retirado dos reatores lodo anaeróbico ativo devido a grande expansão deste, e sem dúvida este procedimento influenciou na conversão de matéria orgânica a metano em ambos reatores. Porém no 179º dia (último dia de operação) verifica-se que a retirada de lodo desequilibrou principalmente o Reator 1 que obteve baixa porcentagem de metano nos gases (57%).

7.3.2.9 - Atividade Específica

Os ensaios de atividade específica do lodo foram realizados no Instituto de Pesquisa e Tecnologia (IPT) na cidade de São Paulo-SP. A metodologia utilizada nesta análise segue indicações feitas por ZEEUW (46).

A Tabela 7.15 indica que o lodo do Reator 1 possuía atividade específica menor que o do Reator 2 no final da operação (0,14 e 0,34 $\text{KgCH}_4 \cdot \text{DQO} \cdot \text{KgSSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ respectivamente) porém estes resultados talvez não traduzam o valor real deste parâmetro para o Reator 1.

A atividade específica é o parâmetro que indica a remoção de DQO efetuada por uma certa quantidade de microrganismos em determinado espaço de tempo, cuja unidade é expressa em $\text{KgDQO} \cdot \text{KgSSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$.

É necessário ter o conhecimento da concentração de mi

crorganismos existentes na amostra a qual usualmente é obtida pela análise de SSV. No Reator 1, o agar utilizado para imobilizar os microrganismos pode ter contribuído significativamente na análise de SSV, porém é muito difícil determinar a concentração de agar remanescente no lodo. Sob estas condições o cálculo da atividade específica do Reator 1 ficou comprometido e sabe-se que este deve na realidade ser maior. A solução seria utilizar outra metodologia para quantificar os microrganismos, mas neste tempo característico de amostra. Uma sugestão é analisar a quantidade de microrganismos através da concentração de proteína, uma vez que o agar não contribuiria para este cálculo.

ZEEUW (46) considera como lodo adaptado aquele que possui atividade específica maior que $0,2 \text{ KgCH}_4\text{-DQO.KgSSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, assim pode-se definir que o lodo presente no Reator 2 no final da operação era adaptado e provavelmente poderia ser utilizado em partida de outros reatores obtendo bons resultados. Porém, através das explicações citadas acima não pode ser concluído que o lodo presente no Reator 1 não estava adaptado.

7.3.2.10 - Análises Realizadas no Perfil dos Reatores

Analisando-se a Tabela 7.16 verifica-se que o Reator 2 obteve sempre os maiores valores das análises realizadas com excessão do pH.

Os resultados de SSV indicam que a concentração de microrganismos presentes no Reator 2 era maior que a do Reator 1 no final da operação, 158º dia, quando foi feita a última retirada de lodo dos reatores. Este resultado explica o comportamento do Reator 2 na Fase IX de operação, quando a eficiência de remoção de DQO diminui, concentração de ácidos voláteis aumenta e a porcentagem de metano nos gases diminui em relação a fases anteriores.

Devido a maior quantidade de microrganismos no Rea-

tor 2 é de se esperar que a concentração no lodo de Nitrogênio Total, seja maior que no Reator 1. Este mesmo comportamento explica os resultados de DQO.

A Tabela 7.17 apresenta os resultados de pH de amostras retiradas nos pontos 1, 2 e 3 do efluente dos reatores durante os últimos 5 dias de operação.

Pode-se observar que o ponto 1 apresenta os valores mais baixos de pH, tanto para o Reator 1 quanto para o Reator 2. Isto era de se esperar, pois este ponto encontra-se logo na entrada da alimentação dos reatores onde o substrato começa a sofrer acidificação.

Os valores de pH nos pontos 2 e 3 são maiores que os obtidos no ponto 1, pois os ácidos já estavam sendo consumidos, porém não se pode citar nenhuma tendência para o valor do pH nestes 2 pontos.

8. CONCLUSÕES

De maneira geral os reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo inoculados com lodo imobilizado em matrizes de gel agar e com lodo livre apresentaram bom desempenho em relação aos parâmetros analisados. Neste sentido conclui-se que o processo de imobilização não afetou negativamente a atividade dos microrganismos apesar do reator inoculado com lodo livre ter apresentado melhores resultados em relação a alguns parâmetros.

A seguir serão apresentadas conclusões específicas a respeito do comportamento dos reatores.

1 - O período de partida dos dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo foi igual a 161 dias, sendo considerado lenta mas dentro do esperado quando é utilizado como inóculo lodo anaeróbio não adaptado.

2 - No início da operação constatou-se para os dois reatores período de desequilíbrio a partir dos resultados de DQO do efluente, eficiência de remoção de DQO e ácidos voláteis do

do efluente. Porém no final da operação verificou-se que os reatores atingiram estado estacionário em relação a estes parâmetros.

3 - Com cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas baixas o reator inoculado com lodo livre apresentou melhor desempenho em relação a eficiência de remoção de DQO porém com cargas altas ocorreu o inverso com melhor desempenho do reator inoculado com lodo imobilizado.

4 - No final da operação os reatores apresentaram eficiência de remoção de DQO de 78 e 75% (Reator 2) e 80 e 87% (Reator 1) em relação ao efluente centrifugado e não centrifugado respectivamente. Esses resultados demonstram o bom desempenho dos reatores.

5 - A concentração de sólidos suspensos voláteis emitidos junto ao efluente foi alta durante todo período de operação. Esta conclusão vem da comparação com resultados obtidos em outros trabalhos. No entanto a DQO do afluente destes eram menores que as apresentadas nesta pesquisa.

6 - No início da operação a capacidade de tamponamento dos reatores foi insuficiente para a manutenção do pH, resultando em valores abaixo dos considerados ótimo para a metanogênese.

7 - A adição de maior concentração de uréia no substrato aumentou os valores da alcalinidade total, alcalinidade a bicarbonato e pH indicando que houve aumento na capacidade de tamponamento do sistema.

8 - O comportamento dos reatores em relação ao pH, alcalinidade total e alcalinidade a bicarbonato foi semelhante porém o reator inoculado com células livres apresentou maiores valores médios deste parâmetro concluindo-se que as condições de tamponamento foi melhor para este reator.

9 - A concentração de ácidos voláteis se manteve baixa para os dois reatores não atingindo concentrações tóxicas para os microrganismos.

10 - Durante as fases iniciais o reator inoculado com células livres gerou concentrações médias de ácidos voláteis maiores que o inoculado com lodo imobilizado, porém nas fases finais o comportamento foi o inverso.

11 - As variações ocorridas na temperatura do afluente e do efluente não influenciaram significativamente o desempenho dos reatores.

12 - As matrizes de gel agar contendo lodo imobilizado perderam as formas originais com o decorrer do tempo e apresentaram, no final da operação, aspecto semelhante ao lodo livre.

13 - As retiradas do lodo ativo dos reatores na Fase IX causaram desequilíbrio principalmente no Reator 1.

9. RECOMENDAÇÕES

Este trabalho de pesquisa é o pioneiro no estudo de partida de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo utilizando como inóculo lodo imobilizado em gel agar e a partir deste poderão ser retiradas novas linhas de pesquisas.

É importante lembrar que a área de imobilização microbiana é muito promissora como já foi destacado no levantamento bibliográfico apresentado anteriormente e o campo a ser estudado é muito grande.

Em vista dos resultados obtidos quando se concluiu que a utilização de lodo anaeróbio imobilizado em gel agar não é desfavorável à digestão anaeróbia podem ser feitas as seguintes recomendações para estudos futuros:

- 1 - Partida utilizando lodo anaeróbio imobilizado em gel agar aplicando-se desde o início altas cargas orgânicas e hidráulicas volumétricas.
- 2 - Efeito da resistência a difusão nas matrizes de gel agar contendo lodo imobilizado.

3 - Efeito da agitação no desempenho dos reatores contendo lo
do imobilizado.

4 - Efeito da concentração do substrato no desempenho dos reaa
tores inoculados com lodo imobilizado.

5 - Utilização de culturas puras imobilizadas em gel agar no
estudo da cinética dos processos anaeróbios.

