

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA**  
**MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

**Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental  
da Utilização do Biogás Proveniente da  
Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias  
para Geração de Eletricidade**

Autor: **Karina Riberio Salomon**

Orientador: **Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

Co-orientador: **Prof. Dr. Edgar F. Castillo Monroy**

Itajubá, Novembro de 2007

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA**  
**MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

**Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental  
da Utilização do Biogás Proveniente da  
Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias  
para Geração de Eletricidade**

Orientador: **Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

Co-orientador: **Prof. Dr. Edgar F. Castillo Monroy**

Curso: **Doutorado em Engenharia Mecânica**

Área de Concentração: **Conversão de Energia**

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Doutor em Engenharia Mecânica

Itajubá, Novembro de 2007.  
MG – Brasil

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Mauá –  
Bibliotecária Margareth Ribeiro- CRB\_6/1700

S174a

Salomon, Karina Ribeiro

Avaliação técnico-econômica e ambiental da utilização do bio\_ gás proveniente da biodigestão da vinhaça em tecnologias para geração de eletricidade / Karina Ribeiro Salomon. -- Itajubá (MG) : [s.n.], 2007.

219 p. : il.

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora.

Co-orientador: Prof. Dr. Edgar Fernando Castillo Monroy.

Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Itajubá.

1. Biogás. 2. Vinhaça. 3. Digestão anaeróbia. 4. Geração de energia. I. Lora, Electo Eduardo Silva, orient. II. Monroy, Edgar Fernando Castillo, co-orient. III. Universidade Federal de Itajubá. IV. Título.

CDU 620.91(043)

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA**  
**MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

**Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental**  
**da Utilização do Biogás Proveniente da**  
**Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias**  
**para Geração de Eletricidade**

Orientador: **Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

Co-orientador: **Prof. Dr. Edgar F. Castillo Monroy**

Composição da Banca Examinadora:

**Prof. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez – FEAGRI / UNICAMP**

**Prof. Dr. Flávio Neves Teixeira – FEI / UFSJ**

**Prof. Dr. Rogério José da Silva – IEM / UNIFEI**

**Prof. Dr. Marco Antonio Rosa do Nascimento – IEM / UNIFEI**

**Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora, Orientador – IEM / UNIFEI**



Ministério da Educação  
**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
Criada pela Lei nº 10.435, de 24 de abril de 2002

**FOLHA DE JULGAMENTO DA COMISSÃO EXAMINADORA DE  
TESE DE DOUTORADO**

Título da Tese: **Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental da Utilização do  
Biogás Proveniente da Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias para Geração  
de Eletricidade”.**

**Autor: KARINA RIBEIRO SALOMON**

**JULGAMENTO**

Examinadores	Conceito	Rubrica
1º	A	
2º	A	
3º	A	
4º	A	
5º	A	

Resultado Médio: Conceito:   A   ou seja:   Aprovada  

Observações: \_\_\_\_\_

Itajubá, 14 de novembro de 2007.

Prof. Dr. Luis Augusto Barbosa Cortez  
1º Examinador - UNICAMP

Prof. Dr. Flavio Neves Teixeira  
2º Examinador - UFSJ

Prof. Dr. Rogério José da Silva  
3º Examinador - UNIFEI

Prof. Dr. Marco Antonio Rosa do Nascimento  
4º Examinador - UNIFEI

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora  
5º Examinador - (Orientador) - UNIFEI

Prof. Dr. Sandro Metrevelle Marcondes de Lima e Silva  
Presidente - UNIFEI -

## **Dedicatória**

Dedico este trabalho a minha família, em especial meu esposo Celso e minha filha Giovanna, que me deram forças para alcançar este objetivo.

## Agradecimentos

Agradeço primeiramente a Deus por vencer mais uma etapa, ao executar este trabalho.

Aos meus pais, irmãos, minha sogra e familiares.

Agradeço, em especial, ao Professor Dr. Electo, quem muito admiro, pela orientação, amizade e confiança que a mim depositou.

A Universidad Industrial de Santander, Bucarmanga-Colômbia, em especial ao Professor Dr. Edgar Castillo pela co-orientação e amizade.

A Rede Cytel e a Pontificia Universidad Católica de Valparaiso - Chile, em especial ao Professor Gonzalo Ruiz e aos colegas Cristina Retamal e Andres Donoso Bravo.

Em especial as “meninas” do NEST pela força e pelo carinho de sempre.

Aos meus colegas e amigos do NEST, professores e amigos.

A UNIFEI por contribuir para minha formação.

Ao CNPq, através do Programa de Bolsas, pelo apoio financeiro.

A todos que direta ou indiretamente contribuíram para realização deste trabalho.

*"Embora ninguém possa voltar atrás e fazer um novo começo,  
qualquer um pode começar agora e fazer um novo fim".*  
Chico Xavier  
(1910-2002)



## Resumo

**SALOMON, K., R. (2007)**, *Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental da Utilização do Biogás Proveniente da Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias para Geração de Eletricidade*, Itajubá, 219 p. Tese de Doutorado (Doutorado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

A crescente demanda pelo álcool automotivo faz com que as atenções se voltem para o aumento da produção de resíduos, principalmente as vinhaças. Atualmente há novas normas ambientais que restringem o uso das vinhaças no solo. A biodigestão anaeróbia se apresenta como uma alternativa futura de utilização das vinhaças.

Os principais objetivos deste trabalho são:

- Avaliação do potencial de produção de biogás a partir de resíduos no Brasil.
- Elaboração de um modelo abrangente da utilização de resíduos de destilaria para geração de eletricidade.
- Aplicação de um modelo matemático do processo de digestão anaeróbia da vinhaça para geração do biogás.
- Avaliação econômico-financeira e ambiental da utilização de tecnologias para a valorização energética do biogás (microturbinas a gás e motores de combustão interna alternativos) incluindo a possibilidade de negócios com a venda de créditos de carbono (MDL) relacionados a utilização do biogás no Brasil.

Os resultados alcançados indicam um grande potencial para produção de biogás a partir de vinhaça e principalmente sua utilização como fonte de eletricidade. E ainda

confirmam que a utilização de modelos de digestão anaeróbia, além dos softwares de simulação de esquemas térmicos apresenta-se como ferramentas muito importantes para auxiliar nos projetos e estudos de geração e utilização de biogás.

***Palavras-chave:***

Biogás, Vinhaça, Digestão Anaeróbia, Geração de Energia.

## Abstract

**SALOMON, K. R. (2007)**, Technical-economic and Environmental Assessment of the Use of the Biogás from Biodigestion Vinasse in Electricity Generating Technologies, 219 pages Doctorate Thesis (Doctorate in Energy Conversion) – Institute of Mechanic Engineering, Federal University of Itajubá.

The growing demand for automotive alcohol calls one's attention to the rise in production of residues, mainly vinasse. Currently, there are environmental rules that limit the use of vinasse in the soil. Anaerobic biodigestion shows itself as a future alternative for the use of vinasse.

The main objectives of this study are:

- Assessment of the producing potential of biogás that come from residues in Brazil;
- Elaboration of a comprehensive model for the use of distilleries residues for electricity generation;
- Application of a mathematic model of the vinasse anaerobic digestion process in order to generate biogás;
- Economic-financial and environmental assessment of the use of technologies aiming at the energy valuation of biogás (gas micro-turbines and internal combustion engines), including the possibility of businesses selling carbon credits (CDM) related to the use of biogás in Brazil.

The attained results indicate a considerable potential regarding the production of biogás out of vinasse and mainly its use as electricity source. They also confirm that the

use of anaerobic biodigestion models, as well as softwares of thermal schemes simulations, are very important tools that can be used for helping the projects and generation studies aiming at the use of biogás.

***Key-words:*** Biogás, Vinasse, Anaerobic Digestion, Energy Generation.

## Sumário

<b>Dedicatória</b> .....	<b>vi</b>
<b>Agradecimentos</b> .....	<b>vii</b>
<b>Resumo</b> .....	<b>ix</b>
<b>Abstract</b> .....	<b>xi</b>
<b>Sumário</b> .....	<b>xiii</b>
<b>Lista de Figuras</b> .....	<b>xvi</b>
<b>Lista de Tabelas</b> .....	<b>xix</b>
<b>Simbologia</b> .....	<b>xxii</b>
<b>Nomenclaturas</b> .....	<b>xxii</b>
<b>Siglas</b> .....	<b>xxvii</b>
<b>Capítulo 1</b>	
<b>INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
1.1 JUSTIFICATIVA .....	4
1.2 OBJETIVOS .....	4
1.2.1 Objetivo geral .....	4
1.2.2 Objetivos específicos .....	5
1.3 ESTRUTURA DA TESE .....	5
1.4 PERSPECTIVAS PARA A VINHAÇA .....	6
<b>Capítulo 2</b>	
<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>10</b>
2.1 ESTADO DA ARTE DA DIGESTÃO ANAERÓBIA .....	10
2.1.1 Microbiologia e bioquímica da digestão anaeróbia .....	11
2.1.2 Termodinâmica da digestão anaeróbia .....	16
2.1.3 Fatores que influenciam a atividade anaeróbia .....	18
2.2 Reatores Anaeróbios .....	24
2.3 O BIOGÁS .....	38
2.3.1 LIMPEZA DO BIOGÁS .....	41
2.3.2 Compressão e Armazenamento de Biogás .....	48
2.3.3 Medidas de Segurança para utilização do biogás .....	50

2.3.4 Qualidade do biogás .....	51
2.4 TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO ENERGÉTICA DO BIOGÁS.....	55
2.4.1 Motor de Combustão Interna Alternativo.....	55
2.4.2 Caldeiras .....	57
2.4.3 Motores Stirling.....	57
2.4.4 Tecnologias Avançadas .....	58
<b>Capítulo 3</b>	
<b>POTENCIAL ENERGÉTICO DO BIOGÁS NO BRASIL.....</b>	<b>61</b>
3.1 POTENCIAL DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO BRASIL A PARTIR DE DIFERENTES FONTES .....	61
3.1.1 Vinhaça.....	62
3.1.2 Resíduos Urbanos .....	69
3.1.3 Dejetos Rurais .....	81
3.1.4 Resumo do Potencial de Geração de Eletricidade.....	88
3.2 CONSIDERAÇÕES FINAIS DO CAPÍTULO.....	90
<b>Capítulo 4</b>	
<b>MODELAGEM DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS E GERAÇÃO DE ELETRICIDADE .....</b>	<b>92</b>
4.1 INTRODUÇÃO.....	92
4.2 Modelo de Digestão Anaeróbia Aplicado .....	94
4.2.1 Implementação do Modelo .....	96
4.2.2 Valores de parâmetros operacionais, cinéticos e condições iniciais. ....	98
4.2.3 Resultados do Modelo .....	104
4.2.4 COMPARAÇÃO COM DADOS EXPERIMENTAIS .....	111
4.2.5 ESTÁGIO REALIZADO .....	115
4.3 MODELAGEM DA PRODUÇÃO DE ELETRICIDADE.....	122
4.3.1 Simulação .....	123
4.4 CONSIDERAÇÕES FINAIS DO CAPÍTULO.....	130
<b>Capítulo 5</b>	
<b>AVALIAÇÃO ECONÔMICO - FINANCEIRA E AMBIENTAL DA UTILIZAÇÃO DO BIOGÁS INCLUINDO A AVALIAÇÃO DE RECURSOS MDL (CRÉDITOS DE CARBONO) .....</b>	<b>131</b>
5.1 INTRODUÇÃO.....	131
5.2 O Programa de Incentivo as Fontes renováveis - PROINFA .....	132
5.3 Mecanismo de Desenvolvimento Limpo – MDL.....	133
5.3.1 Créditos de carbono .....	134

5.4 AVALIAÇÃO ECONÔMICO-FINANCEIRA.....	136
5.4.1 Conceitos importantes – Indicadores Econômicos .....	136
5.4.2 MODELO DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	138
5.5 Avaliação Ambiental do Uso do Biogás .....	154
5.5.1 Emissão de Poluentes Resultantes da Queima de Biogás .....	154
5.6 CONSIDERAÇÕES FINAIS DO CAPÍTULO.....	159
<b>Capítulo 6</b>	
<b>CONCLUSÃO.....</b>	<b>160</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>164</b>
<b>APÊNDICE I.....</b>	<b>183</b>
<b>APÊNDICE II .....</b>	<b>192</b>

## Lista de Figuras

Figura 2.1: Digestão anaeróbia da matéria orgânica. ....	12
Figura 2.2: Corte esquemática de um tanque séptico retangular de câmara única.....	26
Figura 2.3: Esquema de um Tanque Imhoff.....	26
Figura 2.4: Lagoa Anaeróbia.....	27
Figura 2.5: Esquema de um reator CSTR.....	28
Figura 2.6: Reator Anaeróbio de Contato.....	29
Figura 2.7: Filtro anaeróbio.....	30
Figura 2.8: Esquema de um reator UASB.....	31
Figura 2.9: Esquema de um Reator Anaeróbio de Leito Expandido.....	34
Figura 2.10: Esquema de um reator de leito fluidizado.....	35
Figura 2.11: Esquema reatores híbridos . ....	36
Figura 2.12: Reator Tubular de Filme Fixo .....	36
Figura 3. 1: Fluxo esquemático da fabricação dos derivados da cana-de-açúcar.....	63
Figura 3. 2: Potência instalada das fontes contempladas no PROINFA. ....	90
Figura 4. 1: Modelo de produção de biogás e geração de eletricidade.....	93
Figura 4. 2: Fluxograma do Modelo de digestão anaeróbia ADM1.....	95
Figura 4. 3: Telas de entradas de dados e simulação apresentadas pelo Aquasim 2.1... ..	97
Figura 4. 4: Gráficos apresentados pelo Aquasim 2.1.....	97
Figura 4. 5: Valores de DQO de alimentação no reator. ....	105
Figura 4. 6: Fluxo de Produção de Biogás no reator para temperatura de 35°C. ....	107
Figura 4. 7: Porcentagem de metano e CO <sub>2</sub> no biogás para temperatura de 35°C. ....	108
Figura 4. 8: Fluxo de Produção de Biogás no reator para temperatura de 45°C. ....	108
Figura 4. 9: Porcentagem de metano e CO <sub>2</sub> no biogás para temperatura de 45°C.....	109
Figura 4. 10: Fluxo de Produção de Biogás no reator para temperatura de 55°C. ....	110



Figura 4. 11: Porcentagem de metano e CO <sub>2</sub> no biogás para temperatura de 55°C.....	110
Figura 4. 12: Volume de biogás para diferentes cargas orgânicas. ....	112
Figura 4. 13: Porcentagem de gases para diferentes cargas orgânicas. ....	112
Figura 4. 14: Porcentagem dos gases em função da variação de temperatura.....	113
Figura 4. 15: Volume de biogás produzido em função da temperatura e da carga. ....	114
Figura 4. 16: Bancada de experimentação.....	115
Figura 4. 17: Meio ácido e básico para controle de pH.....	116
Figura 4. 18: Sistema de medição de biogás. ....	116
Figura 4. 19: Dados experimentais de DQO na entrada e saída do reator.....	119
Figura 4. 20: Dados experimentais de concentração de ácidos graxos voláteis no reator. .....	120
Figura 4. 21: Dados experimentais de concentração de biomassa no reator. ....	121
Figura 4. 22: Esquema de uma central com motores de combustão interna realizado no software thermoflex.....	124
Figura 4. 23: Potência gerada e consumo específico de combustível resultante da simulação em motores. ....	125
Figura 4. 24: Eficiência elétrica resultante da simulação em motores. ....	126
Figura 4. 25: Esquema da microturbina a biogás de 30kW no software Gatecycle.....	126
Figura 4.26: Eficiência elétrica resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle. ....	127
Figura 4.27: Consumo específico de calor resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle. ....	128
Figura 4.28: Potência gerada resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle.....	129
Figura 4. 29: Consumo de combustível resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle. ....	129
Figura 5. 1: Análise de Sensibilidade – Cenário I. ....	152
Figura 5. 2: Análise de Sensibilidade – Cenário II.....	154
Figura 5. 3: Fatores de emissão entre diferentes tecnologias de geração.....	155
Figura 5. 4: Fatores de emissão nas microturbinas a biogás. ....	156
Figura 5. 5: Fatores de Emissão de CO <sub>2</sub> em caldeiras.....	156
Figura 5. 6: Fator de emissão de CO <sub>2</sub> apresentado no cenário III.....	157
Figura 5. 7: Fatores de emissão em caldeiras para diferentes combustíveis. ....	158

Figura 5. 8: Fatores de Emissão do CO<sub>2</sub> em caldeiras para diferentes combustíveis... 158

## Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Taxa de depolimerização de biopolímeros (mesofílico) .....	13
Tabela 2. 2: Reações que ocorrem na fase metanogênica. ....	15
Tabela 2.3: Reações importantes nos processos anaeróbios: .....	17
Tabela 2. 4 - Gerações de Reatores Anaeróbios.....	24
Tabela 2.5: Principais características da vinhaça e do seu efluente.. .....	33
Tabela 2.6: Desempenho do Reator UASB de 75 m <sup>3</sup> , operando com vinhaça.....	33
Tabela 2.7: Composição média do biogás proveniente de diferentes resíduos .....	38
Tabela 2. 8: PCI de diferentes gases.....	39
Tabela 2.9: Equivalência energética entre 1 m <sup>3</sup> de Biogás e outras fontes energéticas..	40
Tabela 2.10: Sistemas de armazenamento de biogás.....	49
Tabela 2.11:Técnicas de remoção de impurezas do biogás.....	50
Tabela 2.12: Limites dos contaminantes do biogás .....	52
Tabela 2. 13: Requerimento do sistema de pré-tratamento para o uso comercial.....	53
Tabela 2. 14: Comparação do desempenho da célula combustível .....	54
Tabela 2. 15: Emissões estimadas de células combustíveis. ....	54
Tabela 3.1: Indicadores de conversão em metano para diferentes resíduos orgânicos. .	62
Tabela 3.2: Características da vinhaça da cana-de-açúcar .....	64
Tabela 3.3: Quantidade de biogás gerado a partir de vinhaça. ....	68
Tabela 3.4: Estimativa do Potencial Brasileiro de Substituição de alguns energéticos .	68
Tabela 3.5: Quantidade diária de lixo coletado no Brasil.....	71
Tabela 3.6: Geração de RSU no Brasil. ....	72
Tabela 3.7: Composição básica do biogás.....	73
Tabela 3.8: Composição típica dos gases orgânicos produzidos pelos RSU. ....	73
Tabela 3.9: Geração de energia nos aterros sanitários.....	76
Tabela 3.10: Regiões Brasileiras com tratamento de esgotos sanitário.....	77

Tabela 3. 11: Emissões de metano pelo tratamento de esgotos.....	78
Tabela 3.12: Emissões de metano pelo tratamento de esgotos .....	79
Tabela 3.13: Emissões de metano pelo tratamento de esgotos .....	80
Tabela 3.14: Composição Média do Biogás em % na ETE da SABESP em Barueri ....	80
Tabela 3.15: Outras características do biogás. ....	80
Tabela 3.16: Potencial energético do biogás produzido por ETE's no Brasil.....	81
Tabela 3.17: Produção diária de resíduos líquidos e esterco de diversos animais. ....	82
Tabela 3.18: Quantidade de rejeitos para a produção de 1 m <sup>3</sup> de biogás.....	82
Tabela 3.19: Confinamento no Brasil <sup>1</sup> , período de 1993 a 2002 (mil cabeças) .....	83
Tabela 3.20: Potencial de produção de biogás na bovinocultura. ....	85
Tabela 3.21: Características químicas e físicas dos dejetos (mg/l) .....	86
Tabela 3.22: Suínos na América do Sul: Planteis e Produção.....	87
Tabela 3.23: Brasil: Matrizes alojadas por Região, 2002 a 2003 (Mil cabeças).....	88
Tabela 3. 24: Potencial energético do uso do biogás em diferentes tecnologias.....	89
Tabela 3.25: Resumo do potencial de geração de eletricidade a partir de resíduos. ....	89
Tabela 4. 1: Valores de parâmetros cinéticos utilizados no Modelo. ....	98
Tabela 5. 1: Parâmetros da Planta de Biodigestão.....	139
Tabela 5. 2: Custos do Biodigestor.....	139
Tabela 5. 3: Características físico-químicas da vinhaça – Usina São Martinho.....	142
Tabela 5. 4: Características dos cenários avaliados.....	145
Tabela 5. 5: Investimentos em R\$ /ano dos cenários estudados.....	145
Tabela 5. 6: Custos de Operação e Manutenção (R\$/ano) para os cenários avaliados. ....	146
Tabela 5. 7: Avaliação econômica para os cenários analisados. ....	146
Tabela 5. 8: Resultados da Avaliação Econômica.....	147
Tabela 5. 9: Cenário I: .....	148
Tabela 5. 10: Cenário II.....	148
Tabela 5. 11: Cenário III: .....	148
Tabela 5. 12: Cenário IV: .....	149
Tabela 5. 13: Cenário V: .....	149
Tabela 5. 14: Fluxo de caixa do cenário I.....	151
Tabela 5. 15: Valor de venda de energia elétrica. ....	151
Tabela 5. 16: Fluxo de caixa para o cenário II. ....	153
Tabela 5. 17: Valor de venda de energia elétrica no cenário II.....	153

Tabela 5. 18: Fatores de emissão do uso do biogás em diferentes tecnologias.....	155
--	-----

## Simbologia

## Nomenclaturas

C_aa	Carbono contido no aminoácido
C_ac	Carbono contido no acetato (mole.g/DQO)
C_biom	Carbono contido na biomassa (mole.g/DQO)
C_bu	Carbono contido na butirato (mole.g/DQO)
C_ch4	Carbono contido no metano (mole.g/DQO)
C_fa	Carbono contido no LCFA (mole.g/DQO)
C_li	Carbono contido nos lipideos (mole.g/DQO)
C_pro	Carbono contido no propionato (mole.g/DQO)
C_sl	Carbono contido nos solúveis inertes (mole.g/DQO)
C_su	Carbono contido no açúcares (mole.g/DQO)
C_va	Carbono contido no valerato (mole.g/DQO)
C_xc	Carbono contido no complexo particulado (mole.g/DQO)
delta Ho_kaco2	Entalpia de reação $\text{CO}_2 \rightarrow \text{HCO}_3$ (J)
delta	Entalpia de reação $\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{OH} + \text{H}^+$ (J)

Ho_ka_h2o	
delta	Entalpia de reação $\text{NH}_4 \rightarrow \text{NH}_3$ (J)
Ho_ka_nh4	
delta	Entalpia de reação $\text{CH}_4\text{gas} \rightarrow \text{CH}_4\text{liq}$ (J)
Ho_kh_ch4	
delta	Entalpia de reação $\text{CO}_2\text{gas} \rightarrow \text{CO}_2\text{liq}$ (J)
Ho_kh_co2	
delta Ho_kh_h2	Entalpia de reação $\text{H}_2\text{gas} \rightarrow \text{H}_2\text{liq}$ (J)
kdec_xaa	Taxa de decaimento de aminoácidos pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xac	Taxa de decaimento de acetato pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xc4	Taxa de decaimento de $\text{C}_4$ pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xet	Taxa de decaimento de etanol pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xh2	Taxa de decaimento de $\text{H}_2$ pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xpro	Taxa de decaimento de propionato pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xsu	Taxa de decaimento de monossacarídeos pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdis	Constante de desintegração de 1ª ordem para particulados ( $\text{d}^{-1}$ )
khyd_ch	Constante de 1ª ordem de hidrólise do carboidrato ( $\text{d}^{-1}$ )
khyd_li	Constante de 1ª ordem de hidrólise do lipídeo ( $\text{d}^{-1}$ )
khyd_pr	Constante de 1ª ordem de hidrólise de proteínas ( $\text{d}^{-1}$ )
kl_ac_pro	Concentração inibidora do acetato para organismos que degradam o propionato ( $\text{kg DQO/m}^3$ )
kl_h2_c4	Concentração inibidora do $\text{H}_2$ para organismos que degradam o $\text{C}_4$ ( $\text{kg DQO/m}^3$ )
kl_h2_fa	Concentração inibidora do $\text{H}_2$ para organismos que degradam o LCFA ( $\text{kg DQO/m}^3$ )
kl_h2_pro	Concentração inibidora do $\text{H}_2$ para organismos que degradam o propionato ( $\text{kg DQO/m}^3$ )
kl_nh3_ac	Concentração inibidora do $\text{NH}_3$ livre para organismos que degradam o acetato (M)

f_ac_aa	Produção de acetato para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_ac_su	Produção de acetato para a degradação de açúcar (parâmetro estequiométrico)
f_bu_aa	Produção de butirato para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_bu_su	Produção de butirato para a degradação de açucars (parâmetro estequiométrico)
f_ch_xc	Produção de carboidrato para a desintegração de particulados (parâmetro estequiométrico)
f_fa_li	Produção de LCFA para a desintegração de lipídeos (parâmetro estequiométrico)
f_h2_aa	Produção de hidrogênio para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_h2_su	Produção de hidrogênio para a degradação de monossacarídeos (parâmetro estequiométrico)
f_pro_aa	Produção de propionato para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_pr_xc	Produção de proteína para a desintegração de particulados (parâmetro estequiométrico)
f_sl_xc	Produção de solúveis inertes para a desintegração de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_pro_su	Produção de propionato para a degradação de monossacarídeos (parâmetro estequiométrico)
f_pro_xc	Produção de propionato para a degradação de particulados (parâmetro estequiométrico)
f_va_aa	Produção de valerato para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_xl_xc	Produção de partículas inertes para a degradação de particulados (parâmetro estequiométrico)
i_ph_ac	Inibição do pH da acetogênese pela degradação de microorganismos
i_ph_ac_ll	Nível de pH onde há inibição completa da degradação do acetato
i_ph_ac_ul	Nível de pH onde não há inibição de organismos degradando o ácido



	acético
i_ph_bac	Inibição do pH da acetogênese e acidogênese
i_ph_bac_ll	Nível de pH onde há completa inibição
i_ph_bac_ul	Nível de pH onde não há completa inibição
i_ph_h2_ll	Nível de pH onde há inibição completa da degradação de H <sub>2</sub> pelos organismos
i_ph_h2_ul	Nível de pH onde não há inibição completa da degradação de H <sub>2</sub> pelos organismos
kla	Coefficiente de fluxo de massa aparente (m <sup>3</sup> /d)
km_aa	Taxa máxima de consumo de aminoácidos pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
km_ac	Taxa máxima de consumo de acetato pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
km_c4	Taxa máxima de consumo de C <sub>4</sub> pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
km_et	Taxa máxima de consumo de etanol pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
km_fa	Taxa máxima de consumo de LCFA pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
km_h2	Taxa máxima de consumo de H <sub>2</sub> pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
km_pro	Taxa máxima de consumo de propionato pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
km_su	Taxa máxima de consumo de monossacarídeos pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>X</sub> .d)
ks_aa	Constante de saturação para degradar aminoácidos (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_ac	Constante de saturação para degradar acetato (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_c4	Constante de saturação para degradar C <sub>4</sub> (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_et	Constante de saturação para degradar etanol (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_fa	Constante de saturação para degradar LCFA (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_h2	Constante de saturação para degradar H <sub>2</sub> (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_pro	Constante de saturação para degradar propionato (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_su	Constante de saturação para degradar monossacarídeos (kgDQO/m <sup>3</sup> )

	Concentração de Nitrogênio inorgânico onde o crescimento microbiano cessa (M)
ks_in	
mue_Xaa	Taxa de crescimento de bactérias na fermentação de aminoácidos ( $d^{-1}$ )
mue_Xac	Taxa máxima de crescimento específico para metanogêneses acetoclastica ( $d^{-1}$ )
mue_Xc4	Taxa máxima de crescimento específico para C <sub>4</sub> consumindo o H <sub>2</sub> produto da acetogenese ( $d^{-1}$ )
mue_Xfa	Taxa máxima de crescimento específico para LCFA consumindo o H <sub>2</sub> produto da acetogenese ( $d^{-1}$ )
mue_Xpro	Taxa máxima de crescimento específico para propionato consumindo o H <sub>2</sub> produto da acetogenese ( $d^{-1}$ )
mue_Xsu	Taxa de crescimento de bactérias na fermentação de monossacarídeos ( $d^{-1}$ )
nue 1 su	Fração de sucrose que degrada o acetato
nue 2 su	Fração de sucrose que degrada o acetato para propionato
nue 3 su	Fração de sucrose que degrada o butirato
naa	Conteúdo de N no aminoácido (mole N/gDQO)
nbiom	Conteúdo de N na biomassa (mole N/gDQO)
nsl	Conteúdo de N nos sólidos inertes (mole N/gDQO)
nxc	Conteúdo de N nos particulados (mole N/gDQO)
nxl	Conteúdo de N nas partículas inertes (mole N/gDQO)
pH	pH no reator
pka_ac	$-\log_{10}k_a$ do acetato a 298K
pka_bu	$-\log_{10}k_a$ do butirato a 298K
pka_co2	$-\log_{10}k_a$ do CO <sub>2</sub> a 298K
pka_h2o	$-\log_{10}k_a$ do H <sub>2</sub> O a 298K
pka_nh3	$-\log_{10}k_a$ do NH <sub>3</sub> a 298K
pka_pro	$-\log_{10}k_a$ do propionato a 298K
pka_va	$-\log_{10}k_a$ do valerato a 298K
patm	Pressão atmosférica (bar)
R	Constante dos gases (atml/molK)
T	Temperatura no reator (K)
t res x	Tempo de residência ( $d^{-1}$ )
t	Tempo (d)

V	Volume do reator (m <sup>3</sup> )
CÓD_S	DQO solúveis (kgCOD/m <sup>3</sup> )
COD_X	DQO particulados (kgCOD/m <sup>3</sup> )
COD_tot	Dqo total (kgCOD/m <sup>3</sup> )
gas_flow	Fluxo total de gases (m <sup>3</sup> /h)

## Siglas

ADM01	Anaerobic Digestion Model N°1
AGV	Ácidos Graxos Volateis
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
CDM	Clean Development Mechanism
CEE	Certificado de Emissões Evitadas
CENBIO	Centro Nacional de Referencia em Biomassa
CER	Certificado de Redução de Emissões
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CNTP	Condições Normais de Temperatura e Pressão
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CSTR	Continuos Stirred
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
ETE	Estação de Tratamento de Efluentes
EVTE	Estudo da Viabilidade Técnico-Econômica
FAFSS	Fermentação Anaeróbia em Fase Semi
GEE	Gases de efeito estufa
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo

IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IPCC	International Panel on Climate Change
IWA	International Water Association
K	Potássio
LCFA	Ácidos graxos voláteis de cadeia longa
MCI	Motor de Combustão Interna Alternativo
MDL	Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
MME	Ministério de Minas e Energia
MT	Microturbinas a gás
N	Nitrogênio
ONU	Organizações das Nações Unidas
P	Fósforo
PCI	Poder calorífico inferior
PROINFA	Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
SABESB	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
STR	Scientific and Technical Report
STV	Sólidos Totais Voláteis
TIR	Taxa Interna de Retorno
TRC	Tempo de retenção celular
TRH	Tempo de retenção hidráulica
VPL	Valor Presente Líquido
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket
UNFCCC	United Nations Framework Convention on Climate Change

## Capítulo 1

# INTRODUÇÃO

O governo brasileiro através do Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica- PROINFA, instituído em 2002, teve como principais objetivos a diversificação da matriz energética brasileira, aumentando a segurança no abastecimento de eletricidade, a valorização das características e potencialidades regionais e locais, a criação de empregos, capacitação e formação de mão-de-obra e redução de emissão de gases de efeito estufa, aumentando a importância da utilização dos resíduos orgânicos como fonte de energia.

A mitigação das mudanças climáticas, ocasionadas pelo crescimento das emissões gasosas dos chamados gases de efeito estufa (GEE) é um assunto que vem sendo bastante discutido em todo mundo. Entre os principais gases de efeito estufa estão: o dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) e o metano ( $\text{CH}_4$ ), sendo que este último com uma ação mais agressiva na atmosfera, por volta de 23 vezes maior do que o  $\text{CO}_2$ , requerendo assim uma maior atenção em relação com o seu controle. As principais fontes naturais de metano são as áreas alagadas como pantanal, barragens, arrozais, enquanto que as fontes antropogênicas representam a queima de combustíveis fósseis, a digestão anaeróbia de resíduos orgânicos e dejetos animais, o tratamento de esgotos domésticos, etc.

Um dos principais problemas enfrentados pela administração pública municipal é a questão do gerenciamento dos resíduos urbanos sólidos e líquidos, bem como sua destinação final. A utilização do biogás gerado por estes resíduos não pode ser visto como a solução para os problemas energéticos do país, mas sim como uma melhora na questão do gerenciamento dos resíduos, preservando águas subterrâneas e superficiais, gerando empregos, reduzindo a pobreza e incentivando o desenvolvimento tecnológico.

O processo de digestão anaeróbia apresenta-se como uma interessante opção de tratamento de resíduos aplicado ao setor rural, nas propriedades com criações de animais em confinamento. Como por exemplo, bovinocultura, suinocultura, avicultura e etc. As evidências de que o desequilíbrio ambiental está na base de muitas doenças infecciosas, comportamentais e degenerativas, dos animais estão confirmadas. A proliferação de insetos indesejáveis e a emergência de linhagens de bactérias resistentes aos antibióticos também vêm sendo associados à inadequação dos sistemas convencionais de manejo, tratamento e de disposição de dejetos utilizados. O grande volume de gases, matéria orgânica, bactérias e outras substâncias geradas por estas atividades constituem, efetivamente, um fator de risco para a contaminação do ar, do solo e da água.

Um outro setor que vem ganhando grande importância na recuperação de seus resíduos é o setor sucroalcooleiro. O Brasil é o maior produtor e exportador mundial de álcool automotivo. O aumento da demanda pelo combustível e as previsões de crescimento estão levando o setor a buscar novos investimentos tanto na área agrícola quanto na industrial com o objetivo de expandir a capacidade de produção e atender a futura demanda. Atualmente o álcool hidratado é competitivo com a gasolina devido à redução dos custos no setor e aumento do preço do barril de petróleo. As inovações ocorridas na indústria automobilística com o lançamento dos carros flex fuel, lançados em 2003, renovaram o interesse dos consumidores pelo álcool hidratado. Sendo assim o álcool automotivo volta a ter a importância nos cenários nacionais e internacionais. Os combustíveis renováveis vêm ganhando grande importância, pois possuem a capacidade de substituir, pelo menos uma parte, os combustíveis fósseis e são menos poluentes. Com isso diversos países estão interessados na mistura álcool-gasolina com o objetivo de reduzir as emissões de gases estufa no setor de transporte.

A vinhaça é o principal subproduto da agroindústria canavieira. É resultante da destilação do vinho, que é produto da fermentação do caldo da cana-de-açúcar ou melaço no processo de fabricação do álcool. É retirada a uma proporção aproximada de

13 litros para cada litro de álcool produzido. Ela é constituída principalmente de água, sais sólidos em suspensão e solúveis, e é utilizada na lavoura como fertilizante. Sua graduação alcoólica não é superior a 0,03°GL. A vinhaça é um poluente com alto teor de orgânicos que precisa obrigatoriamente ser tratada já que a sua disposição foi proibida segundo a portaria Minter nº 323, de 29 de novembro de 1978, que reza sobre Tratamento de Resíduos Água e Álcool, Energia Combustível: "Proíbe, a partir da safra 1979/1980, o lançamento, direto ou indireto, do vinhoto (vinhaça) em qualquer coleção hídrica, pelas destilarias de álcool instaladas ou que venham a instalar no País".

A utilização da vinhaça através da fertirrigação é uma tecnologia que visa a utilização de forma racional dos recursos naturais, pois, ao mesmo tempo que impede que ela seja descartada nos corpos aquáticos, possibilita a fertilização dos solos agricultáveis, além da redução nos custos de plantio. Os benefícios oriundos do uso agrícola da vinhaça são indiscutíveis, tanto do ponto de vista agrônômico e econômico, quanto social (Coelho et al., 1996). O aumento da produtividade, que ocorre com mais intensidade em solos mais pobres e em regiões mais secas, como também a economia de fertilizantes, são benefícios imediatos decorrentes do uso racional desse resíduo nas lavouras canavieiras. Além disso, há controvérsias sobre salinização do solo e contaminação de aquíferos subterrâneos. Neste sentido, Hassuda, S, 1989, e Gloeden, E., 1992, desenvolveram uma metodologia para monitoração do risco da contaminação do lençol freático e realizaram estudos ainda não conclusivos sobre o tema. Sabe-se, contudo, que a aplicação sem critérios de dosagem da vinhaça ao solo pode causar um desequilíbrio de nutrientes, gerando resultados diferentes daqueles esperados. A dosagem "ideal" de aplicação de vinhaça varia segundo o tipo de solo e segundo as variedades de cana. Segundo Luz, P., 2005 as dosagens médias aplicada de vinhaça por hectare para o Estado de São Paulo são de 300,01 m<sup>3</sup>/ha enquanto que no Brasil está em torno de 273,8 m<sup>3</sup>/ha. Infelizmente, não se dispõe de estudos que ofereçam um mapa da situação atual sobre a fertirrigação, detalhando os volumes de vinhaça aplicados, seja por região, seja por produtor (Corazza et al., 2000).

A biodigestão anaeróbia tem como objetivo reduzir o potencial poluidor da vinhaça e ao mesmo tempo produzir um gás e um fertilizante como resíduo. A partir daí se estuda as possibilidades de utilização do biogás proveniente da biodigestão anaeróbia das vinhaças no Brasil visando a geração de eletricidade.

## **1.1 JUSTIFICATIVA**

Este trabalho foi realizado dentro da área de atuação em Conversão de Energia do programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Itajubá e se enquadra na linha de pesquisa: Valorização Energética de Resíduos e Ambiente - Análise do ciclo de vida de diferentes opções de valorização energética do lixo urbano, do biodiesel e da vinhaça, modelagem dos processos de bio-metanização de resíduos, avaliação dos impactos ambientais e da dispersão de contaminantes.

Como foi mencionada anteriormente, a crescente demanda pelo álcool automotivo faz com que as atenções se voltem para o aumento da produção de resíduos, principalmente as vinhaças. Atualmente há novas normas ambientais que restringem o uso das vinhaças no solo. Outra opção é a melhoria no processo de destilação reduzindo assim a produção de vinhaça por litro de álcool. A biodigestão anaeróbia se apresenta como uma alternativa futura de tratamento das vinhaças.

Sendo assim este trabalho apresenta diferentes alternativas para conversão energética do biogás proveniente da biodigestão anaeróbia das vinhaças em diferentes tecnologias de geração de eletricidade.

## **1.2 OBJETIVOS**

### **1.2.1 Objetivo geral**

Modelagem da produção de biogás a partir da vinhaça e da sua utilização para geração de eletricidade incluindo uma análise econômico-financeira de diferentes opções e avaliação do potencial de produção de biogás a partir de resíduos no Brasil.



## 1.2.2 Objetivos específicos

- Avaliação do potencial de produção de biogás a partir de resíduos no Brasil.
- Elaboração de um modelo abrangente da utilização de resíduos de destilaria para geração de eletricidade.
- Aplicação de um modelo matemático do processo de digestão anaeróbia da vinhaça para geração do biogás.
- Avaliação econômico-financeira e ambiental da utilização de tecnologias para a valorização energética do biogás (microturbinas a gás e motores de combustão interna alternativos) incluindo a possibilidade de negócios com a venda de créditos de carbono (MDL) relacionados a utilização do biogás no Brasil.

## 1.3 ESTRUTURA DA TESE

Este trabalho é constituído por cinco capítulos sendo eles: Introdução, Estado da Arte da Digestão Anaeróbia (revisão bibliográfica), Potencial Energético do Biogás no Brasil, Modelagem da Digestão Anaeróbia e de sistemas térmicos utilizando biogás, Avaliação econômico - financeira e ambiental da utilização do biogás incluindo a avaliação de recursos MDL (créditos de carbono) e Conclusão. A seguir será detalhado cada um deles.

