

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO


DESEMPENHO DE
REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO UTILIZANDO
EFLUENTES LÍQUIDOS DE INDÚSTRIA ALIMENTÍCIA

Rosilene Aparecida Nascimento

Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo

Orientador

Atesto que esta é a
versão definitiva
da dissertação.


30/8/96

Campinas - SP

Fevereiro/1996

1684196

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO**

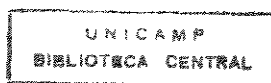
**DESEMPENHO DE
REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO UTILIZANDO
EFLUENTES LÍQUIDOS DE INDÚSTRIA ALIMENTÍCIA**

Rosilene Aparecida Nascimento

**Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo
Orientador**

**Dissertação apresentada à Faculdade de
Engenharia Civil como parte dos requisitos
para obtenção do título de Mestre em
Engenharia Civil, área de concentração
Recursos Hídricos e Saneamento**

**Campinas - SP
Fevereiro/1996**



UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	Unicamp
	N17d
V.	Ex.
TOMBO BC	28.608
PROC.	66.71.96
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	19/09/96
N.º CPD	
OM-0092516-9	

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

N17d

Nascimento, Rosilene Aparecida

Desempenho de reator anaeróbico de manta de lodo utilizando efluentes líquidos de indústria alimentícia / Rosilene Aparecida Nascimento.--Campinas, SP: [s.n.], 1996.

Orientador: Roberto Feijó de Figueiredo.

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

1. Digestão anaeróbica. 2. Águas residuais - Purificação - Tratamento biológico. 3. Bioreatores. I. Figueiredo, Roberto Feijó de. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Civil. III. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO

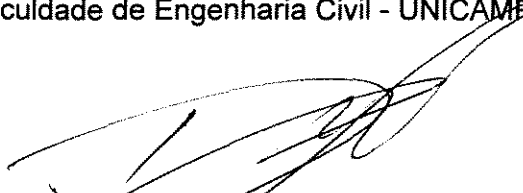
Dissertação defendida e aprovada em 14 de fevereiro de 1996, pela banca examinadora constituída pelos membros:

TITULARES:



Prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP



Prof. Dr. Durval Rodrigues de Paula Junior

Faculdade de Engenharia Agrícola - UNICAMP



Prof. Dr. Bruno Coraucci Filho

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

Dedico

*Aqueles que amo; em especial, Clóvis de
Freitas Nascimento, Miriam Nascimento
(porto seguro) e Williams Príncipe Fernandes.*

AGRADEÇO

Ao meu orientador e amigo Prof. Roberto Feijó de Figueiredo, pelo apoio, incentivo e segurança transmitidos.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico - CNPq, pela concessão de bolsa de estudo.

À Faculdade de Engenharia Civil, ao Departamento de Hidráulica e Saneamento, pelas instalações e recursos colocados à disposição para a realização dos experimentos.

À CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS, pela permissão de pesquisar o reator anaeróbio de seu sistema de tratamento de efluentes e pelo fornecimento de dados. Também a seus funcionários Alexandre Varandas, João dos Santos e Sebastião M. Brandão pelo auxílio nas coletas de amostras, informações e boa vontade demonstrada.

À empresa BRASMETANO, pelas informações colocadas à disposição.

Aos membros da Comissão Examinadora deste trabalho, pela atenção.

Aos estagiários do Setor de Computação, em especial Renato A. Russo, Mário R. Z. Cáceres, Marcelo C. Galeti e Cristiane Seco, por tamanho auxílio.

Aos professores, funcionários e estagiários do laboratório do DHS, em especial ao Prof. Dr. José R. Guimarães (Tuca) e à estagiária Thelma C. Marsariolli, por todo o auxílio prestado.

Ao Prof. Msc. Edson A. Nour, pelas informações sobre as análises referentes a processos anaeróbios.

Aos funcionários da gráfica, em especial o Sr. Airton L. Lourenço pelo carinho e dedicação.

À bibliotecária Raquel Coccatto Ribeiro, da BAE pelo auxílio durante a fase de levantamento bibliográfico.

Ao Prof. Dr. Durval R. de Paula Junior, pelo incentivo a este trabalho.

A Prof. Dr. Ruben Bresaola Júnior, pela gentil acolhida à nova faculdade.

Ao Prof. Moacir J. Bufo, da graduação, pelo incentivo à área ambiental.

Àqueles que, mesmo por trás dos “bastidores”, participaram da elaboração deste trabalho.

A Deus por ter colocado em meu caminho, pessoas como Rita de Cássia Ogera, Iara Regina S. Chao, Luis E.D. Paiva, Francisco P.O. Barijan, José E. Furlani, Armando Diório Filho, Marcus Thompsen Primo, Elaine A. Aguiar, Evandro M. Gomes, Ailton Almeida, Rosemary S. Passos, Maria Tereza F. Ludovice, Cláudia Mayumi Yamassaki, Renata H. Pereira, Aloísio A. Teixeira Junior., Harley V. Neto, Andrea Morero, Solange Alboreda, Júlio Soriano, Luis Fernando Badanham, Thelma C. Marsoriolli, Cláudia G. do Amaral, Milena A.R. Silva, Luciana Carla F. de Souza, Renata Martins, Pedro S. Fadini, Antônio R. Sivieira (Beto), Obadias P da Silva Junior., Marcelo Balbino da Silva, Acácio Galvão Corrêa, Estéfano C.F. de Souza (Caco), Luis F. Chang de Oliveira, Renato A. Russo, Mário R. Z.Cáceres e Marcelo C. Galeti e Cristiane Seco.

SUMÁRIO

	p.
FOLHA DE APROVAÇÃO.....	iii
AGRADEÇO.....	v
LISTA DE TABELAS.....	xi
LISTA DE FIGURAS.....	xiv
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS.....	xvii
RESUMO.....	xx
ABSTRACT.....	xxi
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. OBJETIVO.....	3
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1. EFLUENTES LÍQUIDOS.....	4
2.2. PROCESSO BIOLÓGICO ANAERÓBIO.....	8
2.2.1. <i>Microbiologia do Processo Anaeróbio: Bactérias</i>	9
2.2.1.1. Generalidades.....	10
2.2.1.2. Crescimento de Bactérias Anaeróbias.....	11

2.2.1.3. Condições Requeridas por Bactérias Anaeróbias	17
2.2.2. <i>Reações do Processo Anaeróbio</i>	24
2.2.2.1. Divisão das etapas	26
2.2.2.2. Etapa de Hidrólise	30
2.2.2.3. Etapa de Acidogênese.....	31
2.2.2.4. Etapa de Acetogênese.....	31
2.2.2.5. Etapa de Metanogênese	33
2.2.3. <i>Termodinâmica do Processo Anaeróbio</i>	33
2.3. APLICAÇÃO DO PROCESSO ANAERÓBIO EM SISTEMAS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	36
2.3.1. <i>Vantagens e Desvantagens</i>	38
2.3.2. <i>Retenção Celular</i>	39
2.3.3. <i>Período Requerido para Partida e Fase Endógena</i>	40
2.3.4. <i>Parâmetros de Monitoramento</i>	41
2.3.4.1. <i>Matéria Orgânica</i>	43
2.3.4.2. <i>Estabilidade do pH</i>	47
2.3.4.3. <i>Presença de Sólidos</i>	52
2.3.5. <i>Reatores Anaeróbios</i>	53
2.3.5.1. <i>Reatores Anaeróbios de Manta de lodo</i>	56
3. MATERIAL E MÉTODOS	61
3.1. SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	61
3.1.1. <i>Efluentes Líquidos</i>	64
3.1.2. <i>Resíduos Sólidos</i>	65
3.1.3. <i>Reator Anaeróbio de Manta de Lodo</i>	66
3.1.4. <i>Operação do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo</i>	67
3.2. OBTENÇÃO DE DADOS.....	69
3.2.1. <i>Vazão, temperatura e pH</i>	70
3.2.2. <i>Alcalinidade</i>	70

3.2.3. Ácidos Graxos Voláteis.....	71
3.2.4. Sólidos Suspensos.....	72
3.2.5. Nitrogênio.....	73
3.2.6. Fósforo.....	73
3.2.7. DBO.....	73
3.2.8. DQO.....	74
3.2.9. COD.....	74
3.2.10. Carga Orgânica Volumétrica e Tempo de detenção hidráulica.....	75
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	76
4.1. PARÂMETROS DE MONITORAMENTO.....	76
4.1.1. Vazão, Temperatura e pH.....	77
4.1.1.1. Vazão.....	77
4.1.1.2. Temperatura.....	77
4.1.1.3. pH.....	78
4.1.2. Relação entre alcalinidade intermediária e parcial (AI/AP).....	78
4.1.3. Alcalinidade de Bicarbonatos.....	79
4.1.4. Ácidos Graxos Voláteis.....	80
4.1.5. Sólidos Suspensos.....	80
4.1.6. DQO e COD.....	81
4.2. PARÂMETROS OBTIDOS.....	83
4.2.1. Caracterização da Água Residuária.....	83
4.2.2. Dados Operacionais.....	84
4.2.3. Carga Orgânica Volumétrica.....	85
4.2.4. Tempo de Detenção hidráulica.....	85
4.2.5. DQO.....	86
4.2.6. COD.....	86
5. SUGESTÕES.....	87

5.1. RELAÇÃO ENTRE AI E AP.....	87
5.2. ANÁLISE DE DBO	88
5.3. NITROGÊNIO E FÓSFORO	88
5.4. RELAÇÃO ENTRE CID E ALCALINIDADE DE BICARBONATOS	89
5.5. SEPARADOR DE FASES GÁS-SÓLIDO-LÍQUIDO.....	89
6. CONCLUSÕES.....	91
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	93
8. APÊNDICE	97
8.1. TABELAS	98
8.2. FIGURAS	107
9. ANEXO.....	114

LISTA DE TABELAS

	p.
TABELA 2.1- PRINCIPAIS CONTAMINANTES EM TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.....	6
TABELA 2.2- CARACTERÍSTICAS FÍSICAS, QUÍMICAS E BIOLÓGICAS DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS E SUAS FONTES	7
TABELA 2.3- ALGUMAS REAÇÕES DE OXIDAÇÃO E REDUÇÃO IMPORTANTES DO PROCESSO ANAERÓBIO..	11
TABELA 2.4- TEMPOS DE DUPLICAÇÃO DE GRUPOS DE BACTÉRIAS ANAERÓBIAS RESPONSÁVEIS PELA DECOMPOSIÇÃO DE AÇÚCARES A 35 ^o C.....	14
TABELA 2.5- DEFINIÇÃO DOS ORGANISMOS DE ACORDO COM SUAS TEMPERATURAS DE CRESCIMENTO...	21
TABELA 2.6- REAÇÕES ACETOGÊNICAS	32
TABELA 2.7- VANTAGENS E LIMITAÇÕES DO PROCESSO ANAERÓBIO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES	38
TABELA 2.8- VALORES ESTEQUIOMÉTRICOS DA DQO E DO COT POR UNIDADE DE MASSA PARA DIVERSOS COMPOSTOS PUROS	46
TABELA 2.9- CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA APLICÁVEL A REATORES ANAERÓBIOS DE MANTA DE LODO, COM LODO FLOCULENTO E GRANULAR, EM RELAÇÃO À CONCENTRAÇÃO DA ÁGUA RESIDUÁRIA E A FRAÇÃO DE DQO INSOLÚVEL	59
TABELA 2.10- PARÂMETROS PARA REATORES ANAERÓBIOS DE MANTA DE LODO ⁽⁺⁾ EM FUNCIONAMENTO QUE TRATAM EFLUENTES INDUSTRIAIS	60
TABELA 3.1- PERIODICIDADE DAS ANÁLISES SUGERIDAS PARA O REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO EM ESTUDO	68
TABELA 3.2- VALORES ESPERADOS PARA AS ANÁLISES SUGERIDAS PARA O REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO EM ESTUDO	68

TABELA 3.3- TESTES PARA MONITORAMENTO DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO	69
TABELA 4.1- DADOS OPERACIONAIS DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES DE INDÚSTRIA ALIMENTÍCIA DE BISCOITOS, DE SETEMBRO A DEZEMBRO DE 1995	84
TABELA 8.1- VALORES DE VAZÃO, TEMPERATURA E PH DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, DURANTE OS DIAS DE MONITORAMENTO.....	98
TABELA 8.2- VALORES DA RELAÇÃO ENTRE ALCALINIDADE INTERMEDIÁRIA E PARCIAL, PARA AMOSTRAS BRUTAS (NÃO CENTRIFUGADAS) DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, DURANTE OS DIAS DE MONITORAMENTO.....	99
TABELA 8.3- VALORES DE ALCALINIDADE DE BICARBONATOS E DE ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS OBTIDOS PELO MÉTODO DE FIELD, A PARTIR DO SOBRENADANTE DE AMOSTRAS CENTRIFUGADAS DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, DURANTE OS DIAS DE MONITORAMENTO.....	100
TABELA 8.4- VALORES DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS, FIXOS E VOLÁTEIS DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, DURANTE OS DIAS DE MONITORAMENTO.....	101
TABELA 8.5- VALORES DE DQO E COD DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, DURANTE OS DIAS DE MONITORAMENTO.....	102
TABELA 8.6- VALORES DE DQO E DQO _{DISS} APRESENTADOS PARA COMPARAÇÃO.....	103
TABELA 8.7- COMPARAÇÃO DOS VALORES DA DQO TOTAL DE ENTRADA COM OS VALORES DA DQO DO SOBRENADANTE DE AMOSTRAS AO LONGO DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO EM ESTUDO	103
TABELA 8.8- VALORES CALCULADOS PARA CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA E TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICO PARA DADOS OBTIDOS DURANTE OS DIAS DE MONITORAMENTO.....	104
TABELA 8.9- RELAÇÕES OBTIDAS ENTRE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO KJELDAHL TOTAL E FÓSFORO TOTAL, DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO	105
TABELA 8.10- VALORES DE ALCALINIDADE TOTAL, OBTIDOS ATRAVÉS DO STANDARD METHODS (1992) E DE ALCALINIDADE DE BICARBONATOS, OBTIDOS PELO MÉTODO DE ROJAS (1987).	106

TABELA 9.1- DADOS OPERACIONAIS DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES INDUSTRIAIS DA CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS, DE 21 DE SETEMBRO DE 1994 A 09 DE NOVEMBRO DE 1995	115
--	-----

LISTA DE FIGURAS

	p.
FIGURA 2.1- PERFIL DE CRESCIMENTO BACTERIOLÓGICO.....	13
FIGURA 2.2- EFEITOS DOS NUTRIENTES SOBRE A CONCENTRAÇÃO DE BACTÉRIAS, X, PARA GRUPOS METANOGÊNICOS	18
FIGURA 2.3- EFEITOS DA TEMPERATURA NA ATIVIDADE RELATIVA DE PRODUÇÃO DE METANO EM BACTÉRIAS METANOGÊNICAS: <i>METHANOBACTERIUM THERMOAUTOTROPHICUM</i> , <i>METHANOBREVIBACTER ARBORIPHILUS</i> , <i>METHANOTRIX SOEHNGENII</i> , <i>METHANOSARCINA SP</i>	22
FIGURA 2.4- EFEITOS DO PH NA ATIVIDADE RELATIVA DE PRODUÇÃO DE METANO EM BACTÉRIAS METANOGÊNICAS: <i>METHANOBACTERIUM THERMOAUTOTROPHICUM</i> , <i>METHANOBREVIBACTER ARBORIPHILUS</i> , <i>METHANOTRIX SOEHNGENII</i> , <i>METHANOSARCINA SP</i> , <i>METHANOCOCCUS MAZEL</i>	23
FIGURA 2.5- CONVERSÃO ANAERÓBIA DE MATÉRIA ORGÂNICA COMPLEXA A METANO E DIÓXIDO DE CARBONO.....	27
FIGURA 2.6- ETAPAS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	29
FIGURA 2.7- REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DAS RELAÇÕES ENTRE CONCENTRAÇÃO DE H ₂ E A ENERGIA LIVRE DE GIBBS CORRESPONDENTE.....	35
FIGURA 2.8- RELAÇÃO ENTRE PH, ÁCIDOS VOLÁTEIS, ALCALINIDADE DE BICARBONATO E PRESSÃO PARCIAL DE CO ₂ (T=25 ^o C).....	49
FIGURA 2.9- VALORES DE EFICIÊNCIA OBTIDOS EM DIFERENTES SISTEMAS DE TRATAMENTO ANAERÓBIO	54
FIGURA 2.10- MODELOS DE REATORES ANAERÓBIOS, DESDE CONVENCIONAIS AOS MAIS COMPLEXOS.....	55
FIGURA 3.1- FLUXOGRAMA DOS EFLUENTES INDUSTRIAIS DA CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS...	62

FIGURA 3.2- REATORES ANAERÓBIOS DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES DA CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS. À ESQUERDA, REATOR ANAERÓBIO DE MISTURA COMPLETA; À DIREITA, REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO 64

FIGURA 3.3- REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO EM ESTUDO 67

FIGURA 4.1- RELAÇÃO ENTRE COD E DQO DE AMOSTRAS DA ENTRADA (E) E DA SAÍDA (S) DO REATOR EM ESTUDO 82

FIGURA 8.1- VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO..... 107

FIGURA 8.2- TEMPERATURA DE AMOSTRAS DA ENTRADA DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO..... 107

FIGURA 8.3- PH DE AMOSTRAS DA ENTRADA (E), SAÍDA (S) E TOMADAS DE LODO A 0,6M (T1), 2,4M (T2) E 4,8M DE ALTURA (T3), DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO. 107

FIGURA 8.4- RELAÇÃO ENTRE A ALCALINIDADE INTERMEDIÁRIA E PARCIAL DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO. SÃO APRESENTADOS DADOS DE AMOSTRAS BRUTAS (NÃO CENTRIFUGADAS) DA SAÍDA (S) E DE TOMADAS DE LODO A 0,6M (T1), 2,4M (T2) E 4,8M DE ALTURA (T3). 108

FIGURA 8.5- ALCALINIDADE DE BICARBONATOS, A PARTIR DE ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS DO SOBRENADANTE DE AMOSTRAS CENTRIFUGADAS, DA ENTRADA (E), SAÍDA (S) E TOMADAS DE LODO A 0,6M (T1), 2,4M (T2) E 4,8M DE ALTURA (T3), DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO..... 109

FIGURA 8.6- CONCENTRAÇÃO DE ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS DE AMOSTRAS DA ENTRADA, SAÍDA E TOMADAS DE LODO A 0,6M (T1), 2,4M (T2) E 4,8M DE ALTURA (T3), DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO..... 109

FIGURA 8.7- SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS, FIXOS E VOLÁTEIS DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO. 110

- FIGURA 8.8- COMPARAÇÃO ENTRE OS VALORES DE DQO E COD DO REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO, EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO. O GRÁFICO EM (A) APRESENTA DADOS DE AMOSTRAS DA ENTRADA, E, E EM (B) DA SAÍDA, S. EM (C) SÃO APRESENTADOS OS DADOS DE EFICIÊNCIA..... 111
- FIGURA 8.9- MATÉRIA ORGÂNICA DE AMOSTRAS DA ENTRADA (E) E SAÍDA (S) REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO EM FUNÇÃO DOS DIAS DE MONITORAMENTO. O GRÁFICO EM (A) APRESENTA DADOS DE DQO E O GRÁFICO EM (B) APRESENTA DADOS DE COD..... 112
- FIGURA 8.10- GRÁFICOS DAS CURVAS DE TITULAÇÃO DAS AMOSTRAS, DE PH EM FUNÇÃO DO VOLUME DE ÁCIDO SULFÚRICO 0,05M ADICIONADO. SÃO APRESENTADOS DADOS DE AMOSTRAS DA ENTRADA (E), DA SAÍDA (S) E DE TOMADAS DE LODO A 0,6M (T1), 2,4M (T2) E 4,8M DE ALTURA (T3)..... 113

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

$\frac{dX}{dt}$:	acúmulo de biomassa no sistema
[]:	concentração
α e β :	reagentes de uma reação genérica;
μ :	taxa específica de crescimento
η :	eficiência
γ :	produto de uma reação genérica
ΔG :	variação da energia livre de Gibbs
μ_m :	valor máximo de μ
AB_{AGV} :	alcalinidade de bicarbonatos, calculada através da determinação dos ácidos graxos voláteis
AB_{AP} :	alcalinidade de bicarbonatos, calculada através da determinação da alcalinidade parcial
AGV:	ácidos graxos voláteis
AI:	alcalinidade intermediária
AP:	alcalinidade parcial
B_v :	carga orgânica volumétrica
C:	símbolo químico do carbono
CI:	carbono inorgânico
CID:	carbono inorgânico dissolvido
CO_2 :	dióxido de oxigênio, ou gás carbônico
COD:	carbono orgânico dissolvido
cont.	continuação
COT:	carbono orgânico total
CT:	carbono total

CTD:	carbono total dissolvido
DQO:	demanda química de oxigênio
DQO _{DISS}	DQO da amostra filtrada
DQO _{INSOL} (%)	fração de DQO da parcela insolúvel da amostra (%)
DQO _{sobrenadante} :	DQO do sobrenadante da amostra centrifugada
E:	tomadas de amostra da entrada
FIA:	análise por injeção de fluxo, do inglês <i>Flow Injection Analysis</i>
FT	fósforo total
H ₂ SO ₄ :	fórmula química do ácido sulfúrico
k _d :	coeficiente de decaimento
K _{eq} :	constante de equilíbrio
K _{Su} :	concentração de substrato para $\mu = 0,5 \cdot \mu_{max}$
L:	dimensão de comprimento
M:	dimensão de massa
M _{ac} :	molaridade do ácido sulfúrico
M _{base} :	molaridade do hidróxido de sódio
N:	símbolo químico do nitrogênio
NaOH:	fórmula química do hidróxido de sódio
Ni:	níquel
NKT	nitrogênio Kjeldahl total
P:	símbolo químico do fósforo
pH:	potencial hidrogeniônico, onde $pH = -\log[H^+]$
Q:	vazão
R:	constante dos gases (1,986 cal/°C.mol)
r:	grau de correlação linear
r _d :	taxa de decaimento da biomassa
r _g ^l :	taxa líquida de crescimento da biomassa
r _g :	taxa de crescimento da biomassa
r _{Su} :	taxa de utilização do substrato
S:	tomada de amostra da saída
SSF:	sólidos suspensos fixos
SST:	sólidos suspensos totais
SSV:	sólidos suspensos voláteis

Su:	concentração de substrato
T:	dimensão de tempo
T ₁ :	tomada de amostra de lodo a 0,6m de altura
T ₂ :	tomada de amostra de lodo a 2,4m de altura
T ₃ :	tomada de amostra de lodo a 4,8m de altura
Temp:	temperatura absoluta
UASB:	reator anaeróbio de manta de lodo, do inglês <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
V _{ac} :	volume de ácido sulfúrico
V _{amostra} :	volume da amostra
V _{base} :	volume de hidróxido de sódio
V _r :	volume útil do reator
X:	concentração de biomassa
Y:	coeficiente de produção de biomassa máximo
Y _{obs} :	coeficiente de produção de biomassa observado

RESUMO

Devido às vantagens oferecidas pelo processo de digestão anaeróbia em tratamento de efluentes líquidos, sobretudo pelo baixo volume de lodo gerado quando comparado ao tratamento aeróbio, vários autores dirigem seus estudos com o intuito de dominá-lo. Porém, trata-se de um processo complexo de degradação e susceptível às variações das condições ambientais, como pH, temperatura, concentração de substratos e de produtos tóxicos pode comprometer a eficiência processo. O reator anaeróbio de um sistema de tratamento de efluentes de uma indústria alimentícia, com principal atividades a produção de biscoitos, foi utilizado como objeto de estudos. O processo anaeróbio foi monitorado durante três meses após a interrupção da alimentação do reator por dois meses, utilizando parâmetros como vazão, temperatura, pH, alcalinidade de bicarbonatos, relação entre alcalinidade intermediária e parcial, demanda química de oxigênio - DQO e carbono orgânico dissolvido - COD. Além desses, são apresentados os dados operacionais obtidos pela indústria para o período de setembro de 1994 a novembro de 1995. Os parâmetros DQO e COD afluentes ao reator foram comparados e apresentaram grau de correlação igual a 0,78. A carga orgânica volumétrica média aplicada durante o monitoramento foi de $0,8\text{kgDQO m}^{-3} \text{d}^{-1}$ e o reator respondeu com eficiência média de 87% em remoção de DQO.

ABSTRACT

Many research projects are being developed with the objective of understanding the anaerobic process to treat wastewater. This process has a great advantage of producing small sludge volumes, but, on the other hand, it is very complex, and environmental changes, measured as pH, temperature, substrate concentration and toxic products may affect the whole process efficiency. In this study an anaerobic reactor from a food industry treatment plant was utilized. Manufactured products from a food industry include cookies crackers and candies. Anaerobic process was monitored for three months, after a two-month no feed period. Major measured parameters were: flowrate, temperature, pH, bicarbonate alkalinity, chemical oxygen demand (COD), and dissolved organic carbon (DOC), as well as the relationship between intermediate and partial alkalinities. Also, operational data obtained by the industry for the period September 94 - November 95 are presented. Influent COD and DOC values were compared and results indicated an correlation of 0.78. The average volumetric organic load during experiment was $0.8\text{kgCOD m}^{-3} \text{d}^{-1}$, and COD removal was 87 percent.

1. INTRODUÇÃO

O desenvolvimento de municípios e indústrias, sem um planejamento ambiental adequado, provoca alterações bruscas na natureza. Estas alterações refletem-se em poluição e adaptação ou até mesmo morte dos seres envolvidos e, em consequência, a qualidade de vida resultante é questionável.

O crescimento populacional sem o respectivo desenvolvimento de infraestrutura para abastecimento de água e coleta e tratamento de esgoto compromete a saúde e o bem estar público. No Brasil, a maior parte do esgoto sanitário gerado é lançada aos corpos receptores (por exemplo rios, baías, lagos) sem tratamento.

Os lançamentos de efluentes líquidos em um curso d'água podem resultar em variações de suas características, como pH, temperatura, composição e concentração de cada componente. Os seres que dependem direta ou indiretamente deste curso d'água sofrerão as consequências destas variações.

Na maioria dos rios brasileiros das regiões de grandes centros urbanos, principalmente das Regiões Sudeste e Sul, a água encontra-se imprópria para o consumo humano. Assim, os sistemas de tratamento de água para abastecimento municipal tornam-se cada vez mais sofisticados e onerosos.

Para preservar a qualidade dos cursos d'água, a Legislação Federal Brasileira divide-os em quatro classes de acordo com suas características. As

legislações estaduais devem impor restrições aos parâmetros dos efluentes lançados a estes cursos d'água de forma a preservar sua classificação.

Um efluente que não atenda às condições que lhe são impostas, deverá ser alterado, isto é, tratado. É necessária, então, a implantação de um sistema de tratamento adequado às características desse efluente. Os efluentes inorgânicos são tratados preferencialmente por processos físico-químicos. Os orgânicos podem receber tratamento por processo físico-químico ou biológico. Os processos biológicos são adequados quando o efluente orgânico apresenta características biodegradáveis.

Os processos biológicos que ocorrem na presença de oxigênio livre, denominados aeróbios, são os mais utilizados e conhecidos. A implantação de sistemas com processos aeróbios oferece, portanto, poucos riscos de investimento;

porém, equipamentos necessários como aeradores demandam energia e o lodo, gerado como subproduto, ainda é passível de decomposição por ação biológica.

Outro processo de decomposição biológica ocorre na ausência de oxigênio livre e denomina-se processo anaeróbio. Ele pode apresentar como subproduto o gás metano que é utilizado como fonte de energia. Há cerca de 20 anos o interesse por este gás proporcionou um aumento na utilização do processo anaeróbio. Atualmente a produção de lodo em menor quantidade e já estabilizado é a característica mais valorizada deste processo.

A decomposição anaeróbia é realizada basicamente por grupos de bactérias em equilíbrio mútuo. Este equilíbrio depende primordialmente das condições ambientais, como pH, temperatura, composição do meio etc., assim, o controle operacional do sistema é fundamental para garantir a eficiência do processo. O conhecimento das relações entre os parâmetros operacionais e a eficiência do processo permite o dimensionamento e manutenção do sistema.

Sob o interesse da preservação dos corpos d'água, os processos de tratamento de efluentes devem ser plenamente dominados. Esta pesquisa almeja ampliar os conhecimentos em processos anaeróbios, e sua principal contribuição é quanto aos parâmetros operacionais utilizados para identificação de situações de estabilidade de crescimento da massa microbiana. O objeto de estudo foi um reator anaeróbio de manta de lodo aplicado ao tratamento de efluentes líquidos de indústria alimentícia de biscoitos.

1.1. OBJETIVO

Esta pesquisa teve por objetivo principal, verificar os parâmetros operacionais que descrevem o processo anaeróbio. Os parâmetros pH, relação entre alcalinidade intermediária e parcial, alcalinidade de bicarbonatos, ácidos voláteis, sólidos suspensos totais e voláteis, demanda química de oxigênio (DQO) e carbono orgânico dissolvido (COD), foram investigados.

Os objetivos secundários foram verificar a relação entre pH, alcalinidade de bicarbonatos e ácidos graxos voláteis e comparar os parâmetros demanda química de oxigênio (DQO) e carbono orgânico dissolvido (COD).

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo apresenta-se a revisão bibliográfica relacionada ao tratamento de efluentes líquidos pelo processo anaeróbio.

Inicia-se com os efluentes líquidos, apresentando-se suas características, formas de geração e conseqüências de seu lançamento em corpos receptores; verificando-se assim, a necessidade de tratamento.

O processo anaeróbio é descrito em relação à sua microbiologia, às condições ambientais requeridas e às reações envolvidas.

A aplicação do processo anaeróbio para esgoto sanitário e diversos efluentes industriais é relatada. Incluem-se suas vantagens e desvantagens, a retenção de biomassa, os parâmetros de monitoramento e os reatores anaeróbios.

2.1. EFLUENTES LÍQUIDOS

De acordo com METCALF & EDDY (1991), um efluente líquido pode ser definido como uma combinação de resíduos líquidos ou diluídos em água, removidos de residências, instituições, estabelecimentos comerciais e industriais, junto a águas subterrâneas, superficiais ou pluviais que possam estar presentes.

Muitos produtos orgânicos são descartados diariamente, provenientes de esgotos domésticos, efluentes industriais, atividades agropecuárias, produtos farmacêuticos, descartes de laboratórios, curtumes, refinarias de petróleo, etc. (CONNELL & MILLER, 1984).