10. BIBLIOGRAFIA

1. EBLEN, J.E et alii - "Design and operation of an up flow anaerobic sludge blanket reactor", Journal WPCF, 56, 9, 1059-1062, 1984.
2. SPEECE, R.E. - "Review - Environmental Requeriments for Anaerobic Digeston of Biomass (Advances in Solar Energy - An Annual Review of Research and Development)". Environmental Studies Institute, Drexel University, Philadelphia. Trabalho Datilografado.
3. LETTINGA, G. et alii - "Methane Production from Wastewater by Immobilized Methanogenic Bacteria", Biotechnol. and Bioeng., 22, 847-857, 1980.
4. YOUNG, J.C. - "Anaerobic Stabilization" - IOWA State University, Trabalho Datilografado.
5. ZEIKUS, J.G. et alii - "Microbial Populations in Digester", IN STAFFORD D.A.; WHEATLEY, B.I., and HUGHES, D.E., Anaerobic Digestion, London, Applied Science Publishers, 61-89, 1980.
6. PERES, C.S. - "Microbiologia da Digestão Anaeróbia", Trabalho apresentado no V Simpósio Nacional de Fermentação, Viçosa, Minas Gerais, julho, 1982.
7. SPEECE, R.E. - "Anaerobic Biotechnology of Industrial Wastewater Treatment", Environmental SCi. Technol, 17, 9, 416-427, 1983.
8. FORESTI, E. et alii - "Filtro Anaeróbio Piloto para Tratamento de Águas Residuárias de uma Indústria de Carne, XVI Congresso Inter-americano de Engenharia Sanitária, São Domingo, República Dominicana, 1978.

9. PIVELLI, R.P. - "Estudos sobre Aplicabilidade de Filtro Anaeróbio Piloto no Tratamento de Despejos de Indústria de Processamento de Batatas", Dissertação de Mestrado - EESC-USP, São Carlos, Brasil, julho, 1983.
10. ANDRAIN, E. - "Estudo sobre a Aplicabilidade de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente de Manta de Lodo no Tratamento de Efluentes de Fecularia", Dissertação de Mestrado - EESC-USP, São Carlos, 1983.
11. de PAULA Jr., D.R. - "Desempenho de um Filtro Anaeróbio Piloto no Tratamento de Águas Residuárias de uma Indústria de Conservas Alimentícias", Dissertação de Mestrado - EESC-USP, 1985.
12. AKUTSU, J. - "Emprego de Reator de Leito Fluidificado para Tratamento Biológico Anaeróbio de Águas Residuárias de uma Indústria de Conservas Alimentícias". - Dissertação de Mestrado - EESC-USP, 1984.
13. FERNANDES, J.A. - "Estudo sobre a Aplicabilidade de um REATOR UASB-AF no Tratamento de Águas Residuárias de Conservas de Tomate". Dissertação de Mestrado - EESC-USP, 1984.
14. CAMACHO, R.D.P. - "Desempenho de um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo Protótipo no Tratamento de Efluentes Líquidos de uma Indústria de Conservas Alimentícias Vegetais". - Dissertação de Mestrado - EESC-USP, 1986.
15. CARVALHO, J.L. - "Aplicação da Técnica de Imobilização de Lodo do Estudo de Tratamento Anaeróbio de Efluentes Líquidos" - Dissertação de Mestrado - EESC-USP, 1985.
16. HUGHES, D.E. - "What is Anaerobic Digestion" IN STAFFORD, D.A., WHEATLEY, R.I. e HUGHES, D.E. Anaerobic Digestion, London, Applied Science Publishers, 1-14, 1980.

17. SOUZA, M.E. - "Microbiologia da Digestão Anaeróbia" - CETESB, Trabalho Datilografado, 12p., 1975.
18. MOSEY, F. - "Mathematic Modelling of the Anaerobic Digestion Porcess: Regulatory Mechanisms for the Formation of Short - Chain Volatile Acids from Glucose", Wat. Sci. Tech., 15, 209-232, 1983.
19. MOSEY, F. - "Anaerobic Biological Treatment of Food Industry Wastewaters", presented on Annual Conference Buxton, September, 1980.
20. NOVAES, R.F.V. - "Microbiology of Anaerobic Digestion" - Trabalho apresentado no Seminário Internacional Sobre Tratamento Anaeróbio em Países Tropicais, São Paulo, agosto, 1986.
21. VAN DEN BERG, L. e KENNEDY, K.J. - "Potencial use of Anaerobic Processes for Industrial Waste Treatment", apresentado no Seminário de Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias, Pittsburg, Pennsylvania, USA, 1981.
22. SOUZA, M.E. - "Fatores que Influenciam a Disgetão Anaeróbia", Trabalho apresentado no V Simpósio Nacional de Fermentação, Viçosa, Julho, 1982.
23. SPEECE, R.E. et alii - "Nickel Stimulation of Anaerobic Digestion", Wat.Res., 17, 6, 677-683, 1984.
24. PEEFFER, J.T. - "Anaerobic Digestion Processes", In STAFFORD, D.A., WHEATLEY, B.I. and HUGHES, D.E., Anaerobic Digestion, London, Applied Science Publishers, 15-35, 1980.
25. Mc CARTY, P.L. - "Anaerobic Waste Treatment Fundamentals Part Three: Toxic Matherials and Their Control" Public Works, 91-94, 1964.

26. Mc CARTY, P.L. and Mc KINNEY, R.E. - "Volatile Acid Toxicity in Anaerobic Digestion", Journal WPCF, Washington, 33, 3, 223-232, 1961.
27. SPEECE, R.E. et alii - "Modelling Toxic Response of Anaerobic Treatment", Trabalho apresentado no Seminário Internacional sobre Tratamento Anaeróbico em Países Tropicais, São Paulo, agosto, 1986.
28. SPEECE, R.E. e PARKIN, G.F. - "The response of Bacteria to Toxicity", Trabalho apresentado no 3º Simpósio Internacional de Digestão Anaeróbia, Boston, 1983.
29. CHOU, W.L. et alii - "The Effect of Petrochemical Structure on Methane Fermentation Toxicity", Wat. Tech., 10, 545-558, 1978.
30. CRAVEIRO, A.M. - "Produção de Biogás", Trabalho apresentado no IV Simpósio Nacional de Fermentação, Recife, dezembro, 1980.
31. CLARK, R.H. e SPEECE, R.E. - "The pH Tolerance of Anaerobic Digestion", Trabalho apresentado no 5º Simpósio Internacional Water Pollution Research Conference, julho-agosto, 1970.
32. LAWRENCE, A.W. et alii - "Unifield Basis for Biological Treatment Design and Operation", J. Sanitary Engneen. Division, 757-775, junho, 1970.
33. LAWRENCE, A.W. e Mc CARTY, P.L. - "Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment", Journal W.P.C.F., 1-17, Feb., 1979.
34. CALLANDER, I.J. e BARFORD, J.P. - "Recent Advances in Anaerobic Digestion Technology", Processes Biochemistry, agosto, 1983.

35. YOUNG, J.C. - "Anaerobic Stabilization", IOWA State University, Trabalho Datilografado.
36. POHLAND, F.G. - "Developments in Anaerobic Stabilization of Organic Wastes", Environmental Letters, 1, 4, 255-255, 1971.
37. YOUNG, J.C. e Mc CARTY, P.L. - "Anaerobic Filter for Waste Treatment", Journal Water Pollution Control Federation, 41, 160.173, 1969.
38. JEWELL, W.J. et alii - "Municipal Wastewater Treatment With the Anaerobic Attached Microbiol Film Expanded Bed Processes", Journal W.P.C.F., 53, 4, 1981.
39. LETTINGA, G. et alii - "Use of Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment Especialy for Anaerobic Treatment", Biotech. and Bioeng., XXII, 4, 699-734, 1980.
40. LETTINGA, G. - "Anaerobic Treatment for Wastewater Treatment and Energy Production", Trabalho apresentado no Seminário Inter-americano de Biogás, João Pessoa, Brasil, 1981.
41. LETTINGA, G. - "Anaerobic Treatment of Raw Domestic Sewage at Ambient Temperatures Using Granular Bed Reactors", Biotechnology and Bioengineering, XXV, 1701-1723, 1983.
42. HEERTJES, P.M. e VAN DER MEER, R.R. - "Dynamics of Liquids Flow Reactor Used for Anaerobic Treatment of Wastewater" - Biotechnol. e Bioeng., 20, 1577-1594, 1978.
43. BUIJS, C. et alii - "Distribuition and Behavior of Sludge in Up-Flow Reactors for Anaerobic Treatment os Wastewater", Biotechnol. e Bioeng., 24, 1975-1989, 1982.