Uma introdução geral sobre a tese trazendo os objetivos e justificativas é apresentada no capítulo 1.

O capítulo 2 da tese apresenta uma revisão bibliográfica sobre o estado da arte da digestão anaeróbia bem como o biogás, os tipos de reatores e as tecnologias de geração de eletricidade utilizando o biogás como fonte energética.

No capítulo 3 será apresentada uma estimativa do potencial energético de produção de biogás a partir de diferentes resíduos orgânicos disponíveis no Brasil.

A elaboração de um modelo abrangente da utilização de residuais de destilaria para geração de eletricidade é apresentada no Capítulo 4. O modelo matemático consiste numa importante ferramenta que vem sendo utilizada para verificar o processo de produção de biogás em reatores anaeróbios.

O Capítulo 5 mostra os resultados da análise econômico-financeira partindo do cálculo do custo do biogás proveniente da biodigestão da vinhaça, considerando os benefícios da fertirrigação do efluente gerado no biodigestor. E posteriormente sua utilização em diferentes tecnologias e ciclos termodinâmicos disponíveis para conversão do biogás em eletricidade, incluindo tecnologias avançadas, como a microturbina a gás. Estuda-se também a queima conjunta com o bagaço em caldeiras e o uso do biogás em secadores de leveduras, e posteriormente sua venda. A avaliação econômica de diferentes opções de utilização de biogás para cenários distintos permite avaliar a viabilidade do projeto. Considera-se também a venda de certificados de emissões evitadas (créditos de carbono) do uso do biogás em substituição a combustíveis fósseis.

## **1.4 PERSPECTIVAS PARA A VINHAÇA**

O interesse mundial em buscar fontes alternativas de energia, faz com que o Brasil experimente atualmente uma revitalização intensa do setor sucroalcooleiro.

Segundo, Embrapa, o Brasil é um plantador de energia. O Brasil possui clima, solo, áreas para cultivo. Com novas tecnologias, pode-se multiplicar nossa capacidade de produzir etanol a baixo custo. Esta é a solução que o Brasil oferece para o mundo, num momento em que refrear a poluição e salvar o planeta; estão no topo das prioridades.

A produção de cana-de-açúcar tem crescido a uma taxa média de 11% ao ano nos últimos cinco anos e a produção de álcool teve um incremento de quase 20% nesta safra, motivada pelas vendas de carros flex-fuel, frota que representa 90% dos veículos novos fabricados no país em 2007, segundo Ministério de Agricultura, Pecuária e Abastecimento (Mapa), 2008. Ainda segundo o Ministério, o setor produtivo se estrutura para atender a uma eventual expansão dos mercados mundiais para o etanol e o biodiesel. O ano de 2008 é considerado estratégico para o setor sucroalcooleiro, tanto

pela demanda do álcool no mercado interno, como pela recuperação dos preços do açúcar no mercado internacional.

Partindo desta expansão do setor, a geração de resíduos da produção de etanol volta a ser um ponto importante a ser discutido. A grande questão ainda continua sendo em relação à vinhaça (resíduo ou subproduto?), que pode ser chamada de resíduo do processo de destilação e ainda um subproduto da indústria do etanol.

O fato é que atualmente técnicos e produtores são unânimes em dizer que a vinhaça traz benefícios a cultura da cana e a tratam como um “subproduto fertilizante”.

A disposição de vinhaça passou a ser efetuada no solo, em muitos casos, sem critérios técnicos definidos. Pesquisas demonstraram que a vinhaça possui benefícios agronômicos, o que resultou em interesse para efetuar a aplicação com base em critérios de fertilidade e do custo de transporte. Sendo assim os órgãos estaduais de proteção ambiental, tendo em vista a preservação dos padrões de qualidade ambiental, intensificaram a homologação de legislações específicas que impõem restrições a aplicação de vinhaça no solo agrícola, especialmente em áreas de recarga do aquífero ou em áreas próximas a cursos de água. Os decretos publicados atualmente possuem o objetivo de impedir que haja saturação do solo agrícola com íons presentes na vinhaça que não formam compostos inertes, e são lixiviados para camadas profundas do solo, podendo até atingir o lençol freático. Em vista disso, a aplicação de vinhaça está se tornando mais restrita, e um novo cenário começa a ser delineado, assim já no projeto de novas instalações industriais deve-se selecionar um local que viabilize a operação de disposição de toda vinhaça produzida pela Usina, portanto essa questão deve ser bem equacionada pelos projetistas. Novas legislações que estabelecem o procedimento de conduta das usinas em relação a disposição da vinhaça somente devem ser homologadas após intensas pesquisas a respeito das características físico-químicas da vinhaça e a sua interação sobre o ambiente.

Uma indústria ambientalmente correta deve minimizar ao máximo a produção de seus resíduos, caracterizando uma produção limpa.

A quantidade de vinhaça gerada no processo de destilação depende de vários fatores, entre eles, a composição físico-química e mudanças no processo de destilação. Um dos métodos utilizados por algumas usinas para reduzir a produção de vinhaça é a instalação de aquecedores indiretos nas colunas de destilação e retificação. O aquecimento indireto substitui o sistema de borbotagem, permitindo o aquecimento da coluna de destilação sem que ocorra o contato direto do vapor de processo com o vinho,

obtendo-se uma redução do volume de vinhaça por não haver condensação deste vapor dentro da coluna. Estima-se que esta medida reduza a produção de 2,5 a 5,0 litros de etanol por litro de vinhaça. Outra medida simples de ser aplicada é o uso do esgotamento do flegma da coluna retificadora (B), em outra coluna (B1), separando as flegmas das vinhaças. Esta prática visa a eliminação dos sistemas de esgotamento da coluna A e permite a redução de até 2,0 litros de vinhaça por litro de etanol.

Sabe-se que o principal obstáculo tecnológico em relação a geração de vinhaça está na fermentação, portanto é preciso empregar esforços e investimentos em práticas de fermentação e em leveduras que permitam elevar os teores alcoólicos dos mostos fermentados. Para cada aumento percentual no teor alcoólico do vinho haverá uma correspondente redução porcentual no volume de vinhaça produzido. Aumentar o teor alcoólico do mosto fermentado significa desenvolver leveduras mais resistentes, embora deve-se ressaltar que as atuais apresentam elevados rendimentos no processo de fermentação.

No Brasil algumas usinas possuem uma produção média de 7 a 10 litros de vinhaça por litro de etanol. Em contrapartida, outras usinas antigas, que mantêm em operação por sucessivos reparos registra-se uma média de 10 a 15 litros de vinhaça por litro de etanol. Toda esta vinhaça produzida é levada para o campo pelo processo da fertirrigação. Alguns especialistas dizem que ainda falta vinhaça para ser fertirrigada no campo, pois ainda sobram áreas cultivadas com cana que necessitam de fertirrigação.

Este assunto ainda pode ser estendido quando se pensa em crescimento da produção de etanol sem aumento da área planta, a partir do desenvolvimento das pesquisas nacionais sobre a tecnologia da hidrólise ácida para produção de etanol. A hidrólise ácida utiliza resíduos da cana-de-açúcar, como o bagaço e a palha, para produzir etanol. Em resumo, pode-se dizer que a hidrólise ácida é o processo de quebra das moléculas de celulose, por meio da adição de ácido sulfúrico aos resíduos. Existe também a possibilidade de realizar essa quebra por meio de enzimas – a chamada hidrólise enzimática. Assim, no caso da hidrólise ácida, o catalisador é um ácido que precisa ser muito bem controlado para não levar a reações paralelas indesejáveis ou incontroláveis. O catalisador enzimático é um biocatalisador, ou seja, uma molécula biológica que tem a particularidade de promover certas reações num meio específico.

Com esta nova tecnologia surgirão novas dúvidas em relação aos resíduos, em particular a vinhaça. Segundo Schwartz, 2007, a característica e composição da vinhaça proveniente desta nova tecnologia poderá apresentar características diferentes da

vinhaça atual, a considerar os seguintes pontos: ser muito mais diluída, apresentar pentoses oriundas da hemicelulose, dependendo do tipo de pré-tratamento a levedura atualmente empregada não fermenta pentoses, ter na sua composição os componentes do preparado enzimático (celulases, citratos etc.), conter componentes oriundos do processo de produção de enzimas, se este estiver associado à destilaria, e até células de microrganismos produtores de enzimas. A partir daí surge a seguinte pergunta: “A fertirrigação poderá ainda ser a destinação da nova vinhaça?”

Ainda segundo Schwartz, 2007, a destilaria que adotar o processo de produção de etanol do caldo + hidrolisado terá necessidade de insumo energético adicional, que pode ser oriundo do biogás, uma vez que parte do bagaço será desviado para a produção de etanol.

Contudo visto anteriormente, a biodigestão anaeróbia da vinhaça surge como uma alternativa de produção de biogás como fonte energética considerando esta “nova vinhaça”. O processo de biodigestão não reduz o problema atual da vinhaça obtida pelo processo convencional, que é o alto teor de potássio. Porém este processo reduz a carga orgânica, que está associada ao grande potencial poluente das águas superficiais, e reduz o odor que também é um problema nas regiões onde se localizam as usinas além de produzir um gás combustível. É importante que novos estudos experimentais sobre a adubação e nutrição do solo fertirrigado com o efluente da biodigestão anaeróbia das vinhaças sejam realizados com o objetivo de fortalecer os benefícios existentes com a fertirrigação da vinhaça biodigerida.

## Capítulo 2

# REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

## 2.1 ESTADO DA ARTE DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

Em 1776 Alessandro Volta, físico Italiano, descobriu o “ar combustível”, formado em sedimentos no fundo de lagos e rios. Oitenta anos mais tarde Reiset detectou a formação de metano em estrumeiras e propôs o estudo desse tipo de manejo de resíduos para explicar o processo de decomposição anaeróbia. Bechamp, em 1868, concluiu que o gás metano é formado por microrganismos, sendo que em 1875, Popoff , investigou a formação de metano a partir de vários substratos. Em 1890, Van Senu verificou que a decomposição anaeróbia era feita por vários microrganismos e Omeliansui isolou organismos que produziam hidrogênio, ácido acético e butírico, a partir da celulose. Deduziu também que o metano seria produzido a partir da redução do gás carbônico por hidrogênio (EEA, 2005).

Em 1910, Sohngen verificou que a fermentação de materiais orgânicos produz compostos reduzidos como hidrogênio, ácido acético e gás carbônico. Demonstrou também que ocorre a redução de  $\text{CO}_2$  para a formação de metano e assumiu que o ácido acético é descarbonizado para formação de metano. Essa hipótese, hoje considerada correta, permaneceu em controvérsia por várias décadas. Em 1914, Thum e Reichle concluíram que o processo se dava em duas fases: ácida e metânica. Em 1916, Imhoff, denominou de digestão ácida e digestão metânica as fases do processo. Em 1940,

Barker isolou a *Methano Bacterium Omelianski* que oxida o etanol, o acetato e o metano. Em 1948, Buswell e Sollo, utilizando  $^{14}\text{C}$  provaram que o metano vindo do acetato não ocorre através de redução de  $\text{CO}_2$ . Em 1956 Jerris verificou que 70% do metano produzido era proveniente do acetato. Em 1967 Briant publicou que existem 2 grupos de bactérias que convertem a metano. Uma pela via do acetato e outra pelo hidrogênio (EEA, 2005).

O crescimento do processo de industrialização resultou num aumento das quantidades de efluentes com alto teor de orgânicos, o que poderia resultar num potencial aumento de fontes alternativas de energia. Estes efluentes passíveis de causar um grande impacto ambiental podem se tornar uma considerável fonte de energia. Atualmente, pesquisadores de todo mundo tem dado uma especial atenção aos processos anaeróbios, bem como ao desenvolvimento de reatores para o tratamento de resíduos e principalmente a conversão de orgânicos em biogás. Esta nova geração de reatores possui a vantagem de operar com alta carga orgânica diária, alta velocidade no fluxo de entrada e baixo tempo de retenção hidráulica.

A aplicabilidade destes estudos recentes está baseada no melhoramento do processo de biometanização, com ênfase nos fatores críticos que afetam a operação do reator e conseqüentemente o processo de digestão anaeróbia.

### **2.1.1 Microbiologia e bioquímica da digestão anaeróbia**

Um reator de digestão anaeróbia pode ser considerado como um ecossistema onde diversos grupos de microorganismos trabalham conjuntamente na conversão da matéria orgânica complexa em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas. O consórcio de microorganismos ativos no tratamento anaeróbio, para remoção de matéria orgânica, realiza um processo complexo envolvendo muitas espécies de bactérias, atuando de forma simbiótica, evidenciando algumas etapas intermediárias. As reações bioquímicas principais que ocorrem no processo caracterizam os grupos de microorganismos predominantes, podendo o mesmo ser dividido em quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese, e metanogênese, conforme descreve McCarty e Smith (1986) apud Speece (1995). A Figura 2.1 apresenta o balanço da digestão anaeróbia da matéria orgânica. (reproduzido de Lettinga, 1985).

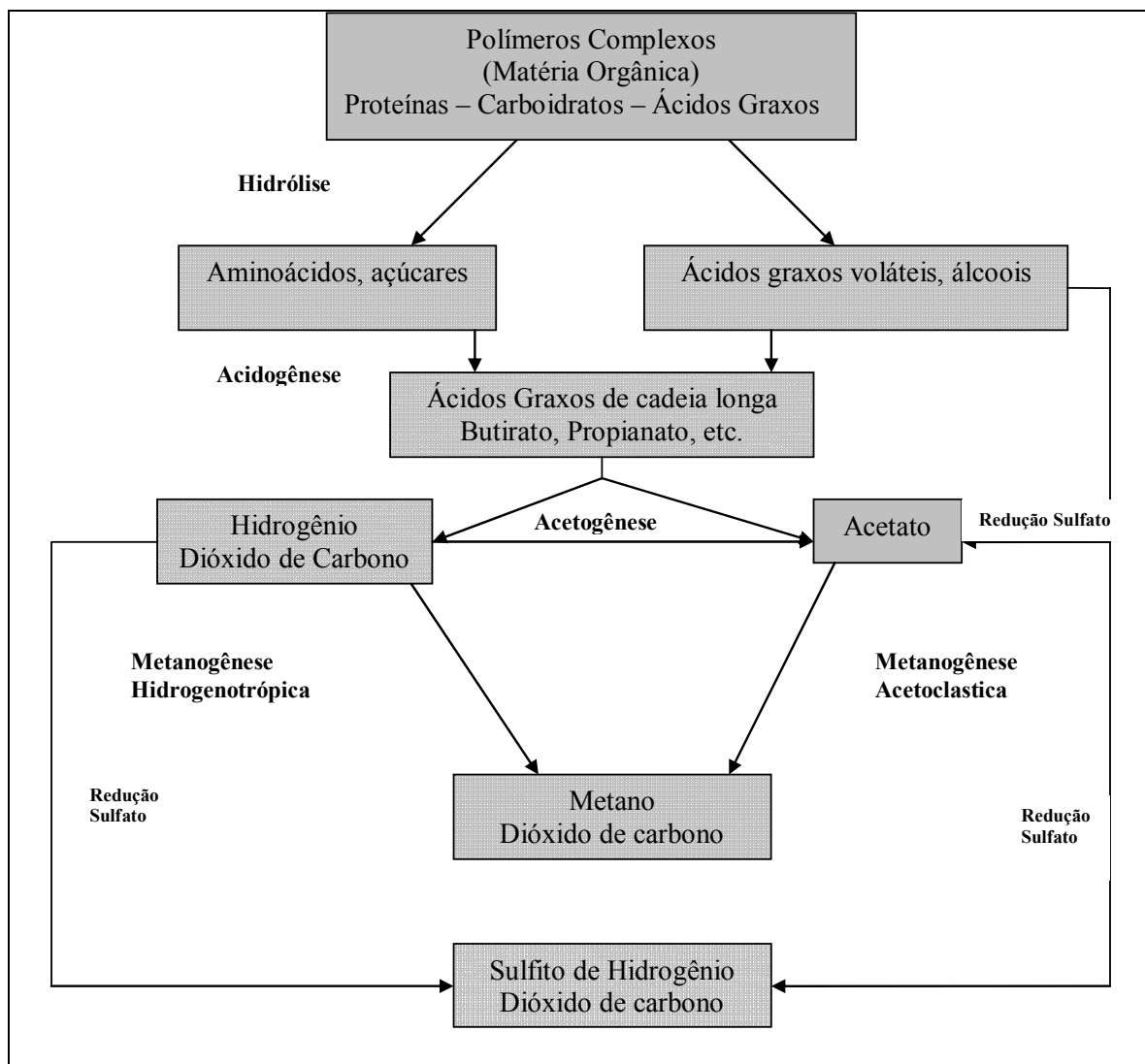


Figura 2.1: Digestão anaeróbia da matéria orgânica. (adaptado de Lettinga, 1985).

## 1. Hidrólise

O processo de degradação da matéria orgânica inicia-se com a hidrólise do material presente no efluente, gerando-se compostos mais simples, que possam ser assimilados pelos microorganismos, esta etapa também é chamada de depolimerização (Palmisano, A., 2003). Normalmente os compostos orgânicos complexos (polímeros orgânicos) são transformados a monômeros ou dímeros, como açúcares, ácidos orgânicos, aminoácidos, etc. Esta conversão é executada por enzimas extracelulares que são excretadas pelas bactérias fermentativas hidrofílicas, chamadas hidrolasas. De acordo com Lema (1997), na degradação de muitos compostos poliméricos há possibilidade da etapa hidrolítica ser mais lenta que as demais etapas, sendo esta a que



limita o processo global de digestão anaeróbia. Os principais fatores que influenciam na hidrólise, segundo Lettinga (1985), são: pH, temperatura, tempo de retenção, tamanho e distribuição das partículas.

A aplicabilidade da digestão anaeróbia ficou por algum tempo restrita à degradação de compostos mais simples como açúcares, carboidratos e ácidos graxos voláteis, não sendo tratados por este processo efluentes que continham gorduras (lípidios), devido principalmente a problemas de arraste de biomassa (massa de microorganismos) e as substâncias intermediárias formadas durante a hidrólise, que podem ser tóxicas aos microorganismos. Este mesmo fenômeno foi observado por Alonso et al. (1995) ao estudar a aplicabilidade da digestão anaeróbia para efluentes com celulose, verificando uma baixa biodegradabilidade, devido ao acúmulo de substâncias inibidoras do metabolismo anaeróbio, como lignina e compostos fenólicos provenientes da etapa de hidrólise (Rinzema et al., 1993).

Segundo Rittmann, 2001, a hidrólise pode ser descrita pelo modelo cinético de primeira ordem, mas o que se pode observar é que ela segue a cinética de primeira ordem sendo relativamente independente da concentração de microorganismos (inclusive baixas concentrações) devido a ação das enzimas extracelulares. Dependendo do tipo de composto a hidrólise se realiza por diferentes grupos enzimáticos. A Tabela 2.1 apresenta alguns valores de taxas de depolimerização.

Tabela 2.1: Taxa de depolimerização de biopolímeros (mesofílico) (Palmisano, 2003).

<b>Biopolímeros</b>	<b>Taxa de depolimerização (días<sup>-1</sup>)</b>
Lípidios	0.4 - 0.6 (ésteres de AGV) 0.12 - 1.7 (gorduras) 0.08 (lípidios)
Proteínas	0.02 - 0.03
Celulose	0.04 - 0.13
Hemicelulose	0.54

## **2. Acidogênese**

Esta etapa acontece quando a matéria orgânica dissolvida é biodegradada até ácidos graxos voláteis (ácido acético, propiônico, butírico), hidrogênio, dióxido de carbono e álcoois por uma população de bactérias heterogêneas. Dentre os microorganismos presentes nesta etapa estão as bactérias acidogênicas que são as predominantes e ainda fungos e protozoários. Estas bactérias são consideradas de

crescimento rápido, tempo de duplicação mínimo de 30 minutos (Mussati, 1998), e a reação preferida pelas mesmas é a que produz ácido acético, as outras reações são as respostas das bactérias ao acúmulo de hidrogênio durante as perturbações de carga do sistema.

### **3. Acetogênese**

Nesta etapa os produtos formados anteriormente são oxidados para acetato, hidrogênio e gás carbônico, com o objetivo de fornecer substrato apropriado aos microrganismos metanogênicos. Em geral isto acontece a partir de dois mecanismos: o primeiro a acetogênese de hidrogenação que produz ácido acético como um só produto final de fermentação de hexose ou de  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$  e o segundo chamado de acetogênese de desidrogenação que converte os ácidos graxos de cadeia curta e longa em ácido acético por um grupo de bactérias acetogênicas. O grupo bacteriano desta etapa tem um crescimento relativamente lento, tempo de duplicação mínimo de 1,5 a 4 dias (Mussati, 1998). As reações que produzem são muito mais complexas energeticamente e são interrompidas facilmente por acúmulo de gás hidrogênio dissolvido no meio.

De todos os produtos produzidos por estes microrganismos somente o acetato e o hidrogênio podem ser assimilados pelas bactérias metanogênicas. De acordo com as pesquisas realizadas por Breure et al. (1984), a distribuição dos ácidos orgânicos voláteis dependerá principalmente da natureza do substrato e das condições às quais os microrganismos estão sendo expostos. Com isto a etapa de acetogênese pode ser mais ou menos intensa no processo de degradação do substrato.

Segundo Speece (1995) na degradação de efluentes complexos, como os carboidratos, a maior fração do metano formado resulta do acetato como precursor direto. Cerca de 20% da produção de metano do sistema tem como precursor o propionato, que durante o metabolismo é convertido a acetato e hidrogênio e gás carbônico.

### **4. Metanogênese**

O processo de degradação do substrato é finalizado por esta etapa, que consiste na transformação dos produtos formados (com um ou dois átomos) anteriormente em metano e dióxido de carbono. A formação do metano é executada por dos mecanismos distintos, conforme descreve Speece (1995). O primeiro consiste da formação do metano a partir do  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$ , pelos microrganismos do grupo de arqueas

hidrogenotrópicas. Estes se desenvolvem rapidamente com um tempo de duplicação mínimo de 6 horas e controlam o potencial redox do processo, os traços de hidrogênio que ficam no meio regulam a velocidade total de produção de ácidos pelas bactérias acidogênicas, e a composição da mistura formada. O hidrogênio também controla a velocidade da qual os ácidos propiônico e butírico são convertidos a ácido acético, ou seja, regulam a formação de ácidos voláteis. O segundo mecanismo consiste da produção do metano a partir do acetato, realizada pelos microorganismos do grupo de arqueas acetoclásticas, que se desenvolvem muito lentamente com um tempo de duplicação mínimo de 2 – 3 dias e influenciam no pH do sistema pela eliminação do ácido acético e formação de dióxido de carbono, além do mais são responsáveis pela maioria do metano produzido.

Segundo Lema (1997), os microorganismos metanogênicos possuem uma velocidade de crescimento e um fator de produção de biomassa inferior ao dos grupos acidogênicos e sulfato redutores, o que muitas vezes gera desequilíbrio no processo de degradação do substrato.

As principais reações que ocorrem na fase metanogênica são apresentadas na Tabela 2. 2.

Tabela 2. 2: Reações que ocorrem na fase metanogênica (Klass, 1998).

<b>Equações</b>	<b><math>\Delta G^0</math> (kJ)</b>
$\text{CH}_3\text{CO}_2^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$	-36
$\text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2^+ \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-113
$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	-131
$\text{HCO}_2^- + \text{H}^+ + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	-134
$\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 4\text{H}_2 \rightarrow 9 \text{CH}_4 + 3 \text{CO}_2 + 4 \text{NH}_3$	-136

## **5. Redução de sulfato**

Na presença de sulfato, sulfito ou outros compostos a base de enxofre a oxidação da matéria orgânica é realizada utilizando estes compostos como aceptores de elétrons. Como produtos finais deste processo serão formados o gás sulfídrico e gás carbônico (Chernicharo, 1997).

Segundo Lettinga et al. (1985), os microorganismos responsáveis pela redução dos compostos de enxofre são chamados de bactérias redutoras de sulfato. Estes

microorganismos são capazes de utilizar vários tipos de substrato para o seu crescimento e manutenção. A habilidade de utilizar os ácidos orgânicos voláteis torna este grupo importante para o equilíbrio da digestão anaeróbia.

Pela existência da possibilidade de ambos os grupos de bactérias, redutoras de sulfato e metanogênicas, poderem utilizar o acetato como fonte de carbono e energia para o seu crescimento, em sistemas onde estes dois grupos estejam presentes, a competição entre eles pode afetar o desempenho do sistema de tratamento (Bhattacharya et al., 1996).

O aumento desta competição torna-se mais importante quando a relação DQO:  $SO_4^{-2}$  é pequena. Segundo Lettinga et al. (1985), a digestão anaeróbia pode ser realizada sem problemas quando esta relação é superior a 10. Teoricamente a redução completa do sulfato é possível para relações de DQO /  $SO_4^{-2}$  acima de 0,67, porém a literatura cita que em relações abaixo de 10, o sistema anaeróbio tem dificuldades para proceder a degradação da matéria orgânica em taxas satisfatórias. O modelo matemático desenvolvido por Lettinga et al. (1985) explica que com a diminuição da relação DQO /  $SO_4^{-2}$ , a concentração do  $H_2S$  aumenta no reator, e a capacidade de arraste do biogás formado no reator decai rapidamente com o declínio da relação, aumentando a quantidade de  $H_2S$  solúvel no efluente.

Lettinga et al. (1985) citam alguns dos microorganismos envolvidos neste processo de redução do sulfato, tais como: *Desulfobacter postgatei*, *Desulfobulbus propionicus*, *Desulfovibrio* sp, entre outros.

A redução do sulfato pode ser executada por outros metabolismos. Polanco et al.. (2001) propõem um novo processo de remoção de sulfato e nitrogênio em meio anaeróbio. Neste novo processo estaria envolvida a oxidação da amônia e a redução do sulfato, com a formação de enxofre elementar e nitrogênio molecular.

### **2.1.2 Termodinâmica da digestão anaeróbia.**

O conhecimento da acetogênese foi significativamente ampliado pelo entendimento dos aspectos termodinâmicos envolvidos, tendo resultado na elucidação de alguns mecanismos de auto controle do processo. O estudo das trocas de energia que ocorrem em reatores anaeróbios é difícil não apenas por ser um processo complexo;

mas, também, pela dificuldade de se medirem os produtos finais e intermediários que se apresentam em concentrações muito baixas. Assim, as considerações sobre a termodinâmica do processo se restringem à análise da variação da energia livre padrão das principais reações. A Tabela 2.3 apresenta algumas relações redox importantes no processo de digestão anaeróbia.

Tabela 2.3: Reações importantes nos processos anaeróbios (EEA, 2005):

Oxidações (doadoras elétrons)	Reações	$\Delta G_0$ , kJ
Propionato $\rightarrow$ 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 $\rightarrow$ 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 $\rightarrow$ acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2 \text{H}_2$	+ 9,6
Lactato $\rightarrow$ acetato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H} + 2\text{H}_2$	- 4,2
Acetato $\rightarrow$ metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	- 31
<b>Reduções (recebe elétrons)</b>		
$\text{HCO}_3^- \rightarrow$ acetato	$2 \text{HCO}_3^- + 4 \text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4 \text{H}_2\text{O}$	- 104,6
$\text{HCO}_3^- \rightarrow$ metano	$\text{HCO}_3^- + 4 \text{H}_2 + \text{H} \rightarrow \text{CH}_4 + 3 \text{H}_2\text{O}$	-135,6
Sulfato $\rightarrow$ sulfeto	$\text{SO}_4^{2-} + 4 \text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4 \text{H}_2\text{O}$	-151,9
Sulfato $\rightarrow$ sulfeto	$\text{SO}_4^{2-} + \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ \rightarrow 2 \text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{S}$	-59,9
Nitrato $\rightarrow$ amônia	$\text{NO}_3^- + 4 \text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3 \text{H}_2\text{O}$	-559,9
Nitrato $\rightarrow$ amônia	$\text{NO}_3^- + 4 \text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3 \text{H}_2\text{O}$	-511,4
Nitrato $\rightarrow$ nitrogênio	$2 \text{NO}_3^- + 5 \text{H}_2 + 2 \text{H}^+ \rightarrow \text{N}_2 + 6 \text{H}_2\text{O}$	-1120,5

A Tabela mostra claramente que, em sua maioria, as reações bioquímicas acetogênicas são termodinamicamente desfavoráveis ( $\Delta G_0 > 0$ ) nas condições padrão. Isto é, caso as espécies químicas indicadas à direita estejam presentes nas concentrações indicadas pela reação, ela se dá no sentido de formar as espécies químicas à esquerda. Como a metanogênese depende da disponibilidade de acetato, é importante que o equilíbrio das reações acetogênicas seja deslocado para a direita, o que é conseguido com a remoção contínua do  $\text{H}_2$ , através das reações receptoras de elétrons.

## 2.1.3 Fatores que influenciam a atividade anaeróbia

### A. Influência da Temperatura

De acordo com Sánchez et al.. (2001), pesquisas têm registrado a aplicação do processo anaeróbio em diferentes faixas de temperatura. Segundo Lema (1997), estas faixas de temperatura associadas com o crescimento microbiano podem ser classificadas como:

- faixa psicrófila: entre 0 e aproximadamente 20 °C;
- faixa mesófila: entre 20 e aproximadamente 45 °C;
- faixa termófila: entre 45 e aproximadamente 70 °C.

Na faixa mesófila (20-45°C), a temperatura ótima se situa em torno de 35°C e na faixa termófila (45-65°C), em torno de 55°C (Soares e Hirata, 1997).

Segundo Soares (1990), o processo apresenta uma maior instabilidade nos seus parâmetros de controle, quando operado na faixa termófila, e quando ocorre variação da temperatura, esse problema se agrava podendo afetar mais seriamente o processo. O grupo de bactérias metanogênicas são os que mais sofrem com a influência da temperatura, pois apresentam um intervalo de temperatura muito restrito de operação, podendo causar o aumento de ácidos voláteis através de baixas temperaturas, e conseqüentemente uma queda de pH.

A digestão anaeróbia é possível à temperatura baixa (10°C), mas a eficiência e a carga orgânica diminuem muito com a diminuição da temperatura. (Van Haandel e Lettinga, 1994).

Segundo Speece (1996) para cada 5°C de queda de temperatura há um declínio de 34% da atividade dos microorganismos, o mesmo autor considera a temperatura ótima na faixa de 25 a 30 °C para processos mesofílicos.

### B. Influência do pH

O pH se manifesta sob diferentes formas alterando as cargas dos sítios ativos das enzimas, modificando suas estruturas e conseqüentemente perdendo suas características, aumentando ou diminuindo a toxicidade destes.

Segundo Lema (1997) o pH ótimo depende do consórcio de microorganismos envolvidos no processo. Normalmente os microorganismos têm o seu pH ótimo perto da

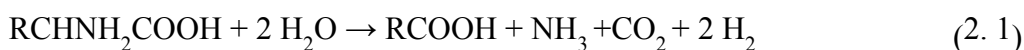
neutralidade como é o caso das arqueas metanogênicas, com uma faixa ótima de 6,5 a 8,2. Em condições acima ou abaixo desta faixa decresce a taxa de produção de metano. As bactérias produtoras de ácidos têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5 e 6, tendo uma tolerância maior a valores mais baixos de pH que as arqueas metanogênicas.

Em sistemas onde existe uma série de microrganismos atuando em forma de consórcios, deve-se buscar a faixa de pH onde se propicia o crescimento máximo da maior parte dos microrganismos envolvidos (Soares, 1990).

Soares (1990) relata ainda que, o pH está intimamente ligado a concentrações de ácidos orgânicos voláteis no meio, resultante do equilíbrio entre populações de microorganismos e a alcalinidade total do sistema. Portanto, qualquer desequilíbrio no sistema provoca o acúmulo de ácidos orgânicos no meio e conseqüentemente queda do pH. Segundo o autor os valores de pH abaixo de 6 e acima de 8, praticamente fazem cessar a produção de metano.

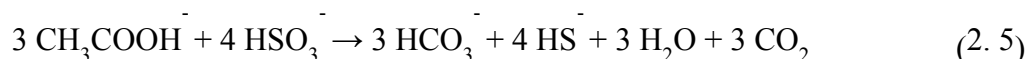
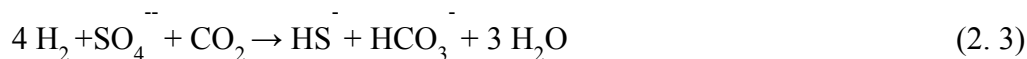
Os dois principais compostos que afetam o pH nos processos anaeróbios são o ácido carbônico e os ácidos voláteis. Na faixa de pH entre 6 e 7,5 a capacidade de tamponamento (capacidade de uma determinada amostra em resistir a mudança do pH) do sistema é quase completa, dependendo da relação gás carbônico / alcalinidade, que em equilíbrio com a dissociação do ácido carbônico, tende a regular a concentração do íon  $H^+$ .

As Equações 2.1 e 2.2 expressam a geração de alcalinidade resultante da degradação de uma proteína. Segundo Speece (1995), o resultado do aumento de alcalinidade durante a digestão anaeróbia é o resultado do metabolismo da matéria orgânica realizada pelos microorganismos com a liberação de um cátion e um anion. Na biodegradação de compostos orgânicos nitrogenados, o aumento da alcalinidade é proporcional à quantidade de amônia liberada.



Segundo Anderson e Yang (1992) apud Speece (1995) a concentração de ácidos orgânicos, sulfatos, compostos nitrogenados, e DQO têm um profundo efeito na

demanda de alcalinidade para o controle do pH no tratamento anaeróbio. As equações 2.3, 2.4 e 2.5 a seguir apresentam a alcalinidade gerada a partir do sulfato e sulfito.



### C. Necessidades nutricionais

Segundo Lema *et al.* (1997), uma das principais vantagens do processo anaeróbio é a sua baixa necessidade de nutrientes, devida logicamente a baixa produção celular. As necessidades nutricionais dos microorganismos presentes no sistema anaeróbio são estabelecidas de acordo com a composição química das células microbianas. Este dado exato é raramente conhecido, sendo esta informação determinada com base na composição empírica das células.

Os elementos químicos em maior quantidade na composição dos microorganismos são: carbono, oxigênio, nitrogênio, hidrogênio, fósforo e enxofre. Outros nutrientes são necessários para a biossíntese dos componentes celulares, como cátions ( $\text{Mg}^{+2}$ ,  $\text{Ca}^{+2}$ ,  $\text{Na}^{+1}$ ,  $\text{K}^{+1}$ ,  $\text{Fe}^{++}$ ), ânions ( $\text{C}^-$ ,  $\text{SO}_4^{-2}$ ), e traços de elementos considerados como micronutrientes (Co, Cu, Mn, Mo, Zn, Ni, Se,) servindo como elementos auxiliares para várias enzimas. Os microorganismos precisam de uma fonte de carbono para o seu crescimento, muitos utilizam  $\text{CO}_2$  outros, carbono orgânico. A classificação dos microorganismos em seres autotróficos e heterotróficos está relacionada à fonte de carbono utilizada pelos mesmos, onde os autotróficos sintetizam suas moléculas carbônicas a partir do  $\text{CO}_2$ , e os heterotróficos utilizam como fonte de carbono compostos orgânicos (Chernicharo, 1997).

De acordo com Chernicharo (1997), assumindo-se que os nutrientes estejam numa forma disponível, uma relação de nutrientes representada pela Equação 2.6 é geralmente utilizada nos processos de tratamento de efluente.

$$\text{DQO:N:P} = 350:5:1 \quad (2.6)$$



#### **D. Toxicidade a digestão anaeróbia**

Segundo Chernicharo (1997), a adequada degradação dos efluentes por qualquer processo biológico depende da manutenção de um ambiente favorável para os microorganismos, incluindo o controle e a eliminação de constituintes tóxicos. A toxicidade tem sido considerada uma das principais razões para a não aplicação de processos anaeróbios, pois as bactérias metanogênicas são facilmente inibidas por toxinas, devido a sua pequena fração de substratos sintetizado em células e ao elevado tempo de geração dessas bactérias. Os microorganismos possuem um grau de adaptação a concentrações inibitórias, desde que certas condições de projeto sejam favorecidas como elevados tempos de residência de sólidos e minimização do tempo de residência das toxinas no sistema.

Grupos de substâncias químicas como metais pesados e substâncias organoclorados têm uma influência tóxica, mesmo em concentrações muito baixas. (Pol *et al.*, 1998).

Os microorganismos podem ser capazes de biotransformar compostos como clorofórmio e tricloroetano, desde que seja usada uma metodologia apropriada, na qual o aumento da concentração do composto tóxico seja feito vagarosamente, e com a prevenção de perda de biomassa do sistema. (Speece, 1995).

#### **E. Toxicidade por compostos orgânicos**

Hwu *et al.* (1998) estudaram a biosorção dos ácidos graxos de cadeia longa (LCFA) em reatores UASB, concluindo que a adsorção destes compostos na matriz dos grânulos de microorganismo é rápida e que, com o aumento da concentração destes compostos no efluente, maior será a sua adsorção aos grânulos, gerando uma maior inibição na sua degradação.

A degradação de corantes do tipo azo, produto normalmente utilizado na indústria têxtil e de curtume, foi estudada por Manu *et al.* (2001), onde o efeito tóxico, destes corantes e dos sais presentes neste tipo de efluente, nos microorganismos metanogênicos foi avaliado através dos indicadores de produção máxima de metano e máxima atividade metanogênica. Os resultados mostraram não haver inibição quanto a máxima produção de metano, porém os resultados da atividade metanogênica indicaram que concentrações acima de 400 mg/l do azocorante preto (Reativo 5B) podem ser inibitórias para estes microorganismos.

## F. Toxidade por amônia

Segundo Chernicharo (1997), a presença do bicarbonato de amônia, resultante da degradação de efluentes ricos em compostos protéicos ou uréia, é benéfica ao sistema de digestão, como fonte de nitrogênio e como tampão para alterações de pH. Tanto o íon amônia ( $\text{NH}_4^+$ ) quanto a amônia livre ( $\text{NH}_3$ ) podem ser tóxicas aos microorganismos. Estas duas formas apresentam-se relacionadas pela Equação 2.7.



Sterling et al. (2001) estudaram o efeito da amônia na produção de hidrogênio e metano, empregando diferentes concentrações de uréia como fonte de nitrogênio amoniacal. Os autores verificaram que a concentração de  $\text{H}_2$  aumentou nos digestores que continham de 600 a 1500 mg N/l, e no digestor com 3000 mg N/l a produção de  $\text{H}_2$  foi inibida. As produções de metano e de biogás decaíram com o aumento da adição de uréia.

Segundo Speece (1995) quando 10.000 mg/l de  $\text{N-NH}_4^+$  foram adicionados a uma biomassa metanogênica em pH neutro, a taxa de produção de biogás gradativamente caiu a zero, indicando forte inibição celular. Entretanto após 10 dias de produção insignificante de biogás, a atividade da biomassa rapidamente retornou para 70% da atividade inicial nos primeiros 5 dias, mostrando que a amônia não tem um efeito bactericida.

## G. Toxidade por sulfato e sulfeto

Segundo Lettinga et al. (1985) o tratamento anaeróbio de efluentes que contenham compostos sulfonados podem gerar grandes problemas de inibição em concentrações acima de 145 mg S/l de  $\text{H}_2\text{S}$  não dissociado, apesar do sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ) ser um nutriente essencial para as arqueas metanogênicas.

Conforme Lettinga et al., (1985), a inibição pelo sulfeto está relacionada com o pH do meio, pois o  $\text{H}_2\text{S}$  formado durante a digestão anaeróbia dissocia-se na água, gerando  $\text{HS}^-$  e  $\text{S}^{2-}$ . A forma não dissociável de  $\text{H}_2\text{S}$  é o principal componente dissolvido para valores de pH inferiores a 7. A forma  $\text{H}_2\text{S}^-$  predomina na faixa de pH

entre 7 e 14. A concentração de sulfeto livre é considerada desprezível na faixa de pH em que atua os processos de tratamento de efluentes.