O lançamento de compostos orgânicos em corpos receptores pode causar sérias conseqüências, comprometendo sua qualidade. MONTEIRO (1975), detalha o crescimento de bactérias oxidativas sob o aumento da concentração de matéria orgânica biodegradável, com conseqüente aumento do consumo de oxigênio. Um curso d'água desprovido de oxigênio dissolvido ocasiona a destruição dos organismos aeróbios e praticamente impossibilita o uso de suas águas para múltiplos usos e finalidades.

As águas doces, salobras e salinas do território brasileiro são protegidas pela legislação brasileira, portaria 36/GM de 18 de junho de 1986 (CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE, 1990). No âmbito estadual, SÃO PAULO (1986) estabelece padrões para efluentes de qualquer fonte poluidora quanto a pH, temperatura, materiais sedimentáveis, DBO e concentrações de substâncias tóxicas, etc.

Para atender às exigências legislativas, as fontes poluidoras devem dispor de sistemas de tratamento de efluentes líquidos, e a forma de tratamento estará relacionada intimamente com as características dos efluentes. METCALF & EDDY (1991) citam os principais contaminantes em tratamento de águas residuárias (Tabela 2.1) e as principais características físicas, químicas e biológicas das águas residuárias, bem como suas fontes (Tabela 2.2).

Os corpos receptores brasileiros são bastante castigados, devido a falhas na legislação ou no cumprimento e fiscalização de suas determinações. Tomando-se o

esgoto sanitário como exemplo, a Pesquisa Nacional de Saneamento Básico - PNSB-89 (1992), citada por VIEIRA (1994), realizou levantamento em 4.425 municípios, verificando que apenas 2.091 possuíam coleta de esgoto e, destes, apenas 345 com algum tipo de tratamento.

TABELA 2.1- Principais contaminantes em tratamento de águas residuárias

CONTAMINANTE	IMPORTÂNCIA
Sólidos suspensos	Sólidos suspensos podem levar ao desenvolvimento de depósitos de lodo e condições anaeróbias quando o efluente líquido não tratado é lançado no ambiente aquático.
Orgânicos biodegradáveis	Compostos principalmente por proteínas, carboidratos e gorduras, os orgânicos biodegradáveis são quantificados basicamente em termos de DBO (demanda bioquímica de oxigênio) e DQO (demanda química de oxigênio). Se lançado sem tratamento ao ambiente, sua estabilização biológica pode levar à queda da reserva de oxigênio natural e ao desenvolvimento de condições sépticas.
Patogênicos	Algumas doenças podem ser transmitidas por organismos patogênicos em águas residuárias.
Nutrientes	Tanto nitrogênio quanto fósforo, juntos ao carbono, são nutrientes essenciais para o crescimento. Quando lançados no ambiente aquático, estes nutrientes podem levar ao crescimento de uma vida aquática não desejável. Quando lançados em excessivas quantidades sobre a terra, também podem poluir águas subterrâneas.
Poluentes perigosos	Compostos orgânicos e inorgânicos selecionados com base no conhecimento de apresentarem carcinogenicidade, mutagenicidade, teratogenicidade ou toxicidade. Muitos destes compostos são encontrados em águas residuárias.
Orgânicos refratários	Estes orgânicos tendem a resistir a métodos convencionais de tratamento de efluentes líquidos. Exemplos típicos incluem surfactantes, fenóis e pesticidas agrícolas.
Metais pesados	Metais pesados são geralmente adicionados às águas residuárias de atividades comercial e industrial e devem ser removidos se o efluente for reutilizado.
Inorgânicos dissolvidos	Constituintes inorgânicos como cálcio, sódio e sulfato são adicionados à água de abastecimento doméstico e devem ser removidos se o efluente for reutilizado.

Fonte: METCALF & EDDY (1991)

TABELA 2.2- Características físicas, químicas e biológicas das águas residuárias e suas fontes

CARACTERÍSTICAS	FONTE
PROPRIEDADES FÍSICAS	
• Cor	Resíduos domésticos e industriais, degradação natural de materiais orgânicos
• Odor	Águas residuárias em decomposição e resíduos industriais
• Sólidos	Abastecimento de água potável, resíduos domésticos e industriais, erosão de solos, infiltração
• Temperatura	Resíduos domésticos e industriais
CONSTITUINTES QUÍMICOS	
• Orgânicos	
<i>Carboidratos</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Gorduras, óleos e graxas</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Pesticidas</i>	Resíduos agrícolas
<i>Fenóis</i>	Resíduos industriais
<i>Proteínas</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Poluentes perigosos</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Surfactantes</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Compostos orgânicos voláteis</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Outros</i>	Degradação natural de matérias orgânicos
• Inorgânicos	
<i>Alcalinidade</i>	Resíduos domésticos, abastecimento de água potável, infiltração de água subterrânea
<i>Cloretos</i>	Resíduos domésticos, abastecimento de água potável, infiltração de água subterrânea
<i>Metais pesados</i>	Resíduos industriais
<i>Nitrogênio</i>	Resíduos domésticos e agrícolas
<i>pH</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Fósforo</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais, drenagem natural de água
<i>Poluentes perigosos</i>	Resíduos domésticos, comerciais e industriais
<i>Enxofre</i>	Abastecimento de água potável, resíduos domésticos, comerciais e industriais
• Gases	
<i>Gás sulfídrico</i>	Decomposição de resíduos domésticos
<i>Metano</i>	Decomposição de resíduos domésticos
<i>Oxigênio</i>	Abastecimento de água potável, infiltração com a superfície da água
CONSTITUINTES BIOLÓGICOS	
• Animais	Cursos d'água abertos e plantas de tratamento de efluentes
• Plantas	Cursos d'água abertos e plantas de tratamento de efluentes
• Protistas	
<i>Eubactéria</i>	Resíduos domésticos, infiltração com a superfície da água e plantas de tratamento de efluentes
<i>Arquebactérias</i>	Resíduos domésticos infiltração com a superfície da água e plantas de tratamento de efluentes
<i>Vírus</i>	Resíduos domésticos

Fonte: METCALF & EDDY (1991)

2.2. PROCESSO BIOLÓGICO ANAERÓBIO

O processo anaeróbio baseia-se na utilização de microrganismos na ausência de oxigênio livre, para a degradação de matéria orgânica. Esta degradação refere-se às reações que reduzem as dimensões de partículas, tornando-as solúveis ou, a nível molecular, quebram cadeias ou ligações triplas ou duplas existentes. Os produtos finais do processo anaeróbio são metano e compostos inorgânicos, incluindo o dióxido de carbono e amônia (MCCARTY, 1982).

O número de espécies de microrganismos que coexistem em sistemas anaeróbios é muito grande. SOUBES (1994) cita que em um biodigestor, que recebe polímeros naturais, foram identificadas mais de 130 espécies diferentes. Dentre estas, ocorre a presença de bactérias, protozoários e fungos.

Os principais microrganismos empregados no processo anaeróbio, comentados por MALINA (1992), são as bactérias. A capacidade de uma bactéria anaeróbia decompor um determinado substrato é específica, dependendo principalmente das enzimas que possui (as enzimas, responsáveis pelas reações do processo decomposição, apresentam alto grau de especificidade). Conhecimentos sobre as reações enzimáticas podem ser obtidos através de PELCZAR et al. (1980).

Na literatura, as bactérias do processo anaeróbio são apresentadas em grupos relativos aos substratos a que têm afinidade, às reações que realizam ou aos produtos que formam (por exemplo: hidrolíticas, que hidrolisam substratos complexos acidogênicas, que produzem ácidos, metanogênicas acetofílicas, que produzem metano principalmente a partir de ácido acético).

Sendo um processo biológico, o meio deve oferecer as condições requeridas por microrganismos para que realizem as reações de interesse (isto é,

convertam o máximo possível da matéria orgânica presente nos produtos finais do processo anaeróbio). Dentre essas condições citam-se por exemplo: temperatura, pH, energia disponível, reagentes aos quais os microrganismos estejam adaptados, concentrações de reagentes (substratos) e produtos que favoreçam as reações, presença de nutrientes (nitrogênio, fósforo, enxofre, potássio cálcio e outros) e ausência de inibidores.

As condições necessárias aos microrganismos do processo anaeróbio devem ser otimizadas em um sistema anaeróbio de tratamento de efluentes líquidos, para que haja uma conversão satisfatória da matéria orgânica, o que é verificado através do monitoramento desse sistema.

Para compreensão dos parâmetros monitorados em sistemas anaeróbios, são apresentados a microbiologia do processo anaeróbio, incluindo-se as condições requeridas, as reações anaeróbias envolvidas e, por fim, aspectos termodinâmicos sobre a energia disponível das reações químicas.

2.2.1. Microbiologia do Processo Anaeróbio: Bactérias

As generalidades sobre bactérias anaeróbias são apresentadas quanto à reprodução, forma de nutrição (heterotrofismo) e liberação de energia. É detalhado o crescimento dessas bactérias, com alguns exemplos da aplicação da cinética de crescimento na determinação de produção de lodo, e as condições requeridas para sua sobrevivência e melhor atuação na conversão de matéria orgânica.

2.2.1.1.Generalidades

As reprodução de bactérias, segundo ocorre basicamente por simples divisão ou pela formação de esporos, não ocorrendo em geral a reprodução sexuada, segundo BRANCO (1986).

Em tratamento de águas residuárias, as bactérias de maior interesse em são classificadas como heterotróficas (as de vida simbióticas), pois transformam a matéria orgânica em minerais como gás metano e dióxido de carbono, conforme relata MALINA (1992).

As reações heterotróficas envolvem:

- a) reações catalisadas por enzimas;
- b) metabolismo respiratório: transferência externa de elétrons;
- c) metabolismo fermentativo: não envolve transferência externa de elétrons, menor produção de energia, crescimento mais lento.

O material orgânico requerido pelas bactérias heterotróficas é variável. Algumas se satisfazem com uma dieta constituída apenas de glicose e substâncias nitrogenadas muito simples; enquanto outras exigem vários aminoácidos, além de gorduras, açúcares, etc.

A digestão de material orgânico complexo, isto é, particulado ou com moléculas de cadeias longas (por exemplo: proteínas, carboidratos e lipídeos) é realizada inicialmente de forma extracelular, conforme cita BRANCO (1986). Muitas bactérias expelem ou secretam enzimas digestivas sobre o material, que passa ao estado líquido no próprio meio. Em seguida é absorvido pelas células.

Durante o processo anaeróbio, ocorrem reações de hidrólise, de oxidação e de redução. As reações de oxidação liberam energia, que é utilizada, inclusive, para as demais reações envolvidas. A Tabela 2.3 apresenta exemplos de reações de

oxidação e de redução, com a energia liberada (energia livre de Gibbs, ou ΔG^0 , positiva) ou absorvida (ΔG^0 negativa), respectivamente.

O processo anaeróbico pode formar, além de gás carbônico, metano e hidrogênio, outros compostos menos oxidados (como álcoois ou ácidos orgânicos), que poderiam fornecer ainda alguma energia.

TABELA 2.3- Algumas reações de oxidação e redução importantes do processo anaeróbico

Oxidações (Reações que doam elétrons)		ΔG^0, kJ
Propionato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + \text{H}_2$	+76,1
Butirato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+48,1
Etanol → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+9,6
Lactato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	-4,2
Acetato → Metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	-31,0
Reduções (Reações que recebem elétrons)		
HCO_3^- → Acetato	$\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-104,6
HCO_3^- → Metano	$\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135,6
Sulfato → Sulfeto	$\text{SO}_4^{-2} + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-151,9
	$\text{SO}_4^{-2} + \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{S}$	-59,9
Nitrato → Amônia	$\text{NO}_3^- + 4\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3\text{H}_2\text{O}$	-599,6
	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{HCO}_3^-$	-511,4
Nitrato → Nitrogênio	$2\text{NO}_3^- + 5\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$	-1.120,5

Fonte: HARPER & POHLAND (1986)

2.2.1.2. Crescimento de Bactérias Anaeróbias

O crescimento de bactérias anaeróbias, relativo ao número de bactérias presentes, está relacionado às condições do meio (item 2.2.1.3). Existe uma fase de adaptação às variações destas condições, o que altera o processo de crescimento. Um excesso de matéria orgânica, substrato, pode causar competitividade entre os microrganismos presentes, refletindo em redução da reprodução ou até em morte.

Uma concentração de bactérias submetidas a um meio de cultura, atravessa fases distintas. METCALF & EDDY (1991) apresentam o perfil do crescimento padrão de bactérias, conforme a Figura 2.1, dividindo-o em quatro fases:

- a) A fase de adaptação, ou fase *lag*: com a adição de um inóculo a um meio de cultura, esta fase representa o tempo requerido pelo organismo para se adaptar ao seu novo meio e iniciar seu processo de divisão;
- b) A fase de crescimento logarítmica: durante este período, as células dividem-se à taxa determinada por seu tempo de geração e sua habilidade ao processo de alimentação;
- c) A fase estacionária: onde a população permanece estacionária. As razões para este fenômeno são: que as células consumiram todo o substrato ou nutrientes para crescimento ou que o crescimento de novas células está equilibrado com a morte de células velhas; e,
- d) Fase endógena ou de decaimento: durante esta fase, a taxa de morte bacteriana excede a produção de novas células. Em alguns casos, a fase de morte logarítmico é o inverso da fase de crescimento logarítmico.

Em processos contínuos de tratamento biológico, deseja-se que a população bacteriana alcance seu máximo de crescimento, o que equivale à fase estacionária de crescimento. Desta forma, a matéria orgânica contida na água residuária é degradada com maior eficiência.

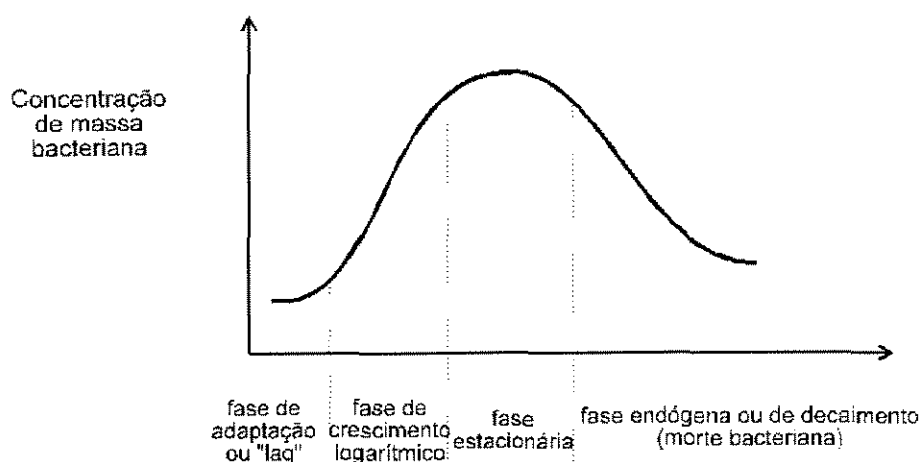


FIGURA 2.1- Perfil de crescimento bacteriológico
 Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991)

A duração de cada fase está relacionada à velocidade das reações metabólicas dos organismos envolvidos. Devido à especificidade das bactérias anaeróbias em relação ao substrato e ao fato de cada grupo de bactérias realizar apenas etapas das reações (e não as reações completas), a energia utilizada por bactéria é baixa, resultando em metabolismo lento.

Na Tabela 2.4, VIÑAS (1994), são apresentados exemplos de tempos de duplicação de grupos de bactérias anaeróbias responsáveis pela decomposição de açúcares a 35°C. Como consequência da divergência entre os tempos de duplicação dos diversos grupos de bactérias (alguns relativos a horas, enquanto outros, a dias), o tempo requerido para que se alcance a fase estacionária em sistemas anaeróbios é longo.

O crescimento de células bacterianas, ou biomassa, em um sistema de cultura em batelada ou contínuo, é descrito por METCALF & EDDY (1991), através de equações cinéticas. Quando um dos requerimentos essenciais (substrato ou nutriente) encontra-se em quantidades que limitam o crescimento da biomassa, este é

denominado "limitante". As equações cinéticas envolvem as expressões de Monod, que relacionam a quantidade de substrato limitante ao crescimento bacteriano.

TABELA 2.4- Tempos de duplicação de grupos de bactérias anaeróbias responsáveis pela decomposição de açúcares a 35°C

GRUPOS DE BACTÉRIAS	TEMPO DE DUPLICAÇÃO
Fermentativas que produzem ácido	30 minutos
Metanogênicas que consomem H ₂ ou formiato	6 horas
Acetogênicas que consomem butirato	1,4 dias
Acetogênicas que consomem propionato	2,5 dias
Metanogênicas que consomem acetato	2,6 dias

Fonte: Adaptado de VIÑAS (1994)

A taxa de crescimento da biomassa refere-se à fase de crescimento logarítmico e envolve a taxa de geração de novas células. Porém, em uma cultura bacteriana, nem todas as células atravessam a mesma fase, devido à diferença de idade entre elas, predação ou morte. Assim, a taxa líquida de crescimento, eq. (2.1), para uma cultura em fase de crescimento logarítmico, deve incluir a taxa de decaimento proporcionada pela atividade de células em outras fases.

$$r_g' = r_g + r_d \quad (2.1)$$

Onde: r_g' = taxa líquida de crescimento da biomassa (M.L⁻³.T⁻¹);
 r_g = taxa de crescimento da biomassa (M.L⁻³.T⁻¹);
 r_d = taxa de decaimento da biomassa (M.L⁻³.T⁻¹).

A taxa de crescimento da biomassa é proporcional à concentração de biomassa presente, eq. (2.2), e a proporcionalidade é chamada taxa específica de crescimento.

$$r_g = \mu \cdot X = \frac{dX}{dt} \quad (2.2)$$

Onde: μ = taxa específica de crescimento (T^{-1});
 X = concentração de biomassa ($M.L^{-1}$);
 $\frac{dX}{dt}$ = acúmulo de biomassa no sistema ($M.L^{-3}.T^{-1}$).

De acordo com a expressão de Monod, a taxa específica de crescimento é limitada ao substrato segundo a eq. (2.3).

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S_u}{K_{S_u} + S_u} \quad (2.3)$$

Onde: μ_{\max} = taxa específica de crescimento máxima (T^{-1});
 S_u = concentração do substrato limitante ($M.L^{-3}$);
 K_{S_u} = concentração de substrato para $\mu = 0,5 \cdot \mu_{\max}$ ($M.L^{-3}$).

Assim, substituindo (2.3) em (2.2), obtém-se a eq. (2.4).

$$r_g = \mu_{\max} \cdot X \cdot \frac{S_u}{K_{S_u} + S_u} \quad (2.4)$$

Em sistemas de culturas em batelada ou contínuo, uma porção de substrato é convertido a novas células enquanto o restante, em outros produtos orgânicos ou inorgânicos. A quantidade de novas células geradas é proporcional à quantidade de substrato disponível, conforme a eq. (2.5).

$$r_g = - Y \cdot r_{S_u} \quad (2.5)$$

Onde: Y = coeficiente de produção de biomassa máximo, definido como uma relação entre a biomassa gerada e a massa de

substrato consumido, medidos durante a fase de crescimento logarítmico (adimensional);
 r_{Su} = taxa de utilização do substrato ($M.L^{-3}.T^{-1}$)

A partir das eq. (2.4) e (2.5), por substituição obtém-se a eq. (2.6).

$$r_{Su} = -\frac{\mu_{max} \cdot X}{Y} \cdot \frac{Su}{K_{Su} + Su} \quad (2.6)$$

A taxa de decaimento da biomassa apresenta um coeficiente de decaimento e também é proporcional à concentração de biomassa, eq. (2.7).

$$r_d = -k_d \cdot X \quad (2.7)$$

Onde: k_d = coeficiente de decaimento (T^{-1}).

Substituindo as eq. (2.4) e (2.5) em (2.1), obtém-se as eq. (2.8) e (2.9), respectivamente.

$$r_g' = \mu_{max} \cdot X \cdot \frac{Su}{K_{Su} + Su} - k_d \cdot X \quad (2.8)$$

$$r_g' = -Y \cdot r_{Su} - k_d \cdot X \quad (2.9)$$

Os efeitos da atividade em fase endógena de bactérias presentes, no coeficiente de produção de biomassa, eq. (2.10), são avaliados por Ribbons (1970) e Van Uden (1967), ambos citados por METCALF & EDDY (1991).

$$Y_{\text{obs}} = \frac{r'_g}{r_{\text{Su}}} \quad (2.10)$$

Onde: Y_{obs} = coeficiente de produção de biomassa observado (adimensional).

Uma utilização das equações de cinética de crescimento da biomassa de interesse em sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes é a determinação da produção de lodo, através do coeficiente de produção de biomassa observado. Quantificando-se a produção de lodo pode-se: comparar diversos sistemas em operação, dimensionar unidades para disposição do lodo, ou, no caso de tercerizar esta disposição (em aterros sanitários, por exemplo), estimar os custos.

2.2.1.3. Condições Requeridas por Bactérias Anaeróbias

A atuação das bactérias nas reações anaeróbias depende das condições do meio em que se encontram. Para cada fator, como composição do meio (como por exemplo substrato, nutrientes, grupos de bactérias presentes), temperatura, pH, etc., existem faixas consideradas ótimas para seu desenvolvimento e outras que podem ser prejudiciais, causando efeitos inibitórios ou tóxicos.

Nutrientes:

De acordo com MALINA (1992), os requerimentos nutricionais para o crescimento da massa microbiana e os fatores de crescimento são: energia, carbono, macronutrientes inorgânicos (nitrogênio e fósforo), micronutrientes inorgânicos (principais: enxofre, potássio, cálcio, magnésio, ferro, sódio e cloro; secundários: zinco,

manganês, molibdênio, selênio, cobalto, cobre, níquel, vanádio e tungstênio) e fatores orgânicos de crescimento (vitaminas, aminoácidos, piridimas e outros).

A quantidade requerida de cada nutriente é variável, o que não o torna menos importante. Se o nutriente em questão não atingir esta quantidade requerida, pode limitar o crescimento da massa microbiana. No entanto, se o nutriente exceder esta quantidade, pode assumir características tóxicas e inibir o crescimento da massa microbiana. Assim os valores de interesse da concentração de um determinado nutriente ao crescimento da massa microbiana estão compreendidos numa faixa.

SPEECE (1994) cita o tempo do metabolismo microbiano em função dos nutrientes presentes. Utilizando dados experimentais obtidos por demais autores, elaborou a Figura 2.2, onde observa-se que os efeitos de diferentes nutrientes sobre a concentração de bactérias são semelhantes.

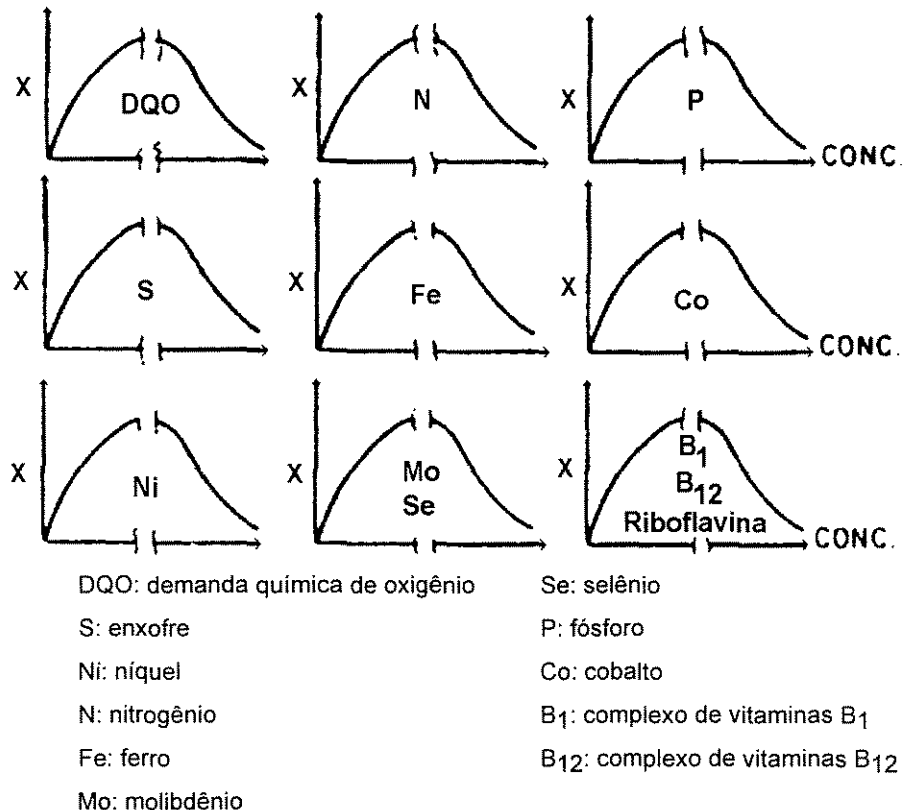


FIGURA 2.2- Efeitos dos nutrientes sobre a concentração de bactérias, X, para grupos metanogênicos

Fonte: Adaptado de SPEECE (1994)

A constituição típica das células bacterianas, citada por METCALF & EDDY (1991), é de 80% em água e 20% em material seco, dos quais, 90% orgânico e 10% inorgânico. A fórmula aproximada para a fração orgânica (MALINA, 1992) é de $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$, com composição de nitrogênio de 12 a 13% do peso da biomassa e fósforo de 2 a 3%.

Baseando-se nesta constituição da célula bacteriana, determina-se a proporção entre o requerimento de carbono, nitrogênio e fósforo. BARIJAN (1995) apresenta as proporções entre carbono e nitrogênio, eq (2.11) e entre nitrogênio e fósforo, eq. (2.12).

$$C/N = 30 \quad (2.11)$$

$$N/P = 5 \quad (2.12)$$

Onde C= massa de carbono (M);
N= massa de nitrogênio (M);
P= massa de fósforo (M).

Enquanto concentrações inferiores àquelas recomendadas como ótimas podem ser limitantes ao crescimento bacteriano, concentrações superiores podem causar efeitos inibidores. A inibição ocorre devido à dificuldade das enzimas em atuar no substrato de interesse e algumas vezes, atinge caráter tóxico (PELCZAR, 1980). Nestes casos, além de reduzir a velocidade das reações, também pode ocasionar a morte bacteriana.

Os efeitos inibitórios que altas concentrações de sulfeto, $S^=$, podem causar são apresentados por PAULA JUNIOR & FORESTI (1995). Seus experimentos foram realizados em reator anaeróbio de manta de lodo, em escala de laboratório, utilizando-

se de glicose como principal substrato. Verificaram que, para concentrações acima de 100 mgS^{-1} , ocorreram efeitos de estimulação; enquanto que, efeitos tóxicos reduziram gradualmente a eficiência em remoção de DQO (de 98 para 70%), para concentrações próximas a 500 mgS^{-1} .

A própria matéria orgânica pode apresentar efeitos inibitórios. No caso de sistemas anaeróbios, um acréscimo abrupto na quantidade de substrato pode favorecer o crescimento de grupos de bactérias que se achem em condições favoráveis, prejudicando outros.

A concentração da matéria orgânica, para determinação da composição do meio em sistemas anaeróbios é apresentada na literatura em termos específicos, quando as moléculas envolvidas e suas concentrações são determinadas, ou relativa ao montante de moléculas ou átomos orgânicos ou átomos de carbono, como por exemplo no caso da determinação de demanda bioquímica de oxigênio - DBO, de demanda química de oxigênio - DQO e de carbono orgânico total - COT.

Enquanto a determinação de COT quantifica todos os átomos de carbono existentes numa amostra, a determinação de DBO e de DQO são relativas ao estado de oxidação da matéria (STANDARD METHODS, 1992). Estes parâmetros serão discutidos no item 2.3.4.1.

Temperatura:

A temperatura tem importante efeito na sobrevivência e crescimento de bactérias, assim como na atividade de enzimas, sendo que o valor ótimo geralmente ocorre dentro de uma ampla faixa.

As reações químicas são favorecidas com o aumento de temperatura. Porém as enzimas que catalisam as reações metabólicas são estruturas muito complexas e sensíveis, de acordo com PELCZAR et al. (1980). Temperaturas inadequadas podem destruir essas estruturas ou simplesmente inativá-las, prejudicando o comportamento bacteriano.

A tolerância à temperatura é diferente entre as diversas espécies de bactérias anaeróbias. Pode-se dividi-las em grupos relativos às faixas preferenciais de temperatura, conforme é apresentado na Tabela 2.5 (WIEGEL, 1990).

TABELA 2.5- Definição dos organismos de acordo com suas temperaturas de crescimento

Grupos	T mínima (°C)	T ótima (°C)	T máxima (°C)
psicrófilos	<0	<15	<20
mesófilos tolerantes	<5	>15	>20
mesófilos	>5	<45	<50
termófilos	>25	>45	>50
termófilos extremos	>45	>65	>70

Fonte: Adaptado de WIEGEL (1990).

Nota: O sinal < foi utilizado para indicar que valores inferiores ainda podem ser encontrados na literatura.

ZEHNDER et al. (1982) agruparam dados obtidos por diversos autores que estudaram bactérias metanogênicas em meios de cultivos contínuo adaptado a cada temperatura e experimentos em batelada com lodo de um digestor mesofílico (34^oC). A produção de metano foi quantificada: sua atividade relativa refere-se à proporção dos valores encontrados em relação aos valores máximos encontrados para cada cultura. Os dados estão apresentados de forma gráfica na Figura 2.3.

Sob uma variação de temperatura no sistema, mesmo que uma espécie de bactéria tolere esta variação ou que outras espécies sejam mais receptivas à nova temperatura, esta variação irá provocar uma perturbação quanto às atividades das

bactérias presentes, alterando as concentrações dos produtos. Em sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes a temperatura deve variar o mínimo possível.

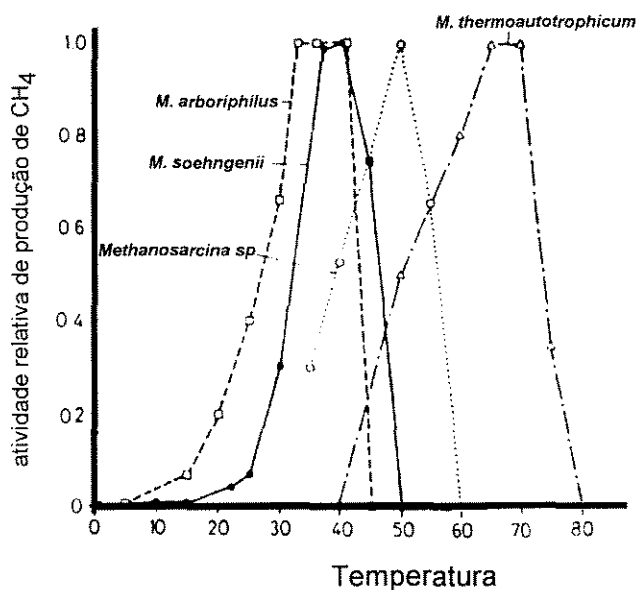


FIGURA 2.3- Efeitos da temperatura na atividade relativa de produção de metano em bactérias metanogênicas: *Methanobacterium thermoautotrophicum*, *Methanobrevibacter arboriphilus*, *Methanotrix soehngenii*, *Methanosarcina sp*

Fonte: Adaptado de ZEHNDER et al. (1982)

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) comentam a dependência da digestão anaeróbia à temperatura. Citam que há, na taxa de digestão anaeróbia de um sistema, um máximo relativo a 35°C e um máximo absoluto a 55°C, aproximadamente. Assim, abaixo de 45°C, distingue-se a região mesofílica e acima desta temperatura, termofílica. Para esgotos sanitários, a temperatura depende de fatores climáticos e, apresenta-se abaixo da temperatura ótima de digestão.