44. DOLFING, J. - "Granulation in UASB Reactors", Trabalho
↑ apresentado no Seminário Internacional sobre Tratamen-
to Anaerobio em Países Tropicais, São Paulo, agosto,
1986.
45. POL, H.L.W. et alii - "Granulation in UASB - Reactors",
↑ Wat. Sci. Tech., 15, 291-304, 1983.
46. de ZEEUW, W.J. - "Aclimatation of Anaerobic Sludge for
UASB - Reactor Start-Up", Agricultural University,
Wageningen, The Netherlands, 149p., 1984.
47. POL, H.L. e LETTINGA, G. - "New Tecnologies for Anaerobic
Waste Water Treatment", Trabalho apresentado no Seminá-
rio Internacional Sobre Tratamento Anaeróbio em Países
Tropicais, São Paulo, agosto, 1986.
48. de ZEEUW, W.J. e LETTINGA, G. - "Start up of UASB Reactors"
Trabalho apresentado no Simpósio Europeu AWET,
Woordylieshent, Nethersland, novembro, 1983.
49. de ZEEUW, W.J. e LETTINGA, G. - "Aclimatation of Digested
Sewage Sludge During Start-up of an Up Flow Anaerobic
Sludge Blanket (UASB Reactor), Trabalho apresentado na
35ª Conferência sobre Resíduos Industriais, Pardue
University, Indiana, 1980.
50. PELCZAR, M. et alii - "Microbiologia", Vol. 1,
Ed. Mc GRAW-HILL do Brasil, SP, pg 165, 1980.
51. CHIBATA, I. et alii - "Immobilized Living Microbial
Cells", in Annual Reports on Fermentation Processes,
6, 1-21, Academic Press, 1983.
52. TOSA, T. et alii - "Basic Studies for Continuous
Production of L-Appartic acid by immobilized
Eschericha coli cells" Appl. Microbiol., 27, 5,
886-889, 1974.

53. TOSA, T. et alii - "Immobilization of Enzymes and Microbial Using Carragenan as Matrix", *Biotechnol. and Bioeng.*, 21, 1679-1709, 1979.
54. PRADELLA, J.G.C. - "Utilização de Fermentadores não Convencionais na produção de etanol", *Anais do X Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, UFSCar - São Carlos, SP*, 2, 15.51, 1982.
55. KOLOT, B.F. - "Microbial Carriers - strategy by selection" *Process Biochemistry*, aug/sept., 1981.
56. KAREL, F.S. - "The Immobilization of Whole Cells: Engineering Principles", *Chemical Eng. Science*, 40, 8, 1321-1354, 1985.
57. MATSUNAGA, T. et alii - "Some observation on Immobilized Hydrogen - Production Bactéria Behavior of Hidrogen in Gel Membranes", *Biotechnol. and Bioeng.*, 22, 2607-2615, 1980.
58. SCHERER, P. - "Immobilization of the Methanogenic Bacterium *Methanosarcina barkeri* ", *Biotechnol. and Bioeng.* 23, 1057-1065, 1981.
59. CHEETHAM, P.S.S. et alii - "Physical studies on Cell Immobilized Using Alginate Gels", *Biotechnol. and Bioeng.* 21, 12, 2155-2168, 1978.
60. MESSING, R.A. - "Bioenergy Production and Pollution Control With Immobilized Microbes", *Annual Reports on Fermentation Process*, 6, 23-33, 1983.
61. KARUBE, I. et alii - "Methane Production from Wastewater by Immobilized Methanogenic Bactéria", *Biotechnol. and Bioeng.* 23, 1057-1065, 1981.
62. The Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, American Public Health Association, 15th ed., 1965.

A P Ê N D I C E A

T a b e l a s

TABELA A1 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente (EF), eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		1º	2º	3º	4º	8º	9º	10º	11º	15º	16º	17º	18º	22º	23º	24º	25º	29º	30º	31º	32º	36º	
PARÂMETROS	DATA	DIA	28	29	30	01	05	06	07	08	12	13	14	15	19	20	21	22	26	27	28	29	02
	MÊS	04	04	04	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	06
DQO (mg/l)	AFLUENTE		2800	-	2400	-	1830	-	2080	-	2040	-	2600	-	-	1985	2300	1480	1815	-	1840	1510	1850
	EF.	centri- fugado	-	-	890	1000	-	955	-	820	-	825	-	760	-	565	-	480	-	300	-	245	-
		não cen- trifuga- do	-	-	910	1055	-	1050	-	895	-	880	-	895	-	685	-	585	-	330	-	325	-
EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%)	EF.	centri- fugado	-	-	63	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	72	-	68	-	-	-	84	-
		não cen- trifuga- do	-	-	62	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	65	-	60	-	-	-	78
Carga orgânica volumétrica calculada (Kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)			0,65	-	0,56	-	0,42	-	0,48	-	0,47	-	0,61	-	-	0,46	0,54	0,35	0,42	-	0,43	0,35	0,43

TABELA A2 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente (EF), eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 1 durante a Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO			37º	38º	39º	43º	44º	45º	46º	50º	51º	52º	53º	57º	58º	59º	60º	64º	65º	66º	67º	71º	72º	73º	75º	79º
PARÂMETROS	DATA	DIA	03	04	05	09	10	11	12	16	17	18	19	23	24	25	26	30	01	02	03	07	08	09	11	15
	MÊS		06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	07	07	07	07	07	07	07	07
DQO (mg/l)	AFLUENTE	P	-	2110	-	2190	-	2135	-	2035	-	-	-	-	-	1925	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		R	1555	-	1630	-	2130	-	2005	-	1930	-	1835	-	1930	-	1855	-	1860	-	1600	-	2350	-	1930	2135
	EF.	centri- fugado	295	-	425	-	425	-	520	-	435	-	405	-	300	-	280	-	390	-	435	-	550	-	555	450
		não cen- trifuga- do	375	-	425	-	525	-	570	-	505	-	575	-	350	-	340	-	450	-	475	-	590	-	560	525
EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%)	EF.	centri- fugado	81	-	74	-	80	-	74	-	77	-	78	-	84	-	85	-	79	-	73	-	77	-	71	79
		não cen- trifuga- do	76	-	74	-	75	-	72	-	74	-	69	-	82	-	82	-	76	-	70	-	75	-	71	75
Carga org. volum. (Kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	AF.P		-	1,10	-	1,10	-	1,07	-	1,02	-	-	-	-	-	0,96	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	AF.R		0,78	-	0,82	-	1,07	-	1,00	-	0,97	-	0,92	-	0,97	-	0,93	-	1,86	-	1,60	-	2,35	-	1,93	2,14

AF.P. = amostra do afluente no momento em que foi preparado.

AF.R. = amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A3 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente, eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		81	88	93	95	100	102	108	110	114	116	123	127	129	134	136	140	142	148	155	157	162	164	169	171	176	178	
PARÂMETROS	DATA	81	88	93	95	100	102	108	110	114	116	123	127	129	134	136	140	142	148	155	157	162	164	169	171	176	178	
	DIAS	17	24	29	31	05	07	13	15	19	21	28	02	04	09	11	15	17	23	30	02	07	09	14	16	21	23	
		07	07	07	07	08	08	08	08	08	08	08	09	09	09	09	09	09	09	09	10	10	10	10	10	10	10	
D Q O (mg/l)	INFLUENTE	P.	-	-	-	1650	-	1900	2415	2256	1680	2065	2455	2455	2400	2415	2415	2370	2410	2230	2620	2410	2060	1890	1890	2090	1790	2100
		R.	-	1960	1470	1251	1500	1400	1440	1900	-	1520	2250	2300	2200	1840	2055	1735	2250	1815	2125	2360	1850	1875	1685	1460	1725	1840
	AF	CENTRI- FUGADO	520	490	400	425	560	465	460	440	-	450	525	390	370	460	425	440	430	430	445	435	545	400	510	420	405	475
		NÃO CENTRI- FUGADO	545	530	415	480	585	550	505	535	-	470	560	430	435	525	490	535	510	490	515	440	595	445	530	715	455	610
EFICIÊN- CIA DE RE- MOÇÃO(%)	INFLUENTE <td>P.</td> <td>-</td> <td>75</td> <td>-</td> <td>66,0</td> <td>63,3</td> <td>66,8</td> <td>68,1</td> <td>74,7</td> <td>-</td> <td>70,4</td> <td>76,7</td> <td>83</td> <td>83,2</td> <td>75,0</td> <td>79,3</td> <td>74,6</td> <td>80,9</td> <td>76,3</td> <td>79,1</td> <td>81,6</td> <td>70,5</td> <td>78,7</td> <td>69,7</td> <td>71,2</td> <td>76,5</td> <td>74,2</td>	P.	-	75	-	66,0	63,3	66,8	68,1	74,7	-	70,4	76,7	83	83,2	75,0	79,3	74,6	80,9	76,3	79,1	81,6	70,5	78,7	69,7	71,2	76,5	74,2
	AF	R.	-	73	-	61,6	61	60,7	64,9	71,8	-	69,1	75,1	81,3	78,0	71,5	76,2	69,2	77,3	73,0	75,8	81,4	67,8	76,3	68,5	51,0	73,6	66,9
Carga org. volumétrica Kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹	INFLUENTE <td>P.</td> <td>-</td> <td>-</td> <td>-</td> <td>3,30</td> <td>-</td> <td>1,9</td> <td>2,42</td> <td>2,26</td> <td>3,36</td> <td>4,13</td> <td>4,91</td> <td>7,20</td> <td>7,25</td> <td>7,25</td> <td>7,11</td> <td>14,46</td> <td>13,38</td> <td>15,72</td> <td>14,46</td> <td>8,24</td> <td>7,56</td> <td>7,56</td> <td>8,36</td> <td>7,16</td> <td>6,40</td>	P.	-	-	-	3,30	-	1,9	2,42	2,26	3,36	4,13	4,91	7,20	7,25	7,25	7,11	14,46	13,38	15,72	14,46	8,24	7,56	7,56	8,36	7,16	6,40	
	AF	R.	-	3,92	2,94	2,50	1,5	1,4	1,44	1,90	-	3,04	4,50	4,60	6,60	5,52	6,17	5,21	13,50	10,89	12,75	14,16	7,40	7,50	6,74	5,84	6,90	7,36