#### **H. Toxicidade por metais pesados**

Elementos e compostos químicos como cromo, cromatos, níquel, zinco, cobre, arsênico, cianetos, dentre outros, são classificados como altamente tóxicos.

As concentrações dos metais pesados mais tóxicos que podem ser toleradas no tratamento anaeróbio estão relacionadas com a concentração de sulfeto disponível no meio para combinar com estes metais pesados e formar sais de sulfeto que são bastante insolúveis, sem efeito adverso ao tratamento anaeróbio. Cerca de 1,8 a 2 mg/l de metais pesados são precipitados como sulfetos metálicos, quando este está presente na quantidade de 1 mg/l de sulfeto ( $S^-$ ) (Chernicharo, 1997).

Segundo Scavino et al. (1997), o cromo presente nos efluentes de curtumes é um importante agente tóxico aos microorganismos encontrados no sistema anaeróbio. Uma completa inibição em um ecossistema metanogênico é atingida quando este está exposto a concentrações acima de 100 mg/l de Cr total. A toxicidade do cromo pode ser reduzida pela adição de quelatos, porém não pela adição de outros metais. Segundo os autores, é possível reverter a atividade dos microorganismos metanogênicos após uma exposição de 500 mg/l, retornando a 66% da atividade inicial. O grupo das bactérias redutoras de sulfato é mais resistente ao cromo que as metanogênicas, este grupo é capaz de suportar concentrações superiores a 250 mg/l de cromo total.

#### **I. Tempo de Retenção**

É o tempo necessário para a mistura ser totalmente digerida no digestor e ocorre quando a produção de gás é máxima, definindo a melhor qualidade digestora. Seu valor depende do substrato, tipo de digestor, além de outros fatores, e pode variar de 50 dias, em alguns tipos de digestores rurais, em apenas algumas horas, em certos digestores industriais.

O tempo de retenção combinado com a taxa de decomposição dos sólidos voláteis é responsável pela eficiência do digestor. O menor tempo de retenção e o maior de decomposição são resultados dos melhores digestores. O tempo de retenção é definido pela relação entre o volume do digestor e o volume da carga diária, e pode variar em função da adição de nutrientes, ou pela agitação e variação da temperatura da mistura no digestor.

## J. Impermeabilidade ao Ar

Nenhuma das atividades biológicas dos microorganismos, inclusive, seu desenvolvimento, reprodução e metabolismo, exige oxigênio, que em cuja presença são eles, de fato, muito sensíveis. A decomposição de matéria orgânica na presença de oxigênio produz dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>); na ausência de oxigênio produz metano. Se o biodigestor não estiver perfeitamente vedado a produção de biogás é inibida.

## 2.2 Reatores Anaeróbios

Na Europa, no início dos anos 80, a biodigestão anaeróbia tornou-se atraente, pois possibilitou o tratamento de diferentes tipos de águas residuárias de origem industrial. Em decorrência da ampliação de conhecimento na área, os sistemas anaeróbios de tratamento, notadamente os reatores de manta de lodo (UASB) e os filtros anaeróbios, foram melhorados, passando a ocupar uma posição de destaque. Diversos biodigestores anaeróbios de alto desempenho para o tratamento de águas residuárias tem sido propostos. Geralmente os reatores biológicos podem ser divididos em dois grupos distintos: os reatores de biomassa em suspensão e os reatores de biomassa fixa a um suporte inerte. Rizzo & Leite, (2004), apresenta a evolução ao longo dos anos dividindo em três gerações de reatores como mostra a Tabela 2. 4.

Tabela 2. 4 - Gerações de Reatores Anaeróbios Rizzo, et al., (2004).

Reatores de 1ª Geração	Reatores de 2ª Geração	Reatores de 3ª Geração
Fossa Moura Tanque Séptico Tanque Imhoff Lagoas Anaeróbias Reator Convencional Reator Anaeróbio de Contato	Filtro Anaeróbio Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Camada de Lodo(UASB)	Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado Reator Anaeróbio de Leito Expandido

A seguir será feita uma breve discussão sobre os tipos de reatores mais utilizados.

## **A. Reatores de 1ª Geração**

Estes reatores são aqueles em que a biomassa encontra-se em suspensão. Neste caso, o tempo de retenção celular é igual ao tempo de retenção hidráulico, repercutindo este fato diretamente no tamanho dos reatores quando se necessita tratar grandes volumes de efluentes.

### **Fossa Mouras**

M. Louis Mouras desenvolveu por volta de 1860, na França, um tanque fechado chamado de “Mouras Automatic Scavenger” capaz de liquefazer a matéria orgânica presente nas águas residuais de uma residência. O referido tanque foi patenteado em 1881 e ao autor foi creditada a solução de um dos grandes problemas da humanidade por um jornal da época (McCarty, 1981 apud Rizzo, et al., 2004).

### **Tanque Séptico**

Em 1895, Donald Cameron construiu na cidade de Exeter (Inglaterra) um tanque (Figura 2.2), similar ao de Mouras, para o tratamento preliminar de 227 m<sup>3</sup>/dia de um efluente não especificado. Este tanque foi patenteado como tanque séptico e, devido ao sucesso alcançado, em 1897 o governo de Exeter aprovou o seu emprego no tratamento de todo o esgoto doméstico produzido na cidade. Cameron foi o primeiro a reconhecer o valor do gás produzido durante a decomposição da matéria orgânica e o utilizou para aquecimento e iluminação da cidade (McCarty, 1981 apud Rizzo, et al., 2004). A principal função do tanque séptico é promover a hidrólise da matéria orgânica e, portanto, eliminar uma grande quantidade dos sólidos presentes. Os gases produzidos arrastam os sólidos em suspensão, gerando uma “nata” na superfície até que os gases sejam liberados, quando, então, voltam a sedimentar-se. Essa contínua flotação e subsequente sedimentação acarretam um arraste de sólidos no efluente do reator (Noyola, 1993 apud Rizzo, et al., 2004). Seu uso está limitado a residências onde não existam sistemas de tratamento de efluentes domésticos.

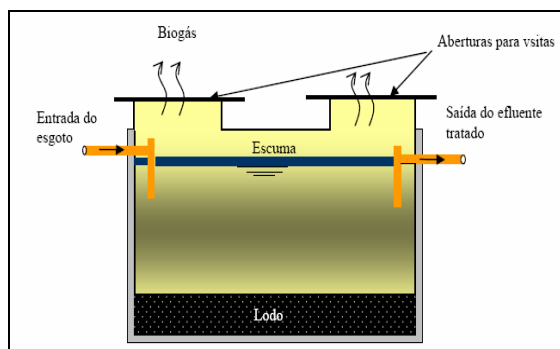


Figura 2.2: Corte esquemática de um tanque séptico retangular de câmara única. (Ávila, 2005)

### **Tanque Imhoff**

Karl Imhoff desenvolveu, em 1905 na Alemanha, um tipo de tanque (Figura 2.3) capaz de produzir um efluente de melhor qualidade, num tempo de retenção hidráulico menor. O tanque pode ser retangular ou circular e está dividido em três partes (câmaras): câmara de digestão de lodos, compartimento de sedimentação e câmara de natas (Noyola, 1993 apud Rizzo, et al., 2004). No entanto, devido à sobreposição das câmaras, o tanque era muito alto. A solução encontrada foi separar a câmara de digestão do compartimento de decantação. Em 1927, foi realizado o aquecimento da câmara de digestão com o uso do próprio gás metano produzido, aumentando a eficiência do processo e também a popularidade do sistema com dois tanques separados, no tratamento de esgoto doméstico, particularmente nas grandes cidades. Em 1934, na Alemanha, 600.000 pessoas eram servidas por tanques sépticos, 6.500.000 por tanques de dois compartimentos sobrepostos (a maioria Imhoff) e 5.600.000 por um sistema com separação de câmaras (McCarty, 1981 apud Rizzo, et al., 2004).

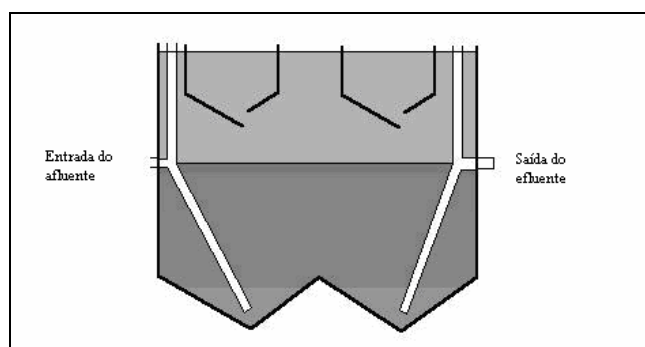


Figura 2.3: Esquema de um Tanque Imhoff. Disponível em

<http://www.geocities.com/jerr922/tra-blan.html>, Acesso em Jan de 2006

### **Lagoa Anaeróbia**

São grandes tanques (bacias) onde são estabelecidas condições anaeróbias. Isto pode ser alcançado em lagoas não agitadas e com grande profundidade, quando empregadas para o tratamento de efluentes com elevada carga orgânica. Essas lagoas podem ser de apenas alguns m<sup>2</sup> ou até vários km<sup>2</sup> de área, com profundidade de 2,5 a 5 m. A carga orgânica é geralmente elevada na faixa de 280 a 4.500 kg DBO/m<sup>3</sup>dia. A remoção de DBO encontra-se na faixa de 50 a 80% para um tempo de retenção de 5 a 50 dias (Eckenfelder, 1989 apud Rizzo, et al., 2004).

As lagoas anaeróbias cobertas geralmente são retangulares, como um grande tanque (Figura 2.4), onde o efluente é introduzido pelo fundo através de um sistema de distribuição, visando aumentar o contato com lodo anaeróbio presente na parte inferior do tanque. A altura do leito de lodo decresce ao longo do comprimento do tanque e conseqüentemente a atividade biológica. O tanque é coberto por uma membrana flutuante que permite manter o aquecimento e coletar o biogás produzido. Este tipo de sistema é adequado para efluentes com níveis elevados de sólidos em suspensão e quantidades significativas de graxas. O tempo de retenção hidráulico encontra-se na faixa de 6 a 30 dias, para cargas orgânicas de 1 a 2 kg DQO/m<sup>3</sup> dia (Noyola, 1993 apud Rizzo, et al., 2004). Existem alguns tipos de lagoas que são utilizadas no tratamento de resíduos de dejetos suínos.



Figura 2.4: Lagoa Anaeróbia. Disponível em <<http://www.geocities.com/jerr922/tran.html>>, Acesso em Jan de 2006.

### **Reator Convencional – CSTR (Continuos Stirred-Tank Reactor)**

A geometria e o funcionamento dos digestores de tanque agitado são similares aos reatores químicos deste tipo, com a diferença de que os esforços cortantes gerados pela agitação devem ser consideravelmente diminuídos para evitar o dano dos

biocatalizadores. Surgiu nos anos 50, onde solucionou-se o problema da formação de espuma na parte superior do digestor e obteve-se uma maior eficiência no processo, devido ao maior contato das bactérias com o efluente. Neles, o líquido ou a corrente de lodo se introduz continuamente e o conteúdo de líquidos é continuamente eliminado do reator. Os reatores convencionais podem ser agitados continuamente (CSTR) ou de forma intermitente. A agitação pode ser mecânica ou através da recirculação dos gases produzidos. Em condições normais de operação podem ser ou não introduzidos no digestor cultivos microbianos. Os microorganismos que crescem no digestor substituem continuamente os que são eliminados do reator com o efluente. A característica básica do reator CSTR ideal é que as concentrações de substrato e microorganismos são as mesmas em todo reator. As concentrações do efluente que deixam o digestor são as mesmas em todo digestor. Esta uniformidade de concentração faz com que a análise do reator CSTR seja comparativamente simples (Pardo et al., 2004). Nos reatores convencionais do tipo CSTR o tempo de retenção celular (TRC) é igual ao tempo de retenção hidráulica (TRH), portanto o menor TRH possível de se utilizar está limitado ao tempo de geração média das bactérias limitantes do processo. Os reatores convencionais são adequados para o tratamento, de efluentes com altas concentrações de material biodegradável, apresentando uma remoção de DQO na faixa de 80 a 95%. As cargas orgânicas usuais são da ordem de 1 a 10 kg DQO/m<sup>3</sup> dia, para um TRH de 20 a 30 dias (Noyola, 1993 apud Rizzo, et al., 2004). Normalmente, os reatores convencionais são de grande capacidade para atender a limitação de que o TRH nunca deverá ser menor que o TRC, a Figura 2.5

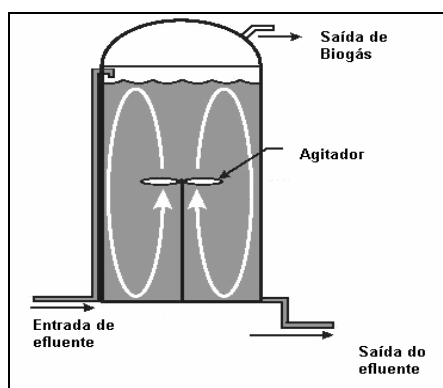


Figura 2.5: Esquema de um reator CSTR. Disponível em

<[http://www1.agric.gov.ab.ca/\\$department/deptdocs.nsf/all/eng9870](http://www1.agric.gov.ab.ca/$department/deptdocs.nsf/all/eng9870)>, Acesso Jan de 2006.



### Anaeróbio de Contato

Foi desenvolvido em 1955 por Schroeffer e colaboradores (McCarty, 1981 apud Rizzo, et al., 2004). Este tipo de reator consiste de dois tanques, onde no primeiro, a agitação se dá por meio externo, ocorrendo à formação de um lodo floculento e a produção de metano (reator anaeróbio) e no segundo, a separação dos sólidos em suspensão (Schrang, 2000). Segundo Florêncio (1999), para o tratamento de esgoto bruto, o mesmo é misturado com o lodo anaeróbio ativo que retorna ao reator de mistura completa. Após a decomposição anaeróbia da matéria orgânica, a mistura é separada no decantador ou floculador, onde à separação dos sólidos, sendo que o efluente, ainda com alta carga orgânica é encaminhado para tratamento posterior. A Figura 2.6 apresenta um esquema do reator de contato.

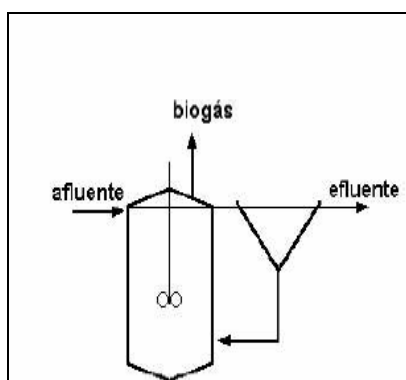


Figura 2.6: Reator Anaeróbio de Contato (Rita, 2002)

Segundo Soares (1990), uma das principais críticas é quanto a sedimentabilidade dos sólidos do efluente no decantador secundário, devido as bolhas de gás que ficam aderidas às partículas. Outra crítica é quanto à energia necessária para promover a agitação nesses sistemas.

A eficiência de tratamento é geralmente elevada, podendo chegar a 95% de redução da DQO. As cargas orgânicas usuais são de 0,5 a 10 kg DQO/m<sup>3</sup> dia, para TRH de 0,5 a 5 dias (Noyola, 1993 apud Rizzo, et al., 2004).

## B. Reatores de 2ª Geração

São aqueles em que os microrganismos encontram-se retidos dentro do reator devido à presença de um suporte ou então pela sua capacidade de sedimentação. Nestes tipos de reatores o TRH empregado pode ser bem menor que o TRC.

### Filtro Anaeróbio

Os filtros anaeróbios, Figura 2.7 consistem de tanques preenchidos com um material de suporte inerte (pedra, plástico, cerâmica, etc.), também chamado de leito, que permanece estacionário, no qual os microrganismos crescem tanto nos espaços vazios quanto aderidos ao meio fixo, onde formam uma película de biofilme na sua superfície, propiciando assim uma alta retenção de biomassa no reator. Por esta razão é desejável que o material inerte tenha uma grande área superficial por unidade de volume, favorecendo uma maior quantidade de biomassa aderida e que resulte, conseqüentemente, numa maior capacidade de tratamento (Florêncio, 1999, Rajeshwari *et al.*, 2000).

Soares (1990) lembra que se deve estar atento ao fato de que o tipo de enchimento utilizado é um dos fatores determinantes quanto à viabilidade desse sistema, pois estes devem ser leves e inertes, possuir grande área superficial, possuir grande volume de vazios e serem de custo reduzido.

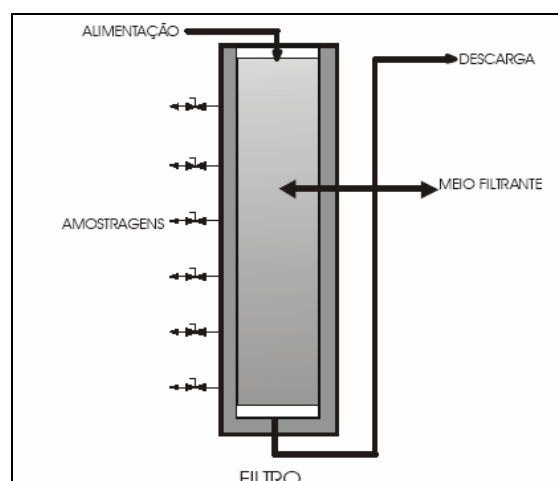


Figura 2.7: Filtro anaeróbio (Pereira, 2004).

### Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Camada (Manta) de Lodo (UASB- Upflow anaerobic sludge blanket)

Segundo Florêncio (1999), este reator consiste de um tanque de fluxo ascendente no qual microorganismos crescem dispersos, sem a necessidade de um material suporte, formando flocos ou grânulos densos com alta resistência mecânica que permanecem no reator. Na sua parte superior há um separador trifásico (sólido-líquido-gás), onde ocorre a remoção do gás produzido, assim como a sedimentação e retorno automático do lodo à câmara de digestão, apresentada na Figura 2.8 (Rajeshwari *et al.*, 2000).

Devido à agitação natural provocada pelo próprio fluxo hidráulico ascendente e gases gerados na digestão da matéria orgânica, o reator dispensa qualquer dispositivo adicional de mistura (Soares, 1990; Chernicharo, 1997).

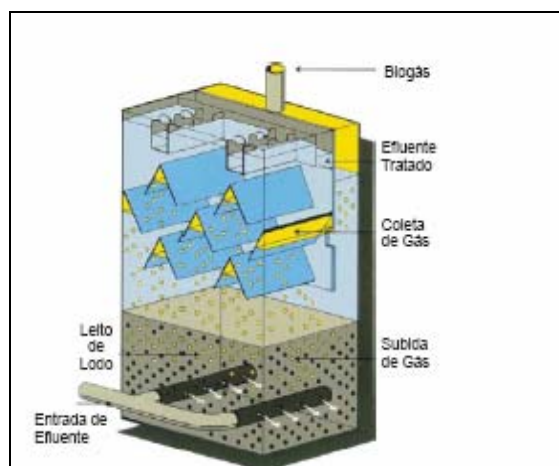


Figura 2.8: Esquema de um reator UASB. Disponível em <[www.codistil.com.br/pdf/etdi.pdf](http://www.codistil.com.br/pdf/etdi.pdf)> Acesso em Dez de 2005.

Um dos princípios fundamentais do processo é sua habilidade em desenvolver uma biomassa de elevada atividade. Onde esta biomassa pode apresentar-se na forma de flocos ou de grânulos ( $\phi = 1$  a 5 mm) (Chernicharo, 1997).

Dados fornecidos por Metcalf & Eddy (1991), referente ao desempenho do reator UASB em tratamento de efluentes industriais, apresentaram resultados entre 75 a 80 % de remoção de DQO com uma carga orgânica aplicada de 4 a 12 kg DQO/m<sup>3</sup>.dia, com um TRH de 4 a 12 horas.

Este tipo de reator quando aplicado corretamente apresenta grandes vantagens caracterizadas por ser um sistema compacto; ter baixo custo de implantação e operação;

ter uma baixa produção de lodo; ter um baixo consumo de energia; ter satisfatória eficiência de remoção de DQO e DBO; possibilidade de uma rápida partida e elevada concentração de lodo excedente. A estabilização da matéria orgânica ocorre em todas as zonas do reator, leito e camada de lodo, sendo a mistura do sistema promovida pelo fluxo ascensional do efluente pela formação de gases (Nascimento, 1996; Chernicharo, 1997).

Segundo Souza, 1986, deve-se considerar a estimativa de produção de biogás a partir de um resíduo para se operar e controlar um reator UASB, segundo alguns critérios:

1. A produção teórica de  $\text{CH}_4$ , num estado constante, é proporcional a quantidade de DQO (Demanda Química de Oxigênio) consumida no reator (1g de DQO consumido corresponde à produção de 0,35 litro de  $\text{CH}_4$ , a temperatura e pressão normais);
2. Uma parte do biogás produzido é dissolvida e perdida no efluente;
3. Parte da DQO é transformada em biomassa.

Segundo Pompermayer, 2003, nos caso de resíduos concentrados como a vinhaça, a produção livre de biogás é alta em relação as sobras dissolvidas. A proporção de  $\text{CH}_4$  no biogás produzido é de 55 a 65%, sendo o restante constituído principalmente por  $\text{CO}_2$ .

Souza *et al.*, (1992), baseados em estudos realizados numa planta piloto de escala industrial (reator UASB de 75  $\text{m}^3$ ), operando 280 dias por ano, demonstraram a viabilidade da digestão anaeróbia termofílica (55-57 ° C) de vinhaça em reatores UASB. Conseguiu-se altas taxas de carregamento orgânico (25-30 Kg DQO/ $\text{m}^3$  de reator.dia), cerca do dobro daquelas normalmente usadas para tratamentos mesofílicos similares de vinhaça, nesse tipo de reator. Nestas condições, verificou-se alta conversão da matéria orgânica (com 72% de eficiência na remoção de DQO) e taxa de produção de biogás de 10  $\text{m}^3/\text{m}^3$  de reator.dia. O melhor desempenho foi conseguido nos últimos 50 dias de operação. A Tabela 2.5 e a Tabela 2.6 apresentam as características da vinhaça e do efluente, durante os 50 dias de operação.

Tabela 2.5: Principais características da vinhaça e do seu efluente, durante os últimos 50 dias de operação realizados nos estudos citados acima. (Souza *et al.*, 1992).

	pH	DQO	AGV	SSV	N	NH <sub>4</sub>	P	SO <sub>4</sub>	K
<b>Vinhaça</b>	3,7	31,8	2,4	4,6	0,46	0,04	0,027	0,48	1,5
<b>Efluente</b>	6,9	9,0	1,6	4,8	0,66	0,25	0,044	0,01	1,4

A taxa de carga orgânica poluente decorrente de cada metro cúbico de etanol processado é de aproximadamente 500 Kg de DQO. Com isso, determina-se que a produção de metano por metro cúbico de etanol é de 185 m<sup>3</sup>. (Johansson *et al.*, 1993).

Tabela 2.6: Desempenho do Reator UASB de 75 m<sup>3</sup>, operando com vinhaça (Souza *et al.*, 1992).

Taxa de carregamento orgânico (kg DQO/m <sup>3</sup> de reator.dia)	26,5
Taxa de carregamento do lodo (kg DQO/ kg SSV.dia)	1,7
Tempo de Retenção Hidráulica (h)	10,8
Remoção de DQO (%)	71,7
Produção de gás (m <sup>3</sup> de gás/ m <sup>3</sup> de reator.dia)	9,8
Produção de gás (m <sup>3</sup> de gás/ kg de DQO alimentada)	0,37
Metano (%)	60

### C. Reatores de 3ª Geração

Nestes tipos de reatores os microrganismos encontram-se aderidos a um suporte que pode ser expandido ou fluidizado. O material normalmente empregado como suporte deve possuir uma grande área superficial para adesão dos microrganismos e manter boas características de sedimentação para assegurar a retenção da biomassa no reator.

#### Reator Anaeróbio de Leito Expandido

Nos anos 70, Jewell (1987) apud Rizzo, et al., (2004) desenvolveu um novo tipo de reator biológico (Figura 2.9) capaz de reter a biomassa ativa. Neste sistema, os

microrganismos encontram-se aderidos a um suporte inerte de baixo peso específico, tal como areia, antracito ou um material plástico. O suporte recoberto pela biomassa, em forma de uma película, é expandido pelas altas velocidades ascendentes empregadas, devido à elevada taxa de recirculação da solução. Nesse caso, o grau de expansão pode chegar até a 40% do leito sedimentado. Verificou também que a eficiência de remoção da DBO, no tratamento de esgoto sanitário, pode chegar a 90% com um TRH de 2 horas.

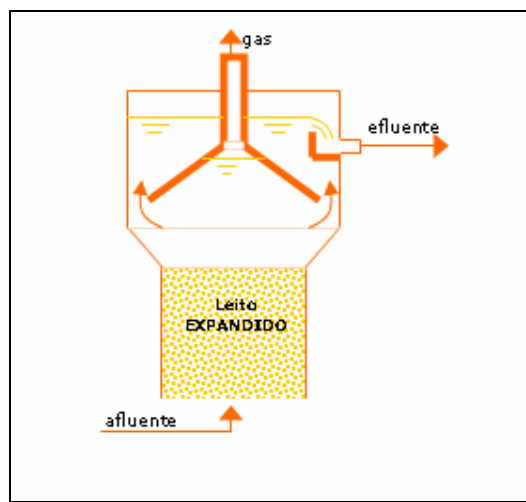


Figura 2.9: Esquema de um Reator Anaeróbio de Leito Expandido. Disponível em <[www.fing.edu.uy/imfia/ambiental/reactores\\_anaerobios.ppt](http://www.fing.edu.uy/imfia/ambiental/reactores_anaerobios.ppt)>, Acesso Jan de 2006.

### **Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado**

Os reatores biológicos de leito fluidizado constituem-se numa interessante alternativa devido, principalmente, às elevadas eficiências de remoção da matéria orgânica alcançadas com TRH relativamente baixos. Como conseqüência, os equipamentos são de pequeno porte e a produção de lodo em excesso é pequena. Neste tipo de reator (Figura 2.10), os microrganismos encontram-se aderidos a um suporte inerte de baixo peso específico, tal como no reator de leito expandido. No entanto, o grau de expansão alcançado, pelas altas velocidades ascendentes empregadas, pode chegar a até 300% do leito sedimentado (Noyola, 1993 apud Rizzo, et al., 2004). Os suportes normalmente empregados são pequenas partículas, com uma grande relação área/volume, como areia, antracito, carvão ativado e diversos tipos de plásticos. Em escala industrial, o suporte mais utilizado é a areia sílica de 0,2 a 0,5 mm de diâmetro e densidade de 2,65. O controle da quantidade da biomassa aderida ao suporte é

extremamente difícil, podendo ocorrer o arraste hidráulico (*wash-out*), principalmente no caso do suporte ser de diâmetro muito pequeno. Para evitar o *wash-out* têm-se desenvolvido reatores com um sistema de separação trifásico (sólido/ líquido/gás) similar ao empregado no UASB. O reator de leito fluidizado opera com altas concentrações de biomassa (40 g/L), velocidade de líquido na faixa de 10 a 30 metros cúbicos por hora e carga orgânica na faixa de 20 a 27 kg DQO/m<sup>3</sup> dia (Armenante, 1993). A eficiência de remoção de DQO apresenta-se na faixa de 80 a 87% (Speece, 1983).

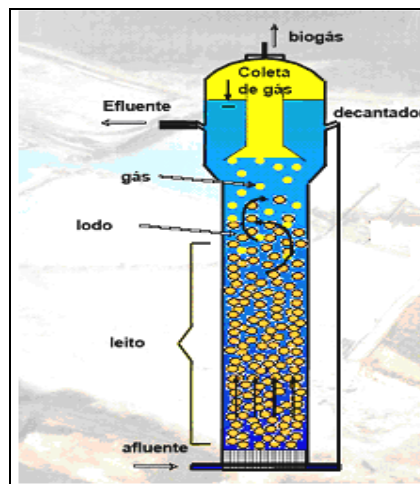


Figura 2.10: Esquema de um reator de leito fluidizado. Disponível em [http://hygeia.fsp.usp.br/seacs/pdf/tema9/tema9\\_-\\_dione\\_morita.pdf](http://hygeia.fsp.usp.br/seacs/pdf/tema9/tema9_-_dione_morita.pdf), Acesso Jan de 2006.

## D. Outros tipos

### Reator Híbrido

Um reator híbrido é qualquer reator originário da mistura de duas ou mais concepções de reatores (Figura 2.11). O tipo de reator híbrido mais comum é a combinação de um reator UASB na parte inferior e um filtro anaeróbio na parte superior. Estes tipos de reatores híbridos possuem de 20 – 30 % de seu volume preenchido com materiais estacionários ou em movimento, como espuma ou anéis de plásticos, com fins de retenção de biomassa, dispostos ao acaso (Speece, 1996).

Reatores híbridos procuram associar as vantagens do reator de fluxo ascendente e camada de lodo (UASB - Upflow anaerobic sludge blanket) ao filtro anaeróbio, diminuindo suas deficiências. (Keenan *et al.*, 1993)

O reator híbrido através da zona empacotada na parte superior serve como separador gás-sólido-líquido, além de ajudar na retenção do lodo, proporciona uma zona de polimento do efluente, aumentando a estabilidade do processo sob condições de operação transiente (Craveiro, 1994).

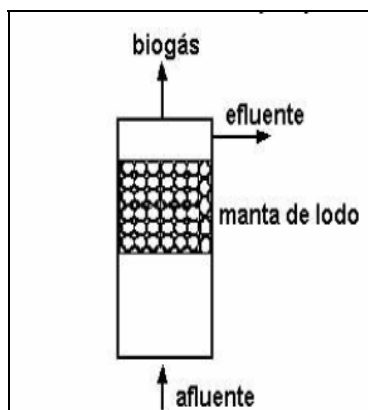


Figura 2.11: Esquema reatores híbridos (Rita, 2002).

### **Reator Tubular de Filme Fixo**

Este tipo de reator utiliza como suporte tubos ou placas dispostas de tal modo que se criam canais verticais (Figura 2.12). O material pode ser cerâmico, PVC, mantas de poliéster, etc. O reator normalmente é de fluxo ascendente e parte do mesmo princípio do filtro anaeróbio onde os microorganismos crescem aderidos ao suporte, onde formam uma película de biofilme na sua superfície. (Craveiro, 1994).

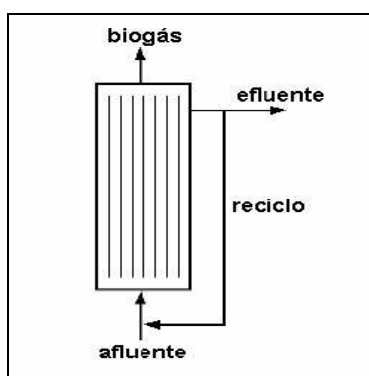


Figura 2.12: Reator Tubular de Filme Fixo (Rita, 2002)



### **Fermentação Anaeróbia em Fase Semi-Sólida (FAFSS)**

A fermentação anaeróbia em fase semi-sólida (FAFSS) é uma nova forma atrativa de tratamento economicamente viável em comparação com as práticas convencionais de disposição dos resíduos sólidos municipais, já mencionados anteriormente (Brummeler *et al.*, 1991; Kalyuzhnyi *et al.*, 2000). As vantagens adicionais relacionadas com essa forma de tratamento são: a geração de energia em forma de metano, a redução de emissões de CO<sub>2</sub>, que são responsáveis pelo aquecimento global e as altas cargas volumétricas que podem ser aplicadas neste sistema (Brummeler, *et al.*, 1991).

A digestão é estacionária sem haver remoção dos resíduos, e nenhuma mistura ou agitação interna ocorre no fermentador. Isto faz com que o processo seja simples, sem causar qualquer uso excessivo do fermentador prolongando a vida útil da planta.

Para Kalyuzhnyi *et al.*, (2000), na prática real com a operação de reatores para a FAFSS, os mesmos revelaram alguns problemas como é o caso de um processo de digestão anaeróbia desequilibrado durante a partida dos reatores. A maioria destes problemas está relacionada com o balanço misto freqüentemente entre a produção ácida (mais rápida) e o consumo ácido (mais lento) no sistema.

Um sistema para a digestão contínua da fração orgânica dos resíduos sólidos municipais tem sido desenvolvido para minimizar o elevado teor de umidade e propiciar uma nova fonte de energia renovável (biogás), o chamado processo Dranco (Dry Anaerobic Composting), onde o mesmo converte a fração orgânica putrescível em energia e em um composto com alta qualidade (Six and De Baere, 1992; Boelens and De Baere, 1995). Esse processo combina as características das elevadas velocidades de digestão e um baixo custo no que se refere ao material aterrado, como um sistema de tratamento atrativo para os resíduos sólidos orgânicos (Brummeler *et al.*, 1991).

Boelens e De Baere (1995) comentam que em sua pesquisa o processo Dranco foi operado em condições termofílicas, onde o resíduo é relativamente estabilizado e seguro higienicamente. Os microorganismos patogênicos são eliminados completamente devido às condições anaeróbias e termofílicas aplicadas no sistema.

Segundo Brummeler *et al.*, (1991) a recirculação do percolado produzido nesses fermentadores tem sido apontada como uma excelente técnica para acelerar o processo de degradação, favorecendo os mecanismos de decomposição, principalmente a atividade microbiana, pela neutralização da acidez do meio.

## 2.3 O BIOGÁS

O biogás era simplesmente encarado como um sub-produto, obtido a partir da decomposição anaeróbia (sem presença de oxigênio) de resíduos orgânicos. No entanto, a crise ambiental, a ratificação do Protocolo de Kyoto, a implementação do MDL e o rápido desenvolvimento econômico dos últimos anos, bem como a crescente elevação do preço dos combustíveis convencionais, vêm aumentando as pesquisas e investimentos na produção de energia a partir de novas fontes alternativas e economicamente atrativas que possibilitem a preservação dos recursos naturais esgotáveis.

O biogás proveniente da digestão anaeróbia de resíduos sólidos ou líquidos constitui uma fonte de energia alternativa, bem como contribui em muito na solução dos problemas ambientais, pois, reduz potencialmente os impactos da fonte poluidora. Sua composição é uma mistura de gases onde o metano e o dióxido de carbono estão em maiores proporções. O potencial energético do biogás está em função da quantidade de metano contida no gás que determina o seu poder calorífico. O teor de metano varia de 40 a 75% dependendo da fonte geradora. A quantidade de biogás produto da biodigestão corresponde somente a 2,0 a 4,0% do peso da matéria orgânica utilizada no processo (Castanón, 2002). Sua composição média é a seguinte segundo Tabela 2.7.

Tabela 2.7: Composição média do biogás proveniente de diferentes resíduos orgânicos  
(Castanon, 2002)

Gases	Porcentagem (%)
Metano (CH <sub>4</sub> )	40 – 75
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	25 – 40
Nitrogênio (N)	0,5 – 2,5
Oxigênio (O)	0,1 – 1
Acido sulfídrico (H <sub>2</sub> S)	0,1 – 0,5
Amônia (NH <sub>3</sub> )	0,1 – 0,5
Monóxido de Carbono (CO)	0 – 0,1
Hidrogênio (H)	1 - 3

O poder calorífico do biogás é variável estando na faixa de 22.500 a 25.000 kJ/m<sup>3</sup>, admitindo o metano com cerca de 35.800 kJ/m<sup>3</sup>. Isto significa um aproveitamento de

6,25 a 10 kWh/m<sup>3</sup> (Jordão et al., 1995). Sua potencialidade é demonstrada quando tratado, pois o seu poder calorífico pode chegar a 60% do poder calorífico do gás natural. A Tabela 2. 8 apresenta uma comparação entre os PCI's de diferentes gases.

O biogás é um gás corrosivo, exigindo cuidados especiais com os materiais empregados nos equipamentos utilizados. Esta característica é consequência da presença de sulfeto de hidrogênio (ácido sulfídrico – H<sub>2</sub>S). No Brasil o limite de emissão para os sulfetos, segundo o CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente, não pode ultrapassar 1,0 mg/l S. As substâncias que contem enxofre, usualmente consideradas poluentes do ar podem ser classificadas da seguinte forma: SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, sulfatos. Segundo os padrões nacionais de qualidade do ar fixados na Resolução CONAMA nº 3, de 28/06/90, no Brasil existem limites somente para o dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) (Padrão primário – 365 µg/m<sup>3</sup> e Padrão secundário – 100 µg/m<sup>3</sup> em 24 horas), também considerado como produto da combustão do biogás e nocivos a saúde. A amônia também em baixas concentrações é corrosiva para o cobre, podendo emitir como produto da combustão os óxidos de nitrogênio também nocivos à saúde e ao ambiente.

Tabela 2. 8: PCI de diferentes gases. (Castanon, 2002).

Gás	PCI (kcal/m <sup>3</sup> )	PCI (kJ/m <sup>3</sup> )
Metano	8.500	35.558
Propano	22.000	92.109
Butano	28.000	117.230
Gás Natural	7.600	31.819
Biometano	5.500	23.027

Ao contrário do propano e butano, o metano é um gás leve e de densidade mais fraca, isto faz com que ele ocupe um volume significativo e dificulte sua liquefação, tornando difícil seu transporte e armazenamento. A Tabela 2.9 mostra a equivalência energética de 1 m<sup>3</sup> de biogás com outras fontes.

Tabela 2.9: Equivalência energética entre 1 m<sup>3</sup> de Biogás e outras fontes energéticas.  
(Adaptado de Pompermayer, 2000).

<b>Fonte</b>	<b>Faixa</b>	<b>Fonte</b>	<b>Faixa</b>
Gasolina (l)	0,61 - 0,70	Álcool (l)	0,80
Querosene (l)	0,58 - 0,62	Carvão Mineral (kg)	0,74
Óleo Diesel (l)	0,55	Lenha (kg)	3,50
GLP (kg)	0,40 - 1,43	Eletricidade (kWh)	1,25 – 1,43

Segundo o CENBIO, 2001, de uma forma geral, a produção de energia elétrica a partir de biogás apresenta as seguintes vantagens:

**Para a sociedade:**

- Geração de empregos e eliminação ou redução de subempregos;
- Geração descentralizada e próxima aos pontos de carga, a partir de uma fonte renovável que vem sendo tratada como resíduo;
- Colaboração para a viabilidade econômica do saneamento básico.

**Para as prefeituras:**

- Possibilidade de receita extra, proveniente da energia gerada com biogás e vendida às concessionárias;
- Contribuição para a viabilidade econômica do tratamento do lixo;
- Menor rejeição social das instalações de saneamento, uma vez que elas passam a ser gerenciadas de forma melhor, representando um exemplo a ser seguido.

**Para as estações de tratamento de esgotos, gerenciadoras de aterros e outras:**

- Redução na quantidade de eletricidade comprada da concessionária;
- Possibilidade eventual de venda de eletricidade à rede;
- Possibilidade de uso de processos de cogeração, ou seja, a geração de eletricidade tem como subproduto calor, a ser usado no tratamento do esgoto, ou mesmo, ser vendido a terceiros.

**Para o meio ambiente:**

- Redução das emissões de metano para a atmosfera, pois este é um importante gás de efeito estufa. O seu potencial de aquecimento global é muito maior que o de CO<sub>2</sub>;
- Redução do consumo de combustíveis fósseis, principais responsáveis pelo efeito estufa;
- Redução na geração de odor para as vizinhanças, de chorume e de contaminação do lençol freático;
- Melhoria nas condições dos lixões, que representam mais de 70% da condição de disposição nacional do lixo.

As principais barreiras existentes são as seguintes:

**Tecnológicas:**

- Limpeza do gás;
- Necessidade de planta de demonstração no país.

**Econômicas:**

- Investimento elevado dependendo da fonte de biogás;
- A análise econômica convencional, desconsidera benefícios ambientais (emissões de metano – saneamento).