Valores de temperatura entre 30 e 40°C conferem uma taxa máxima de digestão anaeróbia; porém, para valores abaixo de 30°C, a taxa de digestão anaeróbia decresce a uma taxa de 10% por 1°C. A temperaturas baixas, a fração de sólidos orgânicos que pode ser metabolizada no processo é reduzida. A digestão anaeróbia é possível a temperatura baixa, mas a eficiência e a taxa de digestão diminuem muito.

pH:

O pH é um fator importante no crescimento das bactérias, sendo que a maioria delas não tolera pH acima de 9,5 ou abaixo de 4,0. METCALF & EDDY (1991) citam a faixa ótima de pH para o crescimento de bactérias entre 6,5 e 7,5.

No processo anaeróbio, os diferentes grupos de bactérias podem apresentar faixas ótimas de pH com valores diferentes. Por exemplo, as bactérias produtoras de metano têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,8 e 7,4, ZEHNDER et al. (1982). As bactérias produtoras de ácidos graxos voláteis, produtos gerados durante a decomposição anaeróbia, têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0 (CHERNICHARO & AROEIRA, 1994).

Da mesma forma que para a temperatura, ZEHNDER et al. (1982) agruparam dados para verificação do comportamento de bactérias metanogênicas sob variação do pH, apresentado na Figura 2.4. Entre as espécies citadas, o pH ótimo para a atividade relativa de produção metano varia, mas em torno de 6,0 e 8,0.

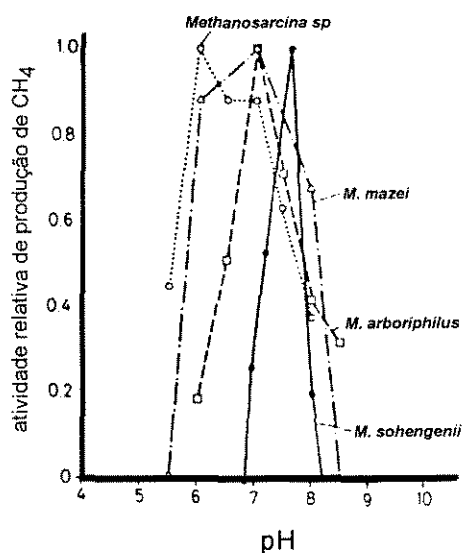


FIGURA 2.4- Efeitos do pH na atividade relativa de produção de metano em bactérias metanogênicas: *Methanobacterium thermoautotrophicum*, *Methanobrevibacter arboriphilus*, *Methanotrix soehngenii*, *Methanosarcina sp*, *Methanococcus mazei*
 Fonte: Adaptado de ZEHNDER et al. (1982)

As bactérias metanogênicas são as mais sensíveis às variações de pH. O metabolismo lento das bactérias metanogênicas em relação aos demais grupos (verificado, por exemplo, pelo tempo de duplicação da ordem de dias na Tabela 2.4), faz com que sua adaptação às variações de pH sejam também lentas. Assim, em sistemas de tratamento de efluentes por processo anaeróbio, o controle de pH deve satisfazer, primordialmente, às bactérias anaeróbias.

O valor e a estabilidade do pH em sistemas anaeróbios são comentados por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) como de extrema importância. Valores de pH menores que 6,3 ou maiores que 7,8 resultam em uma rápida diminuição na taxa de metanogênese. As bactérias acidogênicas são citadas como menos sensíveis.

A estabilidade do pH está relacionada ao equilíbrio iônico dos diferentes sistemas ácido/base presentes. Os ácidos fracos (como os sistemas carbônico, fosfato, amônia, sulfato e ácidos voláteis) são os mais importantes para a estabilização do pH. Dentre esses, destaca-se o sistema carbônico (CO_2 - HCO_3^- - CO_3^{2-}) por estar presente em maior concentração.

A capacidade de um sistema estabilizar o pH é determinada como alcalinidade, que será discutida no item 2.3.4.2. Caso um sistema não ofereça alcalinidade suficiente para as possíveis variações de pH, devem ser adicionados alcalinizantes, por exemplo carbonatos e bicarbonatos.

2.2.2. Reações do Processo Anaeróbio

As reações do processo anaeróbio ocorrem de forma sequencial, em diversas etapas. A matéria orgânica presente em um sistema poderá ser utilizada como substrato por um grupo de bactérias, sendo considerada reagente, e pode ter

sido gerada por outro grupo, sendo considerada produto. que se alternem como reagentes e produtos, são denominadas produtos intermediários.

O conjunto das reações seqüenciais que ocorrem no processo anaeróbio, pode ser considerado uma reação global anaeróbia. Os produtos de maior interesse na aplicação do processo anaeróbio, em sistemas de tratamento de efluentes, são aqueles resultantes da reação anaeróbia completa, isto é, estáveis (como os gases metano, hidrogênio, dióxido de carbono), pois não sofrem alterações se lançados ao meio ambiente.

Os produtos estáveis gerados pela reação global anaeróbia recebem também o nome de produtos finais: se toda a matéria orgânica for transformada em produtos estáveis, diz-se que a reação foi completa. Há que se diferenciar os produtos finais da reação global anaeróbia, já estabilizados, daqueles gerados em sistemas anaeróbios. Na prática, as reações anaeróbias não ocorrem de forma completa; além de produtos estabilizados, alguns produtos intermediários (inclusive células bacterianas) ainda estão presentes no efluente de sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias.

A seqüência de reações do processo anaeróbio sugerem sua divisão em etapas, que segundo SOUBES (1994) é conveniente para sua compreensão, mas a realidade biológica é mais complexa. Entre os microrganismos existem interações tão estreitas que, por exemplo, a atividade dos metabolismos metanogênicos influi decididamente sobre os produtos de outras etapas, inclusive sobre a hidrólise.

A eficiência global de conversão da matéria orgânica em produtos estabilizados, depende da eficiência de cada reação e do equilíbrio entre as diversas espécies e entre os grupos de bactérias presentes no sistema anaeróbio (LEMA et al. 1991). A velocidade de cada reação influi na velocidade do processo e, as reações

mais lentas, denominadas etapas limitantes, irão determinar a velocidade da reação global (PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ, 1991).

Apresentam-se as divisões das etapas por diversos autores. As etapas de hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese são relatadas posteriormente, em seus aspectos mais importantes para o monitoramento de sistemas de processo anaeróbio.

2.2.2.1.Divisão das etapas

ZEIKUS (1982) cita a formação de metano ocorrendo a partir de quatro grupos de bactérias, conforme a Figura 2.5:

- a) Grupo I: bactérias hidrolíticas, as quais convertem uma variedade de moléculas orgânicas complexas (polissacarídeos, lipídeos e proteínas) a um amplo espectro de produtos finais (ácido acético, H_2 e CO_2 , compostos com único carbono, ácidos orgânicos maiores que ácido acético e compostos neutros maiores que metanol);
- b) Grupo II: bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio. Este grupo de bactéria pode converter ácidos orgânicos maiores que ácido acético (butirato, propionato, ...) e compostos neutros maiores que o metanol (etanol, propanol, ...) a hidrogênio e acetato;
- c) Grupo III: bactérias homoacetogênicas, as quais podem converter um espectro muito amplo de compostos orgânicos de vários ou mesmo um carbono a ácido acético;
- d) As bactérias metanogênicas, as quais convertem H_2 e CO_2 , compostos de um carbono (metanol, CO, metilamina) e acetato em metano.

Autores como EASTMAN & FERGUSON (1981), IZA et al. (1991), PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ (1991), MCCARTY & MOSEY (1991), comentam situações em que a etapa de hidrólise seja limitante. Porém, em geral, a etapa de metanogênese é a mais lenta (ao menos as reações que consomem o acetato, verificado na Tabela 2.4).

Uma vez sendo a metanogênese a etapa limitante, a realização de suas reações consome os produtos gerados na etapa imediatamente anterior. Este consumo possibilita que as reações da etapa anterior ocorram, mantendo as proporções (quimicamente utiliza-se ainda o termo “proporções estequiométricas”) entre reagentes e produtos. Sucessivamente, o mesmo ocorre com todas as etapas anteriores. Através da Figura 2.5, o processo anaeróbico é apresentado na forma de um eixo onde a etapa de metanogênese apresenta-se como fundamental.

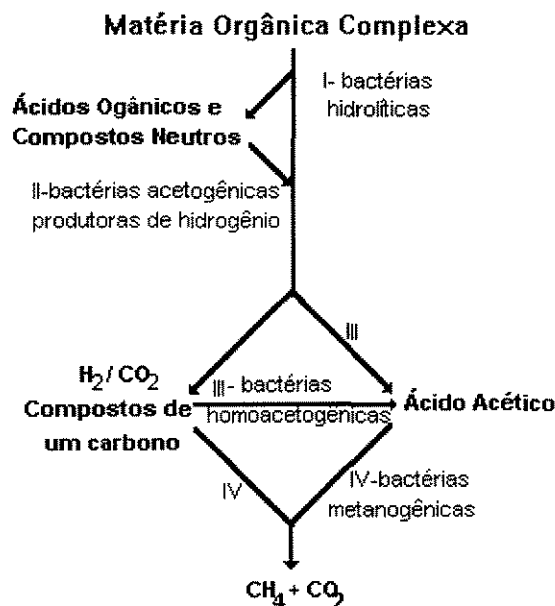


FIGURA 2.5- Conversão anaeróbica de matéria orgânica complexa a metano e dióxido de carbono

Fonte: Adaptado de Zeikus (1980) citado por ZEIKUS (1982)

HENZE & HARREMOËS (1983) afirmam que o processo de degradação anaeróbio é realizado basicamente por 2 grupos de bactérias: as produtoras de ácido e as produtoras de metano. Descrevem o metabolismo anaeróbio de um substrato complexo, incluindo-se matéria orgânica suspensa, como um processo de três etapas:

- a) Hidrólise de orgânicos suspensos e orgânicos solúveis de alto peso molecular;
- b) Degradação de moléculas orgânicas pequenas a vários ácidos graxos voláteis, inclusive acético; e,
- c) Produção de metano, principalmente a partir de ácido acético, mas também de hidrogênio e dióxido de carbono.

Segundo IZA et al. (1991), a degradação anaeróbia da matéria orgânica é um processo microbiológico complicado que consiste em diversas reações interdependentes consecutivas e paralelas. Na ausência de sulfato, a degradação anaeróbia completa de matérias orgânicas complexas a metano e dióxido de carbono requer o envolvimento coordenado de três grupos:

- a) Organismos hidrolítico-fermentativos: que hidrolisam e convertem matérias orgânicas complexas, como polícarboidratos, proteínas, lipídeos, etc., a compostos orgânicos simples (formiato, acetato, propionato, butirato e outros ácidos graxos, etanol) hidrogênio e dióxido de carbono;
- b) Organismos acetogênicos: que, em combinação com o hidrogênio utilizado da metanogênese, convertem os produtos metabolizados pelo primeiro grupo principalmente em acetato e hidrogênio (ou formiato); e,

- c) Bactérias metanogênicas: que convertem acetato, ou hidrogênio e dióxido de carbono e formiato em metano (e dióxido de carbono no caso da degradação do acetato).

ZINDER (1984), de acordo com PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ (1991), apresenta os maiores grupos de bactérias e as reações como:

- a) Bactérias fermentativas;
- b) Bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio;
- c) Bactérias acetogênicas consumidoras de hidrogênio;
- d) Bactérias metanogênicas redutoras de dióxido de carbono; e,
- e) Bactérias metanogênicas por descarboxilação do acetato.

PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ (1991) apresentam um esquema adaptado de GUJER & ZEHNDER et al. (1983) e ZINDER (1984), utilizado por autores para descrever o processo de tratamento anaeróbio, Figura 2.6. As informações cinéticas são apresentadas em três etapas, que são subdivididas em várias outras.

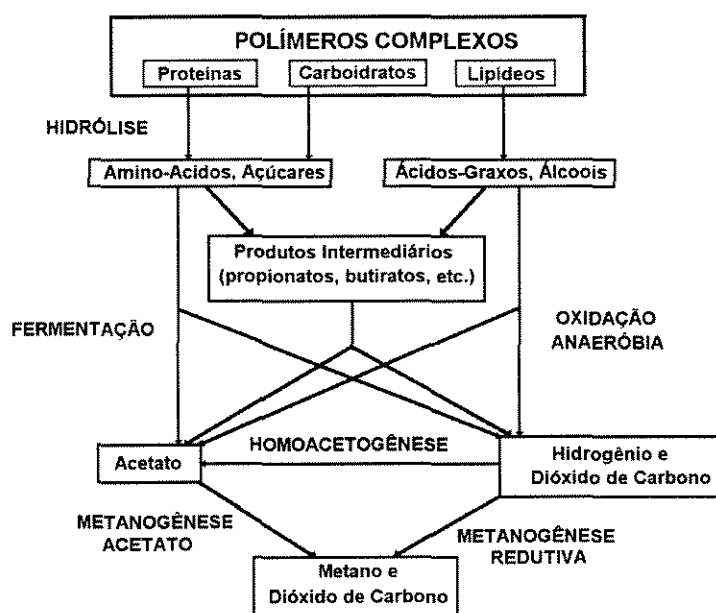


FIGURA 2.6- Etapas da digestão anaeróbia
Fonte: Adaptado de PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ (1991)

2.2.2.2. Etapa de Hidrólise

A hidrólise da matéria orgânica é um processo lento realizado por enzimas extracelulares, onde ocorre a solubilização de substratos complexos (HENZE & HARREMOËS, 1983). Hidrolisar é um termo empregado na literatura geralmente associado a “solubilizar”.

Os substratos complexos geralmente são sólidos orgânicos em suspensão (MCCARTY & MOSEY, 1991) ou ainda materiais orgânicos poliméricos. Devido ao tamanho de suas moléculas, os polímeros não podem ser consumidos por microrganismos sem que sejam transformados em compostos solúveis (geralmente monômeros ou dímeros) que possam atravessar a membrana celular.

De acordo com SOUBES (1994), muitos microrganismos possuem enzimas que podem solubilizar polímeros naturais. Estas são liberadas ao meio ou estão associadas ao invólucro celular e, quando o polímero não é solúvel, pode-se observar ao microscópio a adesão dos microrganismos às partículas. Os produtos de hidrólise devem penetrar no interior das células para serem metabolizados.

PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ (1991) citam a solubilização como a primeira etapa na degradação anaeróbia de orgânicos poliméricos complexos, sendo que os principais componentes considerados são carboidratos, proteínas e lipídeos. As proteínas são hidrolisadas por enzimas extracelulares a polipeptídeos e amino-ácidos.

Os principais produtos da hidrólise, citados por SOUBES (1994) são os aminoácidos, peptídeos, açúcares simples, ácidos graxos, poliiolefinas e fenóis, que são consumidos durante a etapa da acidogênese.

Os microrganismos responsáveis pela hidrólise são apresentados por NOVAES (1986) juntamente àqueles que realizam a etapa de acidificação. São

espécies pertencentes aos gêneros *Bacteroides*, *Clostridium*, *Butyrivibrio*, *Eubacterium*, *Bifidobacterium* e *Lactobacillus*.

2.2.2.3. Etapa de Acidogênese

Os compostos solubilizados, gerados no processo de hidrólise, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas. Após a acidogênese, são excretados na forma de substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis, álcoois, ácido láctico e compostos minerais como H_2 , CO_2 , NH_3 , H_2S , etc. Esses produtos ficam disponíveis para as bactérias acetogênicas.

Segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), a acidogênese é realizada por um grupo diversificado de bactérias, das quais a maioria é anaeróbia obrigatória. Entretanto, algumas espécies são facultativas e podem degradar o material orgânico por aerobiose, ou seja, pode consumir o oxigênio dissolvido eventualmente presente.

2.2.2.4. Etapa de Acetogênese

Nesta etapa, os álcoois, ácidos graxos e compostos aromáticos gerados na etapa anterior, degradam-se e há produção de ácido acético, CO_2 e hidrogênio, que são os substratos das metanogênicas (SOUBES, 1994).

Algumas reações da etapa de acetogênese são apresentadas na Tabela 2.6. As reações (2.b) a (2.e) representam reações que produzem o gás hidrogênio, enquanto na reação (2.f) ocorre o seu consumo. O controle da concentração deste gás, através do equilíbrio entre as espécies que o consomem e o produzem é fundamental quanto à termodinâmica do processo anaeróbio, para que haja energia disponível às reações (comentada no item 2.2.3).

TABELA 2.6- Reações acetogênicas

REAÇÃO	
$\text{Etanol} + \text{H}_2\text{O} = \text{Acetato}^- + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	(2.b)
$\text{Butirato}^- + 2\text{H}_2\text{O} = 2\text{Acetato}^- + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	(2.c)
$\text{Propionato}^- + 3\text{H}_2\text{O} = \text{Acetato}^- + \text{HCO}_3^- + 3\text{H}_2 + \text{H}^+$	(2.d)
$\text{Etanol} + 2\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} = \text{Acetato}^- + \text{Formiato}^- + 2\text{H}_2\text{O} + \text{H}^+$	(2.e)
$\text{H}_2 + 2\text{CO}_2 = \text{Acetato}^- + \text{H}_2\text{O} + \text{H}^+$	(2.f)

Fonte: Adaptado de SOUBES (1994)

A taxa de produção de ácidos em geral por acetogênese, é alta se comparada à taxa de produção de metano. Isto significa que um súbito acréscimo da concentração de matéria orgânica resulta no acréscimo da produção de ácido com subsequente queda do pH, que pode vir a prejudicar a etapa metanogênica.

O grupo de bactérias acetogênicas que produzem hidrogênio é essencial para a degradação anaeróbia, por converter propionato e outros ácidos orgânicos maiores que o acetato, álcoois e certos compostos aromáticos (benzoatos) em acetato e CO_2 .

O acetato é produzido a partir de dióxido de carbono e hidrogênio por um subgrupo de bactérias acetogênicas, as homoacetogênicas, onde participam as espécies: *Clostridium aceticum*, *Butyribacterium methylotrophicum* e *Acetobacterium woodii*.

Os ácidos graxos de cadeia longa (moléculas com mais que quatro carbonos) são metabolizados lentamente devido à sua baixa e em determinadas condições podem ser tóxicos ao sistema, segundo SOUBES (1994). HENZE & HARREMOËS (1983) sugerem que a formação de ácidos graxos como propiônico, butírico, isobutírico, valérico ou isovalérico, ocorra a partir de uma situação de instabilidade (como por exemplo, um acréscimo na concentração de substrato). Caso

contrário, há preferência pela formação de ácido acético. A utilização de ácido propiônico como indicador de instabilidade tem sido discutida.

2.2.2.5. Etapa de Metanogênese

A metanogênese em geral é a etapa que limita a velocidade do processo de digestão anaeróbia. As condições do sistema devem satisfazer principalmente aos requerimentos das bactérias metanogênicas, para uma máxima produção de metano.

O metano é produzido pelas bactérias acetofílicas, a partir da redução de ácido acético, ou pelas bactérias hidrogenofílicas a partir da redução de dióxido de carbono, utilizando o hidrogênio.

PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ (1991) citam que apenas cerca de 30% do metano produzido de um digestor de esgoto sanitário provém da ação de hidrogenofílicas, enquanto os restantes 70%, de acetofílicas. Apesar de menos significativa percentualmente, a conversão de hidrogênio e dióxido de carbono a metano é muito importante, visto que regula a taxa de produção de H₂.

2.2.3. Termodinâmica do Processo Anaeróbio

A quantificação termodinâmica da energia disponível em uma reação é denominada "variação de energia livre de Gibbs", ou simplesmente variação de energia livre. De acordo com SOLOMONS (1976), esta variação de energia livre determina a posição de equilíbrio da reação.

Considerando-se a reação genérica (2.a), a eq. (2.13) pode ser escrita para a constante de equilíbrio, k_{eq} .



Onde: α e β são reagentes genéricos;
 γ é um produto genérico.

$$k_{eq} = \frac{[\gamma]}{[\alpha][\beta]} \quad (2.13)$$

Onde: k_{eq} = constante de equilíbrio ($M^{-1} \cdot L^3$)
 $[]$ indica a concentração ($M \cdot L^{-3}$).

A constante de equilíbrio para a reação é diretamente relacionada à variação de energia livre, simbolizada por ΔG . A relação entre ΔG e a constante de equilíbrio k_{eq} é dada pela eq. (2.14). De acordo com as eq. (2.13) e (2.14), o valor de ΔG está relacionado com as concentrações dos produtos e dos reagentes de uma dada reação.

$$\log k_{eq} = \frac{\Delta G}{-2,3 R \cdot \text{Temp}} \quad (2.14)$$

Onde: ΔG = variação da energia livre de Gibbs ($M \cdot L^2 \cdot T^{-2}$);
 R = constante dos gases ($1,986 \text{ cal/}^\circ\text{C} \cdot \text{mol}$); e,
 Temp = temperatura absoluta (K).

O gás hidrogênio dissolvido na fase líquida é discutido por SOUBES (1994). Ele é produzido por algumas bactérias do processo anaeróbio (hidrolíticas e fermentativas, acetogênicas redutoras consumidoras de prótons e bactérias sulfato redutoras) e consumido por outras (bactérias homoacetogênicas, metanogênicas e

denitrificantes). Dessa forma, a sua concentração é balanceada pelos diversos grupos de bactérias.

A concentração de hidrogênio do meio anaeróbio pode limitar a variação energia livre das reações envolvidas, conforme as equações 2.13 e 2.14. MCCARTY (1982) representa graficamente a relação termodinâmica de dependência entre a concentração de hidrogênio e algumas das reações anaeróbias, Figura 2.7.

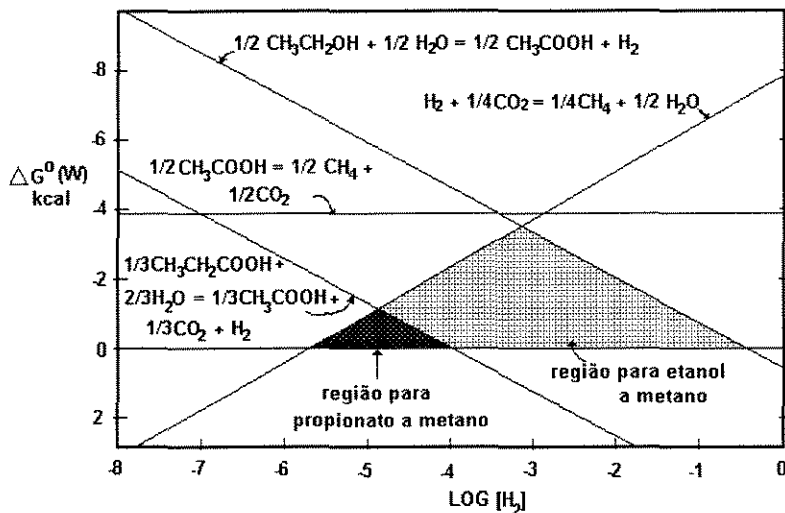


FIGURA 2.7- Representação gráfica das relações entre concentração de H_2 e a energia livre de Gibbs correspondente
Fonte: MCCARTY (1982)

Uma das condições necessárias para que uma reação ocorra é que haja energia livre disponível. Esta condição implica em valores negativos do ΔG resultante. Para as reações da Figura 2.7 que apresentam hidrogênio como reagente, (retas com inclinações negativas) o valor de ΔG aumenta com o acréscimo da concentração do hidrogênio. As reações com produção de hidrogênio (retas com inclinações positivas), apresentam efeito contrário para o valor de ΔG . Para o exemplo fornecido, o propionato pode ser convertido a metano apenas para a concentração de hidrogênio no intervalo de 10^{-6} a 10^{-4} atm.

O controle da concentração de hidrogênio realizado pelos diversos grupos de bactérias é imprescindível para que o conjunto de reações do processo anaeróbio ocorram. Ou seja, também no aspecto termodinâmico pode-se compreender a necessidade da coexistência em harmonia entre as bactérias para que a conversão da matéria orgânica em produtos estabilizados seja máxima.

2.3. APLICAÇÃO DO PROCESSO ANAERÓBIO EM SISTEMAS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

O processo de tratamento anaeróbio para tratamento de efluentes, é conhecido há mais de um século, segundo uma minuciosa revisão bibliográfica deste processo realizada por MCCARTY (1982). Porém, até a década de 1960, o processo de digestão anaeróbia foi utilizado basicamente para a estabilização do lodo gerado em sistemas de tratamento de águas residuárias (MARAGNO & CAMPOS, 1992). O controle do processo geralmente era precário e os reatores eram operados como reservatórios de lodo. Devido a estes aspectos, o volume do reator era muito grande e o tempo de detenção hidráulica freqüentemente maior que 30 dias.

YOUNG & YANG (1988) comentam que durante as décadas de 1950 e 1960, o tratamento anaeróbio era conhecido como de construção onerosa devido à baixa carga orgânica aplicável por volume de reator (conhecida como carga orgânica volumétrica) e à difícil operação. Porém, nos últimos 20 anos tem sido identificado um número de novos projetos de reatores que têm tornado possível aumentar a carga orgânica em sistemas anaeróbios.

A aplicação de altas cargas orgânicas volumétricas era impossibilitada devido à configuração dos reatores. Os primeiros reatores anaeróbios (tanques Imhoff, digestores de mistura completa, etc.) apresentavam um tempo de detenção hidráulica igual ao tempo de retenção da biomassa; ou seja, igual ao tempo requerido para que as reações anaeróbias ocorram.

A escassez de petróleo disponível na década de 1970 ocasionou a procura por fontes alternativas de energia (HIRATA, 1994). Este fator foi importante para o desenvolvimento do processo anaeróbio devido à geração do gás metano: esperava-se utilizá-lo para geração de energia. Porém YOUNG & MCCARTY (1969) comentam que o gás metano gerado de efluentes diluídos é muito pouco, sendo que neste caso não é de grande interesse o aproveitamento dos gases.

O desenvolvimento da tecnologia em sistemas anaeróbios para tratamento de efluentes líquidos ocorre basicamente no sentido de: reduzir o tempo de detenção hidráulica, reter o máximo de biomassa, tornar a operação destes sistemas mais simples e prever a eficiência de remoção de matéria orgânica para as características do efluente (incluindo possíveis variações).

Com a evolução do mecanismo de retenção da biomassa foi possível a obtenção de reatores para altas cargas orgânicas, com tempos de detenção mais curtos, isto é, com volumes reduzidos. Nestes reatores, o lodo é retido como agregados de bactérias (reator anaeróbio de manta de lodo), como biofilme sobre o material suporte (filme fixo e reatores de leito fluidificado), ou como ambos, agregados e em biofilme (típico em filtros anaeróbios).

A aplicabilidade de processos anaeróbios em efluentes de indústrias de bebidas já é conhecida. HIRATA (1994) comenta outros segmentos industriais para os quais já existe experiência suficiente em tratamento anaeróbio no e que ainda devem

ter muito mercado para o futuro. São citados os segmentos de álcool, laticínios, alimentos frigoríficos/abatedouros, e papéis.

A seguir, as vantagens e desvantagens da aplicação em tratamento de efluentes líquidos do processo anaeróbico são comparadas às do aeróbio. Os mecanismos de retenção de biomassa são citados, também os períodos requeridos para partida e fase endógena. Finalmente, são apresentados os principais modelos de reatores anaeróbios, sendo verificada a aplicação predominante de reatores anaeróbios de manta de lodo.

2.3.1. Vantagens e Desvantagens

O processo anaeróbico é comparado ao aeróbio, pois também é aplicável a efluentes líquidos com matéria orgânica de características biodegradáveis.

Na Tabela 2.7 apresentam-se vantagens e limitações do processo anaeróbico para tratamento de efluentes.

TABELA 2.7- Vantagens e limitações do processo anaeróbico para tratamento de efluentes

Vantagens	Limitações
1) Baixa produção de sólidos biológicos residuais;	1) processo mais sensível a alguns compostos específicos, como ao triclorometano, ao clorofórmio e ao cianeto, por exemplo;
2) O lodo biológico residual é um produto altamente estabilizado, do qual pode-se extrair água facilmente;	2) Relativos longos períodos de tempo são requeridos para a partida do processo, como resultado da baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias;
3) Baixo requerimento de nutrientes;	3) A digestão anaeróbia é basicamente um método de pré-tratamento; um pós tratamento adequado é requerido antes que o efluente seja lançado aos cursos d'água;
4) Não requer energia para aeração;	4) Pouca experiência prática.
5) Produção de metano, que é um produto final utilizável;	
6) Pode-se aplicar altas cargas orgânicas, sob condições adequadas;	
7) O lodo anaeróbico mantém-se ativado por vários meses sem alimentação.	

Fonte: Adaptado de LETTINGA et al. (1980).

As principais vantagens do sistema anaeróbio são: a baixa produção de lodo, a aeração desnecessária e a possibilidade de obtenção de biogás (SWITZENBAUM & GRADY, 1986, CAMPOS & DIAS, 1989, RINTALA 1991). Em ANAEROBIC (1979) são comentadas ainda a baixa demanda de nutrientes e a menor sensibilidade aos metais pesados.