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A5 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente (EF), eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 2 durante a Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO			37º	38º	39º	43º	44º	45º	46º	50º	51º	52º	53º	57º	58º	59º	60º	64º	65º	67º	71º	72º	73º	75º	79º	
PARÂMETROS	DATA		DIA	03	04	05	09	10	11	12	16	17	18	19	23	24	25	26	30	01	03	07	08	09	11	15
			MES	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	07	07	07	07	07	07	07	07
DQO (mg/l)	AFLUENTE			1510	2110	1460	2185	2205	2135	2020	2085	2040	-	-	-	2010	1925	1880	-	1860	1600	-	2350	-	1935	2125
	EF.	centri-fugado		231	-	415	-	465	-	455	-	315	-	-	-	275	-	200	-	370	390	-	420	-	470	445
		não cen-trifuga-do		274	-	455	-	530	-	500	-	350	-	-	-	315	-	245	-	395	430	-	470	-	537	495
EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%)	EF.	centri-fugado		85	-	72	-	79	-	77	-	85	-	-	-	86	-	89	-	80	76	-	86	-	76	79
		nao cen-trifuga-do		82	-	69	-	76	-	75	-	83	-	-	-	84	-	87	-	79	73	-	80	-	72	77
Carga orgânica vol. (Kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	AF.P		-	1,06	-	1,09	-	1,07	-	1,04	-	-	-	-	-	-	0,96	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	AF.R		0,76	-	0,73	-	1,10	-	1,01	-	1,02	-	-	-	-	-	1,01	-	0,94	-	1,86	1,60	-	2,35	2,-	1,93 2,13

AF.P. = amostra do afluente no momento em que foi preparado.

AF.R. = amostra do afluente que permaneceu no reservatório.

TABELA A6 : Resultados de DQO do afluente (AF) e do efluente (EF), eficiência de remoção de DQO e carga orgânica volumétrica para o Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO			81	88	93	95	100	102	108	110	114	116	123	127	129	134	136	140	142	148	155	157	162	164	169	171	176	178	
PARÂMETROS	DATA	DIA	17	24	29	31	05	07	13	15	19	21	28	02	04	09	11	15	17	23	30	02	07	09	14	16	21	23	
	MÊS	07	07	07	07	08	08	08	08	08	08	08	08	09	09	09	09	09	09	09	09	10	10	10	10	10	10	10	
D Q O (mg/l)	AFLUENTE	P.	-	-	-	1650	-	1900	2415	2255	1680	2065	2455	2455	2400	2415	2415	2370	2410	2230	2600	2410	2060	1890	1685	2090	1790	2100	
		R.	-	1960	1630	1115	1440	1400	1950	1625	-	1570	2250	2300	2200	1840	2055	1785	2250	1815	2125	2360	1850	1875	1390	1460	1725	1840	
	EF	CENTRI-FUGADO	310	445	425	495	490	370	300	275	-	370	410	330	415	445	395	470	430	480	510	450	415	335	315	480	360	375	
		NÃO CENTRI-FUGADO	470	480	440	525	430	425	335	380	-	400	460	385	425	505	450	570	515	560	585	520	475	400	435	655	410	440	
EFICIÊN- CIA DE RE- MOÇÃO(%)	EF	CENTRI-FUGADO	-	77,3	73,9	55,6	70,0	73,4	84,6	83,1	-	76,4	81,8	85,7	81,1	75,8	80,8	73,7	80,9	73,6	76,0	80,9	77,6	82,1	81,3	67,1	79,1	79,6	
		NÃO CENTRI-FUGADO	-	75,6	73,0	52,9	63,2	69,6	82,8	76,6	-	74,5	79,6	83,3	80,7	72,6	78,1	68,1	77,1	69,2	72,5	80	74,3	78,7	74,2	55,1	76,2	76,1	
Carga orgânica volumétrica (Kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)			AF.P	-	-	-	3,30	-	1,90	2,42	2,26	3,36	4,13	4,91	4,91	7,20	7,25	7,25	7,11	14,46	13,38	15,72	14,46	8,24	7,56	7,56	8,36	7,16	8,40
			AF.R	-	3,92	3,26	2,23	1,44	1,40	1,95	1,63	-	3,14	4,50	4,60	6,60	5,52	6,17	5,21	13,50	10,89	12,75	14,16	7,40	7,50	7,50	5,84	6,90	7,36

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A7 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		1º	2º	3º	4º	5º	8º	9º	10º	11º	12º	15º	16º	17º	18º	19º	22º	23º	24º	25º	26º	29º	30º	31º	32º	33º	36º	
PARAMETROS	DATA	DIA	28	29	30	01	02	05	06	07	08	09	12	13	14	15	16	19	20	21	22	23	26	27	28	29	30	02
	MES		04	04	04	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	05	06	
pH (unidade)	AF.P.		7,4	7,7	7,6	-	7,6	7,5	-	7,7	-	7,7	7,4	-	7,1	-	7,8	7,7	-	7,8	-	7,8	7,7	-	7,7	-	7,8	-
	AF.R.		-	-	7,0	6,4	4,7	5,1	6,6	5,7	6,5	5,5	6,4	6,3	5,3	6,3	5,1	5,5	6,6	5,6	6,1	5,8	6,0	6,2	6,1	6,0	5,9	5,7
	EF.		-	7,0	6,5	6,2	5,8	6,0	5,8	5,8	6,0	5,9	6,5	6,3	6,4	6,4	6,6	6,5	6,8	7,2	6,6	6,9	6,9	6,9	7,0	7,1	7,2	5,8
TEMPERATURA °C	AF.		21,5	18,5	19,0	20,5	20,8	21,5	22,0	22,0	21,0	21,5	22,0	21,0	20,0	20,0	21,0	21,5	22,0	21,0	20,0	19,5	22,0	21,0	21,0	20,5	22,5	16,0
	EF.		-	17,5	18,5	20,0	20,0	20,5	22,0	21,5	21,0	21,0	22,0	20,0	20,0	20,5	21,0	21,0	22,0	20,0	19,5	19,5	22,0	21,0	21,0	20,5	22,5	16,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.		440	-	122	-	-	660	-	920	-	-	670	-	455	-	830	845	-	845	-	852	-	-	834	-	890	-
	AF.R.		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	370	-	-	-	-	-	-	450	
	EF.		-	-	675	625	-	500	-	520	-	560	600	-	690	-	610	680	-	760	-	810	840	-	890	-	935	957
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.		190	-	-	-	-	170	-	195	-	-	180	-	180	-	-	205	-	205	-	195	-	-	-	-	210	-
	AF.R.		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	314	-	-	-	-	370	-	245	
	EF.		-	-	310	-	-	360	-	405	-	420	335	-	320	-	215	185	-	150	-	145	142	-	80	-	100	130
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.		306	-	-	-	-	540	-	782	-	-	543	-	328	-	-	700	-	700	-	841	-	-	-	-	742	-
	AF.R.		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	149	-	-	-	-	-	-	287	
	EF.		-	-	456	-	-	246	-	234	-	264	364	-	464	-	458	550	-	654	-	708	740	-	834	-	865	865
altura do leito de lodo (cm)			32,0	32,8	32,4	33,0	32,5	32,0	32,0	32,0	31,5	-	31,8	-	32,0	32,0	-	31,2	31,5	31,5	31,5	-	-	30,7	-	-	-	28,0