### 2.3.1 LIMPEZA DO BIOGÁS

A presença de substâncias não combustíveis no biogás, como a água e o dióxido de carbono prejudica o processo de queima, tornando-o menos eficiente. Estas substâncias absorvem parte de energia gerada. Além destes, também há a presença de gás sulfídrico (H<sub>2</sub>S) que pode acarretar corrosão, diminuindo tanto o rendimento, quanto à vida útil do motor térmico utilizado. A maioria dos digestores anaeróbios produz um biogás que contém entre 0,3 a 2% de H<sub>2</sub>S, observando-se também a presença de traços de nitrogênio e hidrogênio (Coelho, 2004). Dependendo da aplicação é recomendável a purificação do biogás removendo o H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, e a umidade. As práticas mais utilizadas são:

### • Remoção de umidade

Pode ser feita com glicóis, com sílica gel, etc, dependendo da utilização final do gás será estabelecido o grau de umidade aceitável.

### • Remoção de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>)

Existe uma variedade de processos de remoção do CO<sub>2</sub> presente no gás natural utilizado pelas indústrias petroquímicas. Diferentes mecanismos conseguem separar alguns constituintes do gás, entre eles: absorção física e química, adsorção em uma superfície continua, separação por membranas, separação criogênica e separação a partir de conversão química (reações químicas), como são apresentados a seguir:

#### a) **Absorção Física**

O método de absorção físico/química para lavagem do biogás é comumente aplicado e efetivo até mesmo para baixas produções de biogás. A facilidade e o baixo custo deste método envolvem o uso da água pressurizada como absorvente e pouca infraestrutura.

O biogás é comprimido e alimentado no sentido ascendente no leito de uma coluna de absorção e água pressurizada é pulverizada em sentido contrário ao biogás, do topo. O processo de absorção é contra corrente. Assim o CO<sub>2</sub> e o H<sub>2</sub>S são dissolvidos na água sendo coletados no fundo da torre de absorção. A água pode ser recirculada para a primeira lavagem do biogás na torre. Sendo este um dos métodos mais simples de lavagem do biogás.

Bhattacharya et al., (1988), desenvolveram um sistema de lavagem de gás onde se obteve 100% de metano puro, mas depende de fatores como: dimensões da torre de lavagem, pressão de gás, composição de biogás, vazão e pureza da água utilizada.

Khapre (1989) projetou um tipo contínuo de lavador contra corrente com uma taxa de fluxo do gás de 1,8 m<sup>3</sup>/h em 0,48 bar de pressão e taxas de entrada de água de 0,465 m<sup>3</sup>/h. Reduziu-se continuamente CO<sub>2</sub> de 30% na entrada a 2% na saída em volume.

Dubey (2000) fez um experimento com três lavadores da água com os seguintes diâmetros: 150 milímetros (altura: 1.5 m), 100 milímetros (altura: 10 m) e 75 milímetros (altura: 10 m) para absorver o CO<sub>2</sub> (37-41%) no biogás. Encontrou que a absorção do CO<sub>2</sub> foi influenciada pelas taxas de fluxo do gás e da água e pelos diâmetros diferentes dos lavadores.

O método de remoção de CO<sub>2</sub> a partir de lavadores com água é bastante conhecido em plantas de biogás com na Suécia, França e EUA. Os resultados mostram que de 5-10% de CO<sub>2</sub> permanece após a lavagem (Wellinger et al., 1999).

### **b) Absorção Química**

A absorção química envolve a formação de ligações químicas reversíveis entre o soluto e o solvente. A regeneração do solvente envolve conseqüentemente a quebra destas ligações e corresponde a uma entrada de energia relativamente elevada. Solventes químicos geralmente empregados são soluções aquosas de aminas ou soluções de sais alcalinos como hidróxidos de sódio, cálcio ou potássio.

Biswas et al., (1977) relatou que ao atravessar uma solução aquosa a 10% de mono-etanolamina (MEA), reduziu-se o teor de CO<sub>2</sub> do biogás de 40 a 0,5-1,0% em volume. A solução de MEA pode ser regenerada completamente fervendo-a por 5 minutos assim podendo ser usada outra vez.

Savery & Cruzon (1972), sugeriu que três reagentes (NaOH, o KOH e o Ca(OH)<sub>2</sub>) podem ser usados em lavadores de biogás. A absorção de CO<sub>2</sub> na solução alcalina é feita por agitação. Isso cria uma turbulência necessária para dar o tempo de contato entre o líquido e o gás. Outro fator importante para a eficiência de absorção é concentração da solução.

A remoção de CO<sub>2</sub> utilizando carbonato de potássio (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) é o processo mais utilizado para a remoção industrial de CO<sub>2</sub>. Tal processo consiste basicamente na introdução do gás na base da coluna de absorção enquanto a solução absorvedora, de 20 a 30 % em peso de K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> é injetada no topo da coluna. A temperatura de operação é em torno de 110° C tanto para absorção com para a regeneração. A reação inversa na coluna de regeneração resulta na liberação de CO<sub>2</sub> para atmosfera. A simples redução da pressão ao passar da coluna de absorção para a de regeneração libera parte do CO<sub>2</sub>, o restante é retirado através da injeção de vapor no fundo da coluna de regeneração. Esta solução apresenta efeitos corrosivos sendo, portanto necessário selecionar inibidores de corrosão para se poder construir as colunas de aço carbono.

### **c) Adsorção sobre uma superfície sólida**

O processo de adsorção envolve transferência do soluto do gás à superfície de um material sólido, onde concentram principalmente em conseqüência das forças Van der Waals. Os adsorventes comerciais são geralmente sólidos granular com uma área de

superfície grande por a unidade de volume. Dependendo do adsorvente utilizado no processo pode-se remover seletivamente ou simultaneamente o  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , umidade e outras impurezas do biogás. A purificação do biogás pode também ser realizada usando alguns adsorventes como sílica, alumina, carvão ativado ou silicatos (Wise, 1981). Este processo ocorre em altas temperaturas e pressões. Possui uma boa capacidade de remoção de umidade, projeto simples e fácil de operar. Mas é um processo caro com requerimentos de alta queda de pressão.

#### **d) Separação por membranas**

O princípio é que alguns componentes do biogás podem ser transportados através de uma membrana fina ( $<1\text{mm}$ ) enquanto outros ficam retidos. O transporte de cada componente acontece por diferença de pressão parcial e pela dependência do componente a permeabilidade do material da membrana. Para o metano com alta pureza a permeabilidade deve ser alta. Uma membrana sólida construída de polímeros de acetato-celulose é de 20 e 60 vezes mais permeável para o  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{S}$ , respectivamente, do que para o  $\text{CH}_4$ . A pressão requerida pelo processo é de 25-40 bar.

Rautenbach et al., (1987) projetou uma planta piloto para remover o  $\text{CO}_2$  do biogás usando a técnica de separação por membranas. Ele mostrou que membranas de acetato-celulose são mais permeáveis ao  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$  e  $\text{H}_2\text{S}$ . A melhor separação ocorreu a uma temperatura de  $25^\circ\text{C}$  e uma pressão de 5,50 bar.

O fluxo de gás que atravessa a membrana aumenta proporcionalmente com a diferença de pressão parcial. Assim, quanto maior a diferença de pressão menor é a área requerida da membrana. Entretanto, a pressão máxima que a membrana pode suportar deve ser levada em consideração (Glub et al., 1991).

#### **e) Separação Criogênica**

O método criogênico de purificação do biogás envolve a separação dos componentes do gás por condensação e destilação fracionária a baixas temperaturas. Este processo tem a vantagem de recuperar o componente puro em forma de líquido e transportá-lo convencionalmente. Mas possui duas desvantagens: alto custo de investimento e operação e baixa eficiência térmica devido a variação de fluxo. Neste processo o biogás é comprimido a aproximadamente 80 bar. O compressor utilizado é de múltiplos estágios com “intercooling”. O biogás é refrigerado por chillers e trocadores de calor acima de  $-45^\circ\text{C}$ , condensado o  $\text{CO}_2$  que é removido e separado.



Posteriormente o CO<sub>2</sub> é processado para recuperar o metano que é reciclado para a entrada de gás. Neste processo consegue-se obter 97% de metano puro (Hagen et al., 2001).

#### **f) Método de conversão química**

O método químico de conversão pode ser utilizado para alcançar altas purezas no biogás. Reduz as concentrações indesejáveis de alguns componentes do biogás em baixíssimos níveis. Geralmente o processo químico de conversão é usado depois que a remoção foi realizada por outros métodos. Um destes processos é a metanação (methanation), em que o CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub> são convertidos cataliticamente em metano e água. O processo químico de conversão é extremamente caro e não é autorizado na maioria de aplicações do biogás (Glub et al., 1991). Há exigência de uma grande quantidade de hidrogênio puro fazendo com que este processo seja também o processo geralmente inviável.

#### **• Remoção de H<sub>2</sub>S**

O ácido sulfídrico (H<sub>2</sub>S) está sempre presente no biogás em diversas concentrações. Ele deve ser removido, pois pode causar corrosão no compressor, nos tanques de armazenamento e nos motores em geral (Wellinger et al., 1999). O H<sub>2</sub>S é corrosivo e tóxico, bem como, causa danos ao ambiente, pois durante a combustão é convertido em dióxido de enxofre. Também pode afetar o processo de digestão anaeróbia por inibição. Os principais processos de remoção de H<sub>2</sub>S utilizados podem ser divididos em duas categorias gerais: processo seco de oxidação e processos de oxidação na fase líquida.

#### **a) Processos de Oxidação a seco (Dry oxidation process)**

Estes processos são usados para remover o H<sub>2</sub>S do biogás pela conversão para enxofre ou óxidos de enxofre. É utilizado quando o teor de enxofre no gás é relativamente baixo e requer alta pureza. Alguns destes métodos são descritos abaixo:

##### **a.1) Introdução de oxigênio /ar no sistema de biogás**

Uma pequena quantidade de oxigênio (2-6%) é introduzida no sistema de biogás usando compressor. Em consequência, o sulfeto no biogás é oxidado em enxofre

reduzindo a concentração do H<sub>2</sub>S. A reação que ocorre é a apresentada na seguinte equação 2.8.:



Este processo tem um baixo custo de investimento e operação e é relativamente simples. Não são necessários produtos químicos nem equipamentos especiais. Dependendo da temperatura, do tempo de reação e local onde o ar é adicionado, a concentração do H<sub>2</sub>S é reduzida em até 95%, menos do que 50 ppm. Entretanto deve-se ficar atento a quantidade de ar no biogás, que pode ser explosivo em uma escala de 6 - 12%, dependendo da quantidade de metano no biogás (Wellinger et al., 1999).

### **a.2) Adsorção utilizando óxidos de ferro**

O H<sub>2</sub>S reage com os hidróxidos e óxidos de ferro para formar sulfeto de ferro. O biogás passa através de pellets de óxidos de ferro e remove o H<sub>2</sub>S. Quando estes pellets são completamente recobertos por enxofre eles são removidos para regeneração do enxofre. É um método simples, mas durante a regeneração ocorre perda de calor. Este processo é sensível á presença de água no biogás. Pequenos pedaços de madeira cobertos com óxidos de ferro também são utilizados, pois possuem uma ampla superfície de contato.

Este processo também pode ser feito com carvão ativado. O carvão também age como um catalisador (Hagen et al., 2001). Um dos principais parâmetros para remoção do odor é a área superficial do sólido adsorvente. Outros sólidos também são utilizados mas com menor frequência, são eles: alumina, bauxita, sílica gel e o carvão vegetal. Esses materiais são menos utilizados devido a sua regeneração que é problemática e também está ligada a absorção de água que reduz a eficiência de adsorção. Podem ser construídos leitos rasos com alta vazão de gás que podem ser utilizados até um ano e meio antes de ser trocados. São utilizadas velocidades superficiais de 0,13 a 0,18 m/s para se controlar o odor. A temperatura do efluente não pode ultrapassar 52 °C e a umidade relativa deve ser abaixo de 50%, porque nas faixas superiores a estas os gases não são facilmente absorvidos. O carvão após sua vida útil pode ser reativado, pelo próprio fornecedor, em processos em processos termoquímicos a temperaturas na faixa de 600°C.

## **b) Processos de oxidação na fase líquida**

Estes processos são geralmente utilizados em tratamento de gases onde a concentração de  $H_2S$  é relativamente baixa. São eles: processo de absorção física e processo de absorção química.

### **b.1) Processo de absorção física**

Neste processo o  $H_2S$  pode ser absorvido por um solvente, que pode ser a água. O consumo de água é relativamente alto para a quantidade pequena de  $H_2S$  absorvido. Para melhorar o processo algumas substâncias químicas podem ser adicionadas a água como o NaOH. Os subprodutos formados são sulfetos ou hidrossulfetos de sódio que não podem ser recuperados e devem ser tratados para sua disposição final.

### **b.2) Processo de absorção química**

A absorção química do  $H_2S$  pode ser feita com soluções de sais de ferro, tais como o cloreto de ferro. Este método é altamente eficaz na redução de altos níveis de  $H_2S$ . Os produtos formados são precipitados insolúveis.  $FeCl_3$  pode ser diretamente adicionado no digestor. Estes métodos de remoção de  $H_2S$  são mais apropriados para digestores anaeróbios de pequeno porte, mas todos os outros processos são economicamente viáveis em plantas de grande escala. Por este método a concentração final de  $H_2S$  chega em torno de 10 ppm.

### **• Remoção de Partículas**

Pelo fato da eficiência de retenção dos lavadores ser proporcional ao consumo de energia utilizada na sua operação, algumas unidades que trabalham com baixa perda de pressão no fluxo de gases são menos eficientes do que unidades que operam com perdas de pressão maiores. Os tipos mais comuns de lavadores são:

#### **a) Lavadores Tipo Torre**

Eficiente na coleta de particulados. As torres basicamente possuem uma grande superfície de contato e são projetadas para absorção de gases. Funcionam com baixa perda de pressão. Seu funcionamento é o seguinte: o efluente gasoso entra por uma abertura na parte inferior do equipamento e escoar na direção do topo do lavador. A solução é atomizada sobre a superfície de contato e drenada por gravidade para ser recirculada, purificada parcialmente pela separação por sedimentação que ocorre no

fundo do lavador. Quanto mais profunda a superfície de contato maior o tempo de contato entre o gás e o líquido aumentando sua eficiência. A velocidade do gás ideal é geralmente entre 0,6 – 1,2 m/s e o tamanho das gotas abaixo de 1,0 mm.

#### **b) Lavadores centrífugos**

O aumento da velocidade relativa entre as gotículas de líquido e a corrente gasosa, chamada de centrifugação do gás pode elevar a eficiência dos lavadores. O gás pode entrar tangencialmente no lavador e possível também colocar em seu interior uma série de aletas que promovam a movimentação em rotação do gás, fazendo com que ocorra esse efeito de centrifugação. As gotículas são bem menores nos lavadores centrífugos do que nas torres, podendo ocorrer a evaporação da água dentro do lavador. Para que não ocorra este problema costuma-se saturar os gases de umidade antes da sua entrada no lavador.

#### **c) Lavadores Venturi**

Empregado na absorção de gases e remoção de partículas. Caracteriza-se por uma grande perda de pressão no gás aumentando assim o custo operacional do Venturi em relação aos outros lavadores. O gás a ser tratado entra pela seção convergente do Venturi, e passa pela garganta, onde o fluxo de gás recebe um jato de água que se desintegra formando gotículas muito pequenas. Se o gás nesta região for saturado ou supersaturado de umidade, haverá condensação sobre as partículas na região de maior pressão do difusor aumentando a eficiência. A pressão volta a subir após a garganta, no difusor, mas não atinge o valor inicial.

### **2.3.2 Compressão e Armazenamento de Biogás**

O biogás contendo principalmente metano não pode ser facilmente armazenado e nem liquefeito a pressão e temperatura ambiente (temperatura crítica de  $-82^{\circ}\text{C}$  e pressão 47,5 bar). A compressão é melhor no biogás limpo. Os sistemas de armazenamento mais comumente utilizados são apresentados na Tabela 2.10.

Tabela 2.10: Sistemas de armazenamento de biogás.(Kapdi, 2004)

<b>Pressão</b>	<b>Estocagem</b>	<b>Material</b>
Baixa (0,138 – 0,414 bar)	Selo d'água	Aço
Baixa	Gás 'bag'	Plástico, vinil, lona (borracha)
Média (1,05 – 1,97 bar)	Tanques de propano e butano	Aço
Alta (200 bar)	Cilindros comerciais de gás	Aço

Khapre (1989) conduziu um estudo sobre lavagem e compressão do biogás e subsequente usado para coção de alimentos. Durante a limpeza e compressão do biogás foi reduzido de 0,591 m<sup>3</sup> para 0,353 m<sup>3</sup> para o uso de uma família de seis pessoas. Ele estocou o biogás limpo e comprimido a uma pressão de 7 bar em um cilindro com capacidade de 0,1 m<sup>3</sup>.

Um experimento na Bélgica feito com dejetos de aves domésticas, onde o biogás limpo e comprimido foi estocado em um tanque de aço de 0,2m<sup>3</sup> a uma pressão de 4 bar (Anonymous 1985 apud Kapdi, 2004).

Segundo Alves, 2000 e CAPSTONE, 2001, para utilização do biogás é necessário se fazer a purificação através das seguintes técnicas (Tabela 2.11):

Tabela 2.11: Técnicas de remoção de impurezas do biogás (Fonte: <sup>1</sup>Alves, 2000, <sup>2</sup>CAPSTONE, 2001).

Impureza	Descrição Geral	Detalhes
Água <sup>1</sup>	Adsorção	Sílica Geral
		Peneira Molecular
		Alumina
	Absorção	Etileno glicol (temperatura -6,7°C)
		Selexol
Refrigeração	Resfriamento a 2°C	
Hidrocarbonetos <sup>1</sup>	Adsorção	Carvão Ativado
	Absorção	Óleo leve
		Etileno glicol
		Selexol (temperatura entre -6,7 e -33,9°C)
	Combinação	Refrigeração com etileno glicol e adsorção em carvão ativado
CO <sub>2</sub> e H <sub>2</sub> S <sup>1</sup>	Absorção	Solventes orgânicos
		Selexol
		Flúor
		Rectisol
		Soluções de sais alcalinos
		Potássio a alta temperatura
		Alcanolaminas
		Mono, di – tri etanol amina
		Deglicolamina
	Ucarsol –CR (solvente)	
	Adsorção	Peneiras moleculares
Carvão ativado		
Separação por membranas	Membrana de fibra oca	
Siloxina <sup>2</sup>	Adsorção	Carvão ativado

### 2.3.3 Medidas de Segurança para utilização do biogás

O principal perigo na utilização do biogás é quanto a explosões, devido a seus componentes quando o metano se mistura com o ar. A literatura recomenda que a concentração de metano seja mantida fora da faixa de 5-15% (em volume) e a de oxigênio inferior a 3-15%. A atenção maior deve se concentrar para não ocorrer a entrada de ar nas etapas de transporte, armazenamento ou tratamento. As principais medidas de segurança para os sistemas com biogás são:

- Evitar vazamentos utilizando materiais adequados para execução dos reatores, armazenamentos e transporte dos gases;

- Instalação de pára-raios;
- Treinamento regular do pessoal que opera no sistema de tratamento;
- Sinalização adequada nas áreas de maior perigo;
- Evitar aumento da temperatura do biogás nas etapas de armazenamento e transporte;
  - Instalação de equipamentos corta-chamas na sucção de gases ou em setores em que se prevê a compressão dos gases;
  - Os flares devem ser instalados longe de vias de circulação, cercados e equipados com dispositivos corta-chamas;
  - Devem se prever drenos para a extração de vapores condensados da mistura de gases.
  - Deve se fazer um monitoramento da composição do biogás;
  - Critérios de segurança e execução feitas por empresas especializadas.
  - Respeitar normas relativas a projeto de sistemas de gases combustíveis.

### 2.3.4 Qualidade do biogás

A utilização do biogás na geração termelétrica requer atenção pelo conteúdo de ácido sulfídrico ( $H_2S$ ) e pela umidade contida no biogás. Muitos pesquisadores recomendam o limite de  $H_2S$  de 10 ppm ou 0,01% em volume (Cummins, 1985). Por este principal motivo se recomenda a limpeza prévia do biogás antes de qualquer utilização em máquinas térmicas. Se estes limites forem excedidos não se pode garantir um bom funcionamento dos motores de combustão interna. Já para tecnologias avançadas de geração deve-se fazer a remoção total destas substâncias. Segundo a Capstone, 2007, para microturbinas com potência elétrica de 65 kW, permite um conteúdo de  $H_2S$  no biogás de 5000 ppmv.

Os principais contaminantes do gás dos digestores anaeróbios para o uso em células a combustível e microturbinas a gás são os compostos halogenados e o enxofre. Outros potenciais contaminantes que necessitam serem eliminados são sólidos, líquidos água e condensado, e bactérias que podem estar presentes no biogás. Segundo Spiegel, 1999, os valores máximos permissíveis para estes contaminantes em células a combustível são mostrados na Tabela 2.12.

Tabela 2.12: Qualidade do biogás, concentração limite de contaminantes para aplicações em células combustíveis. (Spiegel, 1999).

Contaminantes do Biogás	Requerimentos para o uso em células a combustível <sup>a</sup>	Comentário
H <sub>2</sub> S	<4ppmv <sup>b</sup>	Degradação do catalisador do processamento do combustível por reforma.
Halogenos (F, Cl, Br)	<4ppmv <sup>c</sup>	Corrosão dos componentes do processamento de combustível
NMOCs <sup>d</sup>	<0,5%	Degradação dos catalisadores do processamento por deslocamento
O <sub>2</sub>	<4%	O excesso de oxigênio aumenta a temperatura do leito de combustível da célula.
NH <sub>3</sub>	<0,5%	Desempenho do “stack” (pilha) da célula combustível
	<1 ppmv	Formação de NH <sub>3</sub> no reformador
N <sub>2</sub>	<3,5%	Desempenho do “stack” (pilha) da célula combustível
H <sub>2</sub> O	Remover umidade e condensado	Danos na válvula controladora de combustível; Transporte de bactérias fosfatadas
Bactérias / sólidos	Remover todos sólidos e bactérias	Possíveis estragos nas tubulações e leitos do processamento de combustível

a- Operando com biogás (composição: 60% CH<sub>4</sub>, 40% CO<sub>2</sub>).

b- Com leito de óxido de zinco como protetor de enxofre.

c- Com opcional leito protetor de halogenados no processamento de combustível.

d- Compostos Orgânicos Não-Metano.

A Tabela 2.13 apresenta os requerimentos de pré-tratamento do biogás para uma aplicação comercial em células combustíveis. O sistema utiliza um leito de absorção de enxofre para remoção de H<sub>2</sub>S. Este leito dessulfurizador opera a temperatura e pressão ambiente e converte o H<sub>2</sub>S em água e enxofre elementar via reação de Claus ( $H_2S + 1/2O_2 \rightarrow H_2O + S_{(s)}$ ). O elemento enxofre produzido é adsorvido por leito de carvão ativado. Um sistema de injeção de ar é requerido para controlar níveis de O<sub>2</sub>, entre 0,3 – 0,5% em volume. Um filtro contracorrente é adicionado para remover os possíveis sólidos, bactérias e líquidos presentes no biogás. Os dados indicam uma alta capacidade de adsorção e alta eficiência de remoção de enxofre com 100% de remoção de H<sub>2</sub>S. Mas para que ocorra o processo de remoção do H<sub>2</sub>S em enxofre, são requeridos baixos níveis de oxigênio. Testes indicam que somente 0,1% de O<sub>2</sub> é suficiente para iniciar o processo



de absorção descrito anteriormente. O baixo tempo de residência corresponde a uma velocidade do gás de 15 – 18 m/min (metros por minutos).

Tabela 2.13: Requerimento do sistema de pré-tratamento para o uso comercial do biogás em células a combustíveis. (Spiegel, 1999).

Contaminantes do biogás	Faixa de concentração dos contaminantes	Requerimentos do pré-tratamento
Enxofre (H <sub>2</sub> S)	> 200 ppmv	Redução do conteúdo de enxofre para < 4ppmv
Halogenos (F, Cl, Br)	> 4 ppmv	Não requer tratamento se for usado um leito protetor de halogenos.
NMOC's <sup>a</sup>	Baixos ppm	-
O <sub>2</sub>	<0,5%	-
	>0,5%	Requer atenção
NH <sub>3</sub>	-	-
N <sub>2</sub>	>4%	-
H <sub>2</sub> O	Saturada 35-43°C	Remover condensados
Bactérias/sólidos	Talvez presente no gás	Remover sólidos e umidade

a- Compostos Orgânicos Não-Metano.

Três pontos importantes devem ser levados em consideração quando se utiliza biogás em células combustíveis. O primeiro é a adição de um sistema de pré-tratamento do biogás para remoção do H<sub>2</sub>S e compostos halogenados, como visto anteriormente. O segundo ponto é a presença de componentes mecânicos para o suprimento do biogás devido a um aumento no fluxo de gás resultante do aumento de CO<sub>2</sub> (menor poder calorífico). E o terceiro é a redução da eficiência da central termelétrica em aproximadamente 5% em comparação com uma central a gás natural, devido também ao menor poder calorífico. Uma consequência disto é a redução da eficiência e um aumento da quantidade de calor que pode ser recuperável pela central.

Um módulo de uma central termelétrica com célula combustível de 200 kW operando com biogás em substituição ao gás natural pode ser projetado sem a necessidade de mudanças tecnológicas. O projeto poderia requerer alguns componentes para acomodar um aumento do fluxo de gás com um mínimo de queda de pressão. A Tabela 2. 14 apresenta uma comparação do desempenho de uma central termelétrica com célula combustível operando com biogás e gás natural.

Tabela 2. 14: Comparação do desempenho da célula combustível com potência nominal de 200 kW (Spiegel, 1999).

Paramêtros	CTE a Gás Natural	CTE a Gás de Digestão Anaeróbia (Biogás)
Eficiência Elétrica (LHV) (%)	40,0	38,0
Heat Rate (HHV) (kcal/kWh)	2.395	2.495
Calor disponível (kcal/h)	190.000	200.000
Temperatura ambiente recuperação de água (°C)	35	35
Combustível “Startup”	Gás natural	Biogás

As emissões atmosféricas estimadas da utilização de células combustíveis operando com biogás são apresentados na Tabela 2. 15.

Tabela 2. 15: Emissões estimadas de células combustíveis. (Spiegel, 1999).

Poluentes	Emissões kg/GJ (Biogás)
NO <sub>x</sub>	0,000703
SO <sub>x</sub>	Não detectado
Particulados	Não detectado
CO	0,1032
Hidrocarbonetos (exceto metano)	0,0000165

Um exemplo de uma central termelétrica PC 25 foi projetada para operar com gás natural e com uma potência elétrica líquida de 200kW. A operação desta mesma central com biogás necessita de algumas alterações devido ao menor poder calorífico do mesmo que possui de 35-40% de CO<sub>2</sub> em seu volume. Isto significa um aumento de massa e volume no fluxo de gás sendo necessárias mudanças nas condições de operação. Alguns requerimentos deste sistema modificado são:

- Modificações no software de controle (passar de gás natural para biogás com alta densidade e menor poder calorífico);
- Modificação do orifício de saída do catodo (aumento de queda de pressão);
- Modificação do orifício de recirculação do sistema de processamento de combustível (redução de queda de pressão);
- Aumento da faixa de controle de vazão de combustível (redução de queda de pressão);
- Substituição do ejetor por outro com maior capacidade de carga;
- Substituição do soprador por outro com maior capacidade de carga.

## 2.4 TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO ENERGÉTICA DO BIOGÁS

### 2.4.1 Motor de Combustão Interna Alternativo

Os motores de combustão interna são extensamente usados por poderem operar com diferentes tipos de combustíveis tanto líquidos como gasosos. São máquinas térmicas nas quais a energia química do combustível se transforma em trabalho mecânico, sendo que o fluido de trabalho consiste dos produtos da combustão da mistura ar-combustível, e a câmara de combustão e o próprio processo de combustão e estão integrados ao funcionamento geral de motor. Representam a tecnologia mais difundida dentre as máquinas térmicas, devido a sua simplicidade, robustez e alta relação potência/peso, o que faz com que estes acionadores sejam empregados em larga escala como elementos de propulsão para geração de eletricidade contínua, de back-up ou de carga de pico e para acionamento de bombas, compressores ou qualquer outro tipo de carga estacionária.

São máquinas simples e robustas. São os equipamentos mais utilizados para a queima do biogás por sua flexibilidade.

Os MCI do tipo alternativo são divididos em motores de ignição por centelha ou Otto e de ignição por compressão ou Diesel. Podem ser de dois ou quatro tempos. Nos motores de ciclo Otto, a mistura ar/combustível é admitida na câmara de combustão e inflamada por meio de uma vela de ignição. Já nos motores Diesel (ciclo Diesel), o ar admitido na câmara de combustão e comprimido até uma pressão suficiente para que ocorra a combustão espontânea quando o combustível for injetado. Para aplicações de geração de eletricidade os motores são divididos em quatro grupos: motores Diesel, motores de ignição por centelhas tradicionais ou a gás, motores duplo combustível e motores gás-Diesel. Os motores Diesel dominam o mercado para potências até 5 MW e para sistemas de emergência ('back-up') e 'Standby' pois possuem menor custo de geração, ou seja, os motores de ignição por centelha possuem custos iniciais menores, mas um custo de combustível maior (Liss, 1999).

As principais características desses sistemas são:

- São utilizados para pequenas e médias demandas elétricas, de centenas de kW até dezenas de MW.
- Podem utilizar diversos tipos de combustíveis líquidos ou gasosos tais como óleo diesel, óleo pesado, gás natural, biogás ou ainda uma mistura deles. Isso é bastante vantajoso, pois o sistema torna-se muito flexível.
- A relação energia térmica/energia mecânica é menor que os outros acionadores primários, o que pode ser interessante para cogeração no setor terciário.
- A eficiência dos motores de combustão interna não é tão sensível às condições ambientais locais (temperatura, pressão e umidade) quanto são as turbinas a gás.
- As instalações são modulares e flexíveis, com isto o tempo de construção de uma central é curto e a entrada em operação (start-up) é rápida. Além de serem apropriados para as condições de partidas e paradas diárias.
- Possui alta relação potência/peso.
- Requerem manutenções mais frequentes.

Um estudo realizado por Lombard et al. (2004), a eficiência do motor decresce drasticamente quando o teor de  $\text{CH}_4$  é menor que 50%. O custo de manutenção é fixo (até mesmo quando utilizado com cargas parciais), ocorrem perdas auxiliares constantes quando em cargas parciais, o operador tem que reiniciar manualmente a máquina e o “start up” é muito sensível ao conteúdo do metano.

Atualmente os motores de combustão interna já vêm preparados para queimar o biogás com diferentes teores de metano, dióxido de carbono e ácido sulfídrico. Os conjuntos motogeradores de energia elétrica representam um importante avanço na geração de energia elétrica limpa e renovável, a partir do biogás. Cada container (12 metros de comprimento) vem equipado com os seguintes itens (Brasmetano, 2007):

- Motor a Biogás, turbo alimentado com intercooler, de fabricação nacional,
- Sistema de alimentação e ignição gerenciadas eletronicamente,
- Geradores sem escovas,
- Painel de comando manual,
- Unidade de auto-alimentação de biogás de acionamento direto pelo motor,
- Filtros desumidificadores,

- Unidade de aquecimento / controle de temperatura do Biogás, incorporado à Unidade de auto-alimentação.
- Unidade de resfriamento, controle da temperatura do motor,
- Unidade de segurança, composta de válvulas de bloqueio automáticas.

## 2.4.2 Caldeiras

Algumas considerações devem ser feitas para a combustão direta do gás em caldeiras, a fim de assegurar o funcionamento adequado do sistema. A adaptação desses equipamentos para uso do biogás pode ser realizada com pequenas modificações, buscando a adequação às características do novo combustível.

Os níveis de umidade do gás devem ser controlados com a instalação de purgadores e linhas de condensado para impedir danos aos equipamentos e problemas na operação das caldeiras. A vazão de biogás deve ser aumentada com a instalação de uma válvula de controle do combustível mais adequada, uma vez que o biogás possui menor quantidade de metano que o gás natural, sendo necessária uma maior quantidade do mesmo. A instabilidade da chama, decorrente da menor concentração de metano e das flutuações na composição do biogás podem ser controladas com a instalação de sensores ultravioletas que monitoram a chama da caldeira impedindo que esta apague ou com o uso de um sistema de combustível auxiliar como backup em situações de variação na chama (USEPA, 2001).

A corrosão devido à umidade e o ácido sulfídrico presentes no biogás é outro problema nas caldeiras que usam este gás combustível, uma vez que compostos de cloro nos gases de exaustão comprometem pré-aquecedores de ar, dutos e outros componentes do equipamento. O revestimento do pré-aquecedor e da chaminé com material anticorrosivo, o controle da temperatura dos gases de exaustão acima do ponto de orvalho e a circulação adequada da água podem reduzir os efeitos corrosivos. (USEPA, 2001).

## 2.4.3 Motores Stirling

O motor Stirling consiste de um motor alternativo a pistão movido por uma fonte

externa de calor. De forma parecida às máquinas de vapor, o ciclo Stirling usa um sistema fechado, onde a expansão de um gás de trabalho é aproveitada para obter potência mecânica. O gás de trabalho utilizado pode ser nitrogênio, hidrogênio, hélio ou ar livre de oxigênio. (Podesser et al., 2000). As principais vantagens e desvantagens do motor Stirling são:

- Eficiência global boa, na faixa dos 30 %.
- A eficiência em cargas parciais tem mostrado ser boa.
- Baixo nível de ruído e operação segura.
- Podem utilizar uma grande variedade de combustíveis.
- Possibilidade de cogeração.
- Alguns fabricantes prevêem uma vida útil de 25000 horas.

Desvantagens:

- Têm sido testadas poucas variedades de combustível.
- Até agora as experiências nos testes se concentram em motores de pequenas potências.
- Os dados de confiabilidade e vida útil são escassos.

## 2.4.4 Tecnologias Avançadas

O uso do biogás em tecnologias avançadas ainda vem sendo bastante discutido e avaliado. Sabe-se que é necessário fazer uma limpeza nos gases provenientes da decomposição do lixo, antes de serem queimados utilizando estas tecnologias. A forma mais adequada depende da aplicação energética pretendida, dos custos envolvidos e da composição do gás. As principais tecnologias são:

**2.4.4.1 Microturbinas a gás:** refere-se a turbinas a gás com alta e variável velocidade de rotação na faixa de potência de 15 a 300 kW. A utilização de um gás de baixo poder calorífico (gás de biomassa) em microturbinas requer duas considerações: a remodelação da microturbina para queima de um gás pobre, especificamente a câmara de combustão, e uma limpeza do gás antes desta queima. Facilidade de instalação e flexibilidade para trabalhar em diversos locais melhorando o rendimento. A maioria destas unidades geradoras usa um recuperador com a finalidade de aproveitar o calor

dos gases de exaustão para aquecer o ar da combustão. Sem o recuperador a eficiência global da MT está entre 15 e 17 % enquanto que, utilizando um recuperador eficiente (~85%), a eficiência pode se duplicar e atingir valores de 33 % (Willis; Scott, 2000).

Dentre as principais vantagens da utilização de microturbinas a biogás estão:

- Capacidade para operar um gás utilizando baixo conteúdo de metano:  $\text{CH}_4 > 35\%$ . Sem afetações na sua eficiência.
- Bom comportamento a temperaturas entre  $-10^\circ\text{C}$  a  $45^\circ\text{C}$ .
- Boa eficiência 30 a 33 % (baseada no PCI).
- Baixas emissões ( $< 10$  ppm de  $\text{NO}_x$ ).
- Possibilidade de cogeração.
- Excelente modularidade.

Desvantagens:

- A eficiência a cargas parciais é baixa.
- Limitada experiência de utilização.
- O uso de rolamentos a ar reduz os custos de manutenção mas, é imprescindível o uso de filtros de ar.

No Brasil está em execução o projeto da ETE da SABESB, localizada em Barueri na grande São Paulo, em parceria com o CENBIO (Centro Nacional de Referência em Biomassa) uma planta piloto visando o aproveitamento do biogás como combustível em microturbinas a gás para a geração de energia elétrica. Os primeiros levantamentos indicaram uma produção média de  $24.000 \text{ m}^3$  (tratamento secundário) por dia de biogás chegando a  $28.000 \text{ m}^3$  em alguns períodos, com um PCI de  $5300 \text{ kcal/Nm}^3$  ( $22,2 \text{ MJ/Nm}^3$ ) (Coelho, 2004).

**2.4.4.2 Células a combustível:** são dispositivos eletroquímicos que convertem diretamente a energia química da mistura combustível/agente oxidante em eletricidade permitindo elevadas eficiências. Processo semelhante ao de uma bateria que é constantemente recarregada envolvendo dois reagentes (hidrogênio e ar). Atualmente existem quatro tipos de células caracterizadas pelo eletrólito utilizado, são elas: eletrólito polimérico ou membrana de intercâmbio protônico (PEMFC), ácido fosfórico (PAFC), de carbonato fundido (MCFC) e de óxido sólido (SOFC).

As tecnologias estão em diferentes estágios de desenvolvimento ou comercialização. As células a combustível utilizam hidrogênio e oxigênio como reagentes primários, porém, elas podem operar com uma variedade de combustíveis que depende do tipo de processamento do mesmo e do reformador usado.

Nos estudos de casos foram consideradas as seguintes tecnologias de conversão energética: motores de combustão interna, microturbinas a gás e caldeiras. Os motores de combustão interna foram considerados por apresentarem melhor flexibilidade às características do biogás e ser a tecnologia mais utilizada para esta condição. Estuda-se também as microturbinas devido ao seu crescimento no mercado com uso do biogás. E com relação as caldeiras, por serem tecnologias convencionais e já estarem instaladas nas usinas sucroalcooleiras, quando se pensa no biogás proveniente das vinhaças.



## **Capítulo 3**

# **POTENCIAL ENERGÉTICO DO BIOGÁS NO BRASIL**

## **3.1 POTENCIAL DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO BRASIL A PARTIR DE DIFERENTES FONTES**

A metodologia utilizada consistiu num levantamento bibliográfico do potencial energético de diferentes resíduos orgânicos a partir da quantidade geração de resíduos no Brasil. Foram feitas atualizações dos dados já existentes e uma projeção do potencial de geração através dos dejetos animais.

Os indicadores de conversão em metano para os diferentes resíduos orgânicos que foram utilizados nos cálculos estão apresentados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Indicadores de conversão em metano para diferentes resíduos orgânicos.

Resíduo Orgânico	Unidades	Indicadores	Referencias
Vinhaça	m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> vinhaça	14,23	Johansson, 1993
RSU de ETE's	m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kg DBO <sub>5</sub>	0,029	Vieira et al., 2002
Dejetos Bovinos	m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kg	0,04	Castanón, 2002
Dejetos Suínos	m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kg	0,35	Castanón, 2002

### 3.1.1 Vinhaça

*“A vinhaça de cana-de-açúcar é um líquido de cor marrom escuro, de natureza ácida, que sai da bica de destilação à temperatura de aproximadamente 107°C, com cheiro que vai do adstringente ao nauseabundo, qualidade está relacionada ao teor residual de açúcar o qual, por sua vez provoca um processo de putrefação tão logo a vinhaça é descarregada, liberando gases fétidos que tornam os ambientes insuportáveis.”* (Freire e Cortez, 2000).