2.3.2. Retenção Celular

CAMPOS & DIAS (1989) comentam que o tempo de retenção dos sólidos deve ser sensivelmente maior que o tempo de sua geração, o que inicialmente era obtido a partir de aumento do tempo de detenção hidráulica. Isto tornou interessante o estudo em reatores não convencionais, que têm obtido aumento do tempo de retenção celular em relação ao tempo de detenção hidráulica, através de:

- a) “Retenção de microrganismos nos interstícios existentes e aderência de um filme biológico em leito de pedra ou de outro material suporte adequado que constitui parte de um reator anaeróbio de fluxo ascendente ou descendente; neste caso são incluídos os filtros anaeróbios;
- b) Formação de uma região no reator com elevada concentração de microrganismos ativos que obrigatoriamente é atravessada (e misturada) pelo fluxo ascendente dos lançamentos a serem tratados. Este princípio é explorado em reatores de manta de lodo (também conhecidos como UASB, do inglês *upflow anaerobic sludge blanket*) e em reatores anaeróbios com chicanas, que, em essência, tratam-se de uma modificação do reator de manta de lodo; e,

- c) Imobilização de microrganismos através de sua aderência a superfícies fixas ou a superfície de material particulado móvel. Os reatores de leito expandido ou fluidificado fundamentam-se neste princípio, tendo-se em vista que a grande parcela de microrganismos ativos encontra-se aderida às partículas que constituem seu leito.”

SWITZENBAUM & GRADY(1986) comentam que o crescimento microbiano de filme-fixo promove um contato íntimo entre as várias bactérias anaeróbias, e assim, taxas de reação e graus de estabilidade que não podem ser obtidos em sistemas de crescimento suspenso. Da mesma forma, MCCARTY & SMITH (1986) afirmam que processos de biofilmes oferecem maior estabilidade que processos de crescimento dispersos, para tratamento de resíduos diluídos.

2.3.3. Período Requerido para Partida e Fase Endógena

A velocidade da partida do reator depende fortemente das propriedades da biomassa. Os fatores microbianos que influenciam a partida são:

- a) grupos de bactérias dominantes (hidrolíticas, acidogênicas, acetogênicas e metanogênicas);
- b) taxa de crescimento das espécies metanogênicas;
- c) coeficiente de produção da biomassa;
- d) constante de meia saturação, K_{su} , dos microrganismos; e,
- e) tempo requerido para a fase de adaptação dos microrganismos às propriedades da água residuária.

Em tratamentos anaeróbios, necessita-se de longos períodos para que seja atingida a fase de crescimento estacionária. SWITZENBAUM & GRADY JUNIOR

(1986), CAMPOS et al. (1986) e CAMPOS & DIAS (1989) citam um período de partida de aproximadamente 3 meses para reatores anaeróbios.

Em decorrência da baixa velocidade de reação das bactérias anaeróbias, a taxa de decaimento das bactérias anaeróbias é muito lenta, assim como as outras reações anaeróbias. Desta forma, o lodo anaeróbio permanece ativo após períodos prolongados (meses ou mesmo anos) sem disponibilidade de material orgânico; enquanto o lodo aeróbio resistiria apenas algumas semanas, segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994). Isto confere aos sistemas anaeróbios a vantagem de se adequar ao tratamento de águas residuárias sazonais, como por exemplo, aquelas originadas de atividades agrícolas.

2.3.4. Parâmetros de Monitoramento

Para atender às condições requeridas pelos microrganismos, já citadas, é importante o monitoramento de alguns parâmetros. A fase que necessita um monitoramento mais intensivo é o período de partida, ou seja, o período de adaptação e crescimento da biomassa às condições do sistema de tratamento, até que seja atingida a fase estacionária.

A escolha dos parâmetros de monitoramento deve ser feita baseada no conhecimento do processo anaeróbio. Eles devem ser suficientes para informar sobre a realidade do comportamento da biomassa e como esta reage ante variações das características da água residuária sob tratamento. Por fim, devem ser de fácil operacionalidade, uma vez satisfeita a exigência anterior.

A partida, operação e monitoramento de sistemas de tratamento anaeróbio de alta carga orgânica volumétrica são apresentados por WEILAND & ROZZI (1991). Citam a duração da partida como dependente de inúmeros parâmetros físicos,

químicos e biológicos. A partida é influenciada por fatores operacionais e ambientais como: composição da água residuária, atividade e adaptação do inóculo, tempo de detenção (celular e hidráulica), temperatura, pH, mistura do líquido, etc.

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) caracterizaram o desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo. Para tal, durante a partida e o comportamento de fase estacionária subsequente, observaram o efeito do lodo sobre a acumulação de lodo, concentração de material orgânico (DBO e DQO), concentração de sólidos sedimentáveis e em suspensão, pH, alcalinidade, concentração de ácidos graxos voláteis (AGV), concentração de nutrientes N e P, e concentração de organismos patogênicos (*E. coli* e ovos de helmintos).

Para controle do sistema anaeróbio, YOUNG & YANG (1988) sugerem as análises DQO ou COT, pH, ácidos orgânicos na zona de lodo, alcalinidade, N-amoniaco, fósforo e micronutrientes. Tais parâmetros foram utilizados para estudos em filtro anaeróbio de fluxo ascendente.

Entre os vários fatores ambientais envolvidos em sistemas anaeróbios, o pH, a alcalinidade e a concentração de ácidos voláteis, são destacados por CHERNICHARO & AROEIRA (1994) por estarem intimamente relacionados entre si. Todos estes são de igual importância para o controle e a operação adequada de processos anaeróbios.

A concentração de ácidos graxos voláteis e a alcalinidade de bicarbonatos são referentes à instabilidade do sistema. Uma relação alta entre esses dois parâmetros, nesta ordem, indica que a produção de ácidos graxos voláteis, durante a acidogênese, é excessiva e pode vir a acidificar o meio. Esta acidificação revela uma ineficiência das bactérias em consumir o acetato e CO_2 / H_2 produzido, causando um acúmulo dos produtos obtidos nas fases anteriores.

A relação entre concentração de ácidos graxos voláteis e alcalinidade de bicarbonatos é proporcional ao que autores como RIPLEY et al. (1986), ROJAS (1987), FORESTI (1994) e ROBLES (1994) chamam de alcalinidade intermediária e parcial, relação AI/AP. Esta relação é indicada como eficaz para determinação de estabilidade operacional de sistemas anaeróbios, sendo de fácil obtenção.

Serão comentadas algumas formas de obtenção de parâmetros de monitoramento da concentração de matéria orgânica (DQO, DBO e COT), da capacidade de estabilização do pH (alcalinidade de bicarbonatos, ácidos graxos voláteis, relação AI/AP) e da presença de sólidos em sistema anaeróbios (sólidos suspensos).

2.3.4.1. Matéria Orgânica

De acordo com VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), a caracterização quantitativa da matéria orgânica emprega uma das duas propriedades que quase todas as substâncias possuem, de poder ser oxidado e conter carbono orgânico.

Os testes de DBO e DQO são padronizados e baseiam-se na oxidação da matéria orgânica. Sua concentração é determinada a partir do consumo de oxidante e o que os diferencia são os agentes oxidantes empregados e as condições operacionais. A quantificação de carbono orgânico levou ao desenvolvimento de teste de carbono orgânico total (COT).

O teste de DBO quantifica a matéria orgânica degradável de forma aeróbia. Tem por interesse simular as condições aeróbias da natureza que o efluente sofreria se lançado em corpos receptores. Amostras do efluente, contendo concentrações adequadas de microrganismos aeróbios e nutrientes, são incubadas por um período (convencionado em 5 dias) a $20 \pm 1^{\circ}\text{C}$. Em termos legislativos, no Brasil, a DBO de 5

dias é um dos parâmetros utilizados para a determinação da matéria orgânica de um efluente.

As condições do teste de DBO não propicia a degradação de todo material orgânico. Assim, segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), faz-se uma distinção (conhecida por biodegradabilidade) entre o material biodegradável, onde ocorre o consumo de oxigênio durante o teste de DBO, e o material não biodegradável.

A quantificação da matéria orgânica oxidável é obtida pelo teste de DQO - demanda química de oxigênio. Neste teste, a amostra é fortemente oxidada em meio ácido na presença de dicromato sob ebulição em refluxo por 2 horas (STANDARD METHODS, 1992).

A biodegradabilidade é obtida pela relação DBO/DQO. Uma vez conhecida esta relação para águas residuárias de uma mesma fonte, e que não apresente variações significativas em sua composição (quimicamente referente à proporção entre as moléculas existentes), esta relação é aproximadamente fixa. A DQO pode ser utilizada para operação e monitoramento, obtendo-se resultados mais rápidos e, de forma indireta, a DBO é obtida.

O balanço de massa em reatores anaeróbios é apresentado por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) em termos de DQO. A degradação ou não do material orgânico pode ocorrer por:

- a) conversão em lodo (anabolismo ou absorção);
- b) conversão em metano (catabolismo fermentativo);
- c) mineralização através de oxidação (catabolismo oxidativo);
- d) permanência na fase líquida (descarga no efluente).

Cálculos do balanço de massa somente podem ser efetuados quando a DQO é usada como parâmetro de avaliação da quantidade de material orgânico. A

DBO não pode ser usada porque, nos processos biológicos, uma parte do material biodegradável do afluente transforma-se em resíduo endógeno, que não é biodegradável e, portanto, não tem DBO.

O carbono orgânico de águas residuárias é constituído por uma variedade de compostos orgânicos, em vários estados de oxidação. Conforme o STANDARD METHODS (1992), alguns destes compostos de carbono podem ser oxidados e determinados pelos testes de DBO ou DQO. A análise de carbono orgânico total - COT pode ser utilizada para estimar o valor correspondente de DQO ou DBO, mas o teste de COT não os substitui. Pode-se, então, ser utilizado para monitoramento a partir de relações DBO/COT ou DQO/COT.

Por ser um teste menos usual que DBO e DQO em monitoramento de sistemas biológicos, COT apresenta-se descrito separadamente.

Teste de COT

A determinação de COT inclui também a determinação de carbono total, CT, e de carbono inorgânico, CI. Os métodos para CT utilizam calor e oxigênio, radiação ultravioleta, oxidantes químicos, ou combinações destes oxidantes para converter carbono orgânico a dióxido de carbono (CO_2). Este CO_2 pode ser medido diretamente por um analisador infravermelho não dispersivo, ou pode ser reduzido a metano e medido com um ionizador de chamas, ou ainda o CO_2 pode ser titulado quimicamente.

O parâmetro carbono total inclui o carbono inorgânico e o carbono orgânico total. A interferência do carbono inorgânico pode ser eliminada do carbono orgânico

total por acidificação da amostra para $\text{pH} < 2$, para que as espécies sejam convertidas a CO_2 .

O valor teórico do COT é calculado a partir da estequiometria da reação (2.g), com a eq. (2.15). Valores teóricos da DQO e do COT são apresentados na Tabela 2.8 para diferentes compostos puros. VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) concluem que a razão DQO/COT é muito diferente para as várias substâncias. Consideram, então, a DQO como parâmetro apropriado, sendo o COT viável de utilização só em caso em que se tenha uma relação empírica entre estes parâmetros para converter o valor de COT em sua DQO equivalente, o que concorda com o STANDARD METHODS (1992).

TABELA 2.8- Valores estequiométricos da DQO e do COT por unidade de massa para diversos compostos puros

Composto	x	y	z	mg DQO	mg COT	mg DQO
				mg $\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$	mg $\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$	mg COT
1. Ácido Oxálico	2	2	4	0,18	0,27	0,67
2. Ácido Fórmico	1	2	2	0,35	0,26	1,33
3. Ácido Cítrico	6	8	7	0,75	0,38	2,00
4. Glicose	6	12	6	1,07	0,40	2,67
5. Ácido Láctico	3	6	3	1,07	0,40	2,67
6. Ácido Acético	2	4	2	1,07	0,40	2,67
7. Glicerina	3	8	3	1,22	0,39	3,11
8. Fenol	6	6	1	2,38	0,77	3,11
9. Etileno Glicol	2	6	2	1,29	0,39	3,33
10. Benzeno	6	6	0	3,08	0,92	3,33
11. Acetona	3	6	1	2,21	0,62	3,56
12. Ácido Palmítico	16	32	2	3,43	0,75	3,83
13. Ciclohexano	6	12	0	3,43	0,86	4,00
14. Etileno	2	4	0	3,43	0,86	4,00
15. Etanol	2	6	1	2,09	0,52	4,00
16. Metanol	1	4	1	1,50	0,38	4,00
17. Etano	2	6	0	3,73	0,80	4,67
18. Metano	1	4	0	4,00	0,75	5,33

Fonte: VAN HAANDEL & LETTINGA (1994)

$$1 \text{ mol } C_xH_yO_z = 12x + y + 16z \text{ g} \rightarrow x \text{ mol } CO_2 = 12x \text{ gC} \quad (2.g)$$

$$COT_t = \frac{12x}{12x + y + 16y} \text{ g COT / g } C_xH_yO_z \quad (2.15)$$

O método de injeção de fluxo (FIA, do inglês *Flow Injection Analysis*) tem sido aperfeiçoado e utilizado para medição de carbono orgânico. FADINI (1995) comparou o sistema FIA a um equipamento de última geração (Shimadzu TOC 5.000), ambos para determinação de carbono orgânico dissolvido. Como resultado, o sistema FIA apresentou a vantagem de ter um custo de equipamento 8 vezes menor e por conseqüente, um custo analítico em torno de 150 vezes menor.

O sistema FIA descrito por FADINI (1995), requer que as amostras sejam filtradas, para não causar entupimentos dos tubos utilizados. Assim, apenas o carbono orgânico dissolvido, COD, é determinado a partir do carbono total dissolvido, CTD, e do carbono inorgânico dissolvido, CID. A recuperação média para o COD foi de 88%, comparando os resultados do sistema FIA àqueles obtidos com o Shimadzu TOC 5.000. A velocidade analítica encontrada para o sistema FIA foi de 14 amostras/hora para CTD e 25 amostras/hora para CID.

2.3.4.2. Estabilidade do pH

Para monitoramento da estabilidade do pH é apresentado como estão relacionados os parâmetros de alcalinidade de bicarbonatos, ácidos graxos voláteis e relação Al/AP.

Alcalinidade de bicarbonatos

Alcalinidade de uma solução, significa a sua capacidade de neutralizar ácidos (STANDARD METHODS, 1992). VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) também a define como capacidade tampão, que impede grandes variações de pH quando há o acréscimo da concentração de ácidos ou bases.

Em ambientes anaeróbios onde a biomassa esteja adaptada a determinadas condições, oscilações bruscas do pH podem incorrer em redução da atividade microbiana até que haja nova adaptação. Um importante parâmetro para se avaliar a estabilidade do pH em uma solução é o índice de tamponamento.

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) concluem que, para a faixa de pH entre 6,5 e 7,5, ideal para o desempenho satisfatório de um digestor anaeróbio, somente o sistema carbônico tem importância no estabelecimento de seu pH.

A alcalinidade de uma amostra é determinada a partir de titulação com ácido forte. Considerando-se a água residuária como uma solução hipotética de dióxido de carbono em uma base forte, ao final da titulação o pH da água será igual ao de uma solução pura de dióxido de carbono, CO_2 . Este pH é o ponto de equivalência de CO_2 , pH_{eq} , e é caracterizado pelo fato de apresentar tamponamento mínimo. Na prática, são encontrados valores de pH_{eq} entre 4,0 e 4,5.

O método de determinação da alcalinidade de uma amostra envolve também a presença dos ácidos graxos voláteis - AGV, pois para valores de pH próximos a 4,0, sua presença é significativa. Logo, para o cálculo da alcalinidade de bicarbonatos, é necessário conhecer a concentração de ácidos graxos voláteis.

As espécies do sistema carbônico (CO_2 , HCO_3^- e $\text{CO}_3^{=}$) apresentam-se em equilíbrio entre si e com as formas precipitadas, em função do pH. Para um reator

anaeróbio com pH próximo de 7,0, a espécie preponderante é a do íon bicarbonato, HCO_3^- , e por essa razão, utiliza-se o termo “alcalinidade de bicarbonato”. A concentração da alcalinidade é expressa em eq.l^{-1} ou meq.l^{-1} ; porém, na prática verifica-se o uso da unidade $\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$. O fator de correção entre essas unidades é de $1\text{eq} = 50\text{gCaCO}_3$.

A instabilidade de um reator anaeróbio, resulta no acréscimo da concentração de ácidos voláteis, o que implicaria na redução de pH. A alcalinidade presente deve ser suficiente para a neutralização dos AGV.

CHERNICHARO & AROEIRA (1994) elaboraram um programa que avalia as relações entre pH, ácidos voláteis, alcalinidade de bicarbonato e entre pH, pressão parcial de CO_2 e alcalinidade de bicarbonato. A partir desse programa, obtiveram gráficos para temperaturas de 20, 25, 30 e 35°C (por exemplo, Figura 2.8 para temperatura de 25°C), sendo possível verificar a alcalinidade de bicarbonatos requerida pelo sistema.

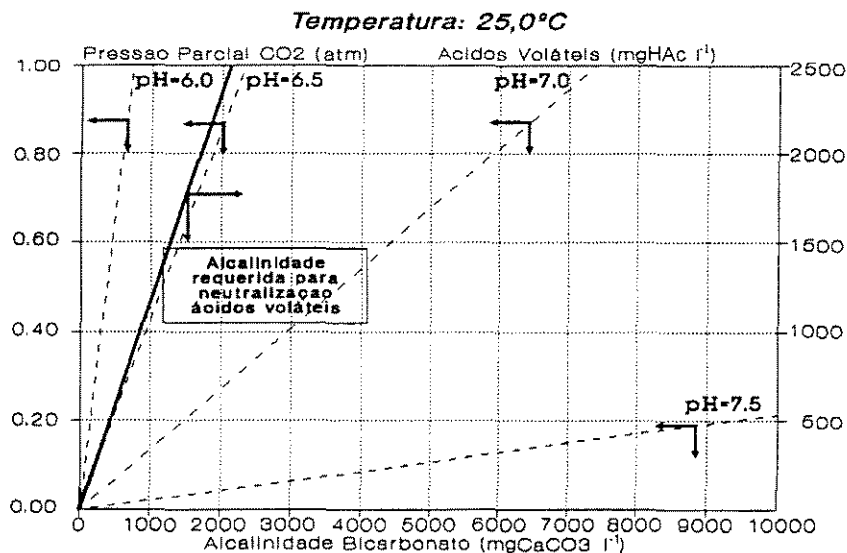


FIGURA 2.8- Relação entre pH, ácidos voláteis, alcalinidade de bicarbonato e pressão parcial de CO_2 ($T=25^\circ\text{C}$)

Fonte: CHERNICHARO & AROEIRA (1994)

CARVALHO (1991), citado por BARIJAN (1995), discute a utilização de alguns produtos químicos utilizados para correção de pH, como cal, soda cáustica e bicarbonato de sódio. A cal é mais facilmente obtida e mais barata; porém, acarreta problemas devido à formação de precipitados que se depositam no reator. A soda não forma sais insolúveis, mas reage com o gás carbônico, podendo gerar zonas de vácuo no digestor. A solução indicada é a adição de bicarbonato de sódio, pois não forma zonas de vácuo no reator e, além disso, o pH dificilmente atingirá níveis indesejáveis pela sua adição.

Ácidos Graxos Voláteis

DOHÁNYOS et al. (1985) verificaram que altas concentrações de AGV podem afetar o processo bioquímico e, eventualmente, causar distúrbios no processo de digestão anaeróbia como um todo. A geração de grandes concentrações de ácidos graxos voláteis acelera a atuação de bactérias acetogênicas, porém é inibitória às bactérias metanogênicas, uma vez que estas não consomem os ácidos resultantes da acetogênese com a mesma rapidez que são produzidos.

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) comentam que existem vários métodos para se determinar a concentração dos AGV. Alguns métodos, como o cromatográfico, são mais recomendados; porém, em muitos casos apresentam preços proibitivos. Um método alternativo é o da titulometria, descritos por VIEIRA (1981) e, de forma detalhada, por FIELD (1987).

A determinação de ácidos graxos voláteis por titulometria apresentado por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) é baseada no volume de soda cáustica consumido para elevar do pH de 4,0 para 7,0. Inicialmente extrai-se da amostra o

sistema carbônico, reduzindo o pH para 3,0 e levando-se por três minutos em ebulição.

A metodologia para determinação de AGV proposta por FIELD (1987) envolve valores diferentes de pH. Registra-se o volume de ácido utilizado para reduzir o pH de 6,5 a 3,0 e, após a fervura, registra-se o volume de base consumida para elevar o pH de 3,0 a 6,5. Esta variação não deve interferir nos resultados, visto que ambos os autores relacionam a concentração de AGV obtida no experimento com o pH utilizado, através de equações de dissociação.

Relação AI/AP

RIPLEY et al. (1986) relacionam a estabilidade do processo à alcalinidade e à concentração de ácidos voláteis. Desenvolveram (baseado em JENKIS et al., 1983) um método de monitoramento que consiste em titular as amostras em dois estágios, inicialmente até o pH=5,75 e, em seguida, até o pH=4,3, calculando-se o valor da alcalinidade parcial (AP) e intermediária (AI), respectivamente. O valor de AP representa quase que a totalidade da alcalinidade de bicarbonato, enquanto que AI representa basicamente a alcalinidade de ácidos voláteis.

A relação AI/AP é sugerida por RIPLEY et al. (1986) como um parâmetro extremamente útil, além de simples e preciso, para indicar a ocorrência de distúrbios do processo. Obtiveram valores de AI/AP próximos a 0,3 quando o processo mantinha-se operacionalmente estável (confirmado também pela produção de metano), sendo que valores superiores foram associados a certa instabilidade do processo. Torres (1992), citado por FORESTI (1994) confirmou este mesmo valor para estabilidade em

reator de manta de lodo de bancada, utilizado em tratamento de substratos diluídos, contendo mistura de proteínas, lipídeos e carboidratos.

2.3.4.3. Presença de Sólidos

O fluxo de sólidos em sistemas anaeróbios (entrada, saída e permanência) está intimamente relacionado à estabilidade do processo anaeróbio; sendo portanto, um importante parâmetro de monitoramento.

A presença de partículas sólidas na água residuária compromete a retenção de biomassa (necessária em sistemas de alta taxa). LETTINGA & HULSHOFF POL (1991) discutem exaustivamente a influência de materiais particulados em afluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo.

Materiais particulados orgânicos, vão comprometer o sistema anaeróbio, dependendo de suas características, como: biodegradabilidade e/ou taxa de degradação sob as condições operacionais prevalecentes, tamanho e área superficial dos particulados, afinidade dos microrganismos em atacar o material, densidade dos particulados (isto é, sua sedimentabilidade e flotabilidade) e tendência dos particulados serem adsorvidos pelo lodo.

O controle da quantidade de lodo no interior de um reator anaeróbio pode ser de interesse para determinar a descarga de lodo quando seu acúmulo for maior que o previsto para que não haja arraste de biomassa. A equação 2.10, para Y_{obs} pode ser utilizada para quantificá-lo.

O acréscimo de sólidos no efluente de um sistema com biomassa em crescimento na fase estacionária, pode detectar uma irregularidade operacional que tenha provocado o arraste de partículas (onde a causa deve ser investigada), ou

simplesmente que o acúmulo de lodo alcançou o limite do sistema (deve ser feito descarte de lodo).

2.3.5. Reatores Anaeróbios

Os diversos modelos de reatores anaeróbios apresentam características próprias quanto a retenção celular, tempo de detenção hidráulica, separação de fases sólido-líquido-gás, concentração orgânica e presença de sólidos em suspensão em seu afluente, regime hidráulico, vazão de operação, dimensões, etc.

Uma vez escolhido o sistema anaeróbio para tratamento de um efluente, a opção do reator deve ser feita de forma criteriosa. Maior eficiência do sistema e menor tempo de detenção hidráulica geralmente equivalem a sistemas mais sofisticados e com maior complexidade de operação.

Os modelos de reatores anaeróbios, desde o sistema convencional sem agitador até reatores anaeróbios com chicanas, são apresentados na Figura 2.10 (MCCARTY, 1982).

Os primeiros reatores não possuíam sistemas de agitação; formava-se uma camada de espuma ao topo do digestor e o lodo depositava-se ao fundo. A utilização de misturadores mecânicos, a partir da década de 1950, eliminou a camada de espuma e aumentou o contato entre o efluente e as bactérias. Com esta alteração foi possível aumentar a carga orgânica volumétrica.

Os digestores de biomassa em suspensão foram desenvolvidos para manter altas populações de bactérias, permitindo a degradação a tempos de detenção hidráulicas reduzidos. A esta classe incluem-se o processo anaeróbio de contato, o digestor anaeróbio com clarificador e o reator anaeróbio de manta de lodo.

Os reatores anaeróbios de filme-fixo de leito estacionário e de leito expandido são adequados para o tratamento de águas residuárias relativamente diluídas. Entre eles encontram-se os filtros anaeróbios e os reatores anaeróbios de leito expandido.

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) em estudos de sistemas anaeróbios para tratamento de esgoto sanitário apresentam, com a Figura 2.9, alguns valores tempo de detenção hidráulica para diferentes sistemas anaeróbios, em relação à eficiência em remoção de DQO obtida. São comparados o reator de leito fluidificado e expandido, o reator anaeróbio de manta de lodo (indicado como DAFA - digestor anaeróbio de fluxo ascendente), o filtro anaeróbio, o reator anaeróbio de leito fluidificado - RAFA e a lagoa anaeróbia (com eficiência em remoção de DBO).

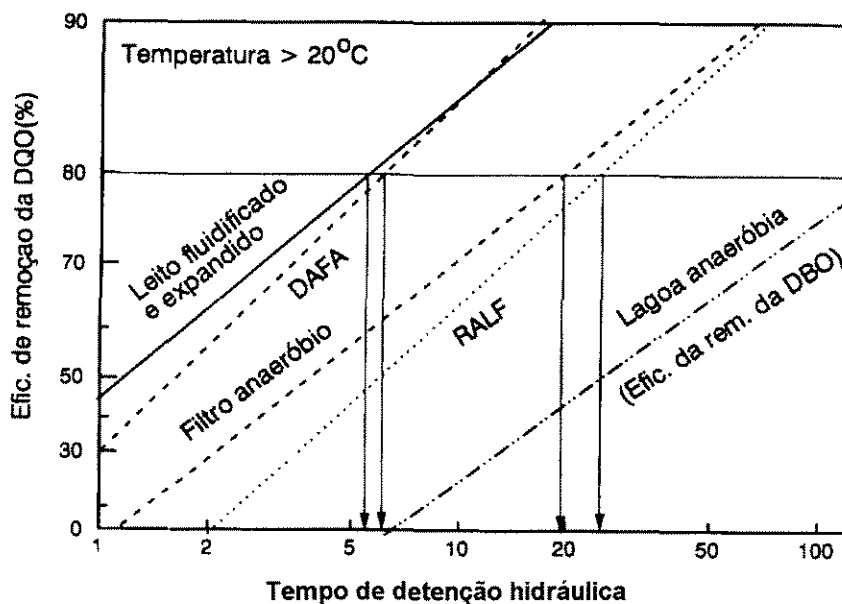


FIGURA 2.9- Valores de eficiência obtidos em diferentes sistemas de tratamento anaeróbio
Fonte: VAN HAANDEL & LETTINGA (1994)

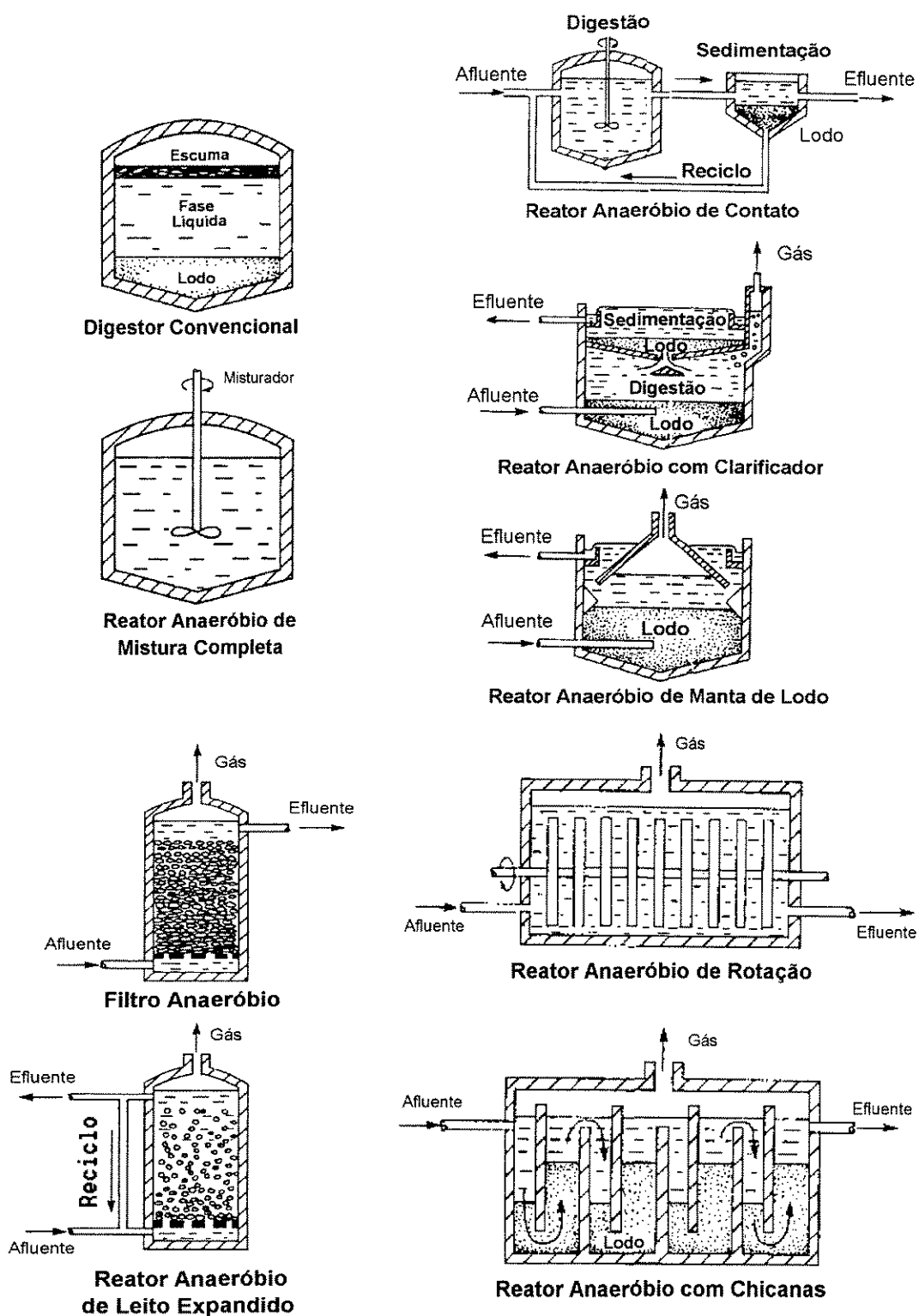


FIGURA 2.10- Modelos de reatores anaeróbios, desde convencionais aos mais complexos
 Fonte: Adaptado de MCCARTY (1982)

Modelos como o reator anaeróbio de rotação e o reator anaeróbio com chicanas são variações de outros. O reator anaeróbio de rotação permite ao fluxo atravessar a manta de lodo e ao mesmo tempo, revolvê-la. Os reatores anaeróbios com chicanas operam como vários reatores de manta de lodo dispostos em série.