AF.P. * Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A8 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase II (37º ao 60º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		37º	38º	39º	40º	43º	44º	45º	46º	47º	50º	51º	52º	53º	54º	57º	58º	59º
PARÂMETROS	DATA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA	DIA
	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS	MÊS
pH (unidade)	AF.P.	-	7,8	-	7,8	7,8	-	7,8	-	7,8	7,8	-	7,7	-	7,7	7,8	-	7,8
	AF.R.	6,8	6,0	6,0	6,0	6,3	7,4	5,6	7,4	5,4	6,1	7,0	5,8	6,6	5,7	5,6	6,4	5,2
	EF.	7,0	6,5	6,4	6,4	6,3	6,6	6,4	6,8	6,7	6,9	6,7	6,8	6,6	6,7	7,0	6,7	6,5
TEMPERATURA (°C)	AF.	15,0	16,0	17,0	16,5	17,0	19,0	19,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,0	20,0	19,0	20,0	19,0
	EF.	15,0	16,0	16,0	16,5	17,5	18,5	18,5	20,0	20,0	20,0	20,0	18,5	18,0	20,0	19,0	19,0	19,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	785	-	775	-	-	780	-	-	-	-	805	-	-	-	-	785
	AF.R.	-	-	-	410	500	-	290	-	260	370	-	340	-	355	300	-	-
	EF.	-	740	-	680	695	-	740	-	780	780	-	830	-	845	815	-	845
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	205	-	192	-	-	180	-	-	-	-	190	-	-	-	-	-
	AF.R.	-	-	-	285	300	-	285	-	300	245	-	335	-	360	325	-	-
	EF.	-	245	-	285	300	-	220	-	185	210	-	140	-	125	140	-	130
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	640	-	582	-	-	653	-	-	-	-	671	-	-	-	-	-
	AF.R.	-	-	-	209	288	-	89	-	48	197	-	104	-	101	71	-	-
	EF.	-	567	-	479	483	-	585	-	650	632	-	731	-	757	716	-	753
altura do leito de lodo (cm)		28,5	28,5	28,3	28,0	27,5	27,0	27,4	27,3	26,5	26,0	25,0	25,0	25,0	24,5	23,7	24,0	23,0

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A9 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase III (61º ao 79º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		60º	61º	64º	65º	66º	67º	68º	71º	72º	73º	74º	75º	78º	79º
DATA PARÂMETROS	DIA	26	27	30	01	02	03	04	07	08	09	10	11	14	15
	MÊS	06	06	06	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07
pH (unidade)	AF.P.	-	7,7	7,7	7,7	7,8	-	7,7	7,7	7,7	7,7	7,8	7,6	7,7	7,7
	AF.R.	6,6	5,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	EF.	6,8	6,5	6,4	6,45	6,35	-	6,2	6,3	6,35	6,3	6,2	6,35	6,1	6,15
TEMPERATURA (ºC)	AF.	20,0	16,5	20,0	20,0	18,0	-	18,0	16,0	17,0	16,0	16,0	17,0	19,5	19,0
	EF.	20,0	16,0	20,0	20,0	18,0	-	18,0	16,0	16,5	15,0	16,0	17,0	19,5	19,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	303	805	-	785	-	785	840	-	-	800	-	-	825
	AF.R.	-	775	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	EF.	-	740	715	-	700	-	720	690	-	-	670	-	-	660
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	190	190	-	205	-	185	170	-	-	200	-	-	190
	AF.R.	-	230	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	EF.	-	245	265	-	245	-	350	185	-	-	310	-	-	270
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	613	671	-	640	-	654	720	-	-	659	-	-	691
	AF.R.	-	169	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	EF.	-	567	528	-	527	-	473	560	-	-	451	-	-	470
altura do leito de lodo (cm)		23,0	23,0	22,5	23,0	22,7	23,0	23,7	23,5	-	23,2	23,5	23,5	24,0	-

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A10 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator I durante a Fase IV (80º ao 96º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		80º	81º	82º	86º	87º	88º	89º	92º	93º	94º	95º	96º
PARÂMETROS	DATA	16	17	18	22	23	24	25	28	29	30	31	01
	MÊS	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07	08
pH (unidade)	AF.P.	7,8	7,8	7,7	7,7	7,8	7,7	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,8
	AF.R.	6,3	6,1	6,7	6,3	6,2	6,4	6,3	6,9	6,2	6,6	5,7	5,9
	EF.	6,6	6,1	6,1	6,3	6,3	6,0	5,9	6,3	6,0	6,1	6,1	6,2
TEMPERATURA (ºC)	AF.	19,0	20,0	19,5	15,0	16,0	16,0	16,0	19,0	16,0	-	19,0	20,0
	EF.	19,5	21,0	20,0	15,0	16,0	16,0	16,0	19,0	15,0	-	19,0	20,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	785	-	-	790	-	-	-	-	645	-	760
	AF.R.	-	330	-	-	400	-	-	-	-	350	-	335
	EF.	-	675	-	-	605	-	-	-	-	700	-	685
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	185	-	-	175	-	-	-	-	225	-	170
	AF.R.	-	330	-	-	320	-	-	-	-	300	-	290
	EF.	-	325	-	-	335	-	-	-	-	295	-	295
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	655	-	-	667	-	-	-	-	487	-	640
	AF.R.	-	97	-	-	174	-	-	-	-	138	-	130
	EF.	-	446	-	-	369	-	-	-	-	492	-	477
altura do leito de lodo (cm)		-	-	28,0	28,0	28,0	27,5	-	-	28,0	28,0	31,0	-

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA All : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase V (98º ao 110º dia) e Fase VI (111º ao 128º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		99º	100º	101º	102º	103º	106º	107º	108º	109º	110º	114º	115º	117º	120º	121º	122º	123º	124º	126º	127º	128º	
PARÂMETROS	DATA	DIA	04	05	06	07	08	11	12	13	14	15	19	20	22	25	26	27	28	29	01	02	03
	MÊS	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	09	09	09
pH (unidade)	AF.P.	7,8	7,8	7,8	7,7	7,8	7,7	-	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,9	7,7	7,7	7,8	
	AF.R.	6,5	5,5	-	5,3	6,6	5,3	-	5,4	5,4	5,3	5,4	5,7	-	6,1	6,5	6,9	6,8	6,4	5,8	5,2	7,0	
	EF.	6,8	7,0	7,1	7,1	7,6	7,2	7,1	7,0	7,2	7,0	7,1	7,4	7,1	7,0	7,1	7,8	7,8	7,3	7,1	7,1	7,0	
TEMPERATURA ºC	AF.	23,0	23,0	20,0	22,0	19,5	22,0	-	22,0	21,0	19,0	18,0	19,0	17,0	18,5	18,5	20,0	21,0	-	18	17	17	
	EF.	23,0	23,0	22,0	22,5	19,5	22,0	-	22,0	21,0	19,0	16,0	19,0	18,0	18,0	19,0	21,0	21,0	-	18	16	18	
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	-	780	-	765	790	-	775	-	780	750	-	770	-	-	765	-	755	-	700	-	
	AF.R.	-	-	400	-	610	295	-	330	-	300	255	-	315	-	-	600	-	590	-	755	-	
	EF.	-	-	1470	-	1545	1495	-	1525	-	1505	-	-	1350	-	-	1600	-	1660	-	1535	-	
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	-	175	-	190	200	-	175	-	190	165	-	190	-	-	170	-	175	-	195	-	
	AF.R.	-	-	230	-	220	335	-	350	-	300	400	-	330	-	-	335	-	325	-	215	-	
	EF.	-	-	275	-	315	290	-	300	-	280	395	-	335	-	-	330	-	385	-	315	-	
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	-	604	-	631	649	-	652	-	646	634	-	636	-	-	645	-	632	-	562	-	
	AF.R.	-	-	238	-	455	59	-	83	-	88	-	-	82	-	-	364	-	361	-	603	-	
	EF.	-	-	1276	-	1323	1290	-	1313	-	1307	-	-	1114	-	-	1367	-	1388	-	1313	-	
altura do leito de lodo (cm)		-	-	27,5	28,0	27,0	-	26,0	26,0	27,0	28,5	29,0	30,0	31,0	-	31,4	-	32,8	33,0	34,0	34,0	36,0	