A cana chega à usina aonde é lavada e moída para extração do caldo. Este caldo contém sacarose, glicose, leveduras, matéria nitrogenada e etc. Posteriormente, este caldo sofre uma clarificação, concentração e centrifugação para obtenção da do açúcar comercial e o mel. Segundo Braile e Cavalcanti, 1979, este mel depois de passar por um novo processo de cozimento a vácuo para a obtenção do açúcar de segunda, transforma-se em mel final, também chamado mel pobre ou melaço. O mosto diluído é denominado mosto de melaço, e enviado as dornas de fermentação. Após a fermentação o líquido resultante é chamado de vinho, que também passa por um processo de centrifugação para recuperar o fermento (leveduras) a ser reutilizado no processo de fermentação. Este vinho então é enviado para as colunas de destilação para produção do álcool hidratado, que por sua vez produz como resíduo a vinhaça. A Figura 3. 1 apresenta a fabricação dos derivados de cana, bem como seus resíduos.

A vinhaça é o principal resíduo da fermentação do melaço e do caldo da cana-de-açúcar é também é conhecida por vinhoto, garapão, mosto, restilo, tiborna, vinhote, slops, vinasse, stillage, dependendo da região. Como subproduto do processo cada litro de álcool produzido em uma usina se produz aproximadamente 13 litros de vinhaça. É caracterizado como um efluente de destilarias com alto poder poluente e alto valor fertilizante. Seu poder poluente pode chegar a cem vezes ao de um esgoto doméstico,

rico em matéria orgânica, com elevada DBO (Demanda Química de Oxigênio).

Nos países que não produzem o etanol, a vinhaça é obtida como resultado da destilação do rum.

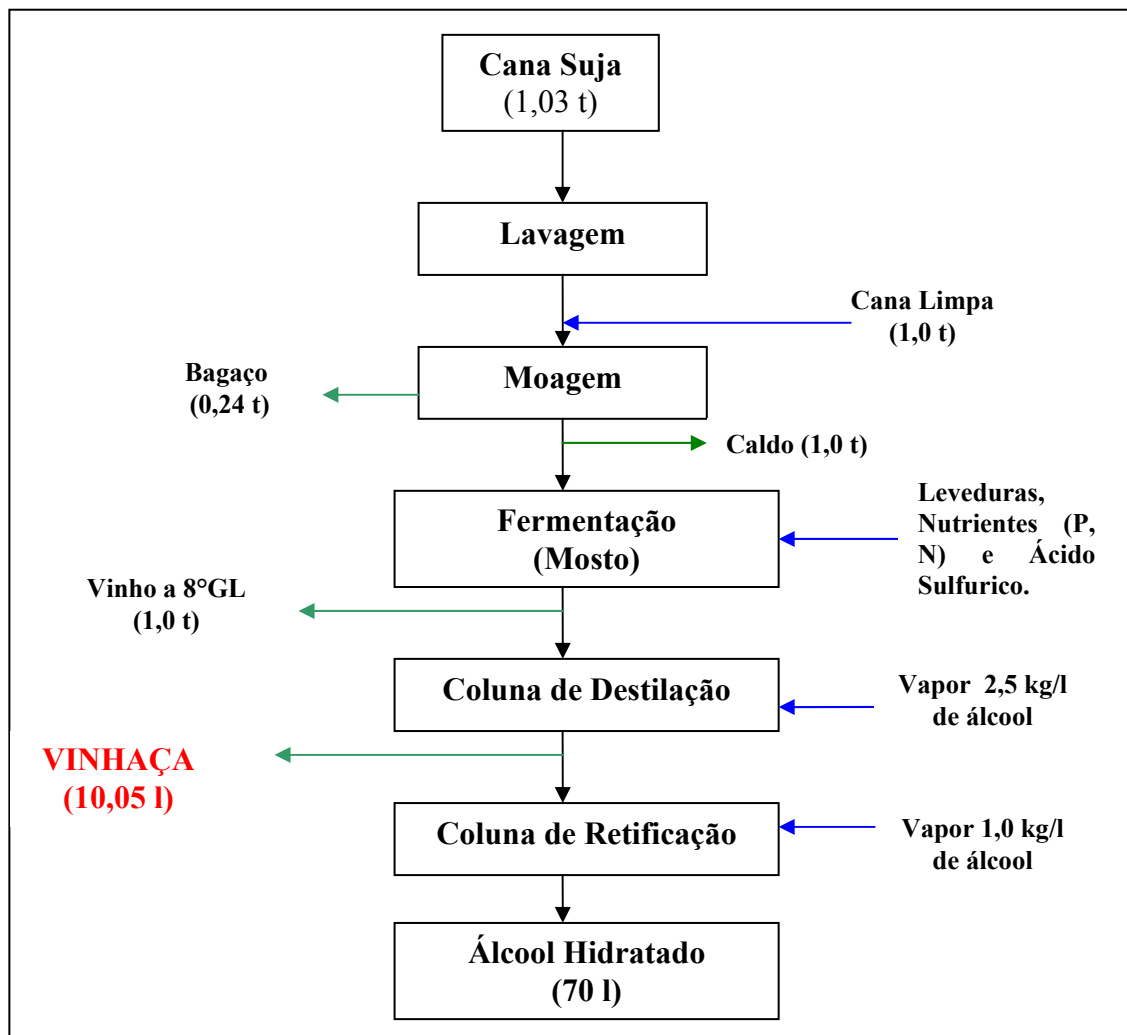


Figura 3. 1: Fluxograma básico do processo de fabricação do álcool hidratado a partir do caldo (Santos, 2000).

### 3.1.1.1 Composição química da vinhaça

A composição química da vinhaça depende das características do solo, variedade de cana, período de safra e processo industrial usado na produção de etanol. De acordo com Cortez et al., (1996), as principais características da vinhaça estão apresentadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Características da vinhaça da cana-de-açúcar (Cortez, L., Freire, W. J., Rosillo-Calle, F., 1996)

Parâmetro	Matéria - Prima para o álcool		
	Melaço	Caldo	Mistura
pH	4,2 – 5,0	3,7 – 4,6	4,4 – 4,6
Temperatura (°C)	80 – 100	80 – 100	80 – 100
DBO (mg/l O <sub>2</sub> )	25.000	6.000 – 16.500	19.80
DQO (mg/l O <sub>2</sub> )	65.000	15.000 – 33.000	45.000
Sólidos totais (mg/l)	81.500	23.700	52.700
Material volátil (mg/l)	60.000	20.000	40.000
Material fixo (mg/l)	21.500	3.700	12.700
Nitrogênio (mg/l N)	450 – 1.600	150 – 700	480 – 710
Fósforo (mg/l P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	100 – 290	10 – 210	9 – 200
Potássio (mg/l K <sub>2</sub> O)	3.740 – 7.830	1.200 – 2.100	3.340 – 4.600
Cálcio (mg/l CaO)	450 – 5.180	130 – 1.540	1.330 – 4.570
Magnésio (mg/l MgO)	420 – 1.520	200 – 490	580 – 700
Sulfato (mg/l SO <sub>4</sub> )	6.400	600 – 760	3.700 – 3730
Carbono (mg/l C)	11.200 – 22.900	5.700 – 13.400	8.700 – 12.100
Relação C/N	16 – 16,27	19,7 – 21,07	16,4 – 16,43
Material orgânico (mg/l)	63.400	19.500	38.000
Outras Substâncias (mg/l)	9.500	7.900	8.300

Os principais perigos oferecidos pela vinhaça são geralmente as altas taxas de DBO (demanda bioquímica de oxigênio) que possuem valores de 30.000 a 40.000 mg/l e o baixo pH que varia de 4 a 5 devido aos ácidos orgânicos contidos.

No Brasil a vinhaça é aplicada diretamente no solo como fertilizante e fonte de potássio. Mas para esta prática deve-se fazer uma análise das características do solo para que se possam aplicar quantidades corretas da mesma. Mas a grande desvantagem disto esta associada aos custos de transporte para descarregar a vinhaça no campo. Devido a isto se estudam novas formas de se utilizar esta vinhaça. Algumas delas são:

- Aplicação no solo através da fertirrigação.
- Reciclagem da vinhaça no processo de fermentação.
- Diretamente na alimentação animal.
- Após de tratada, usada para produção de fungos.
- Uso em materiais de construção.

- Diretamente incinerada.
- Biodigestão (sendo o efluente fertirrigado no campo).

### 3.1.1.2 Utilização da vinhaça no solo – Fertirrigação

A utilização da vinhaça na fertirrigação é uma tecnologia que visa à utilização de forma sustentável dos recursos naturais, impedindo que ela seja descartada nos rios e ao mesmo tempo fertilizando os solos agricultáveis. Segundo a COPERSUCAR, 1978, a vinhaça utilizada como fertilizante permite alcançar o objetivo de não poluir o ambiente, uma vez que todo resíduo formado é devolvido à cultura. Podendo assim substituir parte da adubação mineral diminuindo custos.

A fertirrigação é um processo conjunto de adubação e irrigação, ou seja, consiste na utilização da própria água de irrigação para conduzir e distribuir o adubo orgânico ou químico na lavoura. (Vieira, 1986). Segundo Silva, 1986 apud Freire, 2000, dentre as alternativas para a utilização da vinhaça como fertilizante, do ponto de vista operacional e econômico a fertirrigação é a forma mais adequada.

Dentre os diversos benefícios da utilização da vinhaça como fertilizante cita-se:

- Aumento da produtividade agrícola, através da fertirrigação com doses racionais da vinhaça “in natura”.
- Reposição de nutrientes retirados do solo pelas plantas;
- Elevação do pH do solo;
- Aumento da população microbiana;
- Aumento no poder de retenção de água e melhoria da estrutura física do solo;

Segundo, Orlando Filho et al., 1980; Orlando Filho et al. 1981; Orlando Filho et al. 1983, a fertirrigação pode ser realizada por:

- Inundação (processo empírico de distribuição de vinhaça, geralmente diluída, sem controle da quantidade aplicada);
- Sulcos de infiltração (que exige a preparação prévia do terreno, com canais principais e sulcos de plantio, sistema este mais evoluído que o anterior);
- Aspersão com equipamentos semifixos (sendo a vinhaça diluída tomada nos canais principais que margeiam os talhões, com o auxílio de

motobombas que, por sua vez, alimenta tubulações principais e laterais, nestas acoplando-se aspersores);

- Aspersão com canhão hidráulico (que compreende um sistema motobomba montado sobre carreta, dotado de um aspersor setorial supercanhão, que se desloca em pequenos carreadores ao lado dos canais alimentadores de vinhaça).

Devido ao potencial corrosivo da vinhaça, o emprego do método de aspersão pode se tornar bastante limitado.

Dois pontos importantes devem ser considerados antes da fertirrigação: o primeiro seria a análise da composição da vinhaça para que sejam dadas as orientações corretas da dosagem a ser aplicada no campo. E a outra seria a um estudo da composição química e física do solo para não induzir a uma saturação do solo, ocasionando problemas de lixiviação (processo químico, que mediante lavagem, separa de certas substâncias os sais nela contidos) de águas subterrâneas.

A existência de áreas de segurança é de suma importância para qualquer sistema de fertilização a ser utilizado. Estas áreas de segurança servem como depósito para a vinhaça, quando não se utiliza nenhum dos sistemas citados acima. Assim evita que a vinhaça seja lançada nos corpos aquáticos. Estas áreas são também chamadas de “áreas pulmão” ou “tanques de sacrifício”, são tanques de decantação e áreas de infiltração. Os tanques têm como objetivo a decantação dos constituintes sólidos e a evaporação da parte líquida. Já as áreas de infiltração, requerem grandes áreas onde o solo é preparado convencionalmente para possibilitar a operação alternada, enquanto numa área a vinhaça se infiltra em outra área ocorre a secagem.

Recentemente, a CETESB lançou as normas para aplicação da vinhaça no solo segundo a CETESB ARTIGO 1º DA DECISÃO DE DIRETORIA, Nº 035/2005/E, DE 9-3-2005. NORMA TÉCNICA CETESB - P4.231 (Versão Janeiro/2005) - Vinhaça - Critérios e Procedimentos para Aplicação no Solo Agrícola (<[http://www.orplana.com.br/corpo\\_legislacao\\_orplana\\_24.asp](http://www.orplana.com.br/corpo_legislacao_orplana_24.asp)> Acesso em abr de 2005), a ser seguido em todo estado de São Paulo.

A biodigestão (conforme capítulo 2) pode reduzir o potencial poluidor da vinhaça, normalizando a DBO e o pH, e ao mesmo tempo produzir gás metano e um fertilizante como resíduo.

Uma tecnologia bastante utilizada neste caso é o UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), reator anaeróbico de fluxo ascendente em camadas de lodos. O reator UASB pode tratar efluentes com mais de 30 kg COD/m<sup>3</sup> reator/dia, sendo por este motivo uma boa opção tecnológica para o Brasil (Cortez et al., 1996).

O reator UASB consiste basicamente de um tanque, constituído de um compartimento digestor localizado na base, contendo o leito de lodo biológico e no topo está localizado um decantador precedido por um sistema de separação de gás. O afluente a ser tratado distribui-se uniformemente na base do reator, passando pela camada de lodo, na qual a matéria orgânica é transformada em biogás. O gás produzido é impedido pelos defletores de dirigir-se ao sedimentador, entrando apenas em algumas regiões do reator. A porção de lodo que atinge o decantador é separada, retornando à base do reator e o afluente é uniformemente retirado da superfície do mesmo. (Pompermayer, et al., 2000)

Segundo Pompermayer, 2000, nos caso de resíduos concentrados como a vinhaça, a produção livre de biogás é alta em relação às sobras dissolvidas. A proporção de CH<sub>4</sub> no biogás produzido é de 55 a 65%, sendo o restante constituído principalmente por CO<sub>2</sub>.

A taxa de carga orgânica poluente encontrada por metro cúbico de etanol processado é de aproximadamente 500 Kg de DQO. Com isso, determina-se que a produção de metano por metro cúbico de etanol é de 185 m<sup>3</sup>. (Johansson *et al.* 1993).

#### **3.1.1.4- Potencial de Geração de Biogás**

Segundo estudos apresentados pelo Bancor Internacional, 2003 para o programa PROINFA – Programa de Incentivos às Fontes Renováveis de Energia Elétrica. Cada 270 Nm<sup>3</sup> de biogás recuperado da vinhaça proporciona economia de uma tonelada de bagaço, aproximadamente 450 kg de vapor. Sendo assim, o biogás obtido da fermentação anaeróbica, contendo 65% de metano e com um PCI de 6.500 kcal/Nm<sup>3</sup> produz 590 Nm<sup>3</sup> de combustível para gerar 1000 kg de vapor. As sobras de bagaço

poderiam prolongar o período da safra, por produção de vapor para o processo de destilação, aumentando a economicidade da atividade econômica industrial, proporcionando melhores custos para o produto final. Segundo este estudo as projeções nacionais de implantação deste processo seriam de 2.052.960.000 Nm<sup>3</sup>/Ano, com uma sobra de bagaço no processo de 7.603.555 Tons/safra produzindo um total de energia no ano de 4.190.000 MWh/ano.

Partindo de que 1 litro de etanol produz 13 litros de vinhaça temos, a partir dos dados de Johansson *et al.* 1993, que 1 m<sup>3</sup> de vinhaça produz 14,23 m<sup>3</sup> de metano. A Tabela 3.3 apresenta o potencial de biogás que pode ser gerado a partir de vinhaça.

Tabela 3.3: Quantidade de biogás gerado a partir de vinhaça.

Quantidade de álcool /safra produzida no país 03/04 <sup>1</sup>	14.808.705 m <sup>3</sup>
Quantidade de vinhaça gerada	192.513.165 m <sup>3</sup> /safra
Potencial de Biogás produzido (etanol)	2.739.610.425Nm <sup>3</sup> /safra

1 –ÚNICA disponível em: [www.unica.com.br](http://www.unica.com.br) Acesso em Abr de 2005.

Um outro estudo feito por Nogueira, 1986, apresenta o potencial brasileiro de substituição de alguns energéticos por biogás, Tabela 3.4.

Tabela 3.4: Estimativa do Potencial Brasileiro de Substituição de alguns energéticos por Biogás. (Nogueira, 1986)

Energético	Consumo Energético Nacional*	Equivalência energética	Potencial de Substituição por biogás	Substituição (%)
Gasolina (m <sup>3</sup> )	16.108.000	0,00061	1.831.894	10,18
Diesel (m <sup>3</sup> )	36.318.000	0,00055	1.651.708	5,00
GLP (ton.)	11.450.000	0,00040	1.201.242	18,88
Álcool (m <sup>3</sup> )	11.019.000	0,00080	2.402.484	18,05
Carvão Mineral (ton.)	750.000	0,00074	2.222.298	42,13
Lenha (ton)	49.163.000	0,00350	10.500.000	14,67
Eletricidade (MWh)	341.866.000	0,00125	3.753.881	1,27

\*valores referentes a 2003 (MME, 2004).



### 3.1.2.1 Aterros Sanitários Urbanos

Atualmente um dos principais problemas enfrentados pela administração pública municipal é a questão do gerenciamento dos resíduos sólidos urbanos, bem como sua destinação final. A utilização do biogás do lixo não pode ser vista como a solução para os problemas energéticos do país, mas sim como uma melhora na questão do gerenciamento dos resíduos, preservando águas subterrâneas e superficiais, gerando empregos, reduzindo a pobreza e incentivando o desenvolvimento tecnológico. No Brasil, segundo o IBGE, 2000, 36,18% do lixo gerado vai para aterros sanitários principalmente nas grandes cidades do país, mostrado na Tabela 3.5.

A Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB, 2000) realizada pelo IBGE, mostrou uma crescente melhora na questão de destinação final do lixo coletado no país visto que a pesquisa realizada em 1989, a parcela de municípios que tratava seus resíduos de forma correta era de apenas 10,7%.

Segundo a CETESB, 1992, a geração diária de lixo per capita no Brasil varia de 0,4 a 0,7 kg, uma média de 0,52 kg/dia/habitante. A tendência de crescimento nacional faz com que esses valores se elevem nos próximos anos. Isso fará com que haja uma necessidade muito forte de políticas mais rigorosas para a regularização das condições de aterros sanitário e maior incentivo econômico para a reciclagem. Na Tabela 3.6 são apresentados dados da CETESB sobre a geração diária per capita de resíduos sólidos urbanos por municípios classificados de acordo com o número de habitantes.

Segundo o IPCC (International Panel on Climate Change), 1996, os aterros sanitários são responsáveis por cerca de 5 a 20% do total de metano liberado por fontes antropogênicas. Através dos resultados do inventário nacional de emissões de metano decorrentes do tratamento de águas residuárias e da disposição dos resíduos sólidos no Brasil para o período de 1990 a 1994, (Vieira E Alves, 2002) pode-se avaliar a quantidade de metano emitido neste período. Baseado na metodologia do IPCC, 1996, e a partir de dados estatísticos de população e fatores estimados de geração de resíduos, chegou a conclusão que a quantidade de emissões de metano por resíduos sólidos no Brasil no ano de 1990 foi de 618.000 toneladas aumentando para 677.000 toneladas em 1994. Os danos causados por estas emissões não somente influenciariam no efeito

estufa, mas também causariam graves efeitos na vegetação e a saúde humana, **70**  
através da formação de ozônio a baixas altitudes e exposição a outros gases  
contaminantes.

Tabela 3.5: Quantidade diária de lixo coletado, por unidade de destino final do lixo coletado, no Brasil.

Regiões	Quantidade diária de lixo coletado (t/dia)									
	Total	Unidade de destino final do lixo coletado								
		Vazadouro a céu aberto (lixão)	Vazadouro em áreas alagadas	Aterro controlado	Aterro sanitário	Estação de compostagem	Estação de triagem	Incineração	Locais não-fixos	Outra
Brasil	228 413,0	48 321,7	232,6	84 575,5	82 640,3	6 549,7	2 265,0	1 031,8	1 230,2	1 566,2
Norte	11 067,1	6 279,0	56,3	3 133,9	1 468,8	5,0	-	8,1	95,6	20,4
Nordeste	41 557,8	20 043,5	45,0	6 071,9	15 030,1	74,0	92,5	22,4	128,4	50,0
Sudeste	141 616,8	13 755,9	86,6	65 851,4	52 542,3	5 437,9	1 262,9	945,2	781,4	953,2
Sul	19 874,8	5 112,3	36,7	4 833,9	8 046,0	347,2	832,6	30,1	119,9	516,1
Centro-Oeste	14 296,5	3 131,0	8,0	4 684,4	5 553,1	685,6	77,0	26,0	104,9	26,5

Fonte: IBGE, 2000. <http://www.ibge.gov.br>, Acesso em Mar de 2005.

Tabela 3.6: Geração de RSU no Brasil. (CETESB, 2001 e Censo IBGE, 2001 apud Vieira e Alves, 2002).

<b>Classificação</b>	<b>População</b>	<b>kg/habitante/dia</b>	<b>Toneladas/dia</b>	<b>%</b>
Até 100mil ha.	84.433.133	0,4	33.773	39
100 e 200 mil ha.	16.615.355	0,5	8.308	10
200 e 500 mil ha.	22.040.778	0,6	13.224	15
Acima de 500 mil ha.	45.777.000	0,7	32.044	37
Total	169.544.443	0,52	87.349	100

A formação do biogás nos aterros é variável ao longo do tempo. Quando o lixo é descarregado nos aterros, este permanece algum tempo exposto em contato com ar, neste período já ocorre a liberação de compostos voláteis que formam parte da massa dos resíduos sendo emitidos também após o fechamento da célula.

Segundo a USEPA (1991), vários fatores influenciam na produção do biogás de aterro. A vaporização depende da pressão parcial e concentração dos componentes orgânicos, além da temperatura e pressão no aterro. As reações químicas dependem da composição do lixo e da temperatura. A decomposição biológica depende da disponibilidade de nutrientes para as bactérias, da composição do lixo, da idade do aterro, da umidade, da presença de oxigênio, da temperatura e do pH do lixo no aterro.

Os resíduos orgânicos são classificados, segundo Tchobanoglous et al., (1993), como materiais de decomposição rápida (de alguns meses a 5 anos) e degradação lenta (entre 5 e 50 anos), sendo que em condições normais a taxa de decomposição atinge um pico entre o primeiro e o segundo ano e diminui por mais de 25 anos.

Rovers et al. (1997) apud Birgerner & Crutzen (1987), afirmam que os restos de alimentos e resíduos de jardim levam de 1 a 5 anos para se decompor, papéis cerca de 5 a 20 anos e a fração de 70% da madeira que não inclui a lignina demora cerca de 20 a 100 anos para se decompor. A fração de 30% de lignina da madeira, os plásticos e as borrachas são consideradas não biodegradáveis ou com taxas de decaimento muito lentas, segundo Kollmann e Coté (1968) apud Birgerner & Crutzen (1987).

A composição do biogás do aterro é basicamente, metano (CH<sub>4</sub>) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Segundo Tabasaram, 1982 e Gunerson et al. 1996 apud Birgerner & Crutzen, 1987, a pequena diferença entre a concentração de gás metano e dióxido de carbono encontrado no biogás se deve a dissolução de parte do CO<sub>2</sub> na fração aquosa da massa do lixo. As Tabela 3.7 e Tabela 3.8 a apresentam a composição do biogás de aterro.

Tabela 3.7: Composição básica do biogás. (Fonte: Tchobanoglous, Theisen e Vinil, 1993).

<b>Composição</b>	<b>Porcentagem (base seca)</b>
Metano	45 – 60
Dióxido de carbono	40 – 60
Nitrogênio	2 – 5
Oxigênio	0,1 – 1,0
Enxofre, mercaptanas	0 – 1,0
Amônia	0,1 – 1,0
Hidrogênio	0 – 0,2
Monóxido de carbono	0 – 0,2
Gases em menor concentração	0,01 – 0,6

Tabela 3.8: Composição típica dos gases orgânicos produzidos pelos RSU. (EPA, 1995)

<b>Compostos</b>	<b>Quantidades (ppmv)</b>
1, 1, 2, 2-tetracloroetano	0,20
1, 1, 2-trichloroetano	0,10
acrilonitrilo	7,56
benzeno	25,0
bisulfeto de carbono	1,0
clorobenzeno	0,20
cloroformio	0,27
cloreto de etileno	1,17
cloreto de metileno	14,3
cloreto de vinil	7,37
cloreto de vinilideno	0,22
dicloreto de etileno	0,79
dicloreto de etilideno	2,07
dicloreto de propileno	0,17
etil benzeno	4,49
hexano	6,64
metil cloroformio	0,27
metil etil cetona (MEK)	6,13
metil isobutil cetona (MIBK)	1,22
percloroetileno	3,44
sulfeto de carbonilo	24,0
tetracloroeto de carbono	-
tolueno	102,3
tricloroetileno	2,08
xileno	12,25

Segundo um relatório da Bancor Internacional (2003), feito para o Governo Federal, o potencial de geração para cerca de 5500 municípios varia de 1MW a 40 MW entre eles. Com o processo de implantação imediata, segundo este estudo temos a possibilidade de gerar 150 MW,

dentro de um período de 30 anos, e dependendo da curva de produção de biogás para cada aterro sanitário. Segundo este estudo, há cerca de 480 municípios, aptos à geração de 1MW a 3,5 MWh, no entanto, as autoridades municipais bem como os possíveis investidores do setor ainda não se conscientizaram desta oportunidade. Nas grandes capitais como nos grandes centros teríamos a possibilidade de implantar a geração de 180 MWh inicialmente, com uma escala gradual em determinado tempo.

Vários são os métodos para calcular o total de metano emitido pela degradação anaeróbia dos resíduos. Segundo o IPCC (1996), citado por Alves (2000), a quantidade de metano gerada em um ano pode ser calculada pela Equação 3.1.

$$E = Pop_{urb} * taxa\ RSU * RSU_f * FCM * COU * COU_F * F * 16/12 \quad (3.1)$$

Em que:

$E$ : Quantidade de metano gerado por ano (Gg CH<sub>4</sub>/ano)

$Pop_{urb}$ : população urbana (habitante)

$taxa\ RSU$ : taxa de geração de resíduos sólidos urbanos por habitante por ano (kg RSU/habitante.ano)

$RSU_f$ : fração de resíduos sólidos urbanos que é depositada em locais de disposição de resíduos sólidos (%)

$FCM$ : fator de correção de metano (%)

$COU$ : carbono orgânico degradável no resíduo sólido urbano (gC/gRSU)

$COU_F$ : fração de COU que realmente degrada (%)

$F$ : fração de CH<sub>4</sub> no gás (%)

$16/12$  taxa de conversão de carbono em metano (adimensional)

Baseado em Alves (2000) foi feita a atualização dos dados da população urbana no Brasil obtidos do IBGE, 2001, apresentado na Equação 3.2.

$$E_{\text{Brasil}} = 142.099.680 * (0,5 * 365) * 0,85 * 0,60 * 0,12 * 0,77 * 0,50 * 1,33 = 813 \text{ Gg de } CH_4 - (3.2)$$

Nesse caso não está sendo considerada a variável tempo, ou seja, não é computado o período no qual o aterro produz metano e a taxa de liberação do mesmo.

Foi realizado também um estudo entre 2001 e 2004, pela Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, da Universidade de São Paulo a pedido do Ministério de Meio Ambiente – MMA, sobre o potencial de produção de biogás pelos aterros sanitários. Este estudo foi baseado na metodologia de cálculo para quantificar o total de metano emitido pela degradação anaeróbica dos resíduos, utilizando o modelo LNDGEM – Landfill Gás Emission Model. Este programa foi desenvolvido pelo CTC – Control Technology Center da EPA, usando a equação de primeira ordem que calcula a quantidade de metano, dióxido de carbono e outros 48 gases presentes no biogás. Foram selecionadas 92 cidades distribuídas nas 23 regiões metropolitanas brasileiras, além de 16 cidades que não pertencem a nenhuma das regiões metropolitanas chamadas de “exceções”. Através da concentração populacional essas regiões poderiam apresentar um maior potencial de produção de biogás visto que elas produzem uma quantidade mais elevada de lixo. Outros aspectos também foram considerados como: as características ambientais de cada região, quantidade de lixo gerada, infra-estrutura disponível e a capacidade de disposição de lixo em um determinado período de tempo. Através destes parâmetros pode-se determinar as cidades realmente representativas para o estudo. Assim, foram selecionadas cidades com uma população mínima de 200 mil habitantes e aterros com um volume de lixo acumulado suficiente para gerar pelo menos 300kW de energia e produção de biogás por um período de 10 a 15 anos. (Relatório CEPEA / MMA, 2004). Para o cálculo do potencial de geração de energia foram adotados dois cenários, um conservador outro otimista, adotando-se uma taxa de crescimento de 2,5%, valor este adotado nos planos diretores dos aterros. A Tabela 3. 9 apresenta os resultados obtidos para os anos 2005, 2010 e 2015.

Tabela 3. 9: Geração de energia nos aterros sanitários. (Fonte: Relatório CEPEA / MMA, 2004).

Anos	Potencial de Geração de Energia Elétrica (MW)	
	Cenário Conservador	Cenário Otimista
2005	278,3	344,3
2010	314,9	389,5
2015	356,2	440,7

O resultado deste estudo mostrou que os municípios maiores de um milhão de habitantes possuem um potencial médio de geração de eletricidade de 19,5 MW, devido ao maior número de habitantes e conseqüentemente maior quantidade de lixo gerado. Os municípios que possuem população entre 500 mil e um milhão apresentaram um potencial médio de 2 MW e os menores entre 200 mil e 500 mil cerca de 1 MW. Mas esses valores requerem atenção, pois o potencial de geração de cada município é bastante variado. Eles concluíram também que esses empreendimentos somente teriam a viabilidade com um preço de energia elétrica de R\$ 150,00/MWh. Apresentam maiores vantagens, tanto econômicas quanto operacional, aqueles municípios que possuem coleta seletiva e destinação alternativa de resíduos sólidos.

### 3.1.2.2 Estações de Tratamento de Esgotos – ETE's

A falta de tratamento dos esgotos domésticos é um problema que se estende em todo Brasil. Mesmo nos grandes centros urbanos, parte dos esgotos coletados não recebe nenhum tipo de tratamento, que tem como finalidade diminuir a carga tóxica do efluente antes de devolvê-lo ao corpo receptor. Isso faz com haja um aumento considerável de aparecimento de doenças, expondo ainda mais a população de baixa renda. A Tabela 3.10 apresenta a distribuição por regiões do Brasil, segundo o IBGE, 2000, que possuem tratamento de esgotos doméstico.

No Brasil, os tratamentos biológicos mais utilizados são as lagoas de estabilização e os processos de lodo ativado com aeração prolongada e os filtros biológicos. Nas áreas rurais e para sistemas individuais, os tanques sépticos são bastante utilizados, por vezes seguidos de filtro anaeróbio, ou ainda pela infiltração do efluente no solo. Os efluentes de diferentes indústrias são tratados tradicionalmente através de lagoas ou pelos processos de lodos ativados e filtros biológicos. Atualmente os reatores anaeróbios têm sido bastante utilizados nas indústrias (CETESB, 2002).



O esgoto doméstico constitui uma ótima fonte de metano, através da degradação da matéria orgânica pelo processo de digestão anaeróbica, como visto no capítulo anterior.

A recuperação do biogás gerado nas ETE's contribui o aumento da geração de energia, bem como para cogeração e também reduzindo os impactos ambientais e melhorando a questão do saneamento básico no país.

De acordo com a literatura técnica, o biogás possui uma grande variação na sua quantidade e composição, quando formado em reatores anaeróbicos.

Algumas bibliografias consideram que cada quilograma de DQO removido (em termos de matéria orgânica degradada) resulta em 350 litros de metano, nas condições normais de temperatura e pressão. Esse valor é geralmente muito superior ao que se constata na realidade. (Campos, R. C., 1999).

Tabela 3.10: Regiões Brasileiras com tratamento de esgotos sanitário (IBGE, 2000)

Regiões	Distritos com coleta de esgoto sanitário			Participação Regional em relação ao Brasil (%)	
	Total	Com tratamento	Sem tratamento	Com tratamento	Sem tratamento
Norte	35 (0,85%)	19 (54,29%)	16 (45,71%)	1,37 %	0,59 %
Nordeste	933 (22,77%)	252 (27,01%)	681 (72,99%)	18,22 %	25,09 %
Sudeste	2.544 (62,09%)	795 (31,25%)	1.749 (68,75%)	57,48 %	64,44 %
Sul	501 (12,23%)	260 (51,90%)	241 (48,10%)	18,80 %	8,88 %
Centro -Oeste	84 (2,05%)	57 (67,86%)	27 (32,14%)	4,12 %	0,99 %
Brasil	4.097 (100%)	1.383 (33,76%)	2.714 (66,24%)	100 %	100 %

Segundo Campos, 1999, a produção de biogás, pode variar por pessoa atendida em uma ETE, na faixa de 5 – 20 l/pessoa por dia, sendo que a participação de metano, em volume, pode variar entre 50 – 70%. O restante é composto por CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, nitrogênio, hidrogênio, mercaptanas, outros gases e vapor de água. De acordo com Jordão, 1999, o gás produzido no digestor é de ordem de 400

a 700 litros por kg de matéria orgânica introduzida, de acordo com as características com que se processa a digestão, principalmente a temperatura.

Um outro gás que merece atenção é o gás sulfídrico (H<sub>2</sub>S). Este gás é o responsável pela emissão de odores numa ETE. Este gás é predominante em pH próximo a 7. Observa-se numa ETE que , quanto mais elevado for o pH, acima de 7, menor será a presença de H<sub>2</sub>S na forma de gás, reduzindo a exalação de odores.

O Inventário Brasileiro de Emissões Antrópicas de Gases de Efeito Estufa, realizado pela Vieira e Alves, 2002, fez um levantamento de geração de metano através dos esgotos domésticos e comerciais e também dos efluentes industriais. Segundo este estudo, o volume de esgotos gerados por pessoa depende da quantidade de água consumida, correspondendo normalmente a 80% desta. A carga orgânica unitária varia de país para país, entre 20 e 80 g DBO por habitante por dia. No Brasil, está em torno de 50 g DBO/hab.dia ou 0,0183 Gg DBO/1000 habitantes/ano (Feachem, 1983). Considerando-se este fator, tem-se no Brasil a geração de 1,97 milhões de toneladas de DBO por ano aproximadamente. Através da metodologia de cálculo do IPCC (International Panel on Climate Change), 1996, foram estimadas as emissões de metano provenientes das estações de tratamento de esgotos para os anos de 1990 a 1994 no Brasil apresentados nas Tabelas 3.11, 3.12 e 3.13. A atualização dos dados, para o ano de 2005 também está incluída nas tabelas. Tanto no estudo feito pela CETESB, quanto na atualização dos dados para o ano de 2005, foram considerados valores de FET – fração de esgoto tratado e de FCM – fator de correção de metano sugeridos pelo IPCC.

Tabela 3. 11: Emissões de metano pelo tratamento de esgotos comerciais e domésticos no Brasil -I  
(adaptado da Vieira e Alves, 2002)

<b>Estimativa de geração de carga orgânica e lodo</b>					
<b>a</b>	<b>b</b>	<b>c</b>	<b>d</b>	<b>E= (b*c*(1-d))</b>	<b>F=(b*c*d)</b>
<b>Ano</b>	<b>População Estimada</b>	<b>Valor de DBO<sub>5</sub> (kg de DBO<sub>5</sub>/1000 habitantes.Ano)</b>	<b>Fração da matéria Orgânica removida como lodo</b>	<b>DBO anual [kg]</b>	<b>Total de Lodo Gerado</b>
1990	107.789.249	18,25	0	1.967.153.794	0
1991	110.990.990	18,25	0	2.025.585.568	0
1992	113.314.572	18,25	0	2.067.990.939	0
1993	115.686.797	18,25	0	2.111.284.045	0
1994	118.108.685	18,25	0	2.155.483.501	0
<b>2005</b>	<b>183.652.427<sup>1</sup></b>	<b>18,25</b>	<b>0</b>	<b>3.351.656.793</b>	<b>0</b>

1- Fonte <<http://www.ibge.gov.br>>, Acesso em 11 de Mai de2005.

Tabela 3.12: Emissões de metano pelo tratamento de esgotos comerciais e domésticos no Brasil - II  
(Vieira e Alves, 2002)

Estimativa dos fatores de emissão para os sistemas de tratamento de esgotos do Brasil					
a	b	c	d = b*c	e	F = d*e
Sistemas de tratamento de esgotos	Fração de esgotos tratada por sistema (FET) (%)	Fração de conversão do metano do sistema (FCM) (%)	Produto	Capacidade máxima de produção de metano (kg CH <sub>4</sub> /kg DBO <sub>5</sub> )	Fator de emissão de esgotos domésticos e comerciais (kgCH <sub>4</sub> /kg DBO <sub>5</sub> )
Não especificado	10	80	0,08	0,25	0,020

Um estudo mais recente realizado pelo CENBIO, Centro de Referência em Biomassa, que possui diversos projetos de pesquisa nesta área de produção e utilização de biogás, mostrou que no Brasil poucas estações de tratamento de esgotos fazem a recuperação do metano, como exemplo temos a ETE da SABESB, localizada em Barueri na grande São Paulo a maior da América latina. Sua operação constitui de digestão anaeróbia, onde os principais produtos do tratamento são o biogás e lodo. Atualmente, parte do metano é injetada nos digestores para catalisar o processo de digestão anaeróbia e o restante é queimado em flare, para reduzir os impactos da emissão de gases. Está em fase de testes em parceria com o CENBIO um projeto piloto visando o aproveitamento do biogás como combustível para a geração de energia elétrica. Os primeiros levantamentos indicaram uma produção média de 24.000 m<sup>3</sup> (tratamento secundário) por dia de biogás chegando a 28.000m<sup>3</sup> em alguns períodos, com um PCI de 5300 kcal/Nm<sup>3</sup> (22,2 MJ/Nm<sup>3</sup>) com a seguinte composição apresenta na Tabela 3.14 e a Tabela 3.15 mostra outras características do biogás (Coelho, 2004).

Tabela 3.13: Emissões de metano pelo tratamento de esgotos comerciais e domésticos no Brasil - III  
(adaptado da Vieira e Alves, 2002)

<b>Estimativa de Emissões de Metano pelo tratamento de esgotos domésticos e comerciais e do lodo</b>					
	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>C = a*b</b>	<b>d</b>	<b>e</b>
<b>Ano</b>	<b>DBO anual (kg DBO<sub>5</sub>/ano)</b>	<b>Fator de emissão de esgotos domésticos e comerciais (kgCH<sub>4</sub>/kg DBO<sub>5</sub>)</b>	<b>Emissão de metano sem recuperação ou queima (kg CH<sub>4</sub>/ano)</b>	<b>Metano recuperado ou queimado (kg CH<sub>4</sub>/ano)</b>	<b>Emissões líquidas de metano (Gg CH<sub>4</sub>/ano)</b>
1990	1.967.153.794	0,020	39.343.076	0	39,34
1991	2.025.585.568	0,020	40.511.711	0	40,51
1992	2.067.990.939	0,020	41.359.819	0	41,36
1993	2.111.284.045	0,020	42.225.681	0	42,23
1994	2.155.483.501	0,020	43.109.670	0	43,11
<b>2005</b>	<b>3.351.656.793</b>	<b>0,020</b>	<b>67.033.136</b>	<b>0</b>	<b>67,03</b>

Tabela 3.14: Composição Média do Biogás em % na ETE da SABESP em Barueri (CENBIO, 2003  
apud Coelho, 2004)

<b>Composição Média da Mistura Gasosa</b>	
Metano (CH <sub>4</sub> )	66,5
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	30,5
Oxigênio (O <sub>2</sub> ) + Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	0,5
Umidade (H <sub>2</sub> O)	2,5

Tabela 3.15: Outras características do biogás (CENBIO, 2003 E SABESP, 2001 apud Coelho,  
2004).

<b>Outras características</b>	
Acido sulfídrico (H <sub>2</sub> S)	134 ppm ou 0,01%
PCI	5.300 Kcal/m <sup>3</sup> ou 22.195 kJ/m <sup>3</sup>
Densidade Relativa	0.86 kg/m <sup>3</sup> a 15°C 101,325 kPa
Pressão	250 mmc.a. (Medida no Gasômetro)
Volume produzido	24.000 m <sup>3</sup> /dia (aproximadamente)

Sendo assim pode-se fazer uma estimativa de produção do biogás e energia elétrica a partir do volume de esgoto tratado no Brasil (Tabela 3.16).