O número crescente de reatores anaeróbios de manta de lodo aplicados no Brasil, revela o seu potencial e sua viabilidade. VIEIRA (1994) apresenta o levantamento de 200 reatores anaeróbios implantados para o tratamento de esgoto, todos do tipo manta de lodo. Quanto aos efluentes industriais, até o final de abril de 1994 HIRATA (1994) registra 126 unidades de tratamento anaeróbio implantadas ou em implantação, sendo que destas, 107 (85%) empregam reatores anaeróbios de manta de lodo. Esses dados confirmam a preferência por este modelo de reator.

Segundo VIEIRA (1994), os baixos custos de instalação, manutenção e operação das unidades, oferecendo eficiência satisfatória, viabilizaram a implantação de reatores anaeróbios de manta de lodo para esgoto sanitário (os custos citados de implantação destes reatores estão entre US\$10,00 e US\$15,00 por habitante). Outras características que os tornaram apropriados foram a simplicidade de construção e a não necessidade de material de enchimento e equipamentos eletro-mecânicos.

Sendo os reatores mais amplamente aplicados, apresentam-se detalhes sobre a operação de reatores anaeróbios de manta de lodo.

2.3.5.1.Reatores Anaeróbios de Manta de lodo

Apresentam-se informações sobre o comportamento de sistemas com reatores anaeróbios de manta de lodo quanto à produção de biomassa e aos parâmetros de dimensionamento: carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica.

Produção de Lodo

Um reator de manta de lodo operando normalmente propicia o acúmulo de lodo, que deve ser descartado. Os cálculos para estimar a produção de lodo são baseados no coeficiente de produção de biomassa observado, Y_{obs} , equação 2.10. A concentração de biomassa geralmente é avaliada em sólidos suspensos voláteis, enquanto a concentração de substrato, em DQO.

A produção de lodo em um reator de manta de lodo, operando com esgoto sanitário a um tempo de detenção de 20 horas, foi avaliada por BARIJAN (1995). A biomassa do reator foi quantificada em termos de sólidos totais e o substrato, em DQO e também DBO. Os valores de Y_{obs} encontrados foram $0,029 \text{ kgST.kgDQO}^{-1}$ e $0,181 \text{ kgST.kgDBO}^{-1}$. Não houve necessidade de descarte de lodo durante o período de 30 meses.

MARAIS & EKAMA (1976), citados por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), encontraram valor de $Y_{obs}=0,45 \text{ mgSSV.mgDQO}^{-1}$ em sistemas de tratamento aeróbios, bastante grande se comparado ao valor de $Y_{obs}=0,02 \text{ mgSSV.mgDQO}^{-1}$ encontrado para a metanogênese a partir do acetato por MCCARTY (1990), citado por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994).

Devido às outras etapas do processo de digestão anaeróbia de materiais orgânicos complexos, resultando na formação de várias populações bacterianas e à floculação de sólidos orgânicos inertes do afluente, pode-se esperar uma produção em torno de $0,10 \text{ mgSSV.mgDQO}^{-1}$, maior que o valor encontrado para a metanogênese (MCCARTY, 1990, citado por VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994), mas ainda menor que aquela encontrada em sistemas aeróbios, onde há produção de, no mínimo, $0,20 \text{ mgSSV.mgDQO}^{-1}$ para esgoto sanitário.

Carga Orgânica Volumétrica e Tempo de Detenção hidráulica

Os projetos de reatores anaeróbios de manta de lodo são discutidos por LETTINGA & HULSHOFF POL (1991). É apresentado o processo anaeróbio para efluentes líquidos contendo compostos insolúveis orgânicos e inorgânicos e ainda substratos que tendem a formar precipitados ou espuma.

Para águas residuárias contendo baixas concentrações de DQO (isto é, menores que $1.000 \text{mg.O}_2 \cdot \text{l}^{-1}$) o volume do reator será independente da concentração de matéria orgânica de seu fluxo afluente, e pode ser determinado pelo tempo de detenção hidráulica admissível, conforme a equação 2.16.

$$V_R = \Theta_H * Q \quad (2.16)$$

Onde: V_R = volume útil do reator (L^3);
 Θ_H = tempo de detenção hidráulica (T);
 Q = vazão ($\text{L}^3 \text{T}^{-1}$).

Quando a concentração da matéria orgânica é elevada, o volume do reator é dependente desta concentração e da carga orgânica volumétrica, de acordo com a equação 2.17.

$$V_R = \frac{DQO * Q}{B_V} \quad (2.17)$$

Onde: B_V = carga orgânica volumétrica ($\text{M.L}^{-3} \cdot \text{T}^{-1}$)

Valores de carga orgânica volumétrica para reatores anaeróbios de manta de lodo, em escala real e piloto são apresentados na Tabela 2.9, para tratamento de

águas residuárias complexas. Foram consideradas complexas as águas residuárias que contêm poluentes insolúveis e compostos capazes de provocar inibição ou toxicidade aos microrganismos presentes, formação de espuma, flotação do lodo ou modificação de seu formato ou densidade.

TABELA 2.9- Carga orgânica volumétrica aplicável a reatores anaeróbios de manta de lodo, com lodo floculento e granular, em relação à concentração da água residuária e a fração de DQO insolúvel

CONCENTRAÇÃO DA ÁGUA RESIDUÁRIA (mgO ₂ .l ⁻¹)	FRAÇÃO DE DQO _{INSOL} (%)	CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA A 30°C (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)		
		LODO GRANULAR		
		LODO FLOCULENTO	PEQUENA REMOÇÃO DE SST	GRANDE REMOÇÃO DE SST
até 2.000	10 a 30%	2 a 4	8 a 12	2 a 4
	30 a 60%	2 a 4	8 a 14	2 a 4
	60 a 100%	*	*	*
2.000 a 6.000	10 a 30%	3 a 5	12 a 18	3 a 5
	30 a 60%	4 a 6	12 a 24	2 a 6
	60 a 100%	4 a 8	*	2 a 6
6.000 a 9.000	10 a 30%	4 a 6	15 a 20	4 a 6
	30 a 60%	5 a 7	15 a 24	3 a 7
	60 a 100%	6 a 8	*	3 a 8
9.000 a 18.000	10 a 30%	5 a 8	15 a 24	4 a 6
	30 a 60%	questionável a SST>6 a 8g l ⁻¹	questionável a SST>6 a 8g l ⁻¹	3 a 7
	60 a 100%	*	*	3 a 7

Fonte: Adaptado de LETTINGA & HULSHOFF POL (1991)

Nota: * a aplicação de reatores anaeróbios de manta de lodo não faz sentido sob essas condições.

Deve-se considerar que os valores apresentados na Tabela 2.9 são específicos às águas residuárias avaliadas e a um restrito número de reatores.

Através de um levantamento dos reatores anaeróbios construídos na América Latina, realizado por BORZACCONI & LOPÉZ (1994), os parâmetros de projeto de reatores anaeróbios de manta de lodo em funcionamento para efluentes industriais foram obtidos, conforme a Tabela 2.10.

TABELA 2.10- Parâmetros para reatores anaeróbios de manta de lodo⁽⁺⁾ em funcionamento que tratam efluentes industriais

EFLUENTE	VALORES	TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA	CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA	EFICIÊNCIA
		(d)	(kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	
CERVEJARIA	Máximo	0,55	17,9	80
	Mínimo	0,18	5,59	75
	Médio	0,33	9,0	81
MALTERIA	Máximo		8,3	
	Mínimo		2,69	
	Médio	0,63*	6,98	77*
DESTILARIA	Máximo	2,4	17,5**	
	Mínimo	1,0	8,0	
	Médio	1,8	14	95*
LEVEDURAS	Máximo	2,0	12,4	70
	Mínimo	1,0	5,0	55
	Médio	1,54	8,0	66
REFRESCOS	Máximo	0,86	3,4	
	Mínimo	0,125	0,39	
	Médio	0,58	2,13	
LÁCTEOS	Máximo	1,52	10	
	Mínimo	0,38	1,2	
	Médio	0,78	5,2	78*

Fonte: BORZACCONI & LÓPEZ (1994)

Notas:

Não foram incluídos sucos cítricos, que em geral apresentam cargas mais altas.

(+) Os reatores anaeróbios de manta de lodo constituem 87% dos reatores que tratam de efluentes industriais desse levantamento;

* Único valor pesquisado;

** Existe um reator termofílico com carga de 30kg.m⁻³.d⁻¹;

3. MATERIAL E MÉTODOS

Neste capítulo apresenta-se o sistema de tratamento de efluentes que envolve o reator anaeróbio de manta de lodo em estudo, e a forma de obtenção dos resultados desta pesquisa.

3.1. SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

Foi utilizado um reator de manta de lodo em escala real, que recebe efluentes de uma indústria alimentícia que produz continuamente, biscoitos e diversifica sua produção com balas, creme de amendoim, e outros, de forma sazonal. Este reator compõe o sistema de tratamento da água residuária do processo da CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS, situada à Rodovia Campinas, km 114, Barão Geraldo, Campinas - SP

A CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS autorizou a retirada periódica de amostras do reator anaeróbio de fluxo ascendente e forneceu dados importantes para a caracterização deste reator, sem as quais esta pesquisa seria inviável.

A empresa BRASMETANO, situada à Avenida Eurico Gaspar Dutra, nº 230, Piracicaba - SP, foi responsável pelo projeto e instalação do sistema de tratamento em questão. Sendo assim, foi consultada para informações gerais.

O efluente líquido que recebe tratamento anaeróbico é apenas aquele que teve contato com os alimentos que estão sendo processados. Este efluente apresenta vestígios da matéria-prima utilizada. Inclui-se: farinha de trigo, açúcar, amido de milho, corantes, leite em pó, gordura vegetal hidrogenada, estabilizantes, balas dissolvidas, xaropes, ácidos orgânicos, etc.

Juntamente ao efluente líquido do processo industrial, parte dos resíduos sólidos (resíduos gordurosos, farinha, balas, pipocas e outros provenientes de varredura), é tratado sob processo anaeróbico, conforme fluxograma apresentado na Figura 3.1. Outros resíduos sólidos, como embalagens, papelões e resíduos de biscoitos, são utilizados por terceiros.

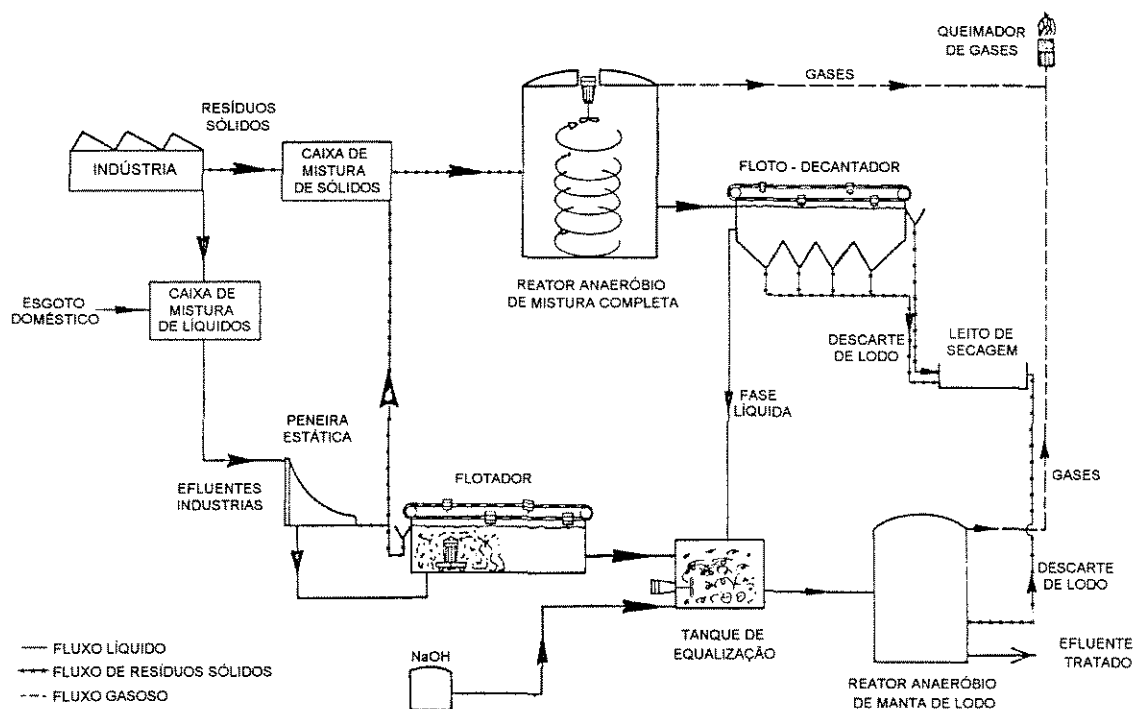


FIGURA 3.1- Fluxograma dos efluentes industriais da CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS
Fonte: Adaptado de BRASMETANO (1994)

A Figura 3.2 ilustra o sistema de tratamento de efluentes. As principais unidades envolvidas são:

- a) caixa de mistura para efluentes líquidos (5m^3);
- b) caixa de mistura para efluentes sólidos (3m^3);
- c) peneira estática;
- d) floto-decantador (15 m^3);
- e) flotador (25 m^3);
- f) tanque de equalização (180m^3);
- g) reator anaeróbio de mistura completa (1.500m^3);
- h) reator anaeróbio de manta de lodo (1.000m^3);
- i) 7leito de secagem;
- j) queimador de gases.

As informações utilizadas para projeto foram baseadas na situação da empresa há cinco anos. Assim, as características para operação do reator anaeróbio de manta de lodo eram:

- a) temperatura do fluxo afluyente: $>25^0\text{C}$;
- b) pH do fluxo afluyente ao reator: 6,8 a 7,2;
- c) pH do lodo do reator: 6,8 a 7,2;
- d) pH do fluxo efluente do reator: 6,8 a 7,2;
- e) óleos e graxas afluyente ao reator: $<300\text{mg.l}^{-1}$;
- f) óleos e graxas efluente do reator: $<100\text{mg.l}^{-1}$;
- g) DQO afluyente ao reator: $<20.000\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$;
- h) DQO efluente do reator: $<1.000\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$;
- i) DBO afluyente ao reator: $<14.000\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$;
- j) DBO efluente do reator: $<300\text{mgO}_2.\text{l}^{-1}$;

k) vazão média afluyente ao reator: $120\text{m}^3.\text{d}^{-1}$.

O sistema anaeróbio foi colocado em funcionamento em março de 1994. Atualmente, devido a alterações do processo da empresa, as condições do efluente líquido industrial apresentam-se modificadas.



FIGURA 3.2- Reatores anaeróbios do sistema de tratamento de efluentes da CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS. À esquerda, reator anaeróbio de mistura completa; à direita, reator anaeróbio de manta de lodo

Apresenta-se o tratamento anaeróbio dos efluentes líquidos e dos resíduos sólidos de forma separada, o reator anaeróbio de manta de lodo com seus dados disponíveis, e a operação deste reator realizada pela empresa.

3.1.1. Efluentes Líquidos

O efluente líquido do processo recebe o esgoto sanitário (gerado por aproximadamente 1.600 funcionários, incluindo restaurante) na caixa de mistura e é

bombeado para a peneira estática. O efluente peneirado é bombeado para o flotador, onde, com a introdução de microbolhas de ar, a gordura é removida.

Através de bombeamento, o efluente industrial após flotação é enviado para o tanque de equalização. A fase líquida descartada do reator anaeróbio de mistura completa, depois da redução de seus sólidos e gorduras pelo floto-decantador, também é misturada ao fluxo do tanque.

No tanque de equalização, é feita a adição automatizada de NaOH para ajuste do pH entre 6,8 e 7,2. O tanque permite a homogeneização dos fluxos por um período de detenção de 1,5 dias, considerando-se a vazão média de projeto. Após ajuste de pH, o fluxo é bombeado ao reator de manta de lodo.

No reator anaeróbio de manta de lodo, a matéria orgânica complexa é transformada, por diversas etapas, em lodo, gases, ou em matéria orgânica mais simples. Os gases gerados são queimados, juntamente com os gases gerados no reator anaeróbio de mistura completa. O lodo, quando em excesso, é preferencialmente enviado para o reator anaeróbio de mistura completa, ou ainda para o leito de secagem. O efluente final do sistema anaeróbio une-se aos demais efluentes industriais e é lançado à rede pública de esgotos.

3.1.2. Resíduos Sólidos

Os rejeitos da peneira e do flotador, juntamente com os resíduos sólidos industriais são introduzidos na caixa de mistura. Nesta caixa ocorre eventuais adições de nutrientes (nitrogênio e fósforo). Com o auxílio de uma vazão mínima de líquidos, os sólidos são bombeados para o reator anaeróbio de mistura completa.

O reator anaeróbio de mistura completa possui um agitador vertical. Os gases gerados são queimados, conforme citado no item 3.1.1. Seu efluente líquido é descartado periodicamente para o floto-decantador.

No floto-decantador, a fase líquida e sólida são separadas, depois de ficarem por um período em repouso. Os sólidos flotados são retirados por um raspador e o lodo de fundo, por um dreno do floto-decantador; ambos são descartados para o leito de secagem. A fase líquida do floto-decantador segue para o tanque de equalização.

3.1.3. Reator Anaeróbio de Manta de Lodo

O reator objeto de estudo é apresentado na Figura 3.3. Diversas alterações no sistema produtivo da indústria (redução de perdas industriais) e na composição de seu afluente têm otimizado sua eficiência e reduzido custos (por exemplo, a mistura de esgoto sanitário, decisão posterior ao projeto do sistema de tratamento de efluentes, reduziu a necessidade de adição de nutrientes).

As principais características do reator anaeróbio de manta de lodo são:

- a) volume: 1.000m^3 ;
- b) altura: 8m;
- c) Altura da coluna d'água no selo hídrico: 0,03m,.
- d) Sistema de distribuição afluente de fundo: cinco tubos perfurados dispostos paralelamente entre si;
- e) separador de fases (localizado no topo do reator) de forma retangular;
- f) presença de retentor de espuma na superfície da fase líquida;

- g) presença de 3 tubulações para amostragem de lodo a diferentes profundidade: a 0,6m, 2,4m e 4,8m de altura;
- h) vertedor triangular para medição de vazão graduado em 70, 160, 220 e 300 m³ d⁻¹, além vazões superiores, que não foram de interesse da pesquisa;
- i) tipo de lodo: floculento.

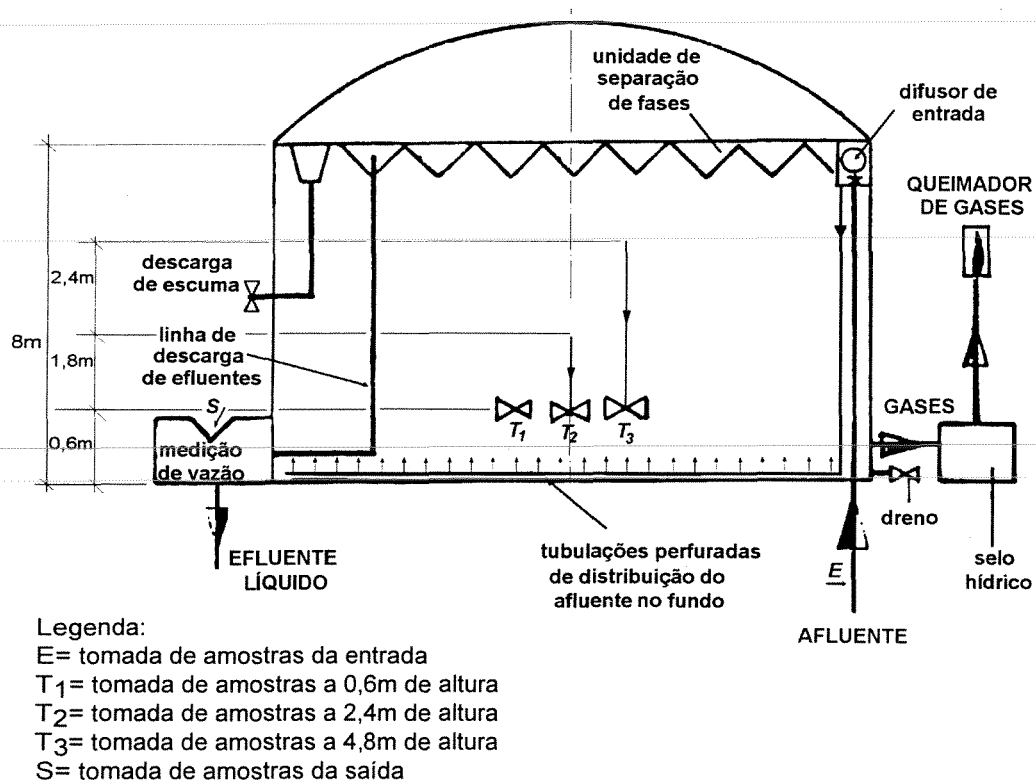


FIGURA 3.3- Reator anaeróbico de manta de lodo em estudo
 Fonte: Adaptado de BRASMETANO (1994)

3.1.4. Operação do Reator Anaeróbico de Manta de Lodo

Além da operação normal, preventiva e de manutenção de todo o sistema elétrico e mecânico, as análises da Tabela 3.1 foram recomendadas pela BRASMETANO.

TABELA 3.1- Periodicidade das análises sugeridas para o reator anaeróbio de manta de lodo em estudo

Parâmetro	Afluente	Lodo	Efluente
pH	diariamente	diariamente	diariamente
temperatura	diariamente	diariamente	diariamente
sólidos sedimentáveis	diariamente	diariamente	diariamente
DQO	diariamente	–	diariamente
DBO	diariamente	–	diariamente
óleos e graxas	diariamente	–	diariamente
nitrogênio	diariamente	–	quinzenal
fósforo	diariamente	–	quinzenal

Fonte: BRASMETANO (1994)

Os valores esperados para as análises recomendadas estão apresentados na Tabela 3.2

A necessidade do descarte de lodo do reator anaeróbio de manta de lodo é baseada na verificação dos sólidos sedimentáveis das tomadas de lodo e, principalmente, de amostras do efluente.

TABELA 3.2- Valores esperados para as análises sugeridas para o reator anaeróbio de manta de lodo em estudo

Parâmetro	Afluente	tomada de lodo a 0,6m de altura	tomada de lodo a 2,4m de altura	tomada de lodo a 4,8m de altura	Efluente
pH	6,8 a 7,2	6,8 a 7,2	6,8 a 7,2	6,8 a 7,2	6,8 a 7,2
temperatura (°C)	25 a 37	–	–	–	25 a 37°C
sólidos sedimentáveis (ml l ⁻¹)	<10,0	500,0 a 1000,0	200,0 a 700,0	<100,0	<1,0
óleos e graxas (mg.l ⁻¹)	<300,0	–	–	–	<100
nitrogênio (mg l ⁻¹)	100 a 180	–	–	–	20 a 100
fósforo (mg l ⁻¹)	40 a 20	–	–	–	20a4

Fonte: BRASMETANO (1994)

A frequência das análises foi reduzida pela empresa, à medida que o reator apresentava dados com pouca variação, conforme é observado na Tabela 9.1.

3.2. OBTENÇÃO DE DADOS

Os métodos que foram utilizados, bem como a frequência e os pontos de amostragem para cada teste estão apresentados na Tabela 3.3.

O monitoramento do reator foi baseado nos resultados de testes de pH, temperatura, relação entre alcalinidade intermediária e parcial, alcalinidade de bicarbonatos, ácidos graxos voláteis, sólidos suspensos, DQO e COD.

TABELA 3.3- Testes para monitoramento do reator anaeróbio de manta de lodo

TESTE	PONTOS DE AMOSTRAGEM	FREQÜÊNCIA DE AMOSTRAGEM	MÉTODO ANALÍTICO	FONTE
pH	E, T ₁ , T ₂ , T ₃ , S	2 / semana	n ^o 2.310	STANDARD METHODS (1992)
alcalinidade total	E, T ₁ , T ₂ , T ₃ , S	2 / semana	n ^o 2.320	STANDARD METHODS (1992)
alcalinidade intermediária e parcial	T ₁ , T ₂ , T ₃ , S	2 / semana	-	Jenkins et al. (1983) citado por ROBLES (1994)
alcalinidade de bicarbonatos	E, T ₁ , T ₂ , T ₃ , S	2 / semana	-	FIELD (1987) e ROJAS (1987)
AGV	E, T ₁ , T ₂ , T ₃ , S	2 / semana	titulação	FIELD (1987)
sólidos suspensos	E, T ₁ , T ₂ , T ₃ , S	2 / semana	n ^o 2.540	STANDARD METHODS (1992)
nitrogênio	E, S	1 / mês	FIA	PASQUINI & FARIA (1987) e FARIA & PASQUINI (1991)
fósforo	E, S	1 / mês	n ^o 4.500	STANDARD METHODS (1992)
DBO	E, S	1 / mês	n ^o 5.210	STANDARD METHODS (1992)
DQO _{DISS}	E, S	1 / mês	n ^o 5.220	STANDARD METHODS (1992)
DQO _{SOBRENADANTE}	E, T ₁ , T ₂ , T ₃ , S	1 / mês	n ^o 5.220	
DQO	E, S	2 / semana	n ^o 5.220	
COD	E, S	2 / semana	FIA	FADINI (1995)

Notas: E: amostra da entrada;
T₁: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;
T₂: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;
T₃: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;
S: amostra da saída.

Testes de DBO, DQO_{DISS} , nitrogênio e fósforo, foram realizados apenas para caracterização de seu afluente e efluente.

Os valores de vazão, temperatura e pH foram determinados no local. Os demais dados inerentes a esta pesquisa foram obtidos no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP.

Descrevem-se aqui os detalhes específicos sobre os testes empregados. Porém, enfatiza-se que, para realização destes testes, as fontes citadas devem ser consultadas.

3.2.1. Vazão, temperatura e pH

Os valores da vazão de saída, foram obtidos através de leituras no vertedor triangular da saída do reator. Os valores de temperatura foram medidos com as amostras de entrada. Os valores de pH das tomadas de amostras foram obtidos instantaneamente após a coleta.

3.2.2. Alcalinidade

As análises de alcalinidade e da relação entre alcalinidade intermediária e parcial foram realizadas em 4 horas após a coleta.

Para a determinação da alcalinidade total, deve-se baixar o pH da amostra, até o ponto de equivalência do CO_2 . Para verificação deste ponto de equivalência, foram realizados ensaios de três dias de coleta, para todos os pontos de amostragem. Com a adição de ácido sulfúrico 0,05M e registro do pH resultante, os gráficos da Figura 8.10 foram obtidos.

Durante as análises de alcalinidade total, partindo-se de amostras brutas (não centrifugadas), foram registrados os volumes de ácido gastos para atingir o pH de 5,75 e o pH de 4,3. Estes volumes estão relacionados com a alcalinidade parcial e alcalinidade intermediária, respectivamente. Dividindo-se os volumes foram obtidos os valores da relação entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial.

A determinação da alcalinidade de bicarbonatos foi estimada através da equação 3.1, utilizando-se da alcalinidade parcial. Porém, de acordo com ROJAS (1987), as análises deveriam ter sido realizadas com o sobrenadante de amostras centrifugadas. Futuros trabalhos devem avaliar a utilização da metodologia de análise sem centrifugação para obtenção do parâmetro AI/AP como indicador de estabilidade.

$$AB_{AP} = AP * 1,25 \quad (3.1)$$

3.2.3. Ácidos Graxos Voláteis

As análises de ácidos graxos voláteis foram realizadas aproximadamente 4 horas após a coleta.

O tratamento da amostra sugerido por FIELD (1987), envolve sua centrifugação a 5.000rpm por 5 minutos. Como o equipamento disponível oferece uma rotação máxima de 4.000rpm, optou-se pela centrifugação a 3.500rpm, para que não se trabalhasse no valor de limite máximo, durante 15 minutos.

Para determinação dos ácidos graxos voláteis e da alcalinidade de bicarbonato, o volume de ácido H₂SO₄ 0,05M gasto para uma variação de 6,5 a 3,0 do pH de cada amostra foi registrado. Levou-se a amostra à fervura por três minutos em sistema de refluxo, depois de resfriar por 15 minutos o condensador foi lavado, recuperando-se possíveis ácidos graxos voláteis que tivessem sido arrastados. Após

seu resfriamento em banho de gelo, elevou-se o pH para 6,5, registrando-se o volume de base NaOH 0,1M utilizado.

O ácido H_2SO_4 foi padronizado com três algarismos significativos. A base NaOH empregada foi padronizada, também com três algarismos significativos, a cada experimento.

Os cálculos de ácidos graxos voláteis e de alcalinidade de bicarbonatos foram realizados através das equações 3.2 e 3.3.

$$AB_{AGV} = \frac{V_{ac} * M_{ac} * 2 - V_{base} * M_{base}}{V_{amostra}} * 1.000 * 50 \quad (3.2)$$

$$AGV = \frac{V_{base} * M_{base}}{V_{amostra}} * 1.000 * 60 \quad (3.3)$$

Onde: V_{ac} = volume do ácido para baixar o pH de 6,5 a 3,0 (ml);
 M_{ac} = molaridade do ácido sulfúrico ($mol\ l^{-1}$);
 2 = número de equivalentes do ácido sulfúrico (adimensional);
 V_{base} = volume de base para elevar o pH de 3,0 a 6,5 (ml);
 M_{base} = molaridade do NaOH ($mol.l^{-1}$);
 $V_{amostra}$ = volume da amostra (ml)
 1.000 = $g.mg^{-1}$;
 50 = peso molecular do $CaCO_3$ ($gCaCO_3.mol^{-1}$);
 60 = peso molecular do ácido acético ($gHAc.mol^{-1}$)

3.2.4. Sólidos Suspensos

Foram determinados os sólidos suspensos totais, fixos e voláteis.

A tomada a 0,6m de altura (T_1) apresentou lodo com alta concentração de sólidos. A filtração a vácuo desta amostra, com filtros Whatmann GF/C ficou impossibilitada; assim, optou-se por sua centrifugação. O volume de 10ml de amostra

foi centrifugado a 3.500rpm por 15 minutos e o material sedimentado, levado à estufa em cápsula de porcelana por, no mínimo 5 horas. O restante da análise assemelha-se ao das demais amostras.