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A12 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 1 durante a Fase VII (129º ao 140º dia) e Fase VIII (141º ao 161º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		129	130	134	135	136	140	141	142	143	144	147	148	149	151	155	156	157	158
DATA	DIA	04	05	09	10	11	15	16	17	18	19	22	23	24	26	30	01	02	03
	MÊS	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	10	10	10
pH (unidade)	AF.P.	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,8	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7	7,8	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,8
	AF.R.	6,3	6,4	6,0	6,3	6,8	6,1	6,1	6,3	6,2	6,0	5,7	6,3	6,4	6,4	6,4	6,6	6,9	6,9
	EF	6,9	7,0	6,9	7,0	6,9	7,2	7,0	7,5	7,1	7,0	7,0	6,9	7,0	7,2	6,8	6,9	6,8	6,6
TEMPERATURA °C	AF	18	18	18	18	18	20,5	22,0	22,0	23,0	19,0	18,0	24,0	22,0	22,0	19,0	17,0	19,0	22,0
	EF	18	18	18	18	18	21,5	22,0	22,0	23,0	19,0	18,0	24,0	22,0	21,0	19,0	18,0	20,0	22,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	795	-	800	-	750	760	-	810	-	-	-	-	790	765	-	810	-	740
	AF.R.	635	-	495	-	535	480	-	545	-	-	-	-	665	645	-	800	-	735
	EF	1475	-	1520	1415	-	1500	-	1500	-	-	-	-	1485	1365	-	995	-	630
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	175	-	220	-	180	180	-	200	-	-	-	-	200	180	-	165	-	180
	AF.R.	275	-	340	-	335	305	-	385	-	-	-	-	305	305	-	245	-	180
	EF	375	-	335	-	325	400	-	300	-	-	-	-	330	400	-	315	-	230
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	672	-	645	-	623	633	-	669	-	-	-	-	649	638	-	694	-	613
	AF.R.	441	-	255	-	299	265	-	273	-	-	-	-	450	430	-	627	-	508
	EF	1210	-	1284	-	-	1218	-	1288	-	-	-	-	1252	1083	-	773	-	468
altura do leito de lodo (cm)		36,0	-	36,2	36,2	-	38	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A13 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator i durante a Fase IX (162º ao 179º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		162	163	164	165	166	169	170	171	172	175	176	177	178	179	
PARÂMETROS	DATA	DIA	07	08	09	10	13	14	15	16	17	20	21	22	23	24
	MÊS	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10
pH (unidade)	AF.P	7,8	7,7	7,7	7,7	7,8	7,8	7,8	7,7	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7
	AF.R	8,4	8,8	7,5	7,1	5,3	6,5	6,7	6,3	7,0	6,0	6,6	7,2	6,8	6,9	6,9
	EF.	8,3	6,4	6,4	6,2	5,8	6,1	6,0	6,1	6,6	6,4	6,7	6,9	7,0	6,5	6,5
TEMPERATURA (°C)	AF.	22,0	26,0	24,0	22,0	19,0	17,0	20,0	20,0	20,0	19,0	20,0	21,0	19,0	19,0	19,0
	EF.	24,0	28,0	23,0	23,0	19,0	18,0	21,0	20,0	20,0	19,0	21,0	21,0	19,0	19,0	19,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P	-	775	-	-	-	-	760	-	-	770	-	755	-	795	795
	AF.R	-	693	-	-	-	-	630	-	-	695	-	730	-	785	785
	EF.	-	540	-	-	-	-	610	-	-	540	-	1260	-	1270	1270
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P	-	180	-	-	-	-	175	-	-	180	-	170	-	175	175
	AF.R	-	260	-	-	-	-	285	-	-	260	-	210	-	300	300
	EF.	-	440	-	-	-	-	305	-	-	440	-	470	-	525	525
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P	-	648	-	-	-	-	637	-	-	643	-	635	-	672	672
	AF.R	-	512	-	-	-	-	429	-	-	512	-	582	-	573	573
	EF.	-	230	-	-	-	-	393	-	-	230	-	928	-	900	900
altura do leito de lodo (cm)		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

AF.P = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A14 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		1º	2º	3º	4º	5º	6º	7º	8º	9º	10º	11º	12º	13º	14º	15º	16º	17º	18º	19º	20º	21º	22º	23º	24º	25º	26º	27º	28º	29º	30º	31º	32º	33º	34º	35º	36º					
PARÂMETROS	DATA	DIA																																								
	MÊS	28	29	30	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36		
pH	AF.P.	7,4	7,7	7,7	-	7,6	7,5	-	7,7	-	7,7	7,4	-	7,1	-	7,8	7,7	-	7,6	-	7,8	7,7	-	7,8	-	7,8	7,7	-	7,7	-	7,8	-	7,8	-	7,8	-	7,8	-	7,8	-	7,8	-
	AF.R.	-	-	7,0	6,8	6,2	5,2	6,8	5,7	6,6	5,7	6,2	6,5	5,5	6,4	5,2	5,9	6,4	6,1	6,4	6,0	5,8	6,4	6,1	6,0	5,7	5,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	EF.	-	7,3	6,9	6,6	6,6	6,5	6,6	6,2	6,5	6,4	6,0	6,1	6,5	5,8	6,1	6,6	7,3	6,8	6,9	6,8	7,3	7,0	7,0	7,2	7,3	6,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
TEMPERATURA (°C)	AF.	21,5	18,0	19,0	20,5	21,0	21,5	22,0	22,0	21,0	21,0	21,5	21,0	20,0	20,0	21,0	21,5	22,0	21,0	20,0	19,5	22,0	21,0	21,0	20,5	22,5	16,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	EF.	-	17,5	19,0	20,0	20,0	20,5	22,0	21,0	21,0	21,0	22,0	20,0	20,0	20,5	21,0	21,0	22,0	20,5	19,0	19,5	22,0	21,0	21,0	20,5	22,5	16,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	440	-	122	-	-	660	-	920	-	-	670	-	455	-	83	845	-	845	-	852	-	-	805	-	890	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	AF.R.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		
	EF.	-	-	1040	870	-	660	-	610	-	625	675	-	585	-	520	655	-	770	-	720	855	-	920	-	1010	903	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	190	-	-	-	-	170	-	195	-	-	180	-	180	-	-	205	-	205	-	195	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	AF.R.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		
	EF.	-	-	240	-	-	270	-	320	-	355	425	-	345	-	370	200	-	170	-	210	190	-	155	-	145	165	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	306	-	-	-	-	540	-	782	-	-	543	-	328	-	-	700	-	700	-	714	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	AF.R.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		
	EF.	-	-	871	-	-	470	-	384	-	399	375	-	342	-	259	514	-	650	-	572	721	-	811	-	862	787	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
altura do leito de lodo (cm)		9,0	9,0	9,0	8,0	8,0	8,0	7,5	7,5	7,0	-	8,0	-	8,0	8,5	-	8,7	8,7	8,7	8,7	-	-	8,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A15 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase II (37º ao 60º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		37º	38º	39º	40º	43º	44º	45º	46º	47º	50º	51º	52º	53º	54º	57º	58º	59º
DATA PARÂMETROS	DIA	03	04	05	06	09	10	11	12	13	16	17	18	19	20	23	24	25
	MÊS	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06	06
pH	AF.P.	-	7,8	-	7,8	7,8	-	7,8	-	7,8	7,8	-	7,7	-	7,7	7,8	-	7,8
	AF.R.	6,5	5,8	6,0	6,4	6,0	7,4	5,8	7,3	5,4	5,7	7,3	5,5	6,4	6,5	5,9	7,2	5,3
	EF.	7,1	6,6	6,4	-	6,2	6,4	6,3	6,5	6,7	6,8	7,1	7,0	6,6	6,7	6,8	6,7	6,7
TEMPERATURA (°C)	AF.	15,0	16,0	16,5	16,5	17,0	18,0	19,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0	19,0	20,0	19,0	20,0	19,0
	EF.	15,0	16,0	16,0	16,0	16,5	18,5	18,5	20,0	20,0	20,0	20,0	18,5	18,0	20,0	19,0	19,0	19,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	785	-	775	-	-	780	-	-	-	-	805	-	-	-	-	-
	AF.R.	-	-	-	510	385	-	355	-	260	315	-	315	-	625	305	-	-
	EF.	-	715	-	-	640	-	655	-	685	750	-	820	-	800	755	-	785
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	205	-	190	-	-	180	-	-	-	-	190	-	-	-	-	-
	AF.R.	-	-	-	245	325	-	255	-	315	325	-	354	-	450	341	-	-
	EF.	-	285	-	-	385	-	310	-	255	245	-	165	-	125	250	-	185
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	640	-	641	-	-	653	-	-	-	-	671	-	-	-	-	-
	AF.R.	-	-	-	337	156	-	175	-	38	86	-	65	-	308	154	-	-
	EF.	-	514	-	-	368	-	436	-	506	577	-	704	-	712	579	-	655
altura do leito de lodo (cm)		7,5	7,5	8,0	9,0	8,8	9,5	10,0	10,5	10,5	11,5	10,5	9,5	8,8	12,5	12,0	13,0	12,7

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A16 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase III (61º ao 79º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		60º	61º	64º	65º	66º	67º	68º	71º	72º	73º	74º	75º	78º	79º
PARÂMETROS	DATA														
	DIA	26	27	30	01	02	03	04	07	08	09	10	11	14	15
pH (unidade)	MÊS	06	06	06	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07
	AF.P.	-	7,7	7,7	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7	7,8	7,8	7,7	7,7	7,7
	AF.R.	6,9	6,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TEMPERATURA (°C)	EF.	7,0	6,4	6,2	6,5	6,3	6,2	6,4	6,5	6,7	6,5	6,4	6,3	6,3	6,7
	AF.	20,0	16,5	20,0	20,0	18,0	18,0	16,0	17,0	16,0	16,0	17,0	19,5	19,0	19,0
	EF.	20,0	16,0	20,0	20,0	18,0	18,0	16,0	16,5	15,0	16,0	17,0	19,5	19,0	19,5
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	775	805	-	785	-	785	840	-	-	800	-	-	825
	AF.R.	-	280	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	EF.	-	735	675	-	720	-	725	670	-	-	710	-	-	660
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	190	190	-	205	-	185	170	-	-	200	-	-	190
	AF.R.	-	370	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	EF.	-	-	315	-	255	-	305	295	-	-	250	-	-	265
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	641	671	-	640	-	655	720	-	-	659	-	-	691
	AF.R.	-	19	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	EF.	-	-	453	-	540	-	510	462	-	-	534	-	-	473
altura do leito de lodo		13,0	13,0	15,5	16,3	16,3	16,5	15,8	16,5	-	16,5	17,5	18,3	19,5	-