Tabela 3.16: Potencial energético do biogás produzido por ETE's no Brasil. (Fontes: IBGE<sup>1</sup>, 2000; SABESP<sup>1</sup>, 2002; CAPSTONE<sup>2</sup>, 2002; STEMAC<sup>3</sup>, 2002, apud CENBIO, 2002)

	Total do volume de esgoto tratado por dia (m <sup>3</sup> ) <sup>1</sup>	Potencial de Geração de Biogás (m <sup>3</sup> /dia)	Potencial de geração com microturbinas de 30 kW (potência instalada) <sup>2</sup> , rendimento de 27% e P.C.I. de 4.800 kcal/m <sup>3</sup> ou 20.096 kJ/m <sup>3</sup>	Potencial de geração com grupo gerador de 80 kW (potência instalada) <sup>3</sup> , rendimento de 29% e P.C.I. de 4.800 kcal/m <sup>3</sup> ou 20.096 kJ/m <sup>3</sup>
<b>Brasil</b>	5.137.171 (100%)	195.212,50	408 microturbinas 12.240 kW	164 grupos geradores 13.120 kW
<b>Norte</b>	27.527 (0,54%)	1.046,03	2 microturbinas 60 kW	< 1 grupo gerador 80 kW
<b>Nordeste</b>	1.248.595 (24,31%)	47.446,61	99 microturbinas 2.970 kW	40 grupos geradores 3.200 kW
<b>Sudeste</b>	3.059.349 (59,55%)	116.255,26	243 microturbinas 7.290 kW	98 grupos geradores 7.840 kW
<b>Sul</b>	463.476 (9,02%)	17.612,09	36 microturbinas 1.080 kW	14 grupos geradores 1.120 kW
<b>Centro - Oeste</b>	338.224 (6,58%)	12.852,51	26 microturbinas 780 kW	10 grupos geradores 800 kW

### 3.1.3 Dejetos Rurais

O emprego de tecnologia da digestão anaeróbia para o tratamento dos dejetos é possível e desejável, uma vez que contribui para preservação do Meio Ambiente, viabiliza os modernos sistemas de produção e otimiza a relação entre custo benefício do empreendimento. As modernas técnicas de produção agropecuária têm permitido um contínuo aumento na eficiência produtiva de alimentos e de insumos. Países que dispõem de melhor tecnologia conseguem reduzir a área, o número de animais e a quantidade de trabalhadores necessários à produção agrícola. Da mesma forma, o uso racional dos insumos e o correto manejo dos resíduos, permitem otimizar os sistemas produtivos de maneira a se obter convívio harmonioso entre o homem e o Meio Ambiente.

A quantidade de dejetos produzidos varia com o peso vivo dos animais. Já a água ingerida vai influenciar a produção de urina, variando a quantidade de dejetos líquidos. A Tabela 3.17 nos mostra a produção de dejetos em relação ao peso vivo do animal. E a Tabela 3.18 apresenta a quantidade de matéria prima necessária para a produção de 1 m<sup>3</sup> de biogás.

Tabela 3.17: Produção diária de resíduos líquidos e esterco de diversos animais. (Konzen,1980 apud Oliveira, P. A. V, 1993)

Resíduo	Unidade	Suínos	Frango Corte	Gado corte	Gado Leite	Ovinos
Líquidos	%/dia (função Peso Vivo)	5,1	6,6	4,6	9,4	3,6
Sólidos	kg/animal/dia	2,3 – 2,5	0,12 – 0,18	10 - 15	10 - 15	0,5 – 0,9

Tabela 3.18: Quantidade de rejeitos para a produção de 1 m<sup>3</sup> de biogás. (Fonte: Castanón, 2002).

Matéria-Prima	Quantidade
Esterco fresco de bovino	25 kg/m <sup>3</sup> de biogás
Esterco seco de galinha	2,3 kg/ m <sup>3</sup> de biogás
Resíduos secos de vegetais	2,5 kg/ m <sup>3</sup> de biogás
Esterco seco de suíno	2,86 kg/ m <sup>3</sup> de biogás

### 3.1.3.1 Dejetos de Bovinos

Segunda Embrapa, 2005, "Confinamento" é o sistema de criação de bovinos em que lotes de animais são encerrados em piquetes ou currais com área restrita, e onde os alimentos e água necessários são fornecidos em cochos. É mais propriamente utilizado para a terminação de bovinos, que é a fase da produção que imediatamente antecede o abate do animal, ou seja, envolve o acabamento da carcaça que será comercializada. A qualidade da carcaça produzida no confinamento é dependente de um bom desempenho obtido na fase de cria e recria. Bons produtos de confinamento são obtidos a partir de animais sadios, fortes, com ossatura robusta, bom desenvolvimento muscular (quantidade de carne) e gordura suficiente para dar sabor à carne e proporcionar boa cobertura da carcaça.

Para Velloso (1984), citado por Wedekin et al.(1994), ao se conduzir a engorda de bovinos em confinamento as principais vantagens são: redução da idade de abate, maior rendimento de carcaças, obtenção de carne de ótima qualidade em períodos de maior escassez, mortalidade quase nula, possibilidade de exploração intensiva em pequenas propriedades, retorno mais rápido do capital de giro investido na engorda, entre outras.

No Brasil, o confinamento é conduzido durante a época seca do ano, de 90 a 120 dias, já que cerca de 70% a 80% da produção forrageira se dá no período chuvoso e somente 20% a 30% ocorre no outono e inverno. Portanto, o objetivo do confinamento é alcançar elevados ganhos de peso afim

de que o animal seja terminado e abatido o mais rápido possível ainda na entressafra (AGROANALYSIS, 2004).

No Brasil, os seis estados mais importantes no uso desta técnica são: São Paulo, Minas Gerais, Goiás, Mato Grosso do Sul, Paraná e Mato Grosso conforme apresentado na Tabela 3.19. Estes estados participam com mais de 70% do total de confinamentos do Brasil. O mês de junho marca, na pecuária de corte, o início da grande maioria dos confinamentos. No centro-oeste há a possibilidade de se realizar dois ciclos de engorda no mesmo ano. (Souza, 2005)

Segundo, a AGROANALYSIS, 2004, o volume de animais confinados no Brasil vem aumentando: em 2003 foi de cerca de 7%, e para 2004 em torno de 14,5%.

Quando o bovino é explorado no regime extensivo (pastejo), as dejeções produzidas são dispersas no solo e sofrem um processo completo de decomposição, sem maiores problemas de poluição. Isto ocorre devido à pequena concentração de animais por área de pastejo (Garcia-Vaquero, 1981). Contudo, à medida que o animal fica confinado, mesmo que em um curto espaço de tempo, para ordenha, por exemplo, os dejetos produzidos ficam concentrados e necessitam ser tratados para evitar poluição.

Tabela 3.19: Confinamento no Brasil<sup>1</sup>, período de 1993 a 2002 (mil cabeças)

(Ferreira et al. 2004).

Estado	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
<b>São Paulo</b>	225	270	345	435	510	370	435	580	530	506
<b>Minas Gerais</b>	115	140	145	155	165	135	165	165	155	147
<b>Goiás</b>	80	120	130	145	155	165	185	225	218	255
<b>Mato Grosso do Sul</b>	90	105	130	140	145	155	145	210	211	227
<b>Paraná</b>	75	90	115	130	135	90	90	105	94	90
<b>Mato Grosso</b>	55	75	95	105	120	140	165	210	192	202
<b>Outros</b>	170	205	280	325	360	360	370	455	468	479
<b>Total</b>	810	1005	1240	1435	1590	1415	1555	1950	1868	1906

<sup>1</sup> Não inclui semi-confinamento.

Com o objetivo de atender às exigências práticas e legais, torna-se necessário o desenvolvimento de tecnologia apropriada para o tratamento dos resíduos a cada caso, tornando mais eficiente o tratamento e minimizando, deste modo, o impacto ambiental que estes podem provocar (Loures, 1998).

O desenvolvimento da tecnologia de utilização da digestão anaeróbia é um dos mais promissores no campo da biotecnologia, uma vez que é fundamental para promover, com grande eficiência, a degradação de resíduos orgânicos, que são gerados em grandes quantidades nas modernas atividades rurais e industriais. À medida que, os sistemas de produção animal se intensificam e se modernizam se intensificam, também, as necessidades energéticas e de tratamento dos resíduos (Lucas Júnior, 1987).

Os dejetos de bovinos também são freqüentemente utilizados como fonte de adubação de forragens, entretanto, a simples aspersão desse material nas pastagens ou capineiras, possibilita a continuidade do ciclo biológico dos nematódeos gastrintestinais, aumentando o potencial de contaminação e colocando em risco a saúde dos animais (Downey & Moore, 1977). Assim, a adoção de práticas de manejo que visem minimizar a transferência de contaminantes às pastagens, é de fundamental importância dentro de um sistema de produção, ainda que seja necessário observar as técnicas e os tempos de retenção recomendados (Furlong, 1996).

Esses dejetos são compostos orgânicos de alto teor energético, com macro e micronutrientes que oferecem água, abrigo e temperatura, sendo preferido por inúmeros micro e macrovetores de grande importância sanitária, como nicho ecológico. Segundo Pereira Neto (1992), esses vetores estão associados à transmissão de inúmeras zoonoses, além de doenças respiratórias, epidêmicas e intestinais. Fezes bovinas têm sido identificadas como o principal reservatório de *Escherichia coli*, sendo um potente veículo de transmissão para o ambiente, para o gado e para os alimentos (Wang et al., 1996).

Portanto, a biodigestão anaeróbia representa uma alternativa para o tratamento de resíduos, pois além de permitir a redução do potencial poluidor e dos riscos sanitários dos dejetos ao mínimo, promove a geração do biogás, utilizado como fonte de energia alternativa e permite a reciclagem do efluente, podendo ser utilizado como biofertilizante. (Amaral et al., 2004).

Considerando os dados mencionados acima temos que a bovinocultura em regime de confinamento terá um potencial de produção de biogás apresentado na Tabela 3.20.



Tabela 3.20: Potencial de produção de biogás na bovinocultura.

Estado	Quantidade de cabeças de gado em 2002	Produção de Biogás m <sup>3</sup> /dia	Produção de Biogás/Ano (m <sup>3</sup> /ano)
São Paulo	506.000	253.000	30.360.000
Minas Gerais	147.000	73.500	8.820.000
Goiás	255.000	127.500	15.300.000
Mato Grosso do Sul	227.000	113.500	13.620.000
Paraná	90.000	45.000	5.400.000
Mato Grosso	202.000	101.000	12.120.000
Outros	479.000	239.500	28.740.000
<b>Total</b>	<b>1.906.000</b>	<b>953.000</b>	<b>114.360.000</b>

Considerando a estimativa de crescimento do volume de bovinos (14,5%) realizada pela AGROANALYSIS, 2004, a produção de biogás para o ano de 2004 seria de 130.942.200 m<sup>3</sup>/ano, gerando em torno de 24 MW.

### 3.1.3.2 Dejetos de suínos

O lançamento direto do esterco de suínos sem o devido tratamento nos cursos de água, acarreta um grande impacto ambiental nas propriedades rurais, devido à redução do teor de oxigênio dissolvido na água, disseminação de patógenos e contaminação das águas potáveis com amônia, nitratos e outros elementos tóxicos. Diagnósticos recentes têm demonstrado um alto nível de contaminação dos rios e lençóis de água superficiais que abastecem tanto o meio rural como o urbano. A capacidade poluente dos dejetos suínos, em termos comparativos, é muito superior a de outras espécies. Utilizando-se o conceito de equivalente populacional um suíno, em média, equivale a 3,5 pessoas. (Lindner, 1999 apud Diesel 2002). De acordo com Diesel, 2002 a quantidade total de esterco produzida por um suíno varia de acordo com o seu desenvolvimento ponderal, mas apresenta valores decrescentes de 8,5 a 4,9% em relação a seu peso vivo/dia para a faixa de 15 a 100 kg. Cada suíno adulto produz em média 7-8 litros de dejetos líquidos/dia ou 0,21 - 0,24m<sup>3</sup> de dejetos por mês. A composição dos dejetos de suínos está apresentada na Tabela 3.21.

Segundo, Perdomo, 1999; Lucas et al., 1999, a produção de suínos acarreta, também, um outro tipo de poluição que é aquela associada ao problema do odor desagradável dos dejetos. Isto ocorre devido a evaporação dos compostos voláteis, que causam efeitos prejudiciais ao bem estar humano e animal. Os contaminantes do ar mais comuns nos dejetos são: amônia, metano, ácidos graxos voláteis, H<sub>2</sub>S, N<sub>2</sub>O, etanol, propanol, dimetil sulfídrio e carbonosulfídrio. A emissão de gases pode causar graves prejuízos nas vias respiratórias do homem e animais, bem com, a formação de

chuva ácida através de descargas de amônia na atmosfera, além de contribuírem para o aquecimento global da terra.

A Tabela 3.22, mostra o plantel e a produção de carne suína de cada país da América do Sul. O Brasil, sétima potência mundial do setor, possui 60% do plantel e 62% da carne produzida. Em segundo lugar, destaca-se o Chile, com uma suinocultura eficiente e tecnificada, que produz 8,8% do total da carne, com apenas 3,7% do plantel. Em terceiro lugar na produção, vem a Argentina, com 5,4% do total, e que se destaca pelo futuro promissor, em virtude de sua grande produção de grãos (Milho e Soja).(<<http://www.acsurs.com.br/resumo.html>,> Acesso em 13 de Jun de 2005)

Tabela 3.21: Características químicas e físicas dos dejetos (mg/l) produzidos em uma unidade de crescimento e terminação manejada em fossa de retenção, obtidos no Sistema de Produção de Suínos da Embrapa Suínos e Aves. (Fonte: Silva F.C.M., 1996).

Parâmetro	Mínimo	Máximo	Média
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	11530	38448	25543
Sólidos Totais	12697	49432	22399
Sólidos Voláteis	8429	39024	16389
Sólidos Fixos	4268	10408	6010
Sólidos Sedimentares	220	850	429
Nitrogênio Total	1660	3710	2374
Fósforo Total	320	1180	578
Potássio Total	260	1140	536

Segundo a ACSRS – Associação dos Criadores de Suínos do Rio Grande do Sul, no ano de 2003 o RS contribuiu com 18,34% no abate nacional (SIF – Serviço de Inspeção Federal/Brasil) de suínos. Já o Estado de SC representou 26,03% e o PR somou 15,08%. Na Região Sul, em 2004, o abate de suínos/SIF foi de 14.234.913 animais, muito importante sob o ponto de vista econômico e social. No Brasil o dado estimado para o ano de 2003 foi de 24.680.000 de cabeças abatidas. Os dados de abate SIF/Brasil/2004 estão sendo levantados pela ABIPECS - Associação Brasileira dos Produtores e Criadores de Suínos e ABCS - Associação Brasileira dos criadores de suínos. (<http://www.acsurs.com.br/producao.html>, Acesso em Mai de 2005)

Segundo Rosa, 2005, superintendente do ACSRS não existe uma estatística para a quantidade de cabeças de suínos em regime de confinamento no Brasil, mas como quem produz suínos

atualmente a tendência é em grande escala, além da suinocultura familiar de subsistência e projetos ao ar livre, estima-se que 75 a 80% sejam confinados e semi confinados.

Tabela 3.22: Suínos na América do Sul: Planteis e Produção, 1999 (Roppa, com base em dados FAOstat, 2000)

<b>País</b>	<b>Nº de Suínos (milhões de cabeça)</b>	<b>Produção (mil ton).</b>
<b>Brasil</b>	37,0	1.786,00
<b>Chile</b>	2,2	249,00
<b>Argentina</b>	3,2	155,61
<b>Colômbia</b>	2,7	135,00
<b>Paraguai</b>	2,5	120,00
<b>Equador</b>	2,7	113,85
<b>Venezuela</b>	4,5	109,46
<b>Peru</b>	2,8	93,00
<b>Bolívia</b>	2,7	73,55
<b>Uruguai</b>	0,3	27,00
<b>Total</b>	<b>60,6</b>	<b>2.862,47</b>

O Brasil tem atualmente um plantel de 32,9 milhões de cabeças (2005) e estima-se que 700 mil pessoas dependam diretamente da cadeia produtiva da suinocultura brasileira. O rebanho brasileiro é formado atualmente por 2,4 milhões de matrizes, sendo que são consideradas tecnificadas 1,44 milhões. A previsão da ABCS, é que este plantel de matrizes era 12,48 % maior em 2002 e a diminuição foi causada pela forte crise que atravessou o setor. Em 2002, nosso plantel de matrizes era de 2,85 milhões de cabeças e em 2004 deverá ter caído para 2,4 milhões. A região que mais sofreu redução é o Sudoeste, onde predomina o sistema de Produtor Independente. Os dados oficiais do número de Matrizes são de 2003, apresentados na Tabela 3.23 (Roppa L., 2003).

Tabela 3.23: Brasil: Matrizes alojadas por Região, 2002 a 2003 (Mil cabeças) (Fonte: ABCS e ICEPA, apud Roppa, 2003)

REGIÕES	TOTAL		Variação (%)
	2002	2003	
<b>SUL</b>	1168,43	1062,88	-9,03
<b>SUDESTE</b>	514,89	386,65	-24,91
<b>CENTRO OESTE</b>	366,43	332,68	-9,21
<b>NORDESTE</b>	514,11	425,90	-17,16
<b>NORTE</b>	286,80	286,80	
<b>BRASIL</b>	2850,66	2494,91	-12,48

Para o cálculo do potencial de geração de eletricidade a partir de resíduos de suínos tomam-se como dados o número de suínos abatidos e também o número de matrizes no país, devido a ausência de um levantamento de dados nacionais da quantidade de suínos criados em regime de confinamento. Sabe-se que o ciclo de vida de um suíno varia de 140 a 150 dias até atingir 100 kg para o abate (Revista Suinocultura Industrial, <<http://www.bichoonline.com.br/artigos/gsuino0004.htm>> Acesso em Jun de 2005).

### 3.1.4 Resumo do Potencial de Geração de Eletricidade

Para os cálculos da produção de energia elétrica consideram-se os dados das tecnologias adotadas pela CENBIO, 2002. A Tabela 3.24, apresenta o potencial de geração de eletricidade a partir da produção de metano dos resíduos orgânicos estudados anteriormente.

A Tabela 3.25 apresenta um resumo do potencial de geração de eletricidade em MW para os diferentes resíduos orgânicos no Brasil.

Tabela 3. 24: Potencial energético do uso do biogás em diferentes tecnologias.

Resíduo Orgânico	Produção de Biogás m <sup>3</sup> /ano	Potencial de geração com microturbinas de 30 kW (potência instalada), rendimento de 27% e P.C.I. de 4.800 kcal/m <sup>3</sup> ou 20.096 kJ/m <sup>3</sup>	Potencial de geração com grupo gerador de 80 kW (potência instalada), rendimento de 29% e P.C.I. de 4.800 kcal/m <sup>3</sup> ou 20.096 kJ/m <sup>3</sup>
Vinhaça <sup>1</sup>	2.739.610.425	27.309 microturbinas 819.273,97 kW	10.999 grupos geradores 879960,94 kW
Lixo urbano em aterros sanitários <sup>2</sup>	1.195.118.168	6.854 microturbinas 205.625,81 kW	2.760 grupos geradores 220.857,35kW
Esgoto doméstico <sup>3</sup>	98.573.529,41	565 microturbinas 16.960,05 kW	227 grupos geradores 18.216,35 kW
Dejetos de Bovino <sup>4</sup>	114.360.000	655 microturbinas 19676,19 kW	264 grupos geradores 21133,68 kW
Dejetos de Suínos	20.710.489,51 <sup>5</sup> (suínos abatidos/ano)	118 microturbinas 3563,34 kW	47 grupos geradores 3827,29 kW
	2.093.630,77 <sup>6</sup> (matrizes/ano)	12 microturbinas 360,22 kW	4 grupos geradores 386,90 kW

1- Produção de biogás proveniente da Vinhaça m<sup>3</sup>/safra/ano.

2- Potencial de produção de biogás segundo ALVES, 2000.

3- Potencial de produção de biogás segundo VIEIRA e ALVES, 2002.

4- Tabela 3.11.

5- Número de cabeças abatidas em 2003, segundo ABCS.

6- ROPPA, L., 2003.

Tabela 3.25: Resumo da potência instalada a partir de resíduos orgânicos no Brasil.

Resíduo Orgânico	Potência Instalada por Ano (MW)	
	Microturbinas	MCI
Vinhaça	819,27	879,96
Lixo urbano em aterros sanitários <sup>2</sup>	205,63	220,86
Esgoto doméstico <sup>3</sup>	16,96	18,22
Dejetos de Bovino	19,68	21,13
Dejetos de Suínos (somente plantel de matrizes)	3,56	3,83
<b>Total</b>	<b>1065,10</b>	<b>1144,00</b>

O potencial de geração de eletricidade a partir do biogás corresponde de 1,17 a 1,26% do total da potencial instalada no país, que de acordo com o Balanço Nacional Energético (MME, 2004) ficou em 90.732 MW.

Comparando este potencial de geração através do biogás das fontes consideradas com a potência instalada das fontes contempladas no PROINFA – Programa de Incentivo as Fontes Alternativas de Energia Elétrica, segundo o Ministério de Minas e Energia (2005) temos a Figura 3.2 seguir.

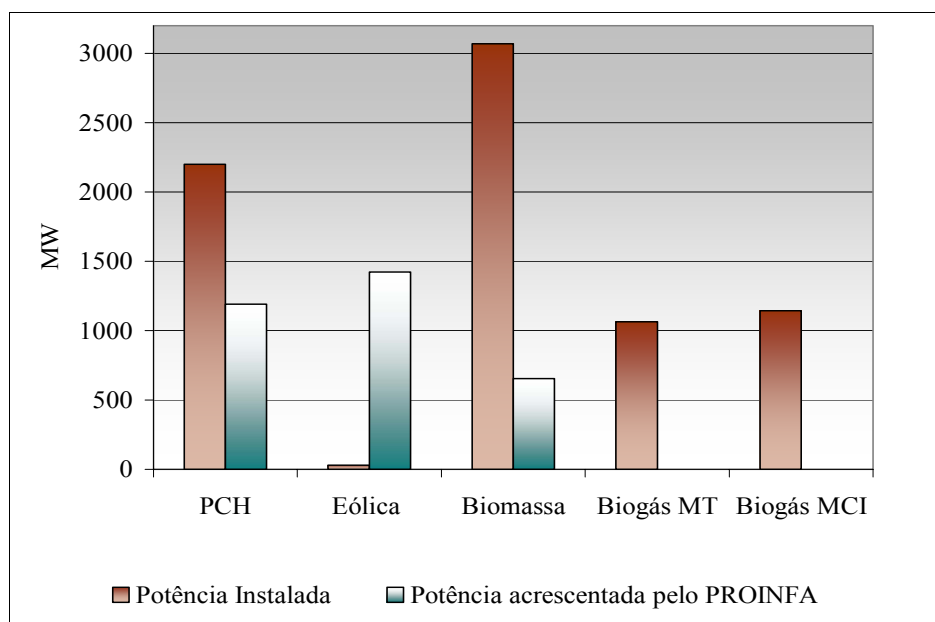


Figura 3.2: Potência instalada das fontes contempladas no PROINFA e fontes de resíduos orgânicos analisadas.

A análise comparativa apresentada na Figura 3.2 mostra a importância deste incremento na produção de energia elétrica a partir de fontes renováveis. Nota-se que o potencial de geração a partir do biogás é em torno de 43% do total da potência a instalar com base a fontes renováveis contempladas no PROINFA – Programa de Incentivo as Fontes Alternativas de Energia Elétrica, segundo o Ministério de Minas e Energia (2005).

### 3.2 CONSIDERAÇÕES FINAIS DO CAPÍTULO

Este Capítulo permitiu a partir de uma análise comparativa entre diferentes resíduos orgânicos, concluir que o resíduo que apresenta maiores vantagens para geração de biogás em escala industrial, bem como a sua utilização e manejo é a vinhaça, devido principalmente a sua quantidade gerada. Por isso este trabalho enfatiza nos próximos capítulos a utilização da vinhaça para geração de biogás.

O uso do biogás como fonte energética se encaixa dentro da geração distribuída no Brasil. Cerca de 81% da oferta total de energia elétrica no Brasil, são asseguradas pelas grandes centrais hidrelétricas distante dos grandes centros de consumo, a necessária implementação de novas

alternativas de geração de eletricidade deve considerar questões tão diversas como distribuição geográfica da produção, confiabilidade e flexibilidade de operação, disponibilidade de preços de combustíveis, etc. A geração de eletricidade a partir de resíduos orgânicos poderá emergir, principalmente em menor escala, associada ao consumidor, que certamente terá um papel importante, visto ser provavelmente a única forma de garantir a implementação de capacidade adicional em curto prazo. Assim a geração distribuída deverá adequar as necessidades do mercado energético brasileiro procurando sempre melhorar e aumentar a eficiência dos recursos energéticos disponíveis e reduzir os impactos ambientais decorrentes do seu processo.

## **Capítulo 4**

# **MODELAGEM DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS E GERAÇÃO DE ELETRICIDADE**

## **4.1 INTRODUÇÃO**

Este capítulo aborda a modelagem da produção de biogás a partir da digestão anaeróbia da vinhaça e sua utilização em tecnologias de geração tais como: motor de combustão interna e microturbina a gás.

O conjunto de parâmetros a ser considerado, parte primeiramente da capacidade de produção de álcool da usina considerada e conseqüentemente da caracterização da vinhaça (Primeira etapa).

Na segunda etapa é analisado o processo de produção de biogás em reatores anaeróbios utilizando o modelo de digestão anaeróbia ADM1, uma importante ferramenta que vem sendo bastante utilizada. Nos últimos anos novas pesquisas estão sendo desenvolvidas para que se possa melhorar o rendimento dos reatores e conseqüentemente a produção de biogás. A aplicabilidade destes estudos recentes está baseada no melhoramento do processo de biometanização, com ênfase nos fatores críticos que afetam a operação do reator e conseqüentemente o processo de digestão anaeróbia. A implementação deste modelo é feito para os três tipos mais comuns de vinhaça citados



no capítulo 3: a partir de caldo, melação e mistura, visando principalmente a determinação do volume de biogás gerado e o teor de metano contido no biogás no reator.

A terceira etapa consiste na modelagem da geração de eletricidade com biogás em motores de combustão interna e microturbinas a gás, a partir dos resultados obtidos no modelo de digestão anaeróbia. Esta simulação foi realizada utilizando o Software Thermoflex (para motores de combustão interna) e GateCycle (para microturbinas a gás), destinados a realização da modelagem e análise de desempenho de ciclos e esquemas térmicos.

A Figura 4.1 a seguir apresenta o fluxograma do modelo proposto para avaliar a utilização de residuais de destilaria para geração de eletricidade.

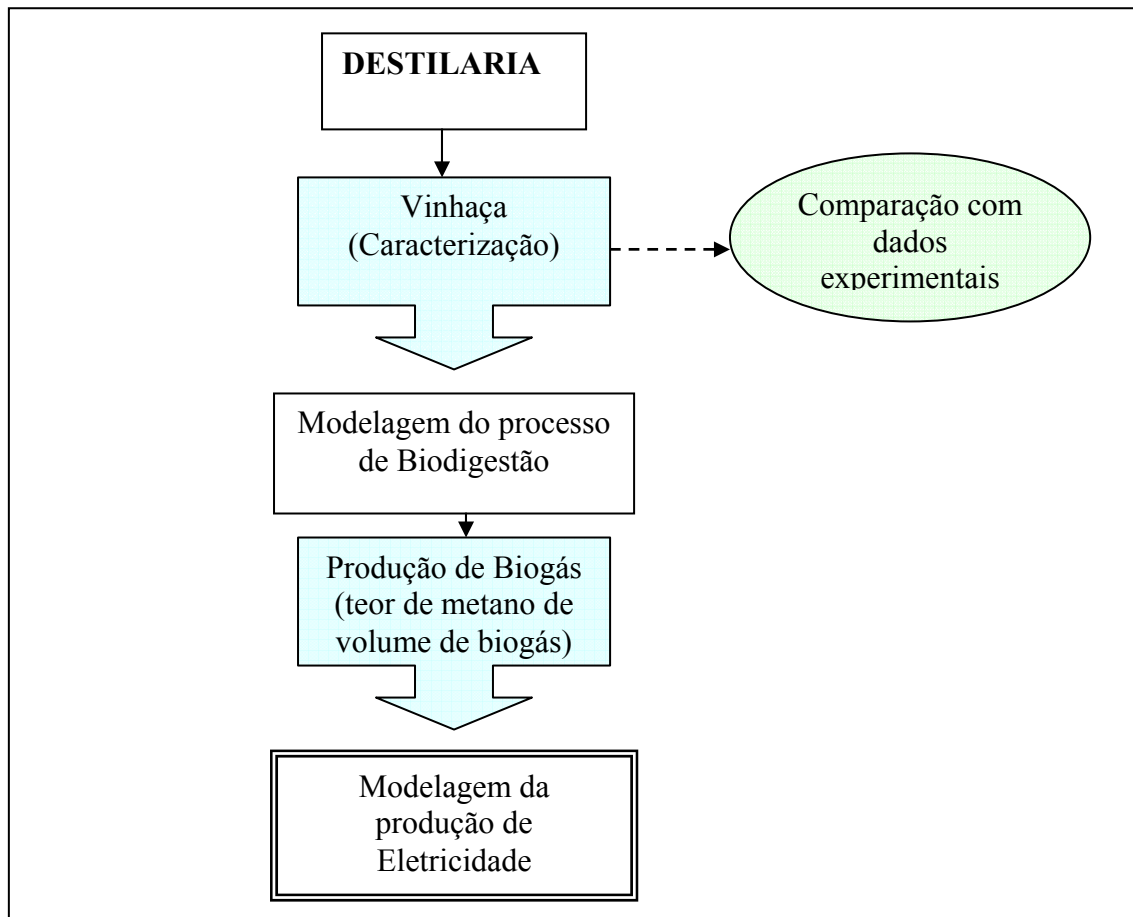


Figura 4. 1: Modelo de produção de biogás e geração de eletricidade.

## 4.2 Modelo de Digestão Anaeróbia Aplicado

Os modelos constituem uma ferramenta importante para avaliação e otimização em projetos do processo de digestão anaeróbia e na determinação das condições ótimas de operação em tratamentos biológicos de águas residuárias.

O modelo de digestão anaeróbia utilizado neste trabalho para determinação da produção de biogás e teor de metano foi o modelo ADM1, criado como resultado de vários anos de trabalho de um grupo de pesquisadores internacionais.

O Modelo ADM1 (Anaerobic Digestion Model N<sup>o</sup>1) foi apresentado primeiramente em 1997 no Japão, mas o trabalho final teve sua apresentação na 9<sup>a</sup> Conferência de IWA (International Water Association) sobre a Digestão Anaeróbia em 2001 (AD2001) em Antwerp. Sendo o relatório científico e técnico (STR) publicado por IWA Publishing em 2002 (Batstone, et al., 2002B). Este modelo foi implementado em diferentes softwares comerciais que permitem a modelagem matemática de sistemas aquáticos, tais como, o OESTE, o GPS-X, o MATLAB SIMULINK, o SIMBA, e o AQUASIM. As duas versões mais utilizadas são a execução no AQUASIM 2.1, criada pelo ADM1 Taskgroup, e a versão em MATLAB, programado em linguagem C (Rosen, 2002). Cada uma destas implementações necessitou métodos numéricos específicos para superar limitações e podem ser comparada uma com a outra. A disponibilidade de software comerciais ajudou consideravelmente na distribuição e o uso do modelo, porque a implementação de modelos de bioprocessos como ADM1 é muito complexo e podem conduzir facilmente a erros que são difíceis de identificar e corrigir. O objetivo principal deste modelo é avaliar sua ampla aplicação para diferentes processos de digestão anaeróbia, particularmente melhorando os processos de tratamento de efluentes, enquanto reduz a demanda de energia e emissões de gases estufa.

O “Taskgroup” (grupo tarefa) identificou, no STR, um número de limitações chaves em modelar a digestão anaeróbia (até 2002). As limitações principais foram: os modelos para o regulamento da degradação da glucose para a produção dos ácidos graxos volateis estão incompletos, e não foram validados; incertezas nos valores e variação dos parâmetros; e falta da compreensão suficiente de um número de processos relacionados, tais como a redução do sulfato, a precipitação, etc. Espera-se que estas limitações sejam melhoradas a partir da distribuição destes modelos para diferentes aplicações.

O modelo da ADM1 é estruturado, no modelo matemático que utiliza as características do efluente líquido, onde a unidade comum é o DQO (demanda química de oxigênio). O processo de

digestão anaeróbia é assumido como acontecendo num reator de tanque agitado – CSTR onde os processos bioquímicos incluídos são (conforme a Figura 4.2):

- Desintegração de compostos [1];
- Hidrólise de particulados: carboidratos, proteínas e lipídeos [2];
- Acidogênese (fermentação) [3];
- Acetogênese (oxidação anaeróbia de ácidos orgânicos) [4];
- Metanogênese [5].

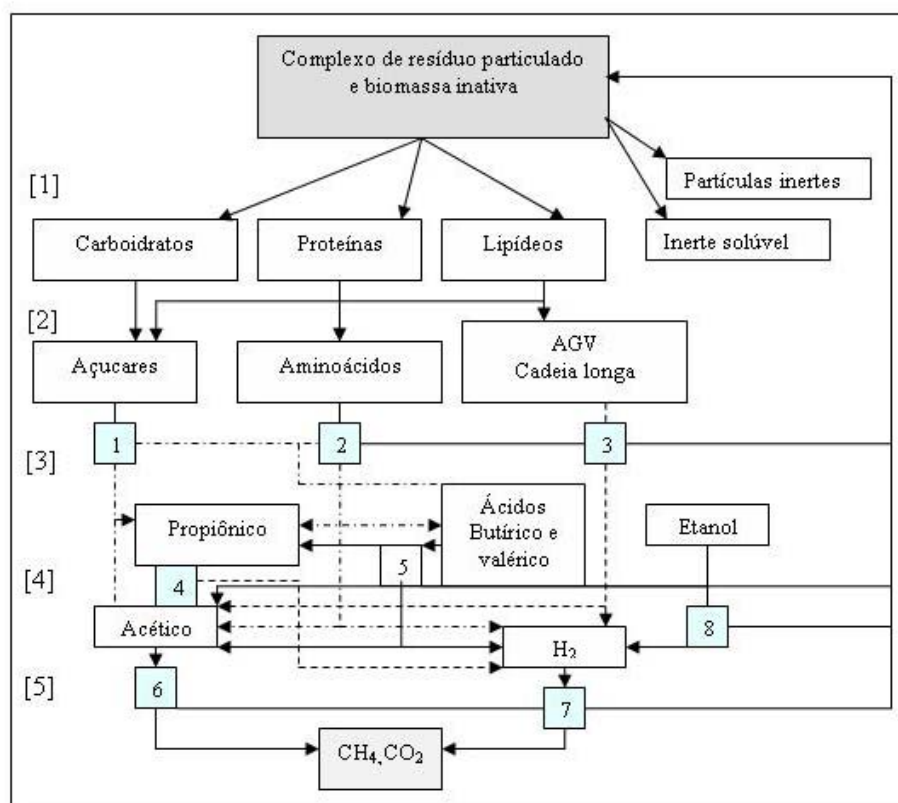


Figura 4. 2: Fluxograma do Modelo de digestão anaeróbia ADM1.

O modelo anaeróbio descrito na figura anterior implementa os seguintes processos bioquímicos: (1) acidogênese para o açúcar, (2) acidogênese para o aminoácido, (3) acetogênese para os ácidos graxos voláteis de cadeia longa, (4) acetogênese para o propionato, (5) acetogênese para o butirato e valerato, (6) metanogênese acetoclástica, (7) metanogênese hidrogenotrófica e (8)

acetogênese para o etanol.

As variáveis no estado dinâmico são apresentadas por um conjunto de equações diferenciais (sistemas ED) no formato de matriz. O modelo consiste em uma matriz de equações com 24 variáveis de concentrações do estado dinâmico e 19 processos bioquímicos. As principais equações diferenciais envolvidas no processo estão apresentadas no Apêndice 1.

Para cada componente o balanço de massa pode ser descrito por:

$$\text{Acumulação} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Reação}$$

Os termos entrada e saída descrevem o fluxo de massa que atravessa o sistema limite, e depende das características físicas do sistema modelado. O termo reação está relacionado com o número de processos específicos (crescimento, hidrólise, decaimento, etc) que também influencia outros componentes. O método matriz representa o termo de reações para cada componente subdividido pelo processo. O índice processo (j) e sua descrição são dados pela coluna esquerda, enquanto que o índice componente (i) e sua nomenclatura estão representados enfileirados no topo da matriz. A coluna direita é dada pela cinética do processo.

A maioria de modelos matemáticos de sistemas ambientais consiste em um conjunto de equações diferenciais não-lineares ordinários ou parciais. É necessário um programa computacional para a solução numérica destas equações.

#### 4.2.1 Implementação do Modelo

O Programa utilizado para implementação do modelo foi o AQUASIM 2.1, que consiste em uma ferramenta universal de simulação para uma classe de sistemas aquáticos importantes nas ciências ambientais. Um critério importante adicional do programa é o “uso amigável”, que é conseguido não somente fornecendo uma relação de usuário gráfica, mas também utilizando uma linguagem de uma comunicação muito familiar para os cientistas ambientais. As figuras a seguir apresentam o layout do programa.

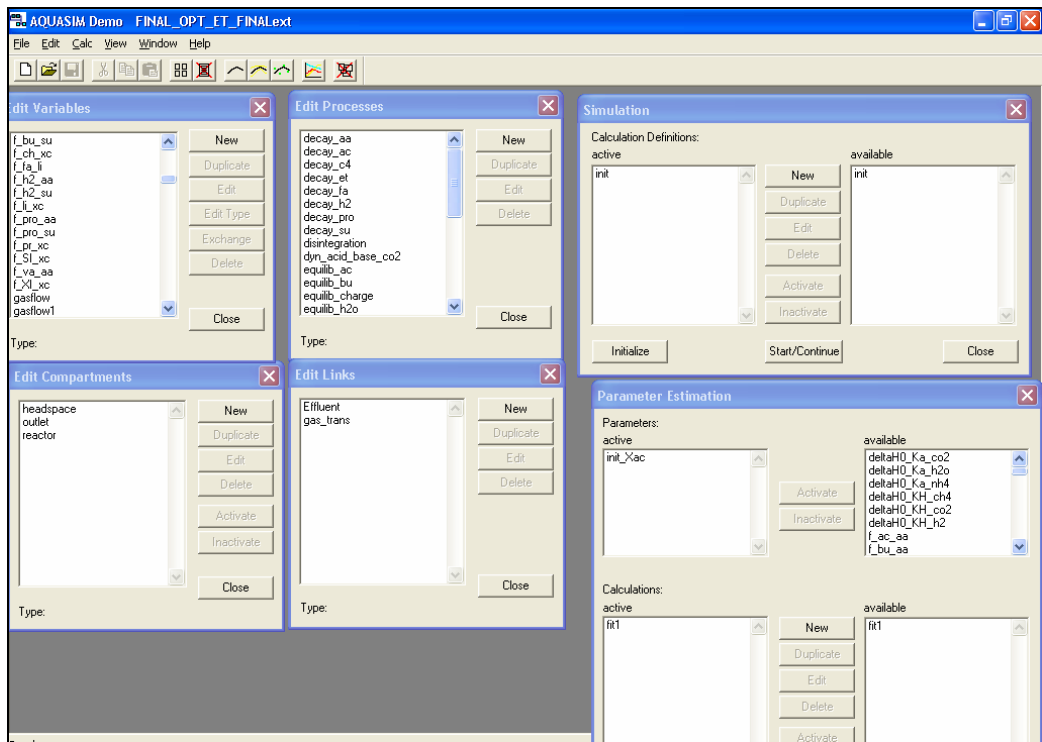


Figura 4. 3: Telas de entradas de dados e simulação apresentadas pelo Aquasim 2.1.