3.2.5. Nitrogênio

O método de FIA em confluência é descrito para a determinação da concentração de nitrogênio amoniacal, nitrogênio Kjeldahl total, nitritos e nitratos. A determinação de interesse foi o nitrogênio Kjeldahl total.

As amostras foram coletadas em frascos de vidro de 150ml e acidificadas imediatamente a $\text{pH} < 2,0$, com ácido sulfúrico concentrado. Foram preservadas sob refrigeração à temperatura próxima de 4°C e as análises foram realizadas dentro do período máximo de três dias.

3.2.6. Fósforo

As amostras foram preservadas sob refrigeração à temperatura próxima de 4°C e as análises foram realizadas dentro do prazo máximo de três dias.

3.2.7. DBO

As amostras foram preservadas sob refrigeração à temperatura próxima de 4°C e as análises de DBO foram realizadas dentro do prazo de 24 horas após a coleta.

Não foi feita inoculação.

3.2.8. DQO

As análises foram realizadas entre 2 e 4 horas após a coleta.

A separação do material solúvel para determinação da DQO_{DISS} foi feita com filtração a vácuo. Utilizaram-se filtros Whatmann GF/C, previamente calcinados a $550 \pm 50^{\circ}C$ por 1 hora.

O sobrenadante da amostra para determinação da $DQO_{SOBRENADANTE}$ foi separado através de sua centrifugação a 3.500rpm por 15 minutos.

3.2.9. COD

As amostras foram coletadas e, depois de 30 minutos de transporte, filtradas. Foram acidificadas a $pH < 2$ com ácido sulfúrico concentrado e preservadas sob congelamento. As análises foram realizadas dentro do prazo de 6 dias.

As filtrações das amostras foram realizadas a vácuo. Utilizou-se filtros Whatmann GF/C, previamente calcinados a $550 \pm 50^{\circ}C$ por 1 hora, FADINI (1995).

As curvas de calibração de CTD e de CID foram realizadas para concentrações entre 10 e 50 $mgC.l^{-1}$. Eventualmente, algumas concentrações de CID da amostra estiveram abaixo do limite mínimo de detecção, tendo sido consideradas como zero. Apesar do limite mínimo da curva de calibração, como o valor da concentração de carbono orgânico dissolvido resulta da subtração entre CTD e CID, alguns valores inferiores a $10mgC.l^{-1}$ foram obtidos.

As injeções de amostras foram realizadas em triplicata e como resultado, foram obtidos picos registrados por um sistema de um condutivímetro acoplado a um registrador. A altura do pico obtido mantém relação logarítmica com a concentração

das amostras. Quatro concentrações foram utilizadas para elaboração da curva de calibração, sendo que foram obtidos valores de grau de correlação maiores que 0,99.

O tempo gasto para cada injeção de amostra para análise de CID foi em torno de 3 minutos. As análises de CTD foram mais demoradas, com tempo médio de 6 minutos por injeção; chegando ao tempo máximo de 9 minutos, no caso de amostras mais concentradas. Assim, considerando-se o tempo necessário para montagem e estabilização do sistema, para injeção das soluções padrão e das amostras, com possíveis diluições, e a necessidade da determinação de CTD e CID, o tempo total da análise de cada quatro amostras foi de, pelo menos, seis horas.

3.2.10. Carga Orgânica Volumétrica e Tempo de detenção hidráulica

Os cálculos da carga orgânica volumétrica e do tempo de detenção hidráulica foram obtidos através das equação 2.16 e 2.17, respectivamente. Como não foi realizado estudo para determinação do volume útil do reator, foi assumido como sendo 80% do valor total do reator. Os resultados são apresentados na Tabela 8.8.

Houve necessidade de calcular-se a fração de DQO insolúvel da amostra de entrada, para emprego da Tabela 2.9. A equação 3.4 foi utilizada para os valores máximo e mínimo de DQO/DQO_{DISS} da Tabela 8.6.

$$DQO_{INSOL} (\%) = \left(1 - \frac{1}{DQO/DQO_{DISS}} \right) * 100 \quad 3.4$$

Onde:

$DQO_{INSOL} (\%)$ = fração de DQO da parcela insolúvel da amostra (%).

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo, os principais resultados obtidos são apresentados e discutidos. Os demais resultados encontram-se no apêndice, capítulo 8.

A fase experimental da pesquisa envolve o período de 03 de julho a 06 de dezembro de 1995. Nos primeiros 57 dias foi impossibilitada a obtenção de dados devido a falhas no sistema e o reator anaeróbio sofreu interrupção de alimentação. Depois desse prazo, foi possível prosseguir com o experimento e o reator foi monitorado por 98 dias: o dia "0" equivale ao dia em que o reator voltou a receber alimentação.

Os dados fornecidos pela CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS, apresentados em anexo na Tabela 9.1, constituem um histórico sobre o reator.

Inicialmente a obtenção dos parâmetros e os valores encontrados são comentados. Em seguida, apresenta-se um resumo dos dados operacionais obtidos no período de monitoramento, que caracterizam a água residuária e o reator.

4.1. PARÂMETROS DE MONITORAMENTO

Os parâmetros utilizados para monitoramento do processo anaeróbio foram: vazão, temperatura, pH, relação entre alcalinidade intermediária e parcial

(Al/AP), alcalinidade de bicarbonatos AB_{AGV} , ácidos graxos voláteis, sólidos suspensos, DQO e COD. As variações dos parâmetros ocorreram exclusivamente devido a alterações no processo produtivo da empresa.

A alcalinidade total, obtida através do STANDARD METHODS (1992) foi determinada para o cálculo da alcalinidade de bicarbonatos. Porém, optou-se pela determinação da alcalinidade de bicarbonatos pelo método de FIELD (1987), com o sobrenadante de amostras centrifugadas. Assim, os resultados de alcalinidade total e também os de alcalinidade de bicarbonatos pelo método de ROJAS (1987) não foram utilizados para monitoramento, Tabela 8.10.

4.1.1. Vazão, Temperatura e pH

Os valores de vazão, temperatura e pH são apresentados na Tabela 8.1.

4.1.1.1.Vazão

Os valores de vazão apresentaram, além das oscilações que conferem o desvio padrão de $46\text{m}^3 \text{d}^{-1}$, uma tendência de estabilização entre 160 e $220\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ ao final do período, conforme verificado no gráfico da Figura 8.1.

4.1.1.2.Temperatura

Os valores da temperatura de entrada estiveram entre 23 e 32°C , com tendência de elevação ao final do período. Baseado em WIEGEL (1990) a faixa de temperatura é adequada aos microrganismos mesofílicos.

A temperatura acima de 20⁰C, de acordo com Gujer & Zehnder (1983) citados por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), permite que a hidrólise não seja a etapa limitante do processo.

4.1.1.3.pH

Os valores de pH das amostras estiveram todos entre 6,2 e 8,0. Observa-se através dos dados da Figura 8.3 que, em média, os valores de pH das amostras da tomada de lodo a 0,6m de altura foram menores que os entrada. No interior do reator, porém, verificou-se a tendência de elevação do pH, conforme a relação 4.1.

$$pH_E > pH_{T1} < pH_{T2} < pH_{T3} < pH_S \quad (4.1)$$

Possivelmente, a queda dos valores de pH da amostras da tomada de lodo a 0,6m de altura do reator, em relação aos demais, seja decorrente das reações de oxidação. Algumas destas reações são citadas na Tabela 2.3 por HARPER & POHLAND (1986).

Os valores de pH variaram significativamente nos 26 primeiros dias de monitoramento, Figura 8.3. Esta variação pode ter ocorrido por ineficiência do controlador automatizado, visto que o pH do afluente variou de 6,2 a 7,5. Nos demais dias, o pH apresentou-se dentro da faixa ótima de crescimento das bactérias metanogênicas, entre 6,8 e 7,2 de acordo com ZEHNDER et al. (1982).

4.1.2. Relação entre alcalinidade intermediária e parcial (AI/AP)

A relação entre alcalinidade intermediária e parcial está apresentada na Tabela 8.2 e também no gráfico da Figura 8.4. Até o 56^o dia de monitoramento, os

valores mínimo e máximo obtidos foram 0,08 e 0,57. A partir de então, os valores variaram muito, alcançando o valor máximo de 6,45.

Os valores determinados por JENKIS et al. (1983), citados por ROBLES (1994), levam a valores de AI/AP inferiores a 0,43 para uma operação estável; não foi comentado se as amostras devem sofrer centrifugação para obtenção desse parâmetro. Os valores citados por RIPLEY et al. (1986), entre 0,1 e 0,35 para digestores municipais bem operados, referem-se ao sobrenadante de amostras centrifugadas.

Comparando os resultados obtidos com aqueles determinados por JENKIS et al. (1983), citados por ROBLES (1994), pode-se dizer que o reator anaeróbio de manta de lodo, após o 56^o dia, sofre algum tipo de instabilidade.

Como será visto adiante, confere-se também um acréscimo nas concentrações de matéria orgânica (DQO e COD) e de sólidos suspensos na saída, coincidindo com o mesmo período.

4.1.3. Alcalinidade de Bicarbonatos

A alcalinidade de bicarbonatos, AB_{AGV} , é apresentada no gráfico da Figura 8.5. Observa-se que após o 56^o dia, os valores encontrados para as amostras das tomadas de lodo e para o fluxo efluente do reator, sofreram um acréscimo da ordem de 800 para 1200mgCaCO₃.l⁻¹.

As amostras do fluxo afluente ao reator apresentaram um valor médio de alcalinidade de bicarbonatos igual a 248mgCaCO₃.l⁻¹, e em geral, valores inferiores àqueles das demais amostras, cujos valores médios variaram entre 976 e 1.076mgCaCO₃.l⁻¹.

Os valores encontrados para a alcalinidade de bicarbonatos do fluxo efluente do reator (entre 701 e $1.601\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$) foram menores que aqueles indicados por ROJAS (1987), entre 2.000 e $5.000\text{mgCaCO}_3.\text{l}^{-1}$. Porém, a capacidade tampão do fluxo interno do reator foi suficiente para manter o pH próximo de 7,0, sem variações significativas.

4.1.4. Ácidos Graxos Voláteis

Os valores obtidos para ácidos graxos voláteis são apresentados no gráfico da Figura 8.6.

As amostras da entrada apresentaram concentração de ácidos graxos voláteis com leve tendência de aumento. Nas demais amostras, a concentração manteve-se em torno de 260mgHAc.l^{-1} (média dos valores médios das amostras T₁, T₂, T₃ e S); com exceção de que, entre os 49 e 56^o dias de operação, observa-se que os valores de AGV atingem valores relativamente muito altos (713mgHAc.l^{-1} em T₁ e 894mgHAc.l^{-1} em T₂).

4.1.5. Sólidos Suspensos

Os valores de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis são apresentados na Tabela 8.4.

Através dos gráficos da Figura 8.7, a tendência observada foi sobre o acréscimo dos sólidos suspensos voláteis das amostras da saída do reator. Até o 60^o dia o valor máximo verificado foi de $0,24\text{g.l}^{-1}$, depois ocorreu grande acréscimo, chegando alcançando até $0,74\text{g.l}^{-1}$, detectando o arraste de partículas.

Segundo LETTINGA & HULSHOFF POL (1991), o acréscimo de sólidos nas amostras da saída pode ser proveniente de irregularidade operacional ou o acúmulo de lodo alcançou o seu limite. O afluente do reator em estudo apresentou acréscimo de DQO e COD (Figura 8.8 e Figura 8.9) em período semelhante: este fator foi considerado como a principal causa do acréscimo de sólidos na saída.

4.1.6. DQO e COD

Na Tabela 8.5 são apresentados os valores de DQO e COD, durante os dias de monitoramento. Os gráficos obtidos estão na Figura 8.8 e na Figura 8.9.

O objetivo dos gráficos da Figura 8.8 foi de comparar os valores obtidos de DQO e de COD, para amostras do mesmo ponto, em função dos dias de monitoramento. Observa-se que as oscilações dos valores de COD obtidas acompanharam basicamente as de DQO; principalmente para amostras da entrada.

Utilizando-se dos pares de DQO e COD da Tabela 8.5, calculou-se o grau de correlação linear entre estes dois parâmetros. Para os valores das amostras de entrada e de saída foram obtidos os valores de 0,78 e 0,48 (Figura 4.1), respectivamente. As amostras da entrada eram aparentemente mais homogêneas, apesar dos maiores valores de sólidos suspensos totais, comparando-os aos da saída (Tabela 8.4 e Figura 8.7). Por conterem aglomerados de biomassa, que sob filtração (para análise de COD, descrita no item 3.2.9) foram removidos, as amostras da saída apresentaram baixo valor para o grau de correlação entre COD e DQO.

Os valores de DQO e de COD de entrada dos últimos 30 dias foram em média, maiores que os demais; conforme comparação entre os valores e as médias obtidas, plotados nos gráficos da Figura 8.8.

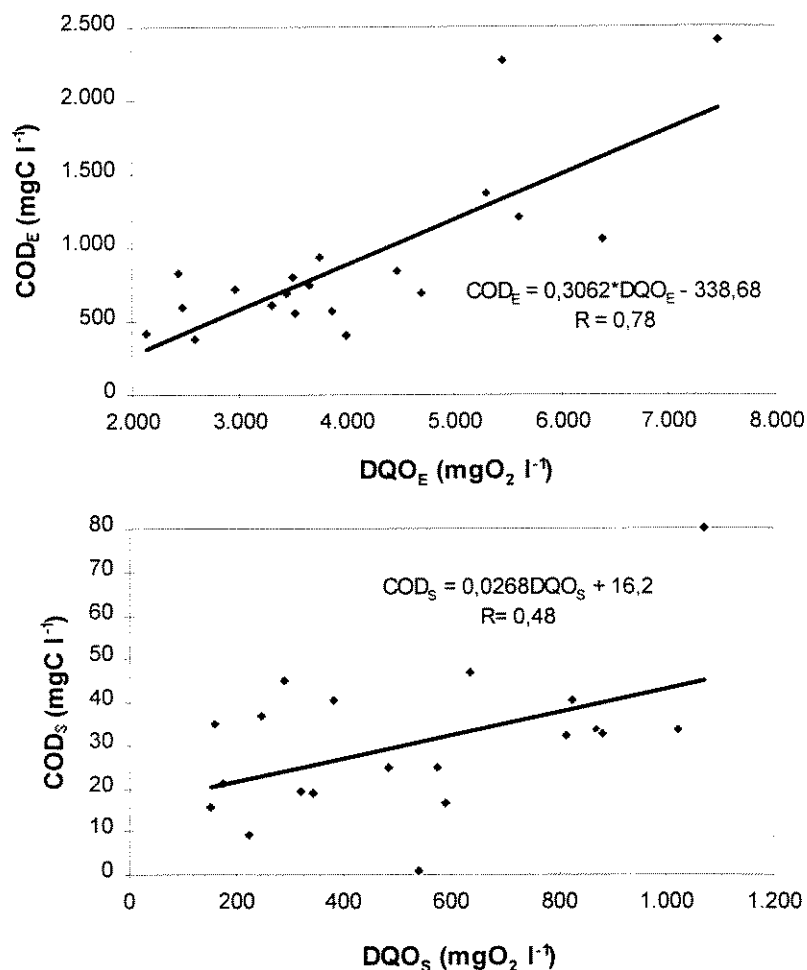


FIGURA 4.1- Relação entre COD e DQO de amostras da entrada (E) e da saída (S) do reator em estudo

Foram obtidos ainda, alguns valores de DQO do sobrenadante de amostras centrifugadas, para uma breve avaliação da atividade das bactérias anaeróbias em relação da altura do reator. A Tabela 8.7 foi obtida e observa-se que a redução significativa ocorre até a primeira tomada de lodo, a 0,6 m de altura. Não se trata de uma avaliação conclusiva, uma vez que foram realizados poucos ensaios para esta finalidade e que o reator em estudo possui poucas tomadas em relação à sua altura.

4.2. PARÂMETROS OBTIDOS

A água residuária é caracterizada e os parâmetros inerentes ao processo anaeróbio são discutidos. Para comparação com dados de outros reatores anaeróbios de manta de lodo, os dados operacionais obtidos são sintetizados.

4.2.1. Caracterização da Água Residuária

Apresentam-se na Tabela 8.9 os dados para caracterização do afluente e do efluente do reator anaeróbio quanto às relações entre matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. Os valores médios obtidos são apresentados apenas como indicativos, visto o restrito número de análises e que foram muito próximos dos desvios padrão correspondentes.

O afluente apresentou uma relação entre carbono orgânico dissolvido e nitrogênio Kjeldahl total de 11,4 e a relação entre nitrogênio Kjeldahl total e fósforo total foi de 18,76. Utilizando-se as proporções citadas por BARIJAN (1995) como valores máximos, deduz-se que as concentrações dos nutrientes nitrogênio e fósforo foram suficientes para o processo biológico.

A biodegradabilidade encontrada através da relação entre DBO e DQO, foi de 61% para amostras da entrada e de 34% para amostras da saída.

A relação verificada entre o valor médio da DQO e DQO_{DISS} de amostras da saída indica que cerca de 32% da matéria orgânica detectada pela análise de DQO está presente na forma dissolvida, relacionados à biomassa arrastada do interior do reator. Os demais 68% referem-se aos sólidos suspensos, filtrados durante a análise.

4.2.2. Dados Operacionais

Os dados operacionais são apresentados na forma de vazão e temperatura (já comentados), carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulica, DQO e COD, conforme a Tabela 4.4.

TABELA 4.1- Dados operacionais do reator anaeróbio de manta de lodo do sistema de tratamento de efluentes de indústria alimentícia de biscoitos, de setembro a dezembro de 1995

Parâmetro	Unidade	Valores				nº de dados
		mínimo	máximo	média	desvio padrão	
vazão	(m ³ .d ⁻¹)	60	220	155	46	21
temperatura	(°C)	23	32	29	2	17
carga orgânica volumétrica	(kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	0,2	1,9	0,8	0,4	21
tempo de detenção hidráulica	(d)	3,6	13,3	5,9	2,6	21
DQO afluente	(mgO ₂ .l ⁻¹)	2.131	7.475	3.960	1.342	22
DQO efluente	(mgO ₂ .l ⁻¹)	152	1.071	500	293	22
eficiência em remoção de DQO	(%)	55,9	96,2	87	9	22
COD afluente	(mgC.l ⁻¹)	374	2.400	902	539	20
COD efluente	(mgC.l ⁻¹)	1	80	30	16	20
eficiência em remoção de COD	(%)	89,3	99,9	96	3	20

Nota:

A eficiência em remoção de DQO e COD foram calculados para amostras de entrada e de saída coletadas ao mesmo tempo, não tendo sido considerado o tempo de detenção.

Comparações com outros reatores são possíveis, mas deve-se lembrar que o processo anaeróbio, com sua complexidade, responde diferentemente para cada composição de água residuária. Principalmente às oscilações de suas características físico-químicas.

4.2.3. Carga Orgânica Volumétrica

Foram encontrados valores de carga orgânica volumétrica entre 0,2 e 1,9kgDQO m⁻³.d⁻¹ e tempo de detenção hidráulica entre 3,6 e 11,4 dias, Tabela 8.8.

Os valores de DQO determinados para amostras do fluxo afluyente ao reator estiveram entre 2.131 e 7.475 mgO₂.l⁻¹, e a fração insolúvel de DQO, entre 24 e 89%, durante o período de monitoramento. Estes valores, aplicados à Tabela 2.9 para o lodo floculento, fornecem valores de carga orgânica volumétrica de 3kgDQO.m⁻³.d⁻¹, para os valores mínimos de DQO e de fração insolúvel, e de 8kgDQO.m⁻³.d⁻¹, para os valores máximos.

A comparação entre os valores de carga orgânica volumétrica sugeridos por LETTINGA & HULSHOFF POL (1991) e aqueles obtidos para o reator anaeróbio em estudo foi feita apenas como um indicativo pois, além de não ser conhecido o volume útil real do reator, as características dos efluentes industriais utilizados para elaboração da Tabela 2.9 são específicas, segundo seus próprios autores. Sob estas observações, os valores da carga orgânica volumétrica encontrados para o reator em estudo estiveram baixos.

4.2.4. Tempo de Detenção hidráulica

Os reatores anaeróbios de manta de lodo citados por BORZACCONI & LÓPEZ (1994) para águas residuárias industriais, Tabela 2.10, apresentam valores de tempo de detenção hidráulica entre 0,18 e 2,4 dias. Estes valores são bastante inferiores àqueles encontrados para o reator em estudo.

4.2.5. DQO

A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO encontrada variou de 55,9 a 96,2%. Para estes mesmos valores, VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) apresentam através da Figura 2.9, tempo de detenção hidráulica de até 20 horas para reator anaeróbio de manta de lodo. Comparando-se os valores do tempo de detenção hidráulica encontrados na Tabela 8.8 (da ordem de dias), diz-se que o reator em estudo apresenta-se superdimensionado para as condições de operação atual.

De acordo com os resultados da Tabela 8.5 e da Tabela 8.6 as diferenças entre os valores de DQO do efluente de amostras totais, do sobrenadante do centrifugado e da porção dissolvida da amostra, sugerem que a implantação de um sistema de separação do material particulado da saída (biomassa ou lodo em excesso) pode reduzir significativamente a DQO efluente do tratamento anaeróbio.

4.2.6. COD

A eficiência média em remoção de COD obtida foi de 96%. Não foram encontrados na bibliografia consultada, dados sobre COD para comparação. Porém, parece ser um bom parâmetro operacional para se avaliar a carga orgânica de um efluente industrial.

5. SUGESTÕES

O levantamento bibliográfico e a fase experimental suscitaram algumas questões que podem ser esclarecidas mediante mais estudos. Essas questões envolvem: relação entre AI e AP, análise de DBO, nitrogênio e fósforo, cálculo de eficiência, CID relacionado à alcalinidade de bicarbonatos, ao regime hidráulico e ao separador de fases gás-sólido-líquido. Comenta-se sobre os métodos de análises e sua geração de efluentes.

Com a expectativa de continuidade deste trabalho, são apresentados os pontos críticos das questões levantadas.

5.1. RELAÇÃO ENTRE AI E AP

A alcalinidade intermediária e parcial, obtida por RIPLEY et al. (1986) e ROJAS (1987) foram determinadas para o sobrenadante de amostras centrifugadas. Porém, uma vez que o STANDARD METHODS (1992) sugere que a amostra não deve ser adulterada para análise de alcalinidade, supõe-se que constituintes integrantes da amostra removidos da análise de determinação da relação AI/AP por esses autores, podem ainda conferir alcalinidade.

A determinação da relação AI/AP para amostras totais também revelou uma situação de instabilidade no reator, verificada através do acréscimo de sólidos suspensos em amostras do efluente do reator e pelo acréscimo da concentração de matéria orgânica (em DQO e COD) em amostras do afluente do reator.

Solicita-se a verificação da relação AI/AP das duas formas: com e sem centrifugação das amostras de ambientes anaeróbios. Preferencialmente as análises devem ser realizadas imediatamente após a coleta pois, no caso de amostras do afluente do reator, o pH variou cerca de 1,5 do momento de coleta até a análise.

5.2. ANÁLISE DE DBO

Entre os microrganismos de um sistema anaeróbio existem também aqueles facultativos (SOUBES, 1994) que degradam matéria orgânica por metabolismo aeróbio, sob a presença de oxigênio. Questiona-se, então, se a presença de microrganismos facultativos, ou eventualmente até anaeróbios, em amostras de efluentes líquidos em sistemas anaeróbios é suficiente para a determinação de DBO. É necessária a inoculação de microrganismos?

JEWELL (1987) discute ainda a representatividade de resultados de DBO em sistemas anaeróbios.

5.3. NITROGÊNIO E FÓSFORO

A literatura pesquisada não ofereceu informações convergentes quanto às formas de nitrogênio e fósforo utilizadas por microrganismos de sistemas anaeróbios.

Assim, optou-se pela utilização dos valores obtidos de concentração de nitrogênio e fósforo totais.

Sugere-se pesquisas nesse sentido, (verificar as literaturas de FIELD, 1987, e ABREU, 1994).

5.4. RELAÇÃO ENTRE CID E ALCALINIDADE DE BICARBONATOS

WEILAND & ROZZI (1991) comentam que é possível relacionar os valores de carbono orgânico dissolvido e a alcalinidade de bicarbonatos. Durante a determinação de COD, por consequência, obtém-se a determinação de CID. Assim, no caso do parâmetro COD ser utilizado para monitoramento de sistemas anaeróbios (e sua validade para outros sistemas) a determinação de alcalinidade de bicarbonatos pode ser facilmente obtida.

A investigação da relação entre CID e alcalinidade de bicarbonatos pode ser de interesse à operação de sistemas anaeróbios.

5.5. SEPARADOR DE FASES GÁS-SÓLIDO-LÍQUIDO

Ao topo do reator anaeróbio de manta de lodo, o separador de fases gás-sólido-líquido é responsável pela permanência da biomassa no interior do reator e por uma eficiente separação dos gases formados, reduzindo o mau cheiro nas proximidades do reator e possibilitando a coleta de gases, para queima ou utilização, quando de interesse.

Quando definem o volume de reator anaeróbio para águas residuárias de baixa concentração, LETTINGA & HULSHOFF POL (1991) colocam que o tempo de detenção hidráulica admissível depende, além do tipo de lodo presente no reator, da qualidade do separador gás-sólidos.

Os detalhes do projeto de reatores anaeróbios de manta de lodo não foram avaliados especificamente, por estarem fora do escopo desta pesquisa. Porém, durante a revisão bibliográfica, observou-se que existe certa carência de estudos sobre a transferência de massa envolvida na região dos separadores.

6. CONCLUSÕES

As conclusões desta pesquisa são referentes aos parâmetros utilizados para monitoramento do processo anaeróbio, ao reator anaeróbio de manta de lodo em estudo e à aplicação do processo anaeróbio em sistemas de tratamento de efluentes líquidos.

A relação entre alcalinidade intermediária e parcial para verificação da estabilidade do processo anaeróbio (referente à concentração de ácidos graxos voláteis e de alcalinidade de bicarbonatos) é um parâmetro de fácil obtenção. Assim, é atrativo operacionalmente durante o período de partida ou quando o sistema anaeróbio já atingiu sua normalidade operacional.

Os parâmetros DQO e COD apresentaram um bom grau de correlação, 0,78, para as amostras filtradas do afluente do reator. Isto sugere que as análises de COD podem ser utilizadas para monitoramento operacional de sistemas de tratamento de efluentes, uma vez conhecida a relação entre DQO e COD.

O reator anaeróbio de manta de lodo em estudo apresentou um baixo valor carga orgânica volumétrica, $0,8\text{kgO}_2\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1} \pm 0,4\text{kgO}_2\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ (média e desvio padrão), durante o período de monitoramento, em comparação aos valores fornecidos pela literatura, o que indica sua subutilização. Ou seja, seu volume está superdimensionado.

A eficiência em remoção de DQO apresentou-se elevada, $87\% \pm 9\%$ (média e desvio padrão), mesmo com valores de DQO variando de 2.131 a $7.474\text{mgO}_2\cdot\text{l}^{-1}$. Significa que a biomassa responde bem a essas variações, o que pode ser decorrente do superdimensionamento do reator.

Através dos altos valores encontrados para eficiência, conclui-se que não foi necessário um período de readaptação da biomassa ao efluente industrial após os dois meses de interrupção da alimentação.

A DQO do efluente do reator em estudo pode ser reduzida sensivelmente com a implantação de um sistema para separação das partículas presentes.

Segundo a revisão bibliográfica a baixa produção de lodo e à geração de produtos finais estabilizados (gases e lodo) são grandes atrativos à aplicação do processo anaeróbio em sistemas de tratamentos de efluentes líquidos. A simplificação operacional e o domínio da tecnologia do processo anaeróbio pode proporcionar-lhe um amplo investimento de aplicação

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANAEROBIC filter cuts costs, generates energy. Chemical Week, v.124, n.21, p.42, May 1979.
- BARIJAN, F.P.O. Produção de lodo em um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo. Campinas: UNICAMP, 1995, 162p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 1995.
- BOZARCCONI, L., LÓPEZ, I. Relevamiento de reactores anaerobios en America Latina. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.263-279.
- BRANCO, S. M. **Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária**. 3ed. São Paulo: CETESB, 1986. 616p.
- BRASMETANO. Manual de operação e manutenção do RECS - CIA CAMPINEIRA. 1994. 47p. (Apostila)
- CAMPOS, J.R., DIAS, H.G. Potencialidade do filtro anaeróbio. Revista DAE, São Paulo, v.49, n.154, p.29-33, jan.-mar.1989.
- CAMPOS, J.R., RODRIGUES, B.A.S., FORESTI, E. Emprego de filtro anaeróbio para tratamento de efluentes líquidos de indústrias de conservas de carne. Revista DAE, São Paulo, v.46, n.144, p.77-81, mar.1986.
- CHERNICHARO, C.A.L., AROEIRA, R.M. Metodologia para avaliação de alcalinidade em processos anaeróbios. Revista BIO, p.31-36, 1994.
- CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. Portaria n.36/GM, Resolução n.20, 18 de junho de 1986. Classificação de corpos d'água. Diário Oficial da União, Brasília, 23 jan.1990.
- DOHÁNYOS, M., KOSOVÁ, B., ZÁBRANSKÁ, J. et al. Production and utilization of volatile fatty acids in various types of anaerobic reactors. Water Science and Technology, Oxford, v.17, n.1, p.191-205, 1985.
- FADINI, P.S. Determinação de carbono orgânico dissolvido em amostras através de análise por injeção em fluxo. Campinas: UNICAMP, 1995, 86p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas, 1995.
- FARIA, L.C., PASQUINI, C. Flow-injection determination of inorganic forms of nitrogen by gas diffusion and conductometry. Analytica Chimica Acta, Amsterdam, v.245, p.183-190, 1987.