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A17 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 96º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		80º	81º	82º	86º	87º	88º	89º	92º	93º	94º	95º	96º
PARÂMETROS	DATA	16	17	18	22	23	24	25	28	29	30	31	01
	MÊS	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07	07	08
pH (unidade)	AF.P.	7,7	7,8	7,7	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,8
	AF.R.	6,4	6,0	6,8	6,6	6,1	6,0	6,2	7,4	6,3	7,4	5,6	6,0
	EF.	6,7	6,2	6,1	6,6	6,1	6,1	6,1	6,5	6,0	6,2	6,2	6,2
TEMPERATURA (ºC)	AF.	19,0	20,0	19,5	15,0	16,0	16,0	16,0	19,0	15,0	-	19,0	20,0
	EF.	19,5	21,0	20,0	15,0	16,0	16,0	16,0	19,0	15,0	-	19,0	20,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	785	-	-	790	-	-	-	-	755	-	705
	AF.R.	-	350	-	-	390	-	-	-	-	370	-	410
	EF.	-	725	-	-	710	-	-	-	-	710	-	790
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	185	-	-	175	-	-	-	-	175	-	170
	AF.R.	-	330	-	-	325	-	-	-	-	290	-	350
	EF.	-	300	-	-	345	-	-	-	-	260	-	175
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	655	-	-	667	-	-	-	-	632	-	585
	AF.R.	-	117	-	-	161	-	-	-	-	165	-	163
	EF.	-	513	-	-	467	-	-	-	-	527	-	667
altura do leito de lodo (cm)		-	19	19	18	20,5	20,0	-	-	23,0	24,5	23,5	-

AF.P. = Amostra do efluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A18 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase V (98º ao 110º dia) e Fase VI (111º ao 128º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		99º	100º	101º	102º	103º	106º	107º	108º	109º	110º	114º	115º	117º	120º	121º	122º	123º	124º	126º	127º	128º
DATA	DIA	04	05	06	07	08	11	12	13	14	15	19	20	22	25	26	27	28	29	01	02	03
PARÂMETROS	MES	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	08	09	09	09
pH (unidade)	AF.P.	7,8	7,8	7,8	7,7	7,8	7,7	-	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,8
	AF.R.	6,8	5,3	-	5,7	6,6	5,3	-	5,3	5,2	5,1	5,4	5,5	-	6,1	6,5	6,9	6,8	6,4	5,8	7,2	7,0
	EF.	7,0	7,1	7,3	7,3	7,5	7,4	7,2	7,4	7,5	7,1	7,4	7,4	7,0	7,2	7,6	7,6	7,7	7,3	7,1	7,3	7,3
TEMPERATURA °C	AF.	23,0	23,0	20,0	23,0	19,5	22,0	-	22,0	21,0	19,0	18,0	19,0	17,0	18,0	18,5	20	21	-	18,0	17	17
	EF.	23,0	23,0	22,0	22,5	19,5	22,0	-	22,0	21,0	19,0	16,0	19,0	18,0	18,0	21,0	21	21	-	18,0	16	18
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	-	780	-	765	790	-	775	-	780	750	-	770	-	-	765	-	755	-	800	-
	AF.R.	-	-	450	-	620	305	-	270	-	380	275	-	300	-	-	600	-	590	-	755	-
	AF.	-	-	1470	-	1580	1575	-	1570	-	1575	-	-	1410	-	-	1570	-	1615	-	1585	-
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	-	175	-	190	200	-	175	-	190	165	-	180	-	-	170	-	175	-	195	-
	AF.R.	-	-	210	-	220	360	-	315	-	310	405	-	330	-	-	335	-	325	-	215	-
	AF.	-	-	275	-	315	155	-	185	-	170	-	-	245	-	-	240	-	295	-	230	-
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	-	657	-	631	649	-	652	-	646	634	-	643	-	-	645	-	632	-	662	-
	AF.R.	-	-	302	-	465	51	-	48	-	161	-	-	88	-	-	364	-	361	-	603	-
	EF.	-	-	1276	-	1358	1466	-	1440	-	1455	-	-	1237	-	-	1400	-	1407	-	1423	-
altura do leito de lodo (cm)		22,0	-	21,5	21,0	21,5	-	21,5	20,5	22,5	22,5	23,0	24,0	26,0	-	26,5	-	26,5	26,5	27,0	27,5	28,0

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A19 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase VII (129º ao 141º dia) e Fase VIII (142º ao 161º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		129	130	134	135	136	140	141	142	143	144	147	148	149	151	155	156	157	158
DATA	DIA	04	05	09	10	11	15	16	17	18	19	22	23	24	26	30	01	02	03
	MÊS	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	09	10	10	10
pH (unidade)	AF.P.	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,8	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7	7,8	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,8
	AF.R.	6,3	6,4	6,0	6,3	6,2	6,1	6,1	6,3	6,2	6,0	5,8	6,3	6,4	6,4	6,4	6,6	6,9	6,9
	EF.	7,1	7,1	7,0	7,1	7,0	7,2	7,0	7,5	7,1	7,0	7,1	6,9	7,0	7,1	6,9	7,0	6,8	6,7
TEMPERATURA °C	AF.	18	18	18	18	18	20,5	22,0	22,0	23,0	19,0	18,0	24,0	22,0	22,0	19,0	17,0	19,0	22,0
	EF.	18	18	18	18	18	21,5	22,0	22,0	23,0	19,0	18,0	24,0	22,0	21,0	19,0	18,0	20,0	22,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	795	-	800	-	750	755	-	800	-	-	-	-	790	765	-	810	-	740
	AF.R.	635	-	495	-	535	430	-	545	-	-	-	-	665	645	-	800	-	735
	EF.	1520	-	1505	-	1490	1445	-	1520	-	-	-	-	1460	1410	-	970	-	620
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	175	-	220	-	180	180	-	200	-	-	-	-	200	180	-	165	-	180
	AF.R.	275	-	340	-	335	305	-	385	-	-	-	-	305	305	-	245	-	180
	EF.	275	-	295	-	275	350	-	260	-	-	-	-	325	350	-	290	-	170
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	672	-	645	-	623	628	-	659	-	-	-	-	649	638	-	694	-	613
	AF.R.	441	-	255	-	299	215	-	273	-	-	-	-	450	430	-	627	-	608
	EF.	1326	-	1297	-	1296	1198	-	1337	-	-	-	-	1230	1163	-	765	-	500
altura do leito de lodo (cm)		27,5	-	33,0	-	34,5	37,0	-	38,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

AF.P = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A20 : Resultados de pH, temperatura, alcalinidade total, ácidos voláteis, alcalinidade a bicarbonato do afluente (AF) e do efluente (EF) e altura do leito de lodo para o Reator 2 durante a Fase IX (162º ao 179º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		162	163	164	165	168	169	170	171	172	175	176	177	178	179
PARÂMETROS	DATA														
	DIA MÊS	07 10	08 10	09 10	10 10	13 10	14 10	15 10	16 10	17 10	20 10	21 10	22 10	23 10	24 10
pH (unidade)	AF.P.	7,8	7,7	7,7	7,7	7,8	7,8	7,8	7,7	7,7	7,8	7,7	7,7	7,7	7,7
	AF.R.	6,4	5,8	7,5	7,1	5,4	6,5	6,7	6,3	7,0	6,0	6,6	7,2	6,8	6,9
	EF.	6,5	6,5	6,6	6,4	6,0	6,4	6,2	6,5	6,7	6,7	6,9	7,1	7,0	7,1
TEMPERATURA (°C)	AF.	22,0	26,0	24,0	22,0	19,0	17,0	20,0	20,0	20,0	19,0	20,0	21,0	19,0	19,0
	EF.	24,0	28,0	23,0	23,0	19,0	18,0	21,0	20,0	20,0	19,0	21,0	21,0	19,0	19,0
ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	775	-	-	-	-	760	-	-	770	-	775	-	795
	AF.R.	-	695	-	-	-	-	630	-	-	695	-	730	-	785
	EF.	-	540	-	-	-	-	665	-	-	620	-	1390	-	1400
ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg CaCO ₃ /l)	AF.P.	-	780	-	-	-	-	175	-	-	180	-	170	-	175
	AF.R.	-	260	-	-	-	-	285	-	-	260	-	210	-	300
	EF.	-	245	-	-	-	-	170	-	-	245	-	275	-	250
ALCALINIDADE A BICARBONATO (mgCaCO ₃ /l)	AF.P.	-	225	-	-	-	-	637	-	-	643	-	655	-	672
	AF.R.	-	512	-	-	-	-	429	-	-	512	-	582	-	573
	EF.	-	367	-	-	-	-	545	-	-	447	-	1196	-	1224
altura do leito de lodo (cm)		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