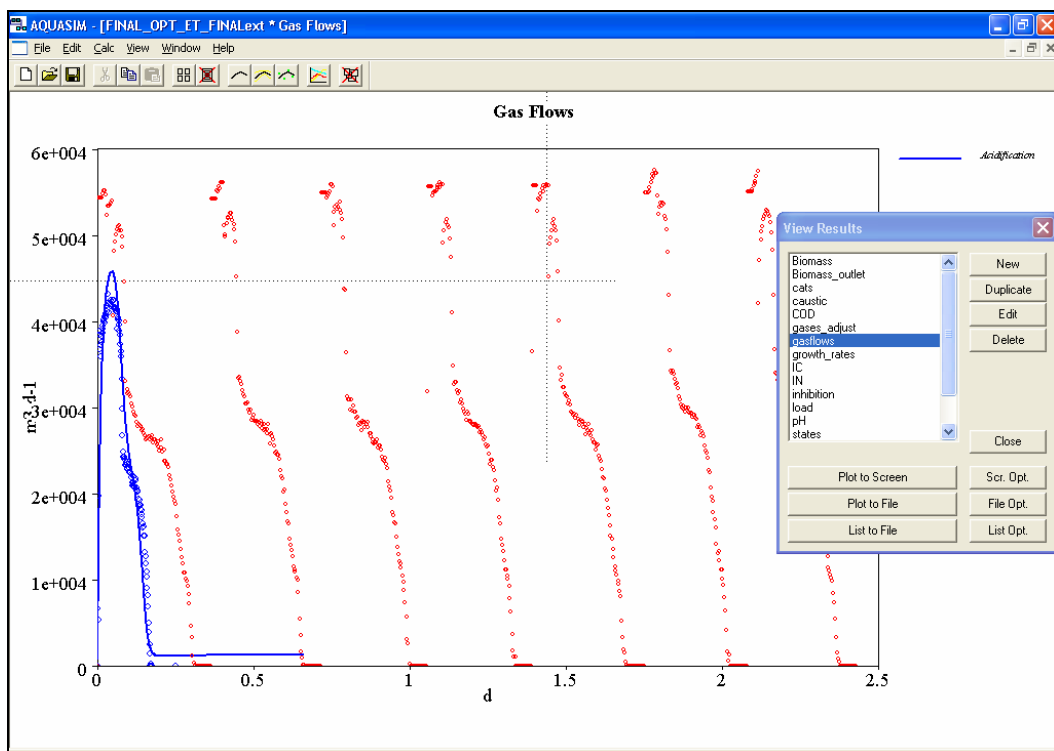


Figura 4. 4: Gráficos apresentados pelo Aquasim 2.1.

## 4.2.2 Valores de parâmetros operacionais, cinéticos e condições iniciais.

A Tabela 4. 1 mostra alguns dos valores dos parâmetros cinéticos do modelo implementado por Batstone, 2002, ao analisar os residuais de uma destilaria e apresenta também as condições iniciais “init” que significa dados iniciais, em destaque na tabela. Os parâmetros mencionados na tabela são necessários para correr o modelo. Estes são obtidos através de análises bioquímicas específicas do efluente de entrada, neste caso a vinhaça, de dados de dentro do reator e do efluente de saída. Atualmente os principais parâmetros cinéticos, como taxas de crescimento e decaimento constantes de saturação, inibição, etc, são encontrados em referências bibliográficas publicadas pelo grupo de pesquisadores mencionados anteriormente, como Batstone, 2002 (comunicação pessoal).

Tabela 4. 1: Valores de parâmetros cinéticos utilizados no Modelo.

PARÂMETROS	VALOR	Descrição
C_aa	0,03	Carbono contido no aminoácido
C_ac	0,03125	Carbono contido no acetato (mole.g/DQO)
C_biom	5/160	Carbono contido no biomassa (mole.g/DQO)
C_bu	4/160	Carbono contido no butirato (mole.g/DQO)
C_ch4	0,015625	Carbono contido no metano (mole.g/DQO)
C_fa	0,0217	Carbono contido no LCFA (mole.g/DQO)
C_li	0,022	Carbono contido nos lipídeos (mole.g/DQO)
C_pro	3/112	Carbono contido no propionato (mole.g/DQO)
C_sl	0,03	Carbono contido nos solúveis inertes (mole.g/DQO)
C_su	6/192	Carbono contido no açucares (mole.g/DQO)
C_va	5/208	Carbono contido no valerato (mole.g/DQO)
C_xc	0,0279	Carbono contido no complexo particulado (mole.g/DQO)
delta Ho_kaco2	7646	Entalpia de reação $\text{CO}_2 \rightarrow \text{HCO}_3$ (J)
delta Ho_ka_h2o	55900	Entalpia de reação $\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{OH} + \text{H}^+$ (J)
delta Ho_ka_nh4	51965	Entalpia de reação $\text{NH}_4 \rightarrow \text{NH}_3$ (J)
delta Ho_kh_ch4	-14240	Entalpia de reação $\text{CH}_4\text{gas} \rightarrow \text{CH}_4\text{liq}$ (J)

PARÂMETROS	VALOR	Descrição
delta Ho_kh_co2	-19410	Entalpia de reação $\text{CO}_2\text{gas} \rightarrow \text{CO}_2\text{liq}$ (J)
delta Ho_kh_h2	-4180	Entalpia de reação $\text{H}_2\text{gas} \rightarrow \text{H}_2\text{liq}$ (J)
kdec_xaa	0,02	Taxa de decaimento de aminoácidos pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xac	0,02	Taxa de decaimento de acetato pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xc4	0,02	Taxa de decaimento de $\text{C}_4$ pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xet	0,02	Taxa de decaimento de etanol pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xh2	0,02	Taxa de decaimento de $\text{H}_2$ pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xpro	0,02	Taxa de decaimento de propionato pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdec_xsu	0,02	Taxa de decaimento de monossacarídeos pela degradação de microorganismos ( $\text{d}^{-1}$ )
kdis	0,5	Constante de desintegração de 1ª ordem para particulados ( $\text{d}^{-1}$ )
khyd_ch	10	Constante de 1ª ordem de hidrólise do carboidrato ( $\text{d}^{-1}$ )
khyd_li	10	Constante de 1ª ordem de hidrólise do lipídeo ( $\text{d}^{-1}$ )
khyd_pr	10	Constante de 1ª ordem de hidrólise de proteínas ( $\text{d}^{-1}$ )
kl_ac_pro	0,3	Constante de inibição do acetato para organismos que degradam o propionato ( $\text{kg DQO}/\text{m}^3$ )
kl_h2_c4	$1 \cdot 10^{-5}$	Constante de inibição do $\text{H}_2$ para organismos que degradam o $\text{C}_4$ ( $\text{kg DQO}/\text{m}^3$ )
kl_h2_fa	$5 \cdot 10^{-6}$	Constante de inibição do $\text{H}_2$ para organismos que degradam o LCFA ( $\text{kg DQO}/\text{m}^3$ )
kl_h2_pro	$3.5 \cdot 10^{-6}$	Constante de inibição do $\text{H}_2$ para organismos que degradam o propionato ( $\text{kg DQO}/\text{m}^3$ )
kl_nh3_ac	0,0018	Constante de inibição do $\text{NH}_3$ livre para organismos que degradam o acetato (M)

PARÂMETROS	VALOR	Descrição
ks_pro	0,017295	Constante de saturação para degradar propionato (kgDQO/m <sup>3</sup> )
f_ac_aa	0,4	Produção de acetato para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_bu_aa	0,26	Produção de acetato para a degradação de açúcar (parâmetro estequiométrico)
f_bu_su		Produção de butirato para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_ch_xc	0,4	Produção de butirato para a degradação de açúcares (parâmetro estequiométrico)
f_fa_li	0,95	Produção de carboidrato para a desintegração de particulados (parâmetro estequiométrico)
f_h2_aa	0,06	Produção de LCFA para a desintegração de lipídeos (parâmetro estequiométrico)
f_pro_aa	0,05	Produção de hidrogênio para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_pr_xc	0,2	Produção de hidrogênio para a degradação de monossacarídeos (parâmetro estequiométrico)
f_sl_xc	0,1	Produção de propionato para a degradação de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_pr_xc	0,2	Produção de proteína para a desintegração de particulados (parâmetro estequiométrico)
f_sl_xc	0,1	Produção de solúveis inertes para a desintegração de aminoácidos (parâmetro estequiométrico)
f_va_aa	0,23	Produção de propionato para a degradação de monossacarídeos (parâmetro estequiométrico)
f_xl_xc	0,26	Produção de propionato para a degradação de particulados (parâmetro estequiométrico)
i_ph_ac_ll	6	Nível de pH onde há inibição completa da degradação do acetato
i_ph_ac_ul	7	Nível de pH onde não há inibição de organismos degradando o ácido acético



PARÂMETROS	VALOR	Descrição
i_ph_bac_ll	4	Nível de pH onde há completa inibição
i_ph_bac_ul	5,5	Nível de pH onde não há completa inibição
i_ph_h2_ll	5	Nível de pH onde há inibição completa da degradação de H <sub>2</sub> pelos organismos
i_ph_h2_ul	6	Nível de pH onde não há inibição completa da degradação de H <sub>2</sub> pelos organismos
kla	150	Coefficiente de fluxo de massa aparente (m <sup>3</sup> /d)
km_aa	50	Taxa máxima de consumo de aminoácidos pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
km_ac	4,753181	Taxa máxima de consumo de acetato pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
km_c4	20	Taxa máxima de consumo de C <sub>4</sub> pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
km_et	7,84962	Taxa máxima de consumo de etanol pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
km_fa	6	Taxa máxima de consumo de LCFA pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
km_h2	35	Taxa máxima de consumo de H <sub>2</sub> pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
km_pro	9	Taxa máxima de consumo de propionato pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
km_su	30	Taxa máxima de consumo de monossacarídeos pelos microorganismos (kg DQO/kgDQO <sub>x</sub> .d)
ks_aa	0,3	Constante de saturação para degradar aminoácidos (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_ac	0,063424	Constante de saturação para degradar acetato (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_c4	0,2	Constante de saturação para degradar C <sub>4</sub> (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_et	0,255947	Constante de saturação para degradar etanol (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_fa	0,4	Constante de saturação para degradar LCFA(kgDQO/m <sup>3</sup> )

PARÂMETROS	VALOR	Descrição
ks_h2	7*10-e6	Constante de saturação para degradar H <sub>2</sub> (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_su	0,5	Constante de saturação para degradar monossacarídeos (kgDQO/m <sup>3</sup> )
ks_in	0,0001	Constante de saturação para degradar propionato (kgDQO/m <sup>3</sup> )
init x_ac	2,65559	Concentração de biomassa que degrada o acetato (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init x_et	3,6	Concentração de biomassa que degrada o etanol (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init x_pro	0,737472	Concentração de biomassa que degrada o propionato (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init q_in_ss	5000	Vazão total de entrada (m <sup>3</sup> )
init q_out_ss	5000	Vazão total de saída (m <sup>3</sup> )
init s_ac_in	10,5	Concentração total de acetato (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init s_bu_in	0,6	Concentração total de butirato (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init s_et_in	12	Concentração total de etanol (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init s_ic_in	0	Concentração total de carbono inorgânico (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init s_in_in	0,03	Concentração total de nitrogênio inorgânico (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init s_pro_in	1	Concentração total de propionato (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init s_su_in	0	Concentração de monossacarídeos (kg DQO/m <sup>3</sup> )
init x_ch_in	2	Concentração carboidrato particulado (kg DQO/m <sup>3</sup> )
nue 1 su	0,495	Fração de sucrose que degrada o acetato
nu 2 su	0,345	Fração de sucrose que degrada o acetato para propionato
naa	0,07	Conteúdo de N no aminoácido (mole N/gDQO)
nbiom	0,00625	Conteúdo de N na biomassa (mole N/gDQO)
nsl	0,002	Conteúdo de N nos sólidos inertes (mole N/gDQO)
nxc	0,002	Conteúdo de N nos particulados (mole N/gDQO)
nxl	0,002	Conteúdo de N nas partículas inertes (mole N/gDQO)

PARÂMETROS	VALOR	Descrição
ph set point	7	pH no reator
pka_ac	4,76	-log10ka do acetato a 298K
pka_bu	4,84	-log10ka do butirato a 298K
pka_co2	6,35	-log10ka do CO <sub>2</sub> a 298K
pka_h2o	14	-log10ka do H <sub>2</sub> O a 298K
pka_nh3	9,25	-log10ka do NH <sub>3</sub> a 298K
pka_pro	4,88	-log10ka do propionato a 298K
pka_va	4,8	-log10ka do valerato a 298K
patm	1,013	Pressão atmosférica (bar)
R	0,08314	Constante dos gases (atml/molK)
T	308	Temperatura no reator (K)
t res x	0,25	Tempo de residência (d <sup>-1</sup> )
V	-	Volume do reator (m <sup>3</sup> )
COD_S	-	DQO solúvel (kgCOD/m <sup>3</sup> )
COD_X	-	DQO particulado (kgCOD/m <sup>3</sup> )
COD_tot	-	DQO total (kgCOD/m <sup>3</sup> )

Assumiui-se que a composição é a mesma para qualquer tipo de matéria-prima para produção de vinhaça. Sendo assim os valores dos parâmetros e as condições iniciais permaneceram os mesmos. O que diferencia no estudo para as diferentes origens de vinhaça são os valores de DQO, o volume do reator e a diluição conforme mostra a Tabela 4. 2. Considera-se ainda a variação da temperatura de operação do reator em todas as s matérias - primas.

Conforme na Tabela 4. 2 a diluição se faz necessária, pois os reatores anaeróbios comerciais suportam cargas orgânicas de até 30 kg DQO/m<sup>3</sup> (Cortez, et al., 1996 e Brasmetano, 2006), por isso deve-se reduzir a carga por meio de diluição, que pode ser feita adicionando outros efluentes da destilaria juntamente com a vinhaça. Neste estudo considera-se a diluição somente a adicionando água.

Tabela 4. 2: Valores das condições iniciais do sistema.

Itens	Matéria – Prima para Vinhaça		
	Melaço	Caldo	Mistura
DQO total (kg/m <sup>3</sup> )	65	24	45
Volume do reator (m <sup>3</sup> )	10600	5000	7400
Quantidade de Vinhaça (m <sup>3</sup> /dia)	5000	5000	5000
Quantidade de Água para diluição (m <sup>3</sup> /dia) <sup>1</sup>	5600	0	2400
TRH (dias)	0,25	0,25	0,25
Temperatura (°C) <sup>2</sup>	35/45/55	35/45/55	35/45/55
pH (reator)	7	7	7

1- Diluição baseada Brasmetano, 2006.

2- Variação de Temperatura considerada para o estudo.

### 4.2.3 Resultados do Modelo

A partir das variações mencionadas anteriormente, podem-se fazer as análises da produção de biogás e do conteúdo de metano no mesmo.

A Figura 4. 5 apresenta os valores de DQO de alimentação do reator para os tipos de vinhaça em estudo.

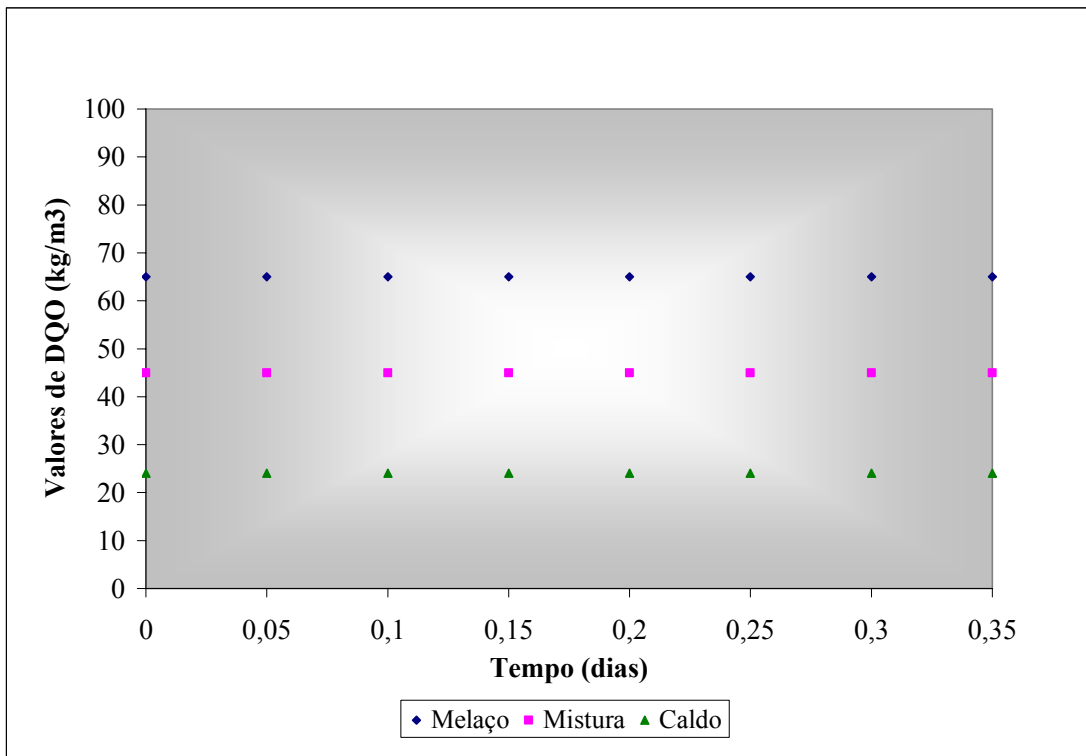


Figura 4. 5: Valores de DQO de alimentação no reator.

A seguir são apresentados os resultados de produção de biogás considerando diferentes tipos de vinhaça para diferentes temperaturas no reator. Como foi dito assumi-se que a composição química é a mesma e varia apenas a DQO. Para melhor entendimento dos gráficos apresentados são mostradas as seguintes legendas:

- Fluxo de Gás

— Caldo

— Mistura

— Melaço

- Acidificação

— Caldo

— Mistura

— Melaço

- Porcentagem dos Gases

— Caldo  
 — Mistura  
 — Melaço

A Figura 4. 6 e a Figura 4. 7 apresentam a produção de biogás e a porcentagem dos gases no mesmo para temperatura de 35°C.

Conforme mostra a Figura 4. 6 ocorre uma variação de produção de biogás ao longo do dia devido ao tempo de residência que é de 0,25 dias. Sendo assim no tempo de 1 dia a produção de biogás atingiu 3 vezes o valor máximo de produção. Essa variação é dada como uma desvantagem do processo que não apresenta uma produção contínua.

O fator de conversão de DQO em biogás é dado pela carga orgânica no reator, o volume de vinhaça, a porcentagem de remoção de DQO e quantidade de biogás produzido. Segundo a Brasmetano, 2004, a porcentagem de remoção de DQO nos reatores é de 65%, sem assim para este estudo temos que a fator de conversão de DQO em biogás para a vinhaça de melaço é de 9,0 kgDQO/m<sup>3</sup> de biogás, de caldo em torno de 3,0 kg DQO/m<sup>3</sup> de biogás e a de mistura de 6,2 kgDQO/m<sup>3</sup> de biogás. Por isso há a necessidade de se diluir as maiores cargas orgânicas visando obter maiores quantidades de gás com menor carga orgânica. Segundo Souza, 1986, o fator de conversão de DQO para biogás está em torno de 2,85 kg DQO/m<sup>3</sup> de biogás muito próximo ao alcançado pelo modelo para vinhaça proveniente do caldo onde não foi necessária a diluição. Nas três condições de temperaturas avaliadas foram obtidos estes mesmos fatores de conversão em biogás devido ao fato de que a variação de biogás é muito pequena.

A média de produção de biogás diária varia da seguinte forma para vinhaça de caldo 69.965 m<sup>3</sup>/dia, para de melaço 70.066 m<sup>3</sup>/dia e para vinhaça de mistura 69.990 m<sup>3</sup>/dia, devido ao volume corrigido pela diluição, segundo tabela 4.2.

A Figura 4. 6 nos mostra o fluxo de biogás no reator para as diferentes composições de vinhaça ao longo do tempo. Pode-se observar que não há grandes variações na quantidade de biogás produzido em consequência da diluição da carga orgânica. A composição que obteve maior produção foi a vinhaça de melaço, para esta condição de temperatura. Também é importante ressaltar que o processo de acidificação no reator ocorre com maior intensidade para a vinhaça de melaço devendo a isto a maior produção de gás.

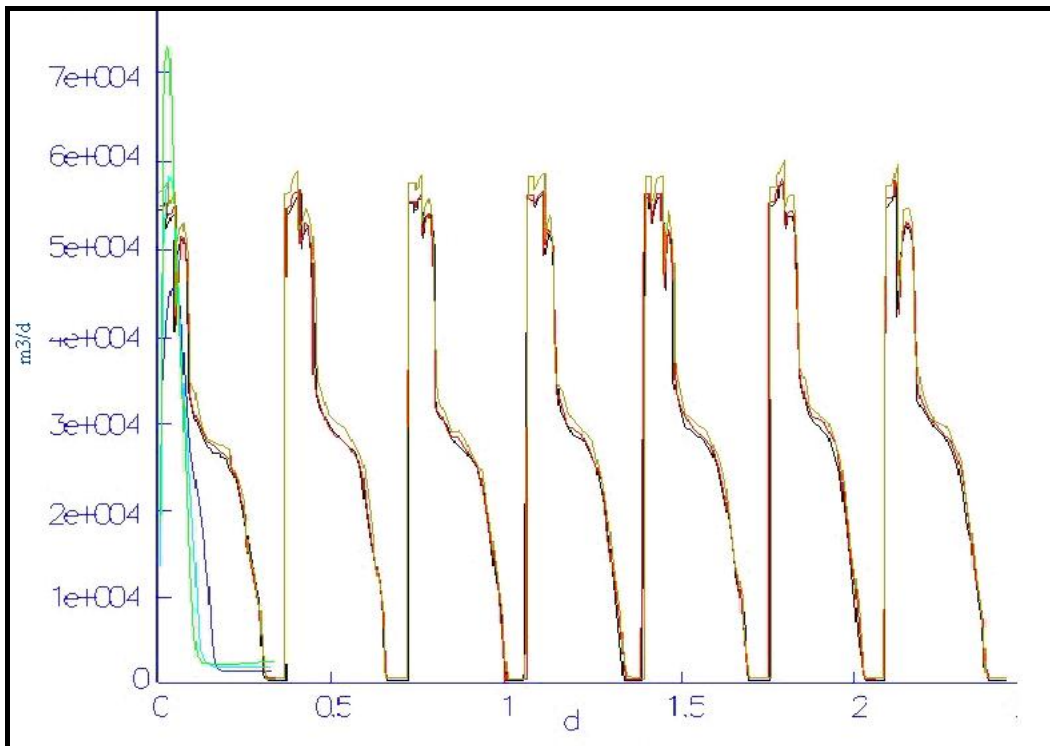


Figura 4. 6: Fluxo de Produção de Biogás no reator para temperatura de 35°C.

Na Figura 4. 7 observa-se que a vinhaça de melaço também é a que produz um biogás com maior conteúdo de metano cerca de 78,71 % e 16,34 % de CO<sub>2</sub>. Considerando a vinhaça de caldo esta é a que produz um biogás com menor teor de metano, aproximadamente 2,81% menor do que a de melaço, sendo 76,50 % de metano e 18,53% de CO<sub>2</sub>. Para a vinhaça de mistura o teor médio de metano produzido é de 77,43% e de CO<sub>2</sub> de 17,62 %. Vale ressaltar também que para esta faixa de temperatura há maiores variações na composição do biogás ao longo do tempo se comparado com as demais temperaturas. A faixa de produção de metano produzida no modelo está em acordo com estudos experimentais em plantas em escala industriais. Segundo Yamashita, 2004, reator de metano produzido em um reator UASB para o tratamento de esgotos domésticos está em torno de 75, 8%. Já para Costa, 2006, o teor de metano no biogás está na faixa de 61,5% e CO<sub>2</sub> por volta de 31%, também produzidos em estações de tratamento de esgotos.

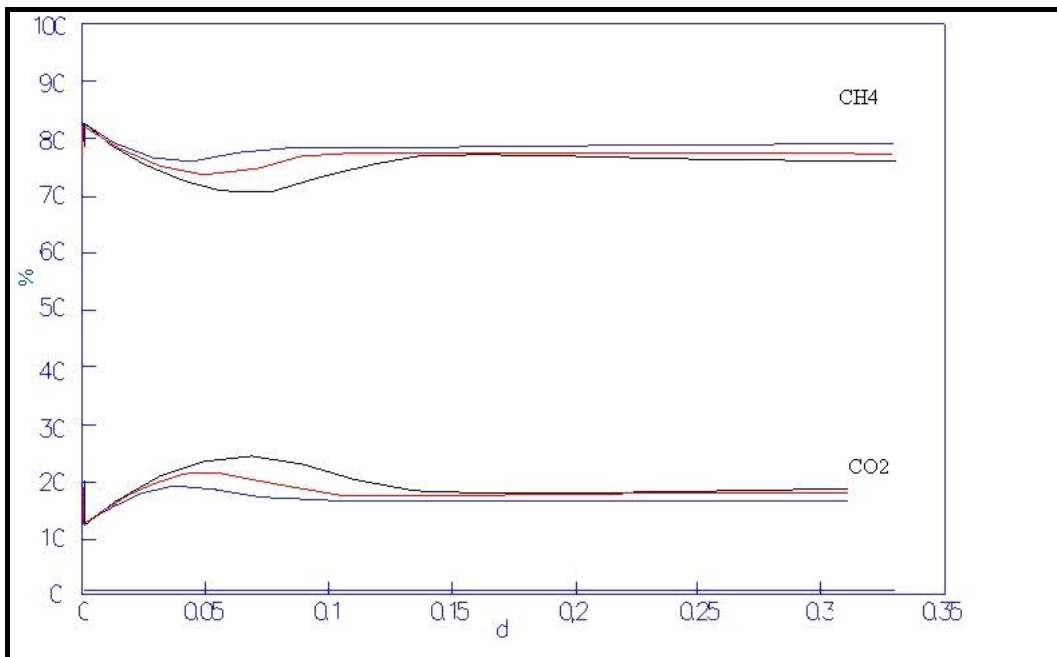


Figura 4. 7: Porcentagem de metano e CO<sub>2</sub> no biogás para temperatura de 35°C.

A Figura 4. 8 e a Figura 4. 9 a seguir mostram o fluxo de produção de gás e composição do mesmo no reator para a condição de temperatura de 45°C.

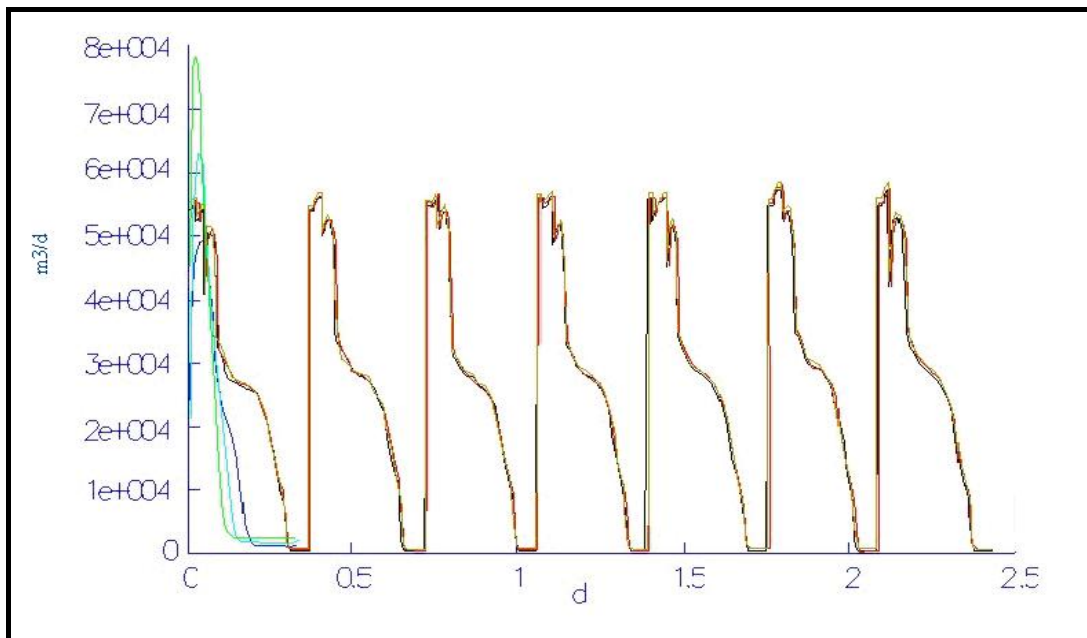


Figura 4. 8: Fluxo de Produção de Biogás no reator para temperatura de 45°C.



Nota-se na Figura 4. 8 que a taxa de produção de biogás na temperatura de 45°C não apresenta variações significativas dependendo da composição da vinhaça. Mas em relação a quantidade produzida de biogás é a temperatura que apresenta maiores produções em relação as temperaturas consideradas. A vazão máxima de biogás produzido foi atingida nesta faixa de temperatura sendo 70.051,81m<sup>3</sup> de biogás diário. Mesmo havendo poucas variações entre os tipos de vinhaça, ainda sim é a vinhaça de melaço a que produz mais biogás em média.

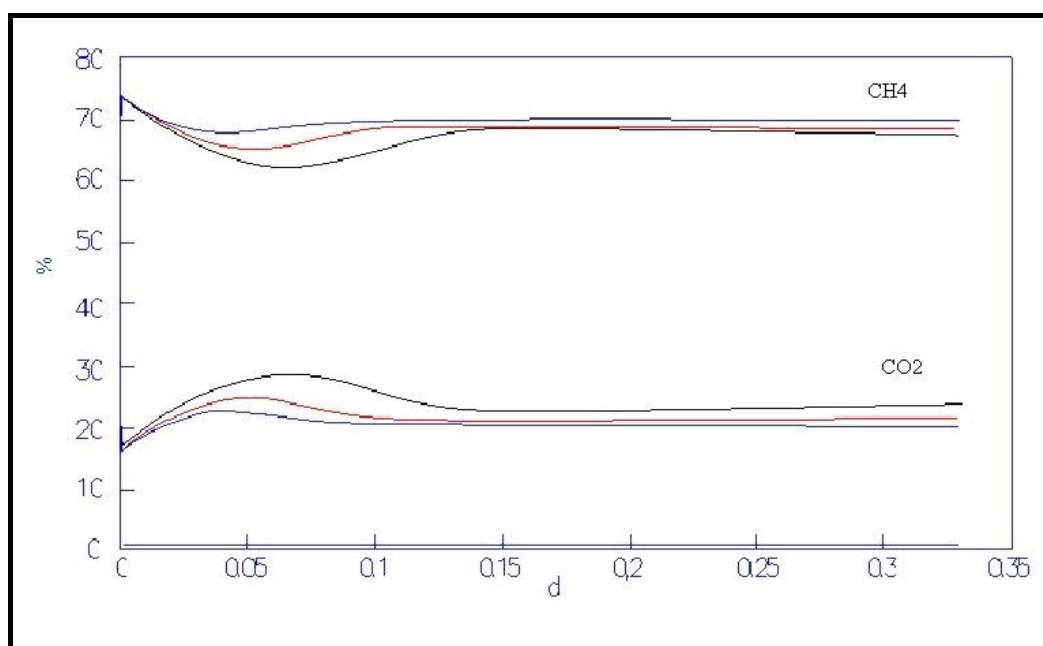


Figura 4. 9: Porcentagem de metano e CO<sub>2</sub> no biogás para temperatura de 45°C.

Analisando a Figura 4. 9 para temperatura de operação do reator igual a 45°C, percebe-se que a quantidade de metano no biogás ainda é maior na vinhaça de melaço, sendo a proveniente do caldo a que produz mais CO<sub>2</sub> no biogás. O ponto máximo de teor de CO<sub>2</sub> observado no gás foi de 18,61% advindo do biogás proveniente de vinhaça de caldo e o ponto máximo de produção de metano no biogás foi de 74,06% ocorrido no biogás de melaço.

A Figura 4. 10 e a Figura 4. 11 seguem mostrando o fluxo de biogás e a composição deste para condições termofílicas de temperatura de 55°C.

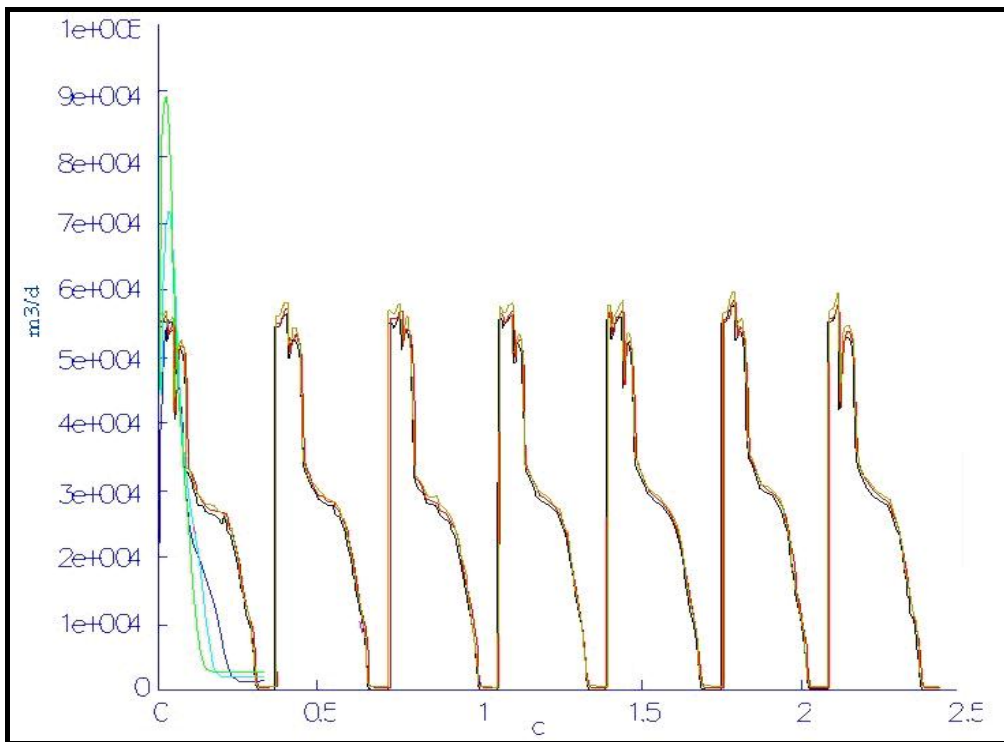


Figura 4. 10: Fluxo de Produção de Biogás no reator para temperatura de 55°C.

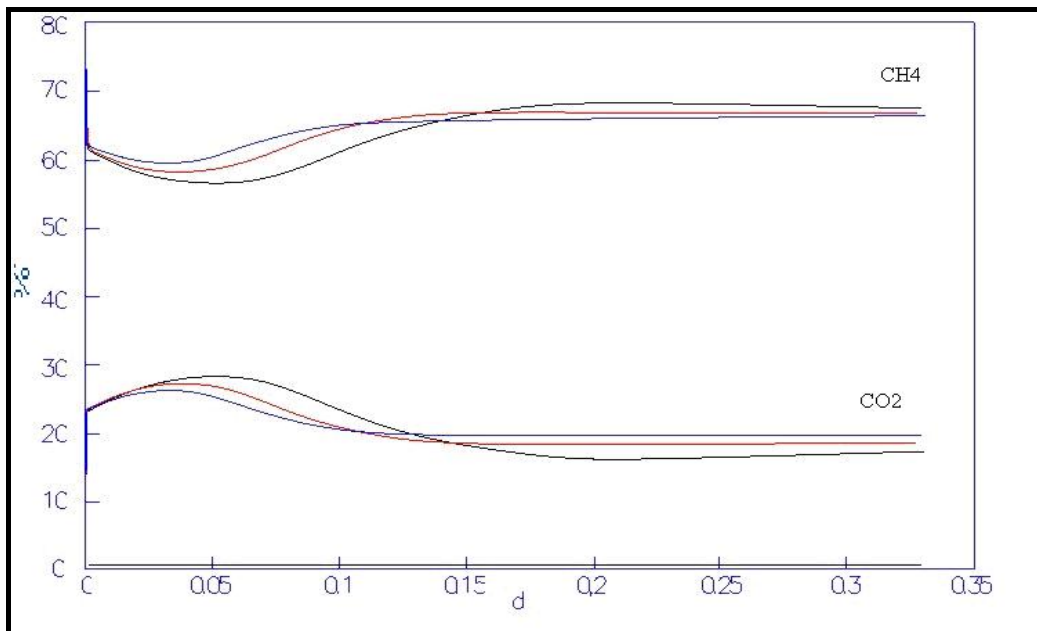


Figura 4. 11: Porcentagem de metano e CO<sub>2</sub> no biogás para temperatura de 55°C.

O fluxo de produção de biogás apresentado na Figura 4. 10 mostra um processo de acidificação intenso e um fluxo de produção de gás menor. O fluxo de gás produzido também não apresenta grandes variações considerando os diferentes tipos de vinhaça. A quantidade gerada

também não sofreu mudanças significativas ficando dentro da faixa de produção das outras e temperaturas.

Já na Figura 4. 11 para esta temperatura de 55°C observam-se mudanças significativas na composição do biogás. Observa-se primeiramente que o teor de metano no biogás reduziu-se cerca de 16% em relação a temperatura de 35°C no reator. O valor máximo produzido foi de 68,62% de metano na vinhaça proveniente do caldo, enquanto que o valor médio de conteúdo de metano no biogás proveniente de melaço foi de 65,74% e de mistura de 66,47%. Considerando o teor de CO<sub>2</sub> no biogás, este foi maior na vinhaça de melaço, seguido da vinhaça de mistura e por último a vinhaça de caldo, que nesta condição de temperatura foi a que apresentou melhor composição de biogás.

Em condições reais a temperatura utilizada nos reatores anaeróbios é a de 35°C, neste estudo apresentado como primeiro caso abordado e o que apresenta uma melhor qualidade do biogás.

#### 4.2.4 COMPARAÇÃO COM DADOS EXPERIMENTAIS

Em estudos experimentais realizados por Banerjee, et al., 2004, sobre o processo de biometanização em tratamento de efluentes de destilaria, avaliou-se a produção de biogás num reator de pequena escala, onde foi variada a carga orgânica em diferentes temperaturas de operação. O reator em estudo tem um volume de 10 litros e um tempo de retenção de 14 dias. O estudo procedeu variando a faixa de temperatura de 35 a 55 °C e as cargas orgânicas da seguinte forma: 1,54, 2,12, 2,74, 3,28 e 4,45 kg DBO/m<sup>3</sup>, conforme apresentam as figuras.

A Figura 4. 12 apresenta o volume de biogás produzido e a Figura 4. 13 mostra a porcentagem de metano e CO<sub>2</sub> no biogás para diferentes cargas orgânicas. É importante observar que nem sempre o aumento da carga orgânica significa um aumento da produção de biogás no reator. No experimento mencionado isto foi detectado e na modelagem computacional este fato também pode ser observado. Quanto a porcentagem de gases também nota-se que o teor de metano no biogás é maior para a menor carga orgânica, já para a simulação este ficou maior para a carga de 3,28 kg/m<sup>3</sup>. A carga de 2,74 kg/m<sup>3</sup> foi a que produziu mais biogás tanto no experimento quanto na simulação.