- FIELD, J. Parámetros operativos del manto de lodos anaerobios de flujo ascendente. In: **Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodo - UASB**. UNIVERSIDAD DEL VALLE / CORPORACION AUTONOMA REGIONAL DEL CAUCA / UNIVERSIDAD AGRICOLA DE WAGENINCEN, nov. 1987, p.B1-B35. (Apostila).
- FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.97-110.
- HENZE, M., HARREMÖES, P. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors _ a literature review. Water Science and Technology, Oxford, v.15, n.8-9, 1983. (In press).
- HIRATA, Y.S. Experiências e perspectivas do tratamento anaeróbio no Brasil. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.281-291.
- IZA, J., COLLERAN, E., PARIS, J.M. International workshop on anaerobic treatment technology for municipal and industrial wastewaters: summary paper. Water Science and Technology, Oxford, v.24, n.8, p.1-16, 1991.
- JEWELL, W.J. Anaerobic sewage treatment. Environment Science and Technology, v.21, n.1, p.14-21, 1987.
- LEMA, J.M., MÉNDEZ, R., IZA, J. et al. Chemical reactor engineering concepts in design and operation of anaerobic treatment processes. Water Science and Technology, Oxford, v.24, n.8, p.79-86, 1991.
- LETTINGA, G., FIELD, J.A., SIERRA-ALVAREZ, R. et al. Future perspectives for the anaerobic treatment of forest industry wastewaters. Water Science and Technology, Oxford, v.24, n.3-4, p.91-102, 1991.
- LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L.W. UASB - Process design for various types of wastewater. Water Science and Technology, Oxford, v.24, n.8, p.87-107, 1991.
- LEVENSPIEL, O. **Chemical reaction engineering**. 2.ed. New York: John Wiley and Sons, 1972. 578p.
- LETTINGA, G., VAN VELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W. et al. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. Biotechnology and Bioengineering, v.22, p.699-734, 1980.
- MALINA, J.F.B. Design of biological wastewater treatment systems. In Seminários de Transferências de Tecnologia - Tratamento de Esgotos, 1992, Rio de Janeiro. **Trabalhos Apresentados...** Rio de Janeiro: ABES / Water Environment Federation, 1992, p.165-171.
- MARAGNO, A.L.F.C., CAMPOS, J.R. Treatment of wastewater with a low concentration of organics using an anaerobic fluidized bed reactor. Water Science and Technology, Oxford, v.25, n.7, p.179-191, 1992.

- MCCARTY, P.L. One hundred years of anaerobic treatment. In: International Symposium on Anaerobic Digestion, 2, 1981, Travemünde. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Biomedical Press B. V., 1982, p.3-22.
- MCCARTY, P.L., MOSEY, F.E. Modelling of anaerobic digestion processes - a discussion of concepts. Water Science and Technology, Oxford, v.24., n.8, p.17-33, 1991.
- MCCARTY, P.L., SMITH, D.P. Anaerobic wastewater treatment. Environment Science and Technology, v.20, n.12, p.1200-1206, 1986.
- METCALF & EDDY. **Wastewater engineering treatment disposal reuse**, 3.ed. New York: McGraw-Hill, 1991. 1334p.
- MONTEIRO, C.E. Poluição das águas - autodepuração dos corpos d'água. São Paulo: CETESB / ABES / BNH, c.6, jun. 1975. 36p. (Apostila).
- NOVAES, R.F. Microbiology of anaerobic digestion. Water Science and Technology, Oxford, v.18., n.12, p.1-14, 1986.
- PASQUINI, C., FARIA, L.C. Flow-injection determination of ammonia in Kjeldahl digests by gas diffusion and conductometry. Analytica Chimica Acta, Amsterdam, v.193, p.19-27, 1987.
- PAULA JUNIOR, D.R., FORESTI, E. Sulfide toxicity on a UASB reactor. In: World-wide Symposium, 1995, Padua. **Proceedings...** (In press).
- PAVLOSTATHIS, S.G., GIRALDO-GOMEZ, E. Kinetics of anaerobic treatment. Water Science and Technology, Oxford, v.24., n.8, p.35-59, 1991.
- PELCZAR, M., REID, R., CHAN, E.C.S. **Microbiologia**. São Paulo: McGraw-Hill, 1980. 566p.
- PESQUISA NACIONAL DE SANEAMENTO BÁSICO -PNSB 1989. Fundação Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE. Rio de Janeiro 1992 apud VIEIRA, S.M.M. Experiência e perspectivas do tratamento anaeróbico de esgotos sanitários no Brasil. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.293-301.
- RINTALA, J. High-rate anaerobic treatment of industrial wastewaters. Water Science and Technology, Oxford, v.24., n.1, p.69-74, 1991.
- RIPLEY, L.E., BOYLE, W.C., CONVERSE, J.C. Improved alcalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. Journal of the Water Pollution Control Federation, Alexandria, v.58, n.5, p.406-411, 1986.
- SÃO PAULO. Decreto Estadual n.12.486 - 20 out. 1978. Controle de Poluição Ambiental. Diário Oficial da União, Brasília, 30 jul.1986.
- SOLOMONS, T.W.G. **Organic chemistry**. New York: Wiley International Edition, 1976. 1056p.
- SOUBES, M. Microbiologia de la digestión anaerobia. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.15-28.

- SPEECE, R.E. Trace metals Key role in anaerobic treatment processes. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.65-82.
- STANDARD METHODS **For the examination of water and wastewater**. 18. ed. Washington: APHA / AWWA / WEF, 1992.
- SWITZENBAUM, M.S., GRADY JUNIOR, C.P.L. Anaerobic treatment of domestic wastewater. Journal of the Water Pollution Control Federation, Alexandria, v.58, p.102-106, Feb.1986.
- THAUER, R.K. Nickel tetrapyrroles in methanogenic bacteria: struture, function and biosynthesis. In: International Symposium on Anaerobic Digestion, 2, 1981, Travemünde. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Biomedical Press B. V., p.37-44, 1982.
- VAN HAANDEL, A., LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbico de esgotos - um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Guerreiro e Catunda, 1994. 125p.
- VIEIRA, S.M.M. Experiência e perspectivas do tratamento anaeróbico de esgotos sanitários no Brasil. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.293-301.
- VIEIRA, S.M.M., SOUZA, M.E. Métodos analíticos para o acompanhamento da biodigestão. Revista Energia, v.3, n.15, p.26-36, jul.-ago.1981.
- VIÑAS, M. Critérios de diseño y escalado de reactores anaerobios. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.111-123.
- WIEGEL, J. FEMS Microbiology Reviews, v.75, p.155-170, 1990 apud VAZOLLER, R.F. Microbiologia da digestão anaeróbia termofílica. In: Taller y Seminario Latinoamericano Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales, 3, 1994, Montevideo. **Proceedings...**Montevideo: Graphis Ltda. Juan C. Gomez, 1994, p.29-40.
- YOUNG, J.C., MCCARTY, P.L. The anaerobic filter for waste treatment. Journal of the Water Pollution Control Federation, Alexandria, v.41, n.5, p.R160-R173, May 1969.
- YOUNG, J.C., YANG, B. **Design considerations for full-scale anaerobic filters**. Fayetteville: University of Arkansas.1988. 27p. (Apostila).
- ZEHNDER, A.J.B., INGVORSEN, K.,MARTI, T. Microbiology of methane bacteria. In: International Symposium on Anaerobic Digestion, 2, 1981, Travemünde. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Biomedical Press B. V., p.45-65, 1982.
- ZEIKUS, J.G. Microbial intermediary metabolism in anaerobic digestion. In: International Symposium on Anaerobic Digestion, 2, 1981, Travemünde. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Biomedical Press B. V., p.23-35, 1982.
- ZINDER. Microbiology of anaerobic conversion of organic wastes to methane: recent developments. A.S.M. News, v.50, p.294-298, 1984.

8. APÊNDICE

8.1. TABELAS

TABELA 8.1: Valores de vazão, temperatura e pH do reator anaeróbio de manta de lodo, durante os dias de monitoramento

Dias	Vazão (m ³ d ⁻¹)	Temperatura (°C)	pH				
			E	T1	T2	T3	S
1	60	(1)	6,9	7	7,2	7,3	7,5
5	140	(1)	6,8	6,7	7,2	7,4	7,4
7	160	(1)	6,2	7,1	7,6	7,5	7,4
12	140	(1)	7,1	7,5	8,0	7,7	8,0
21	140	27	7,2	7,2	7,4	7,4	7,3
26	200	28	6,4	7,2	7,5	7,4	7,3
28	70	23	7,1	6,9	7,1	7,1	7,3
40	200	30	6,9	6,8	7,1	7,2	7,3
49	120 ⁽²⁾	29	7,1	6,7	6,8	7,0	7,1
54	75	27	7,1	6,9	7,1	7,3	7,2
56	160	30	7,0	6,9	7,1	7,1	7,2
63	160	28	7,3	6,9	7,0	7,1	7,3
68	160	30	7,1	6,9	7,2	7,3	7,4
70	140	32	7,0	6,8	7,0	7,0	7,2
75	200	31	7,2	6,9	7,1	7,2	7,3
82	220	29	7,2	6,8	7,0	7,2	7,3
84	220	29	7,3	6,9	7,1	7,2	7,4
89	160	32	7,2	6,8	7,0	7,0	7,3
91	200	31	7,1	6,8	7,2	7,1	7,3
96	160	31	7,5	6,7	7,0	7,1	7,2
98	160	32	7,0	6,7	7,0	7,1	7,3
média	155	29	7,0	6,9	7,2	7,2	7,3
desvio padrão	46	2	0,3	0,2	0,3	0,2	0,2

Notas:

(1) Valores não obtidos;

(2) O reator não recebeu alimentação do dia 46 ao dia 49 (período de aproximadamente 70 horas);

E: amostra da entrada;

T₁: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;T₂: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;T₃: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;

S: amostra da saída.

TABELA 8.2: Valores da relação entre alcalinidade intermediária e parcial, para amostras brutas (não centrifugadas) do reator anaeróbio de manta de lodo, durante os dias de monitoramento

Dias	AI/AP (-)			
	T1	T2	T3	S
12	0,38	0,30	0,29	0,27
21	0,52	0,48	0,37	0,35
26	0,44	0,18	0,29	0,05
28	(1)	(1)	(1)	0,04
40	0,39	0,39	0,43	0,30
49	0,45	0,39	0,30	0,16
54	0,08	0,24	0,32	0,17
56	0,57	0,46	0,27	0,19
63	5,68	3,06	2,78	1,83
68	0 ⁽²⁾	2,88	3,83	1,17
70	1,86	0,87	1,08	1,75
75	4,04	1,21	3,17	2,10
82	1,31	0,75	1,59	3,13
84	0,72	1,03	1,96	2,00
89	0 ⁽²⁾	3,14	3,31	0,96
91	0 ⁽²⁾	0,43	0,33	0,18
96	6,24	5,08	6,45	4,21
98	0,36	0,08	0,10	0,09
média	1,56 ⁽³⁾	1,23	1,58	1,05
desvio padrão	2,04 ⁽³⁾	1,43	1,78	1,22

Notas:

(1) Valores não obtidos;

(2) O pH da amostra apresentava-se abaixo de 5,75, no ato da análise;

(3) Não foram considerados para cálculo os valores nulos;

E: amostra da entrada;

T₁: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;

T₂: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;

T₃: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;

S: amostra da saída.

TABELA 8.3: Valores de alcalinidade de bicarbonatos e de ácidos graxos voláteis obtidos pelo método de FIELD, a partir do sobrenadante de amostras centrifugadas do reator anaeróbio de manta de lodo, durante os dias de monitoramento

Dias	Alcalinidade de Bicarbonatos					Ácidos Graxos Voláteis				
	AB _{AGV} (mg CaCO ₃ l ⁻¹)					(mg HAc l ⁻¹)				
	E	T1	T2	T3	S	E	T1	T2	T3	S
12	-29	1274	1427	1331	1322	1011	161	138	184	195
21	(1)	753	665	772	919	(1)	351	491	351	292
26	-43	637	705	802	842	1364	431	350	257	373
28	106	851	843	882	912	670	115	231	196	254
40	55	667	716	861	706	1300	278	313	128	325
49	885	544	688	800	701	815	713	396	317	193
54	393	874	955	871	771	939	584	321	344	275
56	66	(1)	857	805	884	1765	(1)	894	279	383
63	302	1105	1245	1265	1013	626	285	239	171	285
68	71	1224	1173	1234	1357	1322	73	122	294	98
71	653	683	612	571	1020	1273	367	367	355	245
75	-102	1224	1550	1540	1601	1077	184	282	282	86
82	-82	1122	1306	1244	806	1836	257	73	159	257
84	253	981	1144	1082	1174	933	158	133	121	133
89	10	1224	1204	1479	1387	2093	233	306	135	61
91	163	1152	1279	1396	1211	1423	282	129	106	176
96	19	1300	1377	1348	1019	757	186	81	93	477
média	248 ⁽²⁾	976	1044	1076	1038	1200	291	286	222	242
desvio padrão	275 ⁽²⁾	259	306	297	264	430	170	198	92	113

Notas:

(1) Valores não obtidos;

(2) Não foram considerados para cálculo os valores nulos ou negativos;

E: amostra da entrada;

T₁: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;

T₂: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;

T₃: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;

S: amostra da saída.

TABELA 8.4: Valores de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis do reator anaeróbio de manta de lodo, durante os dias de monitoramento

Dias	E			T1			T2			T3			S		
	(sólidos em g.l ⁻¹)			(sólidos em g.l ⁻¹)			(sólidos em g.l ⁻¹)			(sólidos em g.l ⁻¹)			(sólidos em g.l ⁻¹)		
	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV
1	0,68	0,07	0,62	36,14	9,23	26,90	0,64	0,16	0,48	0,87	0,17	0,70	0,12	0,02	0,10
5	0,99	0,07	0,92	42,98	13,00	29,98	2,95	0,67	2,28	3,13	0,64	2,49	0,14	0,03	0,11
12	0,80	0,04	0,76	47,20	15,10	32,10	1,68	0,35	1,32	1,73	0,32	1,42	0,08	0,01	0,07
21	0,87	0,06	0,81	40,37	11,25	29,12	1,71	0,35	1,35	1,53	0,34	1,19	0,12	0,01	0,11
26	0,57	0,04	0,52	45,05	13,63	31,43	2,41	0,43	1,98	2,66	0,50	2,16	0,13	0,01	0,11
28	0,43	0,03	0,41	(1)	(1)	(1)	1,68	0,33	1,36	1,96	0,27	1,69	0,15	0,03	0,12
40	0,94	0,07	0,87	48,91	11,58	37,33	3,14	0,71	2,43	(1)	(1)	(1)	0,34	0,10	0,24
49	0,67	0,04	0,63	37,31	5,62	31,69	3,31	0,63	2,69	2,80	0,53	2,27	0,11	0,01	0,10
54	0,89	0,07	0,82	39,04	9,58	29,46	1,16	0,20	0,96	1,12	0,22	0,91	0,19	0,03	0,16
56	0,68	0,07	0,61	38,42	10,61	27,81	3,10	1,00	2,10	1,70	0,34	1,36	0,22	0,03	0,19
63	0,84	0,15	0,69	33,92	8,55	25,37	1,59	0,33	1,26	1,45	0,30	1,15	(1)	(1)	(1)
68	1,16	0,07	1,09	37,90	9,76	28,14	1,79	0,30	1,49	1,63	0,27	1,36	0,50	0,05	0,45
71	1,26	0,13	1,13	38,95	10,38	28,57	2,04	0,42	1,62	1,70	0,25	1,45	0,66	0,16	0,50
75	0,93	0,04	0,89	38,11	9,53	28,58	2,39	0,40	1,99	2,61	0,44	2,17	0,87	0,12	0,74
82	0,81	0,06	0,75	44,67	11,59	33,08	2,25	0,44	1,81	1,19	0,26	0,93	0,61	0,10	0,52
84	0,45	0,03	0,42	43,12	11,17	31,95	2,02	0,39	1,63	1,25	0,20	1,05	0,49	0,09	0,40
89	0,99	0,04	0,95	44,11	11,07	33,04	4,18	0,82	3,36	(1)	(1)	(1)	0,41	0,02	0,39
91	0,70	0,09	0,61	62,30	15,66	46,64	1,44	0,29	1,15	1,38	0,57	0,81	0,70	0,08	0,62
96	0,82	0,32	0,50	54,90	11,86	43,04	1,57	0,26	1,31	1,56	0,29	1,27	0,45	0,06	0,39
98	0,85	0,12	0,73	52,05	13,42	38,63	1,49	0,29	1,20	1,06	0,12	0,94	0,32	0,07	0,25
média	0,82	0,08	0,74	43,44	11,19	32,26	2,13	0,44	1,69	1,74	0,33	1,41	0,35	0,05	0,29
desvio padrã o	0,21	0,07	0,20	7,17	2,36	5,55	0,85	0,22	0,66	0,65	0,14	0,54	0,24	0,04	0,20

Notas:

(1) Valores não obtidos;

E: amostra da entrada;

T1: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;

T2: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;

T3: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;

S: amostra da saída.

TABELA 8.5: Valores de DQO e COD do reator anaeróbio de manta de lodo, durante os dias de monitoramento

Dias	DQO ($\text{mgO}_2 \cdot \text{l}^{-1}$)		η DQO (%)	COD ($\text{mgC} \cdot \text{l}^{-1}$)		η COD (%)	$\left(\frac{\text{COD}}{\text{DQO}}\right)_E$	$\left(\frac{\text{COD}}{\text{DQO}}\right)_S$
	E	S		E	S			
1	2.935	217	92,6	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
5	3.659	320	91,2	748	19	97,4	0,20	0,06
7	3.121	187	94,0	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
12	4.003	152	96,2	400	16	96,1	0,10	0,10
15	2.468	159	93,5	594	35	94,1	0,24	0,22
21	3.738	223	94,0	927	9	99,0	0,25	0,04
26	2.976	246	91,7	712	37	94,9	0,24	0,15
28	2.131	290	86,4	423	45	89,3	0,20	0,16
40	3.315	540	83,7	604	1	99,9	0,18	0,00
49	3.526	176	95,0	550	21	96,1	0,16	0,12
54	4.467	380	91,5	843	40	95,2	0,19	0,11
56	3.508	341	90,3	803	19	97,7	0,23	0,05
63	2.590	574	77,9	374	25	93,3	0,14	0,04
68	3.869	870	77,5	566	34	94,1	0,15	0,04
70	4.698	1.020	78,3	689	34	95,1	0,15	0,03
75	3.436	484	85,9	694	25	96,4	0,20	0,05
82	5.459	823	84,9	2.272	40	98,2	0,42	0,05
84	2.429	1.071	55,9	826	80	90,3	0,34	0,07
89	5.616	634	88,7	1.196	47	96,1	0,21	0,07
91	7.475	814	89,1	2.400	32	98,7	0,32	0,04
96	5.310	882	83,4	1.371	33	97,6	0,26	0,04
98	6.390	589	90,8	1.058	17	98,4	0,17	0,03
média	3.960	500	87	902	30	96	0,22	0,07
desvio padrão	1.342	293	9	539	16	3	0,08	0,05

Notas:

(1) Valores não obtidos;

 η : eficiência

E: amostra da entrada;

S: amostra da saída.

TABELA 8-6: Valores de DQO e DQO_{DISS} apresentados para comparação

Dias	DQO em E (mgO ₂ .l ⁻¹)	DQO _{DISS} em E (mgO ₂ .l ⁻¹)	DQO em S (mgO ₂ .l ⁻¹)	DQO _{DISS} em S (mgO ₂ .l ⁻¹)
1	2935	2457	217	164
63	2590	1895	574	160
71	4698	2852	1020	112
91	7475	6576	814	110

Notas:

E: amostra da entrada;

S: amostra da saída.

TABELA 8-7: Valores de eficiência de remoção de DQO ao longo do reator anaeróbico de manta de lodo em estudo

Análise de DQO (mgO ₂ l ⁻¹) e amostra	valor	eficiência(1) (%)	valor	eficiência(1) (%)	valor	eficiência(1) (%)
DQO em E	3315	-	3526	-	4467	-
DQO _{SOBRENADANTE} em T ₁	510	84,6	495	86,0	638	85,7
DQO _{SOBRENADANTE} em T ₂	127	96,2	94	97,3	143	96,8
DQO _{SOBRENADANTE} em T ₃	114	96,6	87	97,5	139	96,9
DQO _{SOBRENADANTE} em S	93	97,2	77	97,8	127	97,2
DQO em S	540	83,7	176	95,0	380	91,5

Notas:

(1) Eficiência refere-se à remoção de DQO dos demais pontos (T1, T2, T3 e S) em relação à DQO total de entrada;

E: amostra da entrada;

T₁: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;T₂: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;T₃: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;

S: amostra da saída.

TABELA 8-8: Valores calculados para carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulico para dados obtidos durante os dias de monitoramento

Dias	Vazão (m³d⁻¹)	DQO E (mg O₂ l⁻¹)	Carga Orgânica Volumétrica (kgO₂ m⁻³ d⁻¹)	Tempo de detenção Hidráulico (d)
1	60	2.935	0,2	13,3
5	140	3.659	0,6	5,7
7	160	3.121	0,6	5,0
12	140	4.003	0,7	5,7
21	140	3.738	0,7	5,7
26	200	2.976	0,7	4,0
28	70	2.131	0,2	11,4
40	200	3.315	0,8	4,0
49	120	3.526	0,5	6,7
54	75	4.467	0,4	10,7
56	160	3.508	0,7	5,0
63	160	2.590	0,5	5,0
68	160	3.869	0,8	5,0
71	140	4.698	0,8	5,7
75	200	3.436	0,9	4,0
82	220	5.459	1,5	3,6
84	220	2.429	0,7	3,6
89	100	5.616	1,1	5,0
91	200	7.475	1,9	4,0
96	160	5.310	1,1	5,0
98	160	6.390	1,3	5,0
média	155	4.031	0,8	5,9
desvio padrão	46	1.365	0,4	2,6

Nota:

E: amostra da entrada.

TABELA 8-9: Relações obtidas entre matéria orgânica, nitrogênio Kjeldahl total e fósforo total, do reator anaeróbio de manta de lodo

$\frac{DBO}{DQO}$		$\frac{DBO}{DQO_{DISS}}$		$\frac{COD}{DQO_{DISS}}$		$\frac{COD}{NKT}$		$\frac{DQO}{NKT}$		$\frac{NKT}{FT}$		$\frac{DQO_{DISS}}{DQO}$	
E	S	E	S	E	S	E	S	E	S	E	S	S	
0,63	0,81	1,04	0,54	0,20	0,16	5,26	0,45	35,86	13,42	12,36	6,13	0,76	
0,76	0,15	0,49	0,48	0,24	0,30	21,43	0,38	51,50	7,91	24,09	14,05	0,28	
0,43	0,07	(1)	(1)	0,36	0,29	7,58	0,82	22,28	11,04	19,82	12,28	0,11	
(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	0,14	
média	0,61	0,34	0,76	0,51	0,27	0,25	11,42	0,55	36,55	10,79	18,76	10,82	0,32
desvio padrão	0,17	0,41	0,39	0,04	0,09	0,08	8,75	0,24	14,62	2,76	5,94	4,16	0,30

Notas:

- (1) Ausência de dados;
- E: amostra da entrada;
- S: amostra da saída.

TABELA 8-10: Valores de alcalinidade total, obtidos através do STANDARD METHODS (1992) e de alcalinidade de bicarbonatos, obtidos pelo método de ROJAS (1987). Estes resultados não foram utilizados para monitoramento.

Dias	Alcalinidade Total (mgCaCO ₃ l ⁻¹)					Alcalinidade de Bicarbonatos AB _{AP} (mg CaCO ₃ l ⁻¹)				
	E	T1	T2	T3	S	E	T1	T2	T3	S
12	172	1322	1408	1398	1389	72	1197	1353	1353	1365
21	586	1602	1563	1524	1592	0 ⁽²⁾	1319	1319	1392	1477
26	557	1504	1406	1348	1279	0 ⁽²⁾	1306	1489	1306	1526
28	537	(1)	(1)	(1)	1319	293	(1)	(1)	(1)	1587
40	562	1436	1289	1328	1309	195	1294	1160	1160	1258
49	1111	1555	1389	1416	1361	555	1342	1250	1366	1470
54	398	1694	1629	1620	1620	46	1967	1643	1539	1724
56	1157	1583	1583	1592	1602	625	1261	1389	1574	1690
63	407	1361	1352	1296	1416	23	255	417	428	625
68	143	1060	1284	1182	1274	0 ⁽²⁾	0 ⁽²⁾	414	306	732
71	561	1223	1294	1294	1233	26	535	866	777	560
75	112	1182	1600	1529	1549	0 ⁽²⁾	293	904	459	624
82	316	1457	1478	1396	1345	0 ⁽²⁾	790	1057	675	408
84	408	1416	1386	1355	1345	64	1032	853	573	560
89	0 ⁽²⁾	1478	1223	1274	1121	0 ⁽²⁾	0 ⁽²⁾	369	369	713
91	992,5	1683	1625	1615	1644	632	1472	1423	1520	1739
96	0 ⁽³⁾	1197	1421	1377	1421	0 ⁽²⁾	207	292	231	341
98	1012	1878	1498	1479	1489	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
média	564 ⁽⁴⁾	1449	1437	1413	1406	253 ⁽⁴⁾	1019	1012	939	1082
desvio padrão	338 ⁽⁴⁾	212	129	128	148	257 ⁽⁴⁾	527	442	503	519

Notas:

- (1) Valores não obtidos;
- (2) O pH da amostra apresentava-se abaixo de 5,75, no ato da análise;
- (3) O pH da amostra apresentava-se abaixo de 4,3, no ato da análise;
- (4) Não foram considerados para cálculo os valores nulos ou negativos;
- E: amostra da entrada;
- T₁: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;
- T₂: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;
- T₃: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;
- S: amostra da saída.

8.1. FIGURAS

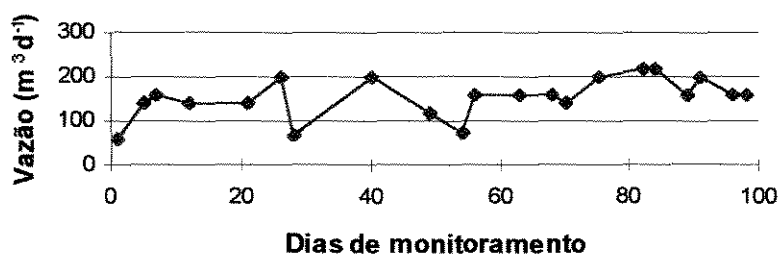


FIGURA 8.1- Vazão de alimentação do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento

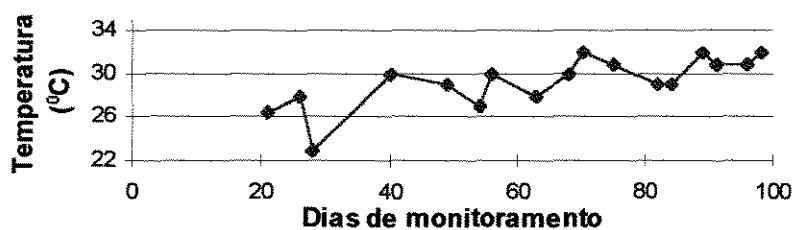


FIGURA 8.2- Temperatura de amostras da entrada do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento

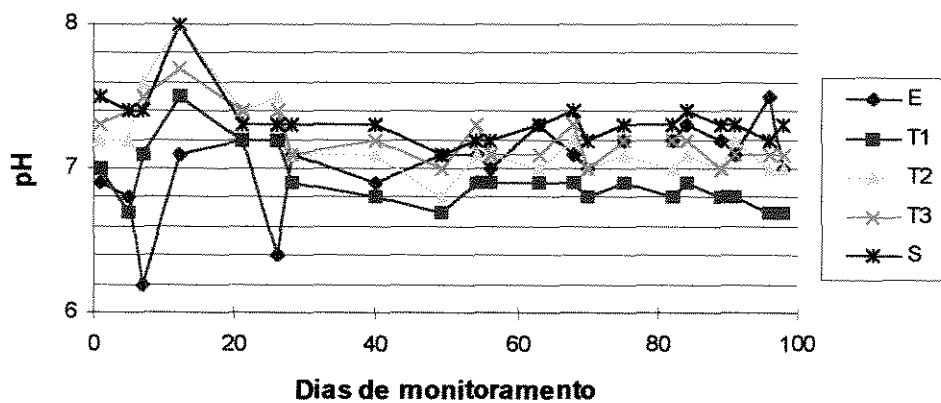


FIGURA 8.3- pH de amostras da entrada (E), saída (S) e tomadas de lodo a 0,6m (T1), 2,4m (T2) e 4,8m de altura (T3), do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento.

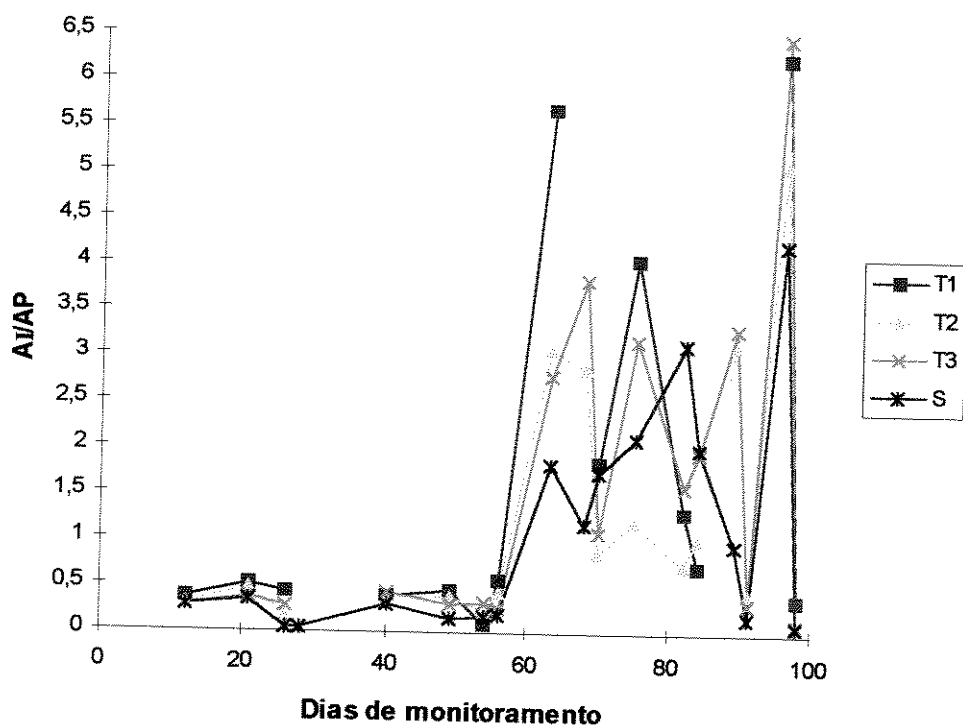


FIGURA 8.4- Relação entre a alcalinidade intermediária e parcial do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento. São apresentados dados de amostras brutas (não centrifugadas) da saída (S) e de tomadas de lodo a 0,6m (T1), 2,4m (T2) e 4,8m de altura (T3).