AF.P. = Amostra do afluente no momento em que foi preparado

AF.R. = Amostra do afluente que permaneceu no reservatório

TABELA A21 : Resultado de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis para o afluente (AF) e efluente (EF) dos Reatores 1 e 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

DIAS DE OPERAÇÃO		2º	9º	11º	16º	18º	23º	25º	30º	32º	37º	39º	44º	46º	51º	53º	58º	60º	67º	72º	79º
PARÂMETROS	DATA	29	06	08	13	15	20	22	27	29	03	05	10	12	17	19	24	26	03	08	15
	DIA MÊS	04	05	05	05	05	05	05	05	05	06	06	06	06	06	06	06	06	07	07	07
REATOR 2	SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS (g/l)	0,010	0,105	0,088	0,225	0,151	0,129	0,218	0,129	0,090	0,113	0,096	0,151	0,107	0,125	0,080	0,093	0,084	0,098	0,097	0,107
	SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS (g/l)	0,003	0,009	0,040	0,016	0,015	0,013	0,023	0,010	0,008	0,001	0,009	0,023	0,000	0,003	0,003	0,019	0,034	0,010	0,012	0,018
	SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (g/l)	0,006	0,096	0,048	0,210	0,137	0,116	0,190	0,118	0,082	0,112	0,089	0,128	0,107	0,122	0,079	0,081	0,080	0,086	0,085	0,103
	SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS (g/l)	0,172	0,097	0,115	0,116	-	0,159	0,220	0,143	0,167	0,121	-	0,138	0,107	0,140	0,103	0,186	0,119	0,137	0,109	0,110
REATOR 1	SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS (g/l)	0,027	0,004	0,008	0,008	-	0,020	0,028	0,013	0,008	0,000	-	0,022	0,020	0,003	0,002	0,013	0,004	0,016	0,008	0,001
	SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (g/l)	0,145	0,093	0,108	0,107	-	0,139	0,192	0,130	0,159	0,121	-	0,116	0,105	0,140	0,100	0,113	0,115	0,116	0,101	0,109

TABELA A22 : Resultados de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis e sólidos totais fixos e voláteis do afluente (AF) e do efluente (EF) dos Reatores 1 e 2 durante a Fase VI (111º ao 128º dia) Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia)

DIAS DE OPERAÇÃO		87º	100º	103º	108º	114º	122º	128º	130º	136º	140º	142º	144º	149º	156º	158º	165º	171º	173º	177º
PARÂMETROS	DATA	DIA	05	08	13	19	27	03	05	11	15	17	19	24	01	03	10	16	18	22
	MÊS	07	08	08	08	08	08	09	09	09	09	09	09	09	10	10	10	10	10	10
SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS (g/l)	AF.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,137	0,188	0,146	0,012	0,036	0,003	0,171	0,016	-
	EF.1	0,074	0,102	0,161	0,105	0,075	0,161	0,115	0,086	0,109	0,209	0,155	0,133	0,210	0,094	0,142	0,086	0,140	-	0,09
	EF.2	0,057	0,125	0,191	0,116	0,083	0,330	0,086	0,102	0,130	0,219	0,181	0,158	0,186	0,139	0,149	0,124	0,219	-	0,129
SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS (g/l)	AF.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,010	0,039	0,023	0,004	0,003	0,000	0,100	0	-
	EF.1	0,003	0,000	0,003	0,015	0,007	0,013	0,016	0,014	0,009	0,017	0,014	0,023	0,032	0,010	0,016	0,012	0,031	-	0
	EF.2	0,001	0,005	0,003	0,014	0,008	0,025	0,004	0,015	0,014	0,023	0,015	0,035	0,025	0,017	0,024	0,018	0,042	-	0,013
SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (g/l)	AF.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,127	0,149	0,123	0,008	0,033	0,003	0,071	0,016	-
	EF.1	0,071	0,102	0,158	0,091	0,068	0,148	0,009	0,072	0,100	0,192	0,141	0,110	0,179	0,084	0,126	0,074	0,109	-	0,09
	EF.2	0,056	0,120	0,188	0,102	0,075	0,305	0,082	0,087	0,116	0,196	0,166	0,124	0,123	0,122	0,125	0,106	0,176	-	0,116
SÓLIDOS TOTAIS (g/l)	AF.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,580	2,077	3,457	1,887	-	1,422	2,821	2,718	-
	EF.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,301	1,514	2,727	3,041	-	1,071	1,774	2,415	1,280
	EF.2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,538	1,443	2,748	3,033	1,820	1,376	2,189	-	1,561
SÓLIDOS FIXOS (g/l)	AF.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,625	0,612	0,870	0,236	-	0,330	0,792	0,610	-
	EF.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,590	0,545	0,597	0,999	-	0,368	0,567	0,471	0,504
	EF.2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,655	0,578	0,719	0,993	0,556	0,427	0,602	-	0,485
SÓLIDOS VOLÁTEIS (g/l)	AF.	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,955	1,465	2,587	0,165	-	1,092	2,029	2,107	-
	EF.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,710	0,969	0,130	2,042	-	0,703	1,214	1,944	0,776
	EF.2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,883	0,865	2,029	2,040	1,264	0,951	1,587	-	1,075

AF. = Afluente

EF. = Efluente

A P Ê N D I C E B

F i g u r a s

FIGURA B1 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B2 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B3 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B4 : Variação de DQO do afluente e efluente e de eficiência de remoção de DQO para o Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

Gráfico B5 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

Gráfico B6 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

Gráfico B7 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

Gráfico B8 : Variação da temperatura do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B9 : Variação de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis dos Reatores 1 e 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B10 : Variação de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis dos Reatores 1 e 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

Gráfico B11 : Variação de pH do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

Gráfico B12 : Variação de pH do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B13 : Variação de pH do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B14 : Variação de pH do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B15: Variação de alcalinidade total do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B16 : Variação da alcalinidade total do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B17 : Variação da alcalinidade total do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 70º dia).

FIGURA B18 : Variação da alcalinidade total do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B19 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B20 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B21 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B22 : Variação da alcalinidade a bicarbonato do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B23 : Variação de ácidos voláteis do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B24 : Variação de ácidos voláteis do afluente e efluente do Reator 1 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia), e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B25 : Variação de ácidos voláteis do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B26 : Variação de ácidos voláteis do afluente e efluente do Reator 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

FIGURA B27 : Variação da altura do leito de lodo para os Reatores 1 e 2 durante a Fase I (1º ao 36º dia), Fase II (37º ao 60º dia) e Fase III (61º ao 79º dia).

FIGURA B28 : Variação da altura do leito de lodo para os Reatores 1 e 2 durante a Fase IV (80º ao 97º dia), Fase V (98º ao 110º dia), Fase VI (111º ao 128º dia), Fase VII (129º ao 140º dia), Fase VIII (141º ao 161º dia) e Fase IX (162º ao 179º dia).

A P Ê N D I C E C

Desvio Padrão e Coeficiente de Dispersão

Desvio Padrão e Coeficiente de Dispersão

Dispersão ou variação é definido como o grau ao qual os dados numéricos tendem a dispersar-se em torno de um valor médio. Existem várias medidas de dispersão ou de variação sendo o desvio padrão uma das mais comuns.

O desvio padrão de um conjunto de N números $x_1, x_2, \dots, x_n$ é representado por σ e definido por:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^N (x_j - \bar{x})^2}{(N-1)}} \quad (C_1)$$

onde $\bar{x}$ = média

Através do desvio padrão e da média de um conjunto de N números pode-se calcular o coeficiente de dispersão que é definido por:

$$v = \frac{\sigma}{\bar{x}} \quad (C_2)$$

O coeficiente de dispersão indica o quanto um conjunto de números variam em torno do valor médio e geralmente é expresso em porcentagem. Nota-se que o coeficiente de dispersão é independente das unidades adotadas. Por esta razão, é vantajosa para a comparação de distribuições cujas unidades podem ser diferentes. Uma das vantagens do coeficiente de variação é que ele deixa de ser útil quando $\bar{x}$ está próximo de zero.