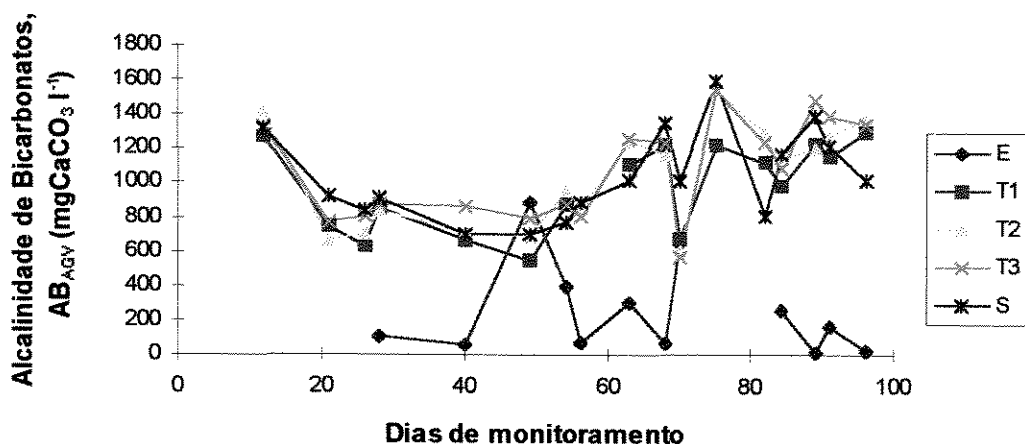


FIGURA 8.5- Alcalinidade de bicarbonatos, a partir de ácidos graxos voláteis do sobrenadante de amostras centrifugadas, da entrada (E), saída (S) e tomadas de lodo a 0,6m (T1), 2,4m (T2) e 4,8m de altura (T3), do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento.

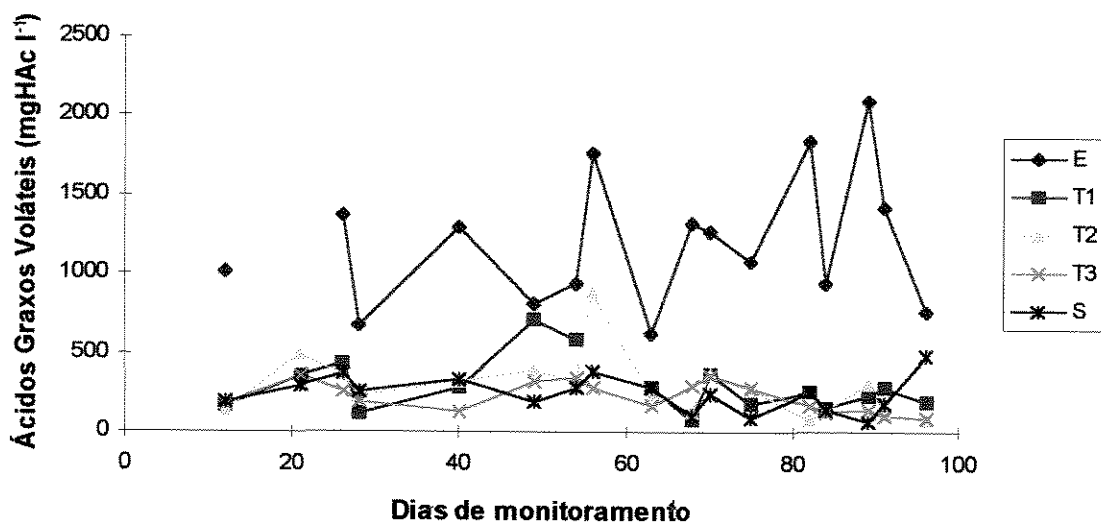


FIGURA 8.6- Concentração de ácidos graxos voláteis de amostras da entrada, saída e tomadas de lodo a 0,6m (T1), 2,4m (T2) e 4,8m de altura (T3), do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento.

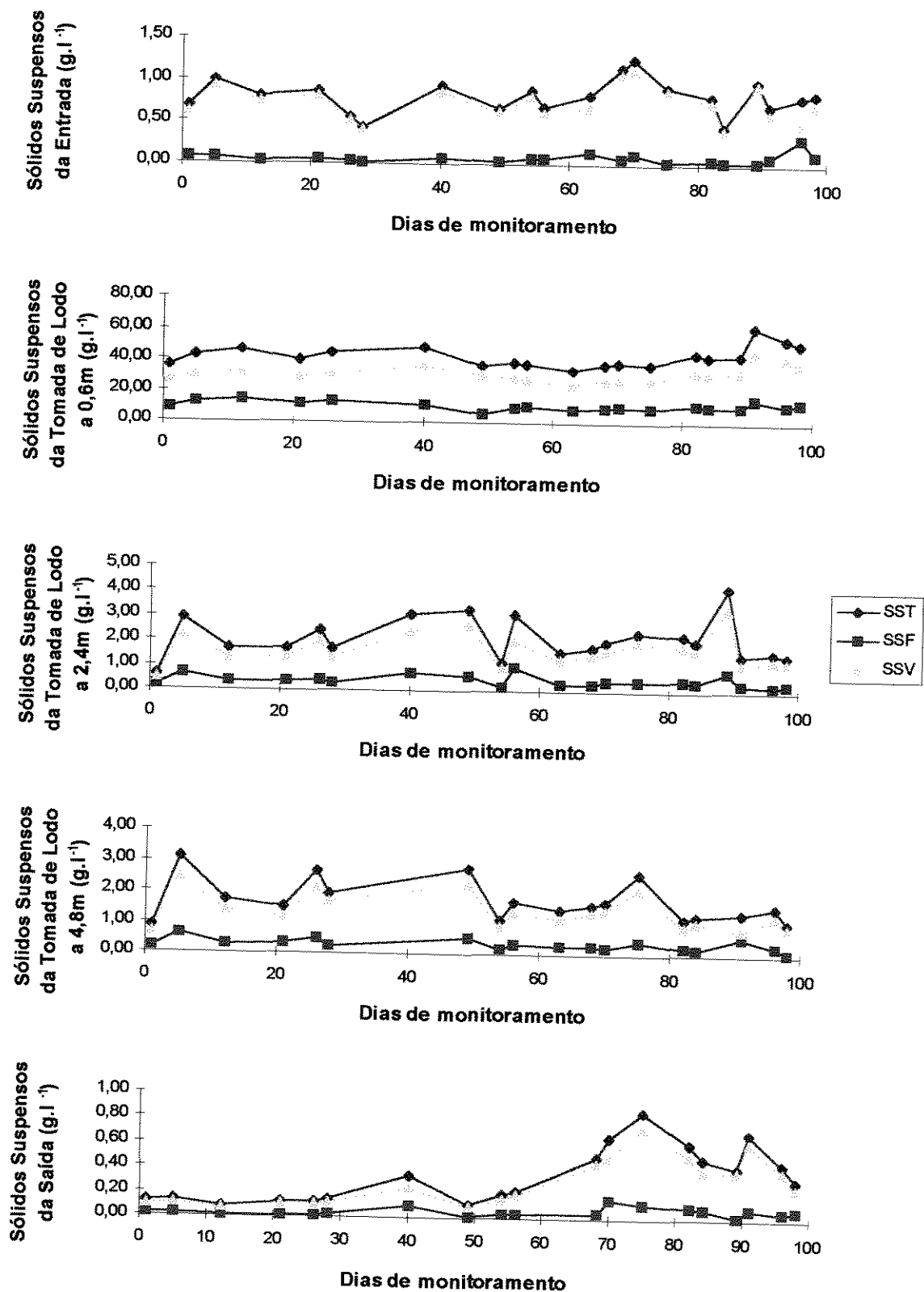


FIGURA 8.7- Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento.

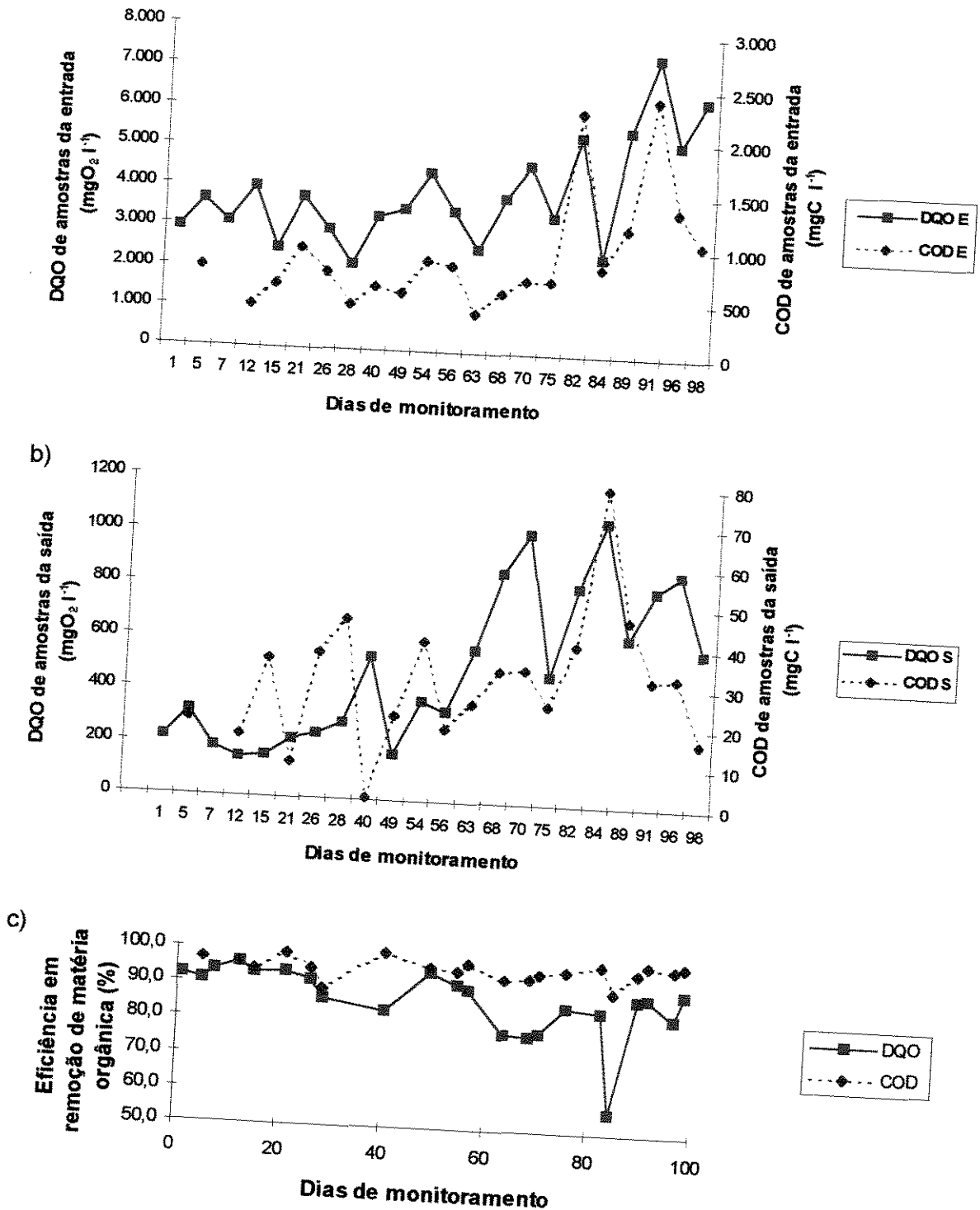


FIGURA 8.8- Comparação entre os valores de DQO e COD do reator anaeróbio de manta de lodo, em função dos dias de monitoramento. O gráfico em (a) apresenta dados de amostras da entrada, E, e em (b) da saída, S. Em (c) são apresentados os dados de eficiência.

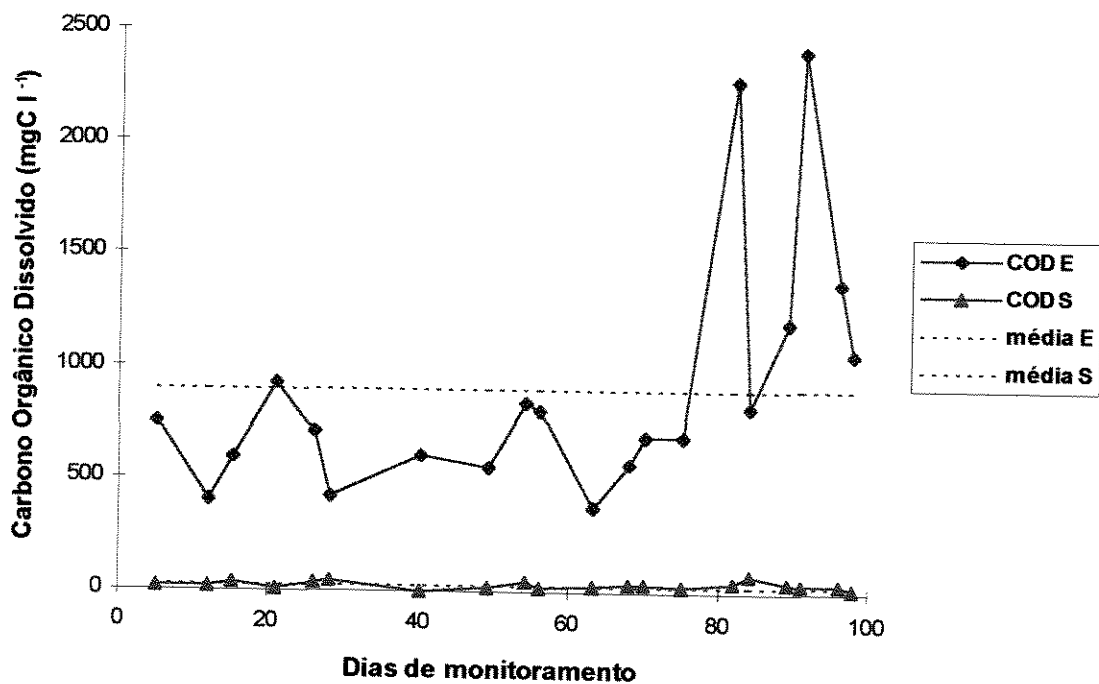
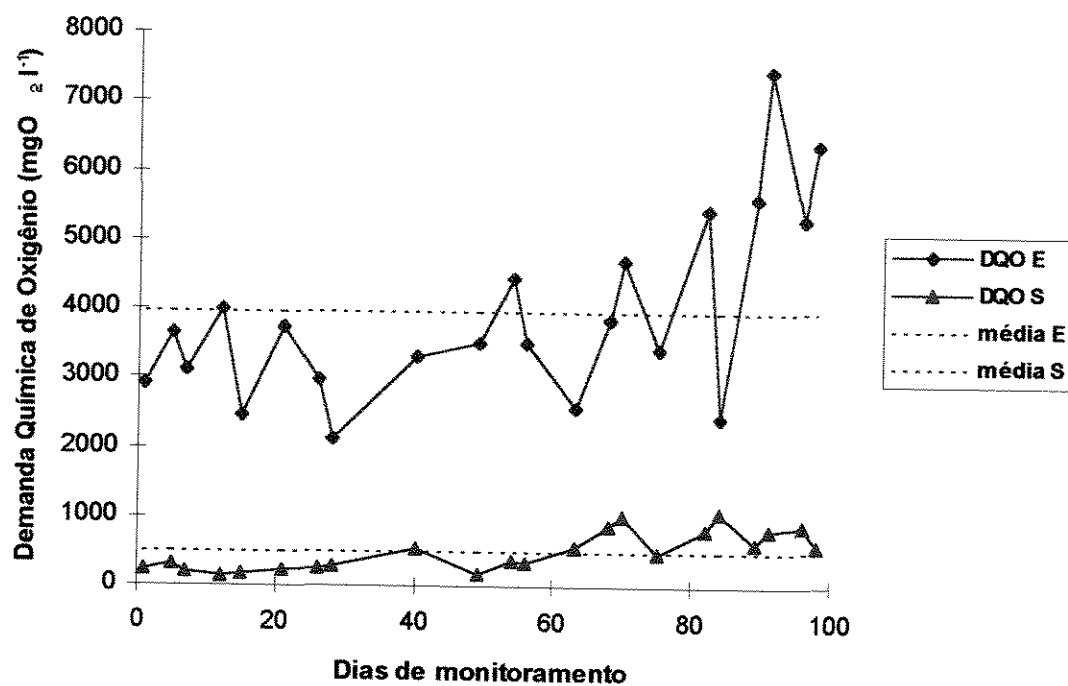


FIGURA 8.9- Matéria orgânica de amostras da entrada (E) e saída (S) reator anaeróbico de manta de lodo em função dos dias de monitoramento. O gráfico em (a) apresenta dados de DQO e o gráfico em (b) apresenta dados de COD

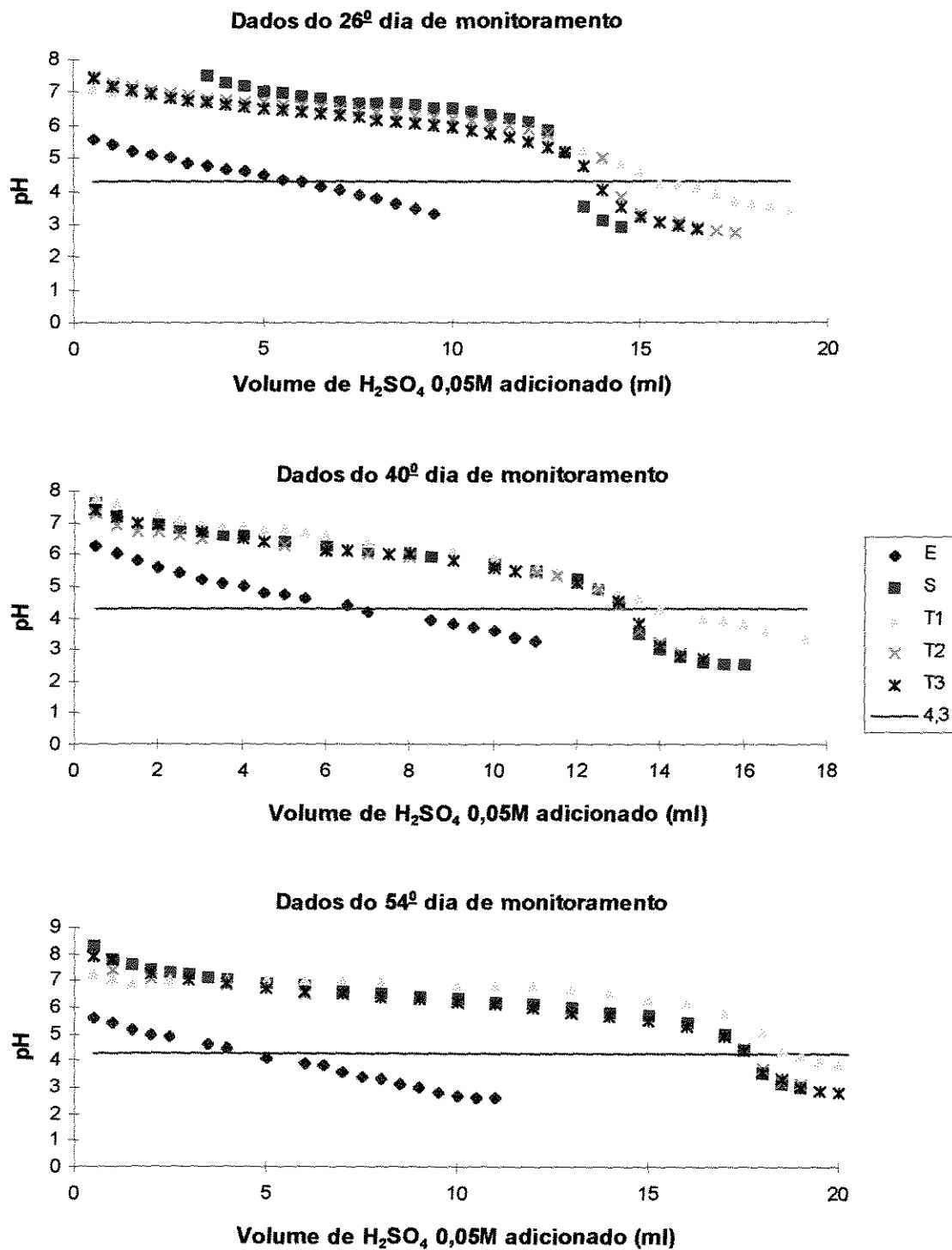


FIGURA 8.10- Curvas de titulação das amostras, de pH em função do volume de ácido sulfúrico 0,05M adicionado. São apresentados dados de amostras da entrada (E), da saída (S) e de tomadas de lodo a 0,6m (T1), 2,4m (T2) e 4,8m de altura (T3).

9. ANEXO

Tabela 9.1- Dados operacionais do reator anaeróbio de manta de lodo do sistema de tratamento de efluentes industriais da CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS, de 21 de setembro de 1994 a 09 de novembro de 1995

(continua)

Data	pH					SSed. (ml l ⁻¹)					DQO (mgO ₂ l ⁻¹)		Óleos e Graxas (mg l ⁻¹)		Temperatura (°C)	
	E	T1	T2	T3	S	E	T1	T2	T3	S	E	S	E	S	E	S
21/set/94	7,0	6	6,8	6,8	6,8	3	850	450	450	150	17500	3200	305	88	34	33
22/set/94	7,3	6,1	8,5	6,5	6,7	1	580	250	250	100	16800	2083	(1)	(1)	35	33
23/set/94	7,1	6,5	6,6	6,6	6,7	1	730	250	260	130	(1)	(1)	1200	1,21	39	34
10/out/94	7,1	7,0	6,9	6,9	7,2	1	1000	180	160	1	51000	5600	390	76	34	31
11/out/94	6,8	6,8	6,7	6,7	6,9	1	972	300	280	4	33000	1600	204	84	35	31
13/out/94	7,0	7,0	7,2	7,2	7,3	1	943	450	450	2	14000	800	(1)	(1)	36	32
14/out/94	7,0	7,1	7,1	7,2	7,2	1	704	305	320	10	16800	1000	351	152	38	33
17/out/94	7,1	6,8	7,1	7,1	7,2	1	924	315	540	60	15200	600	360	84	36	34
18/out/94	7,2	7,2	7,3	7,3	7,3	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	22400	640	(1)	(1)	38	34
21/out/94	7,0	7,3	7,3	7,3	7,5	1	310	220	420	200	15200	720	399	201	37	35
24/out/94	7,1	7,3	7,2	7,2	7,4	1	320	210	215	200	11200	1400	198	64	35	31
25/out/94	7,0	7,4	7,3	7,4	7,4	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	18400	1600	(1)	(1)	36	34
26/out/94	7,0	7,2	7,1	7,1	7,4	1	320	415	890	200	(1)	(1)	1217	153	37	35
09/nov/94	6,9	7,1	7,1	7,1	(1)	(1)	1000	150	100	(1)	13000	(1)	354	(1)	33	(1)
10/nov/94	7,0	7,1	7,2	7,2	7,8	1	1000	30	60	1	20000	3200	370	22	32	29
11/nov/94	7,0	7,1	7,2	7,2	7,3	1	1000	250	250	0	17200	2408	(1)	(1)	34	30
14/nov/94	7,2	7,1	7,2	7,3	7,4	2	1000	700	600	15	25600	2400	661	48	39	32
16/nov/94	6,8	7,2	7,3	7,4	7,5	2	1000	370	450	110	19200	1200	1102	88	36	32
18/nov/94	6,8	7,2	7,3	7,4	7,4	2	960	370	350	250	21600	960	730	76	38	34
21/nov/94	6,8	7,2	7,3	7,3	7,3	2	880	600	450	250	20800	1040	(1)	(1)	37	34
22/nov/94	7,0	7,1	7,1	7,1	7,3	1	1000	360	500	150	19200	800	620	70	34	32
23/nov/94	(1)	7,1	7,1	7,2	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
30/nov/94	7,0	7,1	7,2	7,3	7,3	2	910	600	600	70	11200	240	132	118	34	32
01/dez/94	7,0	7,2	7,3	7,3	7,3	2	600	550	600	120	23200	400	908	106	36	32
02/dez/94	6,8	7,3	7,3	7,3	7,3	2	400	400	440	250	23200	960	444	322	36	34
05/dez/94	6,7	6,9	7,2	7,2	7,3	2	1000	600	650	90	21800	640	(1)	(1)	37	34

Tabela 9.1- Dados operacionais do reator anaeróbico de manta de lodo do sistema de tratamento de efluentes industriais da CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS, de 21 de setembro de 1994 a 09 de novembro de 1995

(continuação)

Data	pH					SSed. (ml l ⁻¹)					DQO (mgO ₂ l ⁻¹)		Óleos e Graxas (mg l ⁻¹)		Temperatura (°C)	
	E	T1	T2	T3	S	E	T1	T2	T3	S	E	S	E	S	E	S
09/dez/94	7,0	6,9	7,1	7,2	7,2	0,2	1000	350	500	150	20000	960	281	38	35	34
10/jan/95	7,1	7,1	(1)	(1)	(1)	1	1000	550	450	80	8800	600	636	343	35	33
18/jan/95	7,3	6,5	6,7	6,8	6,8	1	900	300	310	350	13200	640	(1)	(1)	35	33
19/jan/95	7,0	6,8	7,1	7,1	7,1	3	900	400	550	60	13200	160	208	30	36	33
20/jan/95	7,1	6,8	7,0	7,1	7,2	2	160	340	370	70	13400	220	(1)	(1)	38	33
01/fev/95	7,1	7,2	7,2	7,2	7,3	2	1000	410	910	150	11200	320	(1)	(1)	33	27
02/fev/95	7,1	7,2	7,2	7,2	7,3	2	880	210	220	80	9600	480	(1)	(1)	37	32
03/fev/95	7,0	7,1	7,2	7,2	7,3	2	1000	210	240	250	10200	380	800	(1)	36	32
06/fev/95	7,1	7,0	7,1	7,2	7,3	2	980	250	260	5	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
07/fev/95	7,1	7,1	7,2	7,3	7,5	2	1000	300	400	5	10400	160	(1)	(1)	33	28
10/fev/95	7,1	7,0	7,0	7,1	7,3	2	855	320	380	80	15700	680	(1)	(1)	35	31
16/fev/95	7,2	6,9	6,9	7,0	7,2	2	975	230	270	60	11630	720	(1)	(1)	35	31
02/mar/95	7,1	7,0	7,2	7,2	7,4	(1)	1000	15	8	(1)	10800	480	(1)	(1)	35	32
03/mar/95	7,0	7,0	7,1	7,2	7,4	1	925	100	15	4	10200	390	(1)	(1)	35	32
04/mar/95	6,9	7,0	7,1	7,2	7,4	3	800	150	90	5	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
06/mar/95	7,0	7,0	7,4	7,4	7,4	2	1000	100	80	4	9830	280	(1)	(1)	33	32
08/mar/95	6,8	7,1	7,2	7,3	7,3	2	810	235	300	10	5200	520	(1)	(1)	33	33
14/mar/95	7,0	6,9	7,1	7,2	7,2	3	1000	70	70	4	8620	480	(1)	(1)	34	33
16/mar/95	7,0	6,8	7,1	7,2	7,2	2	1000	150	100	3	7835	630	(1)	(1)	33	31
17/mar/95	7,0	6,8	7,0	7,1	7,2	2	400	290	220		7200	600	(1)	(1)	34	31
31/mar/95	7,0	6,8	6,9	7,2	7,0	2	1000	330	300	15	6400	360	(1)	(1)	34	31
03/mai/95	6,8	7,0	7,1	7,2	7,4	2	1000	270	300	25	3400	700	(1)	(1)	28	28
10/mai/95	6,8	6,9	7,0	7,1	7,1	1	1000	150	180	5	4200	227	(1)	(1)	29	29
11/mai/95	6,6	6,8	7,2	7,3	7,4	1	1000	160	200	2	2880	120	(1)	(1)	29	29
09/jun/95	6,5	6,8	6,9	7,0	7,1	0	940	160	220	20	2400	133	(1)	(1)	27	27
16/jun/95	7,0	6,8	6,9	7,0	7,1	1	935	220	370	0,5	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)

Tabela 9.1- Dados operacionais do reator anaeróbio de manta de lodo do sistema de tratamento de efluentes industriais da CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS, de 21 de setembro de 1994 a 09 de novembro de 1995

(conclusão)

Data	pH					SSed. (ml l ⁻¹)					DQO (mgO ₂ l ⁻¹)		Óleos e Graxas (mg l ⁻¹)		Temperatura (°C)	
	E	T1	T2	T3	S	E	T1	T2	T3	S	E	S	E	S	E	S
20/jun/95	7,0	7,0	7,1	7,2	7,3	2	975	170	160	15	3600	200	(1)	(1)	27	27
04/set/95	(1)	6,9	6,9	6,9	7,0	(1)	1000	150	100	2	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
06/set/95	7,1	6,9	7,1	7,1	7,2	1	1000	200	250	1	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
08/set/95	7,1	6,9	7,1	7,1	7,4	1	1000	150	250	1	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
09/set/95	7,0	6,8	7,1	7,1	7,2	1	1000	160	180	1	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
11/set/95	7,0	6,8	7,0	7,1	7,1	1	950	100	150	1	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
12/set/95	6,9	6,7	7,0	6,9	7,2	1	970	150	230	1	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
13/set/95	7,1	6,8	6,9	7,1	7,2	1	1000	100	100	1	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
21/set/95	7,3	6,8	7,1	7,0	7,3	1	1000	100	100	1	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
22/set/95	7,1	6,8	6,9	7,1	7,3	1	1000	180	160	1,5	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
27/set/95	6,8	6,7	7,0	7,0	7,2	1	1000	150	150	2	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
03/out/95	6,9	6,8	7,0	7,1	7,3	1	980	200	150	2	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
05/out/95	6,9	6,9	6,9	7,0	7,2	3	980	200	150	2	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
06/out/95	7,0	6,9	6,9	7,0	7,2	2	990	200	150	2	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
10/out/95	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	2	935	250	250	20	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
16/out/95	7,0	6,8	7,0	7,0	7,1	2	960	150	160	6	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
07/nov/95	7,0	6,8	7,1	7,1	7,1	3	890	10	90	10	11400	3360	(1)	(1)	(1)	(1)
09/nov/95	6,9	6,8	7,1	7,1	7,1	3	940	100	100	20	2800	400	86	28	32	33
média	7	6,9	7,1	7,1	7,2	2	887	258	291	61	14318	994	520	104	35	32
desvio padrão	0,1	0,5	0,2	0,2	0,2	0	64	247	247	92	10394	1980	155	42	1	0

Fonte: CIA CAMPINEIRA DE ALIMENTOS (1995)

Notas:

(1) Ausência de dados;

E: amostra da entrada;

T₁: amostra da tomada de lodo a 0,6m de altura;

T₂: amostra da tomada de lodo a 2,4m de altura;

T₃: amostra da tomada de lodo a 4,8m de altura;

S: amostra da saída.