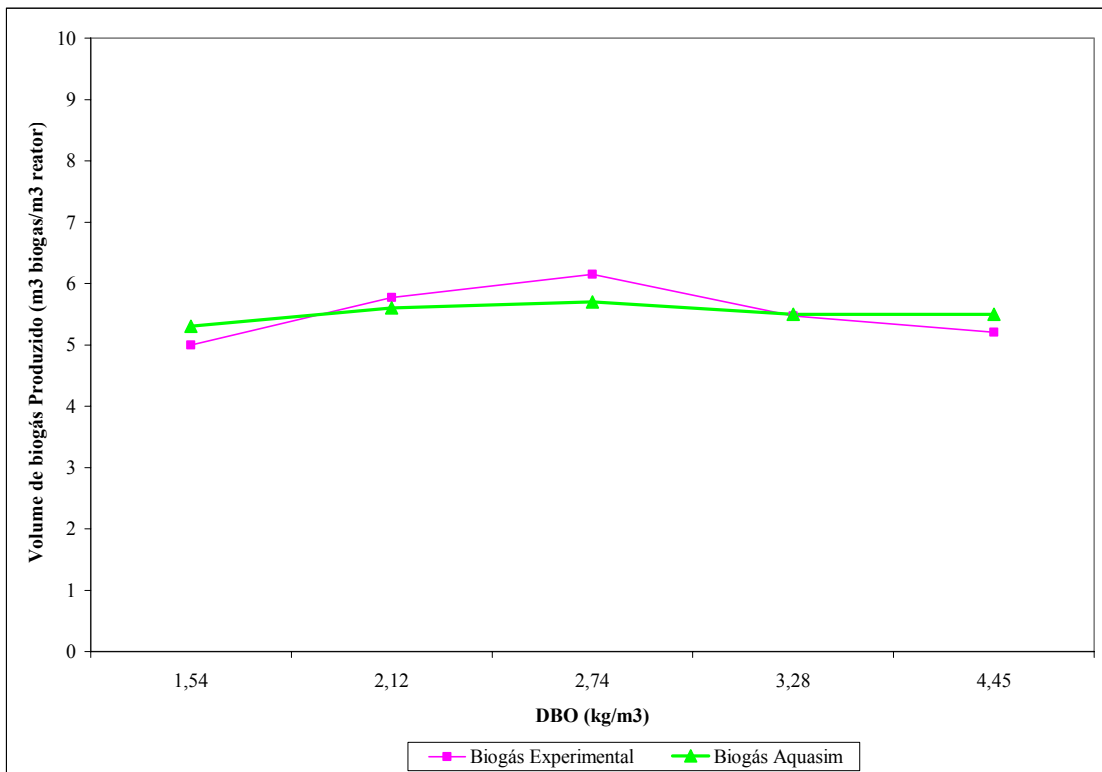


Figura 4. 12: Volume de biogás para diferentes cargas orgânicas.

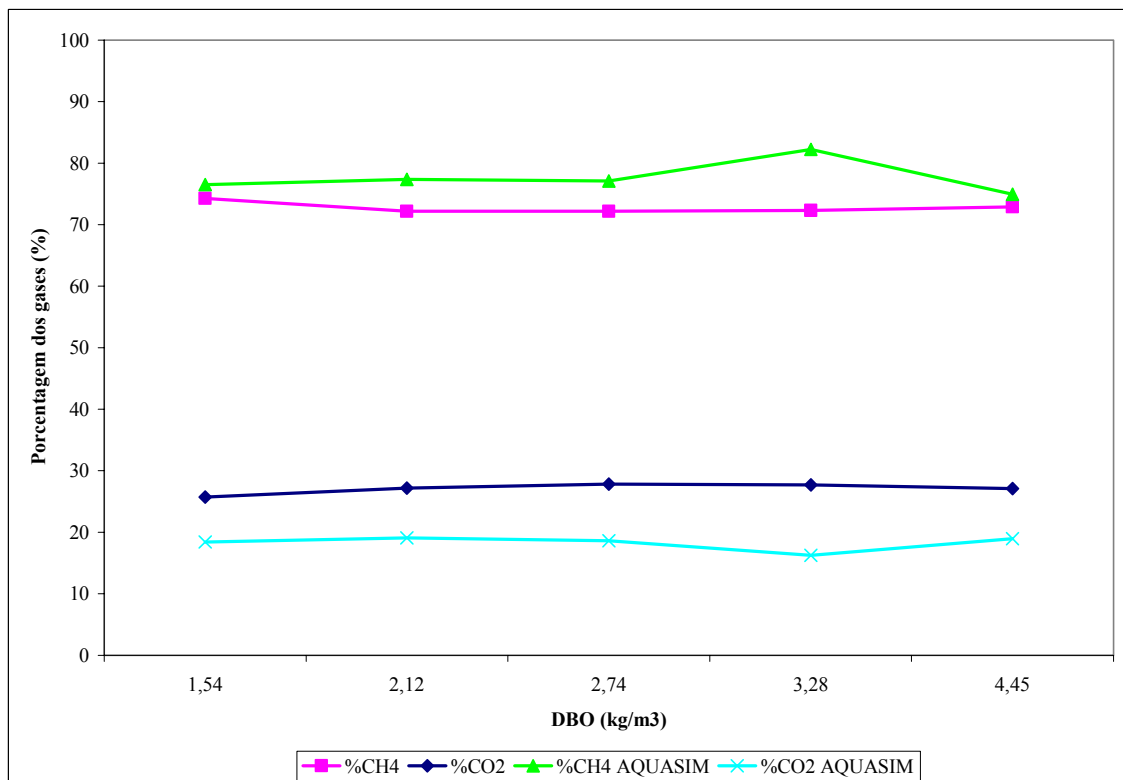


Figura 4. 13: Porcentagem de gases para diferentes cargas orgânicas.

A Figura 4. 14 mostra uma análise comparativa da porcentagem de metano e CO<sub>2</sub> no biogás para duas cargas orgânicas uma de 2,74 e outra de 3,28 kg/m<sup>3</sup>, variando a temperatura no reator. Para a carga de 2,74 kg/m<sup>3</sup> foi a temperatura de 45°C a que proporcionou maior teor de metano no gás e conseqüentemente menor CO<sub>2</sub> no biogás experimentalmente e no aquasim foi à temperatura de 35°C. Já para a carga de 3,28 kg/m<sup>3</sup>, o dado experimental mostrou que a temperatura que apresentou melhor teor de metano no gás foi a 50°C e a simulada foi a temperatura de 35°C. Conforme foi mostrado no modelo anterior, implementado no Aquasim, a composição do biogás é afetada pela faixa de temperatura de operação do reator. Sendo observado em diferentes trabalhos experimentais realizados por diversos pesquisadores, entre eles Blumensaat, F., 2004, e Zaher, et al., 2003.

A simulação apresenta valores muito próximos aos resultados experimentais, garantindo a confiabilidade dos modelos de digestão anaeróbia.

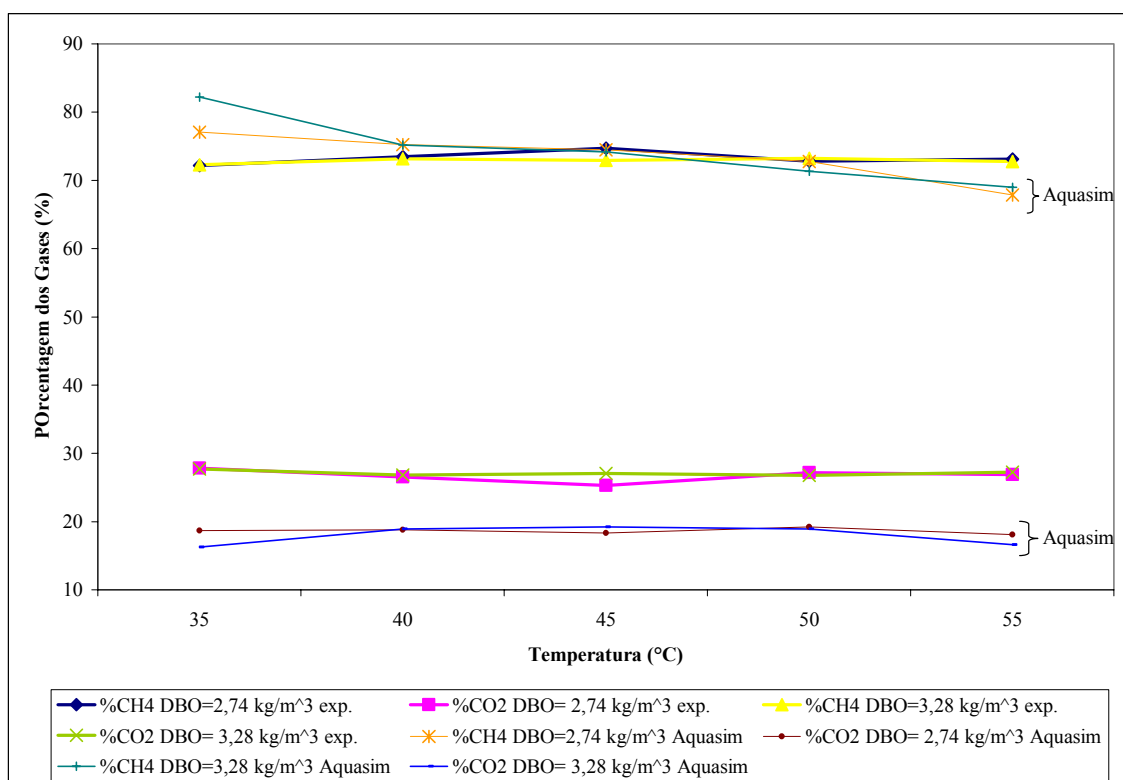


Figura 4. 14: Porcentagem dos gases em função da variação de temperatura.

A temperatura também influencia na produção de biogás segundo mostra a Figura 4. 15. Primeiramente observa-se a diferença significativa entre a produção de biogás para as duas cargas orgânicas em estudo. Considerando o acréscimo de temperatura no reator nota-se que para a menor

carga, o volume de gás produzido foi aumentando em função do aumento da temperatura. Para a carga de  $3,28 \text{ kg/m}^3$  o maior volume de biogás produzido foi para a temperatura de  $50^\circ\text{C}$ , tanto no experimento quanto no simulado sendo.

A partir destes resultados experimentais pode-se validar o modelo adotado para avaliação dos diferentes tipos de vinhaça estudado. Conclui-se que o processo de digestão anaeróbia realmente é bastante complexo, pois nem sempre quando se aumenta a carga orgânica no reator aumenta a quantidade de biogás produzido e ainda é importante encontrar a melhor faixa de temperatura a ser adotada no processo de biometanização.

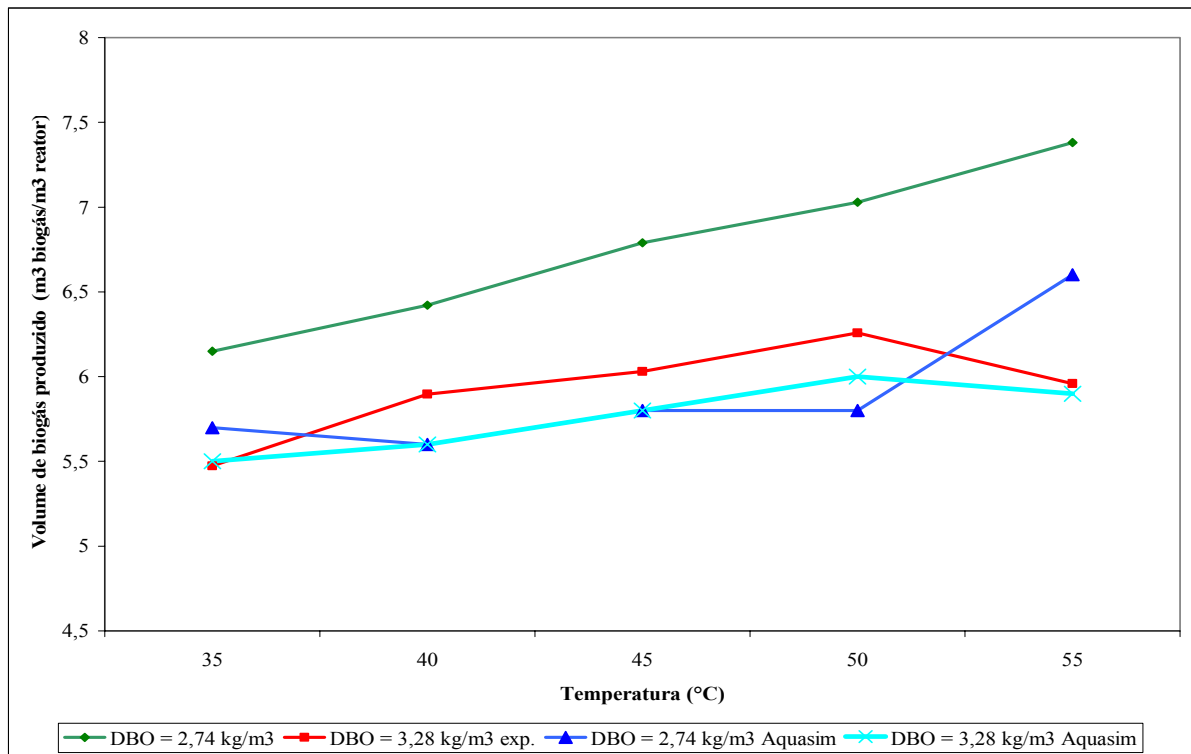


Figura 4. 15: Volume de biogás produzido em função da temperatura e da carga.

## 4.2.5 ESTÁGIO REALIZADO

Com o objetivo de conhecer melhor o processo de digestão anaeróbia foi realizado um estágio no Laboratório de Bioquímica Ambiental da Faculdade de Engenharia Bioquímica da Pontifícia Universidade Católica (PUC) de Valparaíso, Chile. Os experimentos, definidos pela partida do reator tiveram início em Março de 2007 estando ainda em funcionamento. Os equipamentos, instrumentação e reagentes utilizados no experimento foram:

- Reservatório de alimentação
- Bomba
- Reator CSTR – (continuous-flow stirred-tank reactor), Reator de fluxo contínuo com agitação de vidro.
- Medidor de temperatura
- Medidor de pH
- Mangueiras
- Meio ácido (HCl)
- Meio básico (NaOH)
- Reservatório de saída do efluente.

A seguir é apresentada na Figura 4. 16, na Figura 4. 17 e na Figura 4. 18a bancada de experimentação:

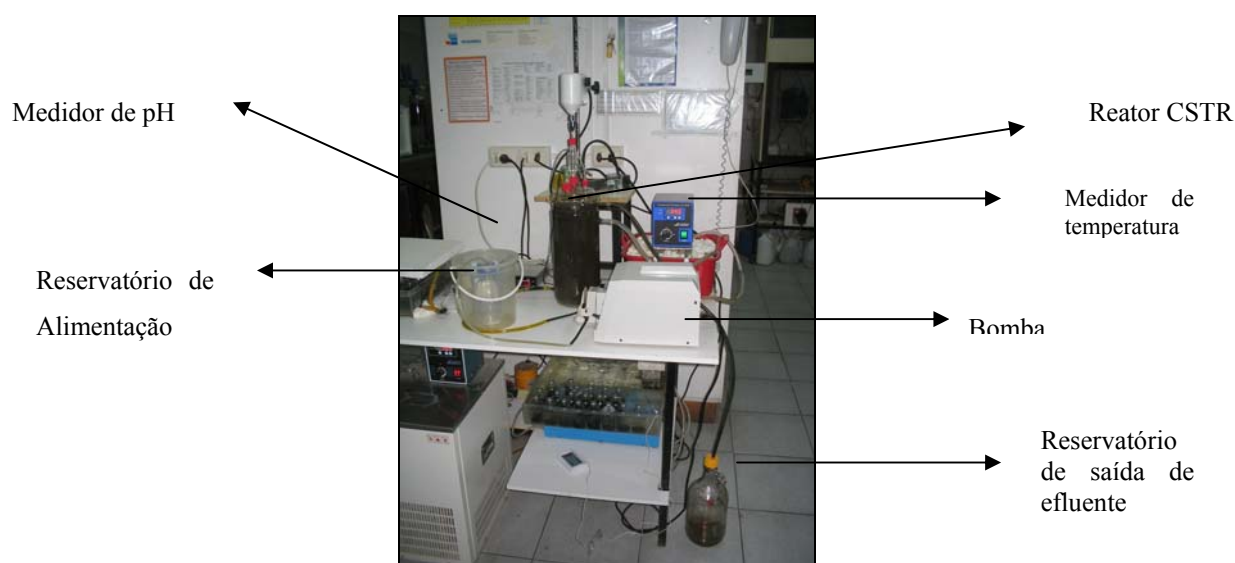


Figura 4. 16: Bancada de experimentação.



Figura 4. 17: Meio ácido e básico para controle de pH.

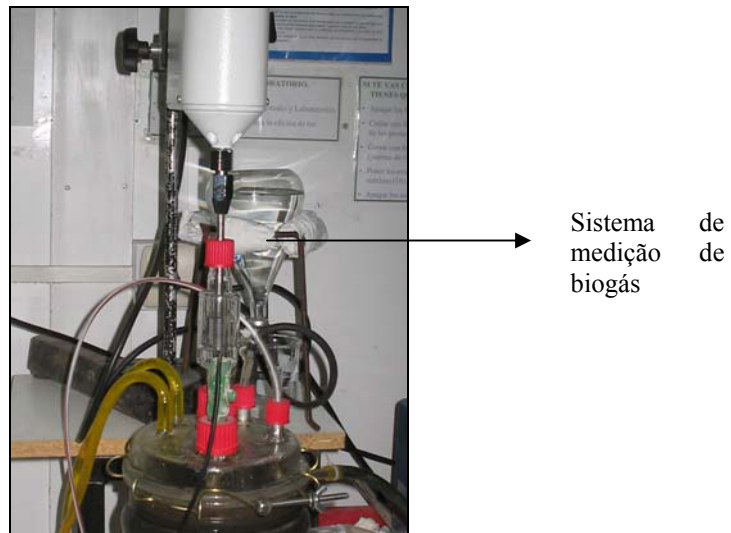


Figura 4. 18: Sistema de medição de biogás.

O objetivo de se projetar e montar um reator era a validação de modelo de digestão anaeróbia implementado em MATLAB, proposto a partir de parâmetros cinéticos obtidos.

As condições iniciais de operação foram as seguintes:

- O volume útil do reator projeto é de 4 litros;
- Tempo de Retenção hidráulico (TRH) inicial de 15 dias;
- Fluxo de entrada do afluente de 0,2 (L/d) (4 litros /15 dias);
- pH = 7,1.

O inóculo utilizado foi obtido a partir de lodos anaeróbios, de reatores de manta de lodo com fluxo ascendente (UASB), utilizado para o tratamento de esgoto doméstico. Este foi caracterizado



em termos de sólidos totais (ST), sólidos voláteis (SV) e da atividade metanogênica específica (AME).

O cultivo foi feito com uma concentração de amido inicial de 0,5 (g DQO amido/L) e uma concentração de biomassa de 10 g SSV/L. Quando se consumiu totalmente o amido iniciou-se o cultivo contínuo. A temperatura foi de 37°C e o pH de 7. O meio de cultivo corresponde ao meio utilizado para a determinação de parâmetros cinéticos utilizando tampão para manter o pH constante.

Uma vez finalizado a partida do sistema se iniciou o cultivo contínuo com uma velocidade de carga orgânica (VCO) inicial de 0,067 (Kg DQO/m<sup>3</sup>.d), logo se aumentou a carga orgânica aumentando a concentração de amido. A DQO média foi de 590g/L durante os primeiros meses e depois passou para 950 g/L. Uma vez alcançado estado estacionário se estabilizou o reator.

A proposta inicial foi usar a própria vinhaça como meio de cultivo. Mas devido as dificuldades de obtenção deste resíduo orgânico no Chile, para efeito de comparação foi elaborado um efluente sintético, baseado em açúcares e mistura para obter uma composição próxima da vinhaça de vinho, e depois extrapolar os resultados a um efluente com vinhaça de destilação, utilizando os parâmetros cinéticos para o processo de digestão anaeróbia das vinhaças, neste caso a constante de hidrólise, constante de inibição e velocidades máximas de crescimento de bactérias, referenciados na literatura, já que os processos de acidogênese, acetogênese e metanogênese são os mesmos para diferentes matérias orgânicas. A alimentação do reator foi elaborada a partir dos seguintes componentes para 0,6 litros de alimento:

- 0,252 g de amido;
- 0,02 g de extrato de levedura;
- Solução macro contendo:
  - 2,4 ml de NH<sub>4</sub>Cl;
  - 1,2 ml de CaCl<sub>2</sub>;
  - 1,2 ml de KHPO<sub>4</sub>;
  - 1,2 ml de MgSO<sub>4</sub>.7H<sub>2</sub>O;
  - 1,2 ml de Solução micro (atividade metanogênica)
- 500 ml de água destilada.

As tomadas de amostras para a realização das análises foram realizadas semanalmente nos meses de março, abril, junho e julho, e todos os dias no mês de maio de 2007, retirando três mostras: uma do afluente de entrada (alimentação), uma do afluente dentro do reator e a última do efluente de saída. As análises químicas foram as seguintes:

- Determinação de alcalinidade;
- Determinação da DQO solúvel e total pelo Método 5220 C, Standard Methods;
- Determinação amido pelo Método de reativo DNS (Miller, 1959);
- Determinação da glicose (açúcares totais) pelo Método de Dubois;
- Concentração de Biomassa pelo Peso Seco: determinação de sólidos suspensos voláteis (baseado no método 2540 E da A.S.T.M. 1991);
- Ácidos Graxos Voláteis pelo método de cromatografia de gases (Cromatógrafo de gases Shimadzu modelo GC 8<sup>a</sup>);
- Metano, para o metano foi utilizado o sistema de frasco invertido.

Logo após a partida (aproximadamente 2 meses depois) o reator apresentou problemas no funcionamento. Houve uma queda na produção de biomassa, não observando a produção de biogás no reator até então não medida. Isso ocorreu devido ao fato de uma redução da quantidade de amido no preparo da alimentação. Permitindo assim um desequilíbrio dentro do reator. Este problema somente foi resolvido quando se aumentou a concentração de amido do alimento, aumentando assim a carga orgânica de alimentação.

Os principais resultados obtidos durante o experimento estão apresentados nas figuras.

A Figura 4. 19 apresenta os dados experimentais relacionados aos valores de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) na entrada e saída do reator. Pode-se observar um acréscimo nos valores de DBO, tanto na entrada como na saída, em função do tempo devido ao aumento da carga orgânica no reator. Isto devido ao fato de que o reator apresentou problemas durante a fase inicial de operação onde se observou uma redução da carga orgânica e conseqüentemente de DBO na entrada e saída. A causa principal destes problemas foi as falhas de entupimento da mangueira de alimentação prejudicando o funcionamento da bomba de alimentação do efluente no reator, sendo descartados alguns dados iniciais. A partir da estabilização do reator a tendência da DQO do reator e de saída é diminuir ao longo do tempo, devido a uma melhora na eficiência de remoção.

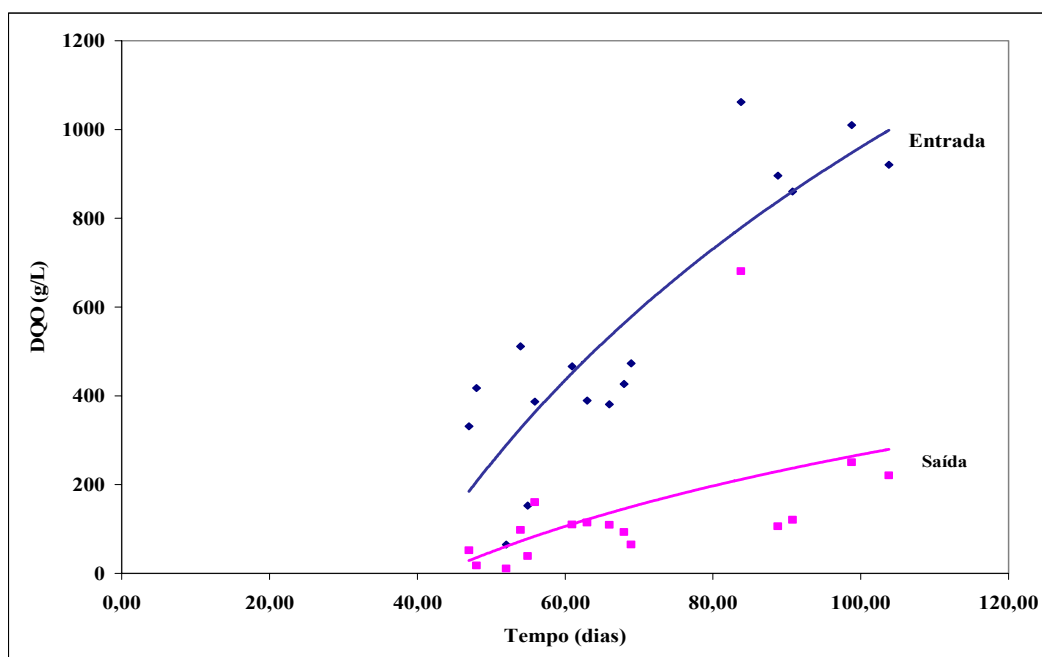


Figura 4. 19: Dados experimentais de DQO na entrada e saída do reator.

Já na Figura 4.20 a seguir são mostrados os dados de concentração de ácidos graxos voláteis medidos no experimento. Os principais ácidos formados são os ácidos acético, butírico e propiônico. Na fase inicial de operação do reator não foi possível identificar o acúmulo de ácidos orgânicos voláteis no reator, nem tão pouco foi detectada a produção de biogás. Após 2 meses e meio de funcionamento pode-se detectar a presença de ácidos graxos voláteis no reator. Na maioria das análises realizadas no cromatógrafo de gases foi detectada somente a presença de ácido acético nas amostras do reator. Sendo assim se compararmos a figura que nos mostra uma tendência de crescimento da concentração de AGV em função do tempo medido experimentalmente com a concentração de AGV simulado no modelo desenvolvido, este apresenta resultados semelhantes ao medido. Não ocorreu acúmulo de AGV no reator que pudesse interromper a atividade metanogênica e consequentemente a produção de biogás. Segundo ADM01, 2002, os ácidos orgânicos (os ácidos acético, butírico e propiônico) causam inibição no processo de digestão anaeróbia, ou seja, afetam as funções dos microorganismos impedindo o seu completo metabolismo, quando estão a baixo pH. O que não ocorreu no experimento devido ao controle contínuo do pH.

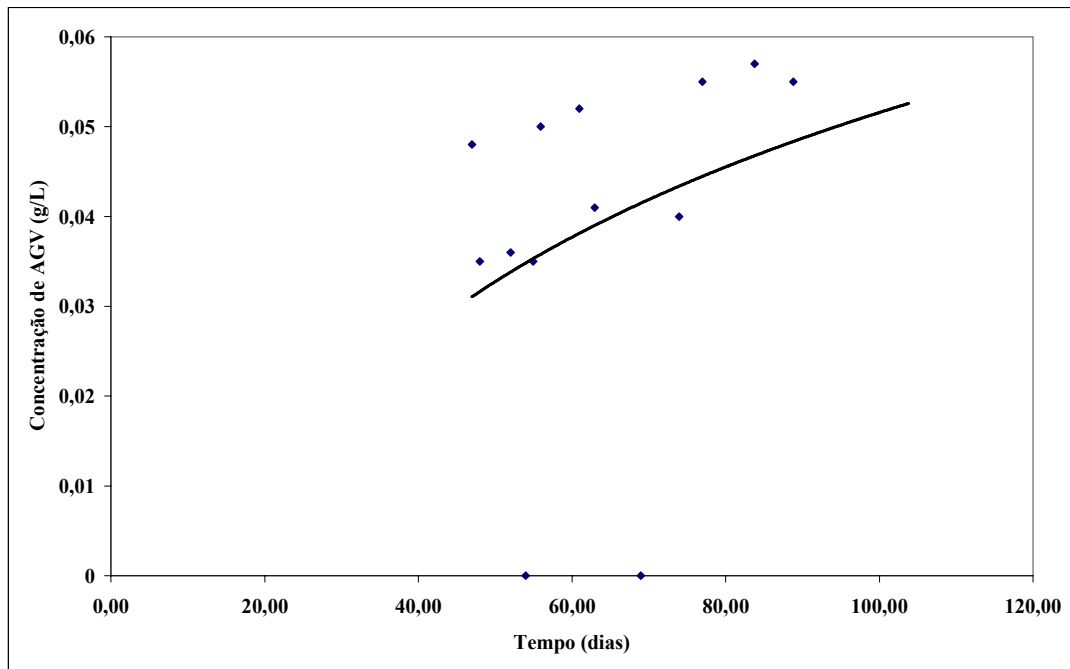


Figura 4. 20: Dados experimentais de concentração de ácidos graxos voláteis no reator.

A Figura 4. 21 apresenta o crescimento da concentração de células em função do tempo. Os dados experimentais iniciais apresentaram queda de produção de biomassa (bactérias acetogênicas e metanogênicas) visto que a quantidade inicial foi de 10 g/litro no reator. A redução de biomassa foi estabilizada e voltou a aumentar após a elevação da carga orgânica no reator. Para efeito da simulação no modelo as bactérias são divididas em dois grupos conforme desenvolvimento do modelo proposto por Bernard et al., 2001. No experimento medem-se dados de biomassa total, não separando em bactérias acidogênicas ou metanogênicas. Sendo assim a análise comparativa dos dados experimentais com os simulados mostra uma singularidade entre eles. Pois ambos apresentam um crescimento de biomassa ao longo do tempo. Obviamente que os dados medidos são apresentados a partir de uma linha de tendência, de maneira a enfatizar o aumento da concentração de microorganismos no reator.

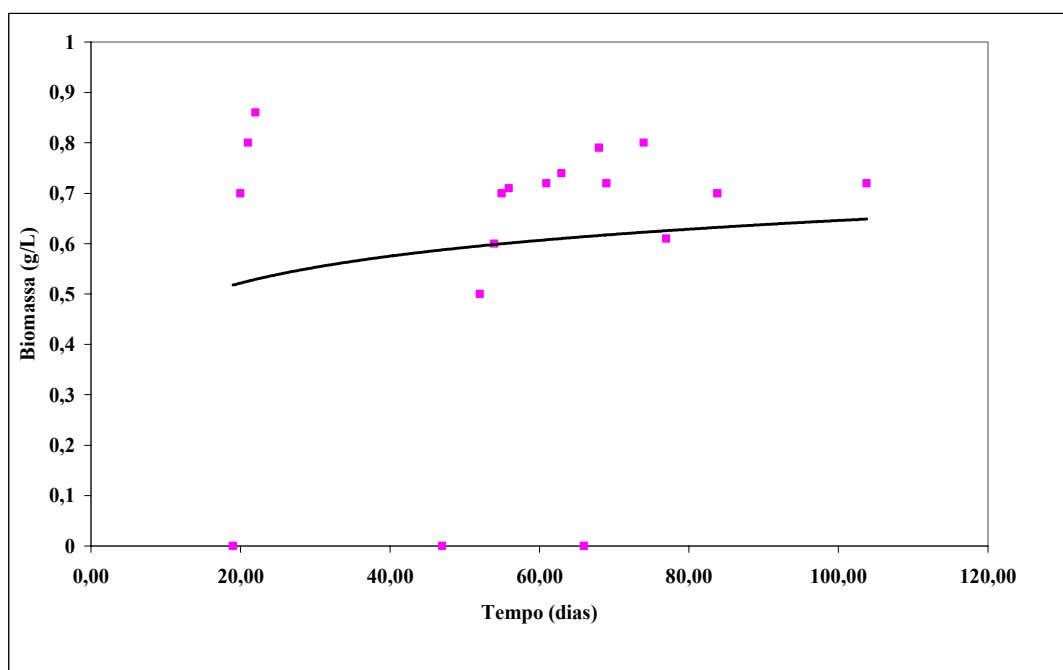


Figura 4. 21: Dados experimentais de concentração de biomassa no reator.

Devido aos problemas já mencionados no início do funcionamento do reator não se observou a produção de biogás. Uma outra hipótese da não observação de biogás no reator poderia ser a baixa produção do mesmo devido à pouca disponibilidade de carbono biodegradável contida no substrato. Assim, a diluição do efluente, praticada até o momento, concorreria negativamente dissolvendo as baixas quantidades de gases gerados, somando-se aos erros decorrentes da operação de um sistema em escala tão pequena. Também devido a isto a diluição da alimentação foi diminuída gradativamente, conseqüentemente aumentando a carga orgânica.

A partir dos dados obtidos no experimento pode-se compará-los com os resultados implementados no modelo de Bernard, 2001, que foi desenvolvido para este experimento e apresentado no Apêndice 2.

Estes experimentos foram importantes para compreensão das particularidades e parâmetros dominantes do processo de digestão anaeróbia.

## 4.3 MODELAGEM DA PRODUÇÃO DE ELETRICIDADE

Para o estudo e análise de sistemas de conversão e geração de energia é muito importante a disponibilidade de programas computacionais adequados e flexíveis, estes programas podem ser utilizados para simular o funcionamento dos sistemas em condições de projeto e em condições fora de projeto, permitindo assim definir a estratégia mais conveniente de operação em função da carga. Simuladores modulares são apropriados para atender a estes objetivos, nos quais cada módulo representa um componente do sistema (compressor, bomba, turbina a vapor, turbina a gás, trocador de calor, etc.).

Vários são os simuladores desenvolvidos junto a universidades para análise de instalações de conversão de energia. Alguns exemplos destes programas comerciais estão: Aspenplus, aplicado sobretudo para análise de plantas químicas; Gatecycle (Enter Co.) para o estudo de grupos turbogás, centrais a vapor e ciclos combinados gás/vapor; Thermoflex (Thermoflow, Inc.) para o estudo de motor de combustão interna, ciclos combinados gás/vapor e também para instalações de tipo avançado; MMS desenvolvido pela “Electric Power Research Institute (EPRI)” e utilizado especialmente para a análise dinâmica de instalações de geração de potência. Todos esses simuladores funcionam segundo uma estrutura modular, isto é, consideram a instalação como um conjunto dos seus componentes conectados um ao outro e ao ambiente por fluxos de massa e energia. Em geral, a estrutura modular destes simuladores permite ao analista desenvolver cálculos energéticos, exergéticos e termoeconômicos, seja de instalações convencionais (turbinas a gás, ciclos motores a vapor, ciclos combinados), ou de sistemas avançados. A resolução, em geral, baseia-se nos balanços de massa, de energia e de espécies químicas para todos os componentes da instalação. O conjunto de equações (balanço, desempenho, propriedades das substâncias, condições de contorno) a ser resolvido é não linear. Isto pode requerer, portanto, uma solução iterativa (Altafini, C., 2001).

Para as análises e simulações apresentadas neste trabalho foi utilizado o programa Gatecycle/GE (USA), versão 5.51.0.r para a simulação da microturbina e o software Thermoflex versão 16.0 para simulação do motor de combustão interna.

### 4.3.1 Simulação

A partir dos resultados do modelo de digestão anaeróbia e desprendida a produção de biogás carregou-se os programas de simulação térmica.

A simulação foi feita a partir dos valores médios de volume de biogás produzido diariamente entre os diferentes tipos de matérias-primas considerando as diferentes composições do biogás, conforme mostra a Tabela 4.3. As condições ambientes adotadas foram: umidade relativa do ar 60%, temperatura ambiente de 25 °C a pressão atmosférica de 1,013 bar.

Tabela 4. 3: Volume médio gerado e a composição de biogás.

Temperatura do reator (°C)	T <sub>reator</sub> 35			T <sub>reator</sub> 45			T <sub>reator</sub> 55		
	Melaço	Caldo	Mistura	Melaço	Caldo	Mistura	Melaço	Caldo	Mistura
DQO (kg/m <sup>3</sup> )									
Volume médio de biogás (m <sup>3</sup> /dia)	70066,35	69985,45	69990,90	70051,81	70045	70026,36	700056,54	70001,81	70046,36
%CH <sub>4</sub>	78,71	76,50	77,43	74,06	72,67	73,24	65,74	68,62	66,47
%CO <sub>2</sub>	16,34	18,53	17,62	18,02	18,61	18,28	19,21	16,83	18,42
PCI (kJ/kg)	32329	30508	31251	30733	30191	30480	29229	31292	29895

A aplicação destes resultados numa central térmica com motores de combustão interna é mostrada na Figura 4. 22 . O esquema apresenta três motores com potência instalada de 2275 kWe, eficiência de 36,98% e consumo de combustível de 0,21 kg/s cada um deles.

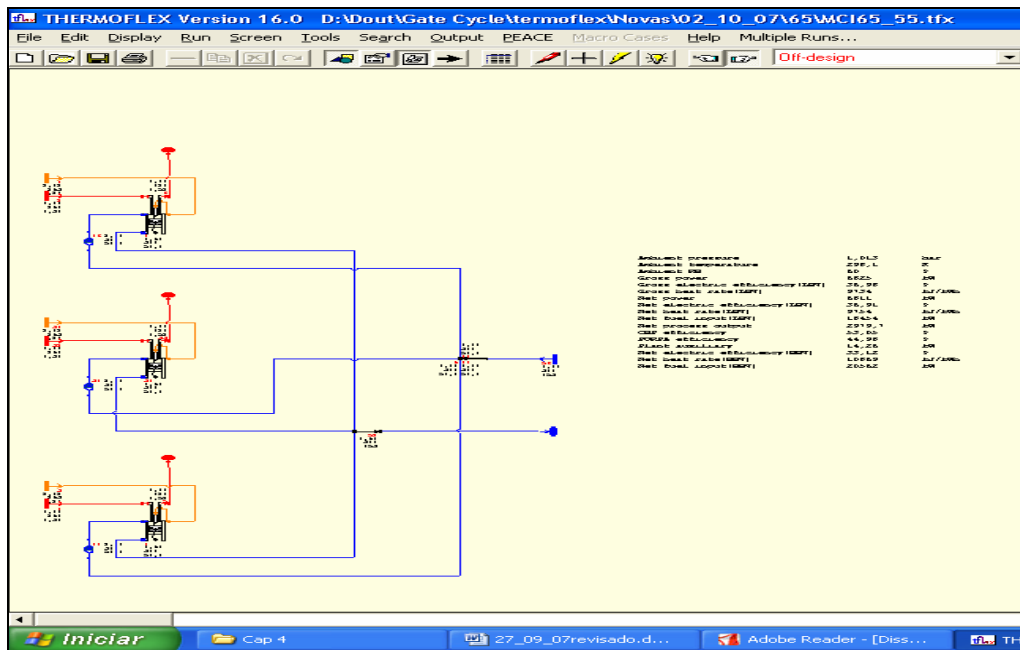


Figura 4. 22: Esquema de uma central com motores de combustão interna realizado no software thermoflex.

Os motores de combustão interna apresentaram grande flexibilidade quanto a variação da composição do combustível e o volume gerado, devido a estas variações serem muito pequenas. Os principais resultados estão apresentados na Tabela 4. e nas figuras.

Tabela 4. 4: Resultados da simulação realizada no Termoflex.

DQO (kg/m <sup>3</sup> )	Melaço			Caldo			Mistura		
	35	45	55	35	45	55	35	45	55
Temperatura do reator (°C)	35	45	55	35	45	55	35	45	55
Heat rate (kJ/kWh)	9733	9734	9734	9734	9734	9734	9733	9734	9734
Potência (kW)	6825	6825	6825	6825	6825	6825	6825	6825	6825
Eficiência Elétrica (%)	36,91	36,91	36,91	36,91	36,91	36,91	36,91	36,91	36,91
Eficiência de Cogeração (%)	53,11	53,09	53,05	53,11	53,09	53,05	53,11	53,09	53,05
Eletricidade (kWh/ano)	2989	2985,5	2979,5	2989,2	2985,6	2979,4	2988,8	2985,5	2979,7

O consumo específico de combustível não se altera em nenhuma das condições, como mostra a Figura 4. 23. Quanto a geração de potência elétrica esta também não sofre mudanças para



os diferentes casos e a geração de eletricidade apresenta pequenas variações na medida em que a temperatura aumenta.

Quanto a eficiência elétrica, pode-se observar que não ocorrem alterações em qualquer das condições adotadas conforme a Figura 4. 24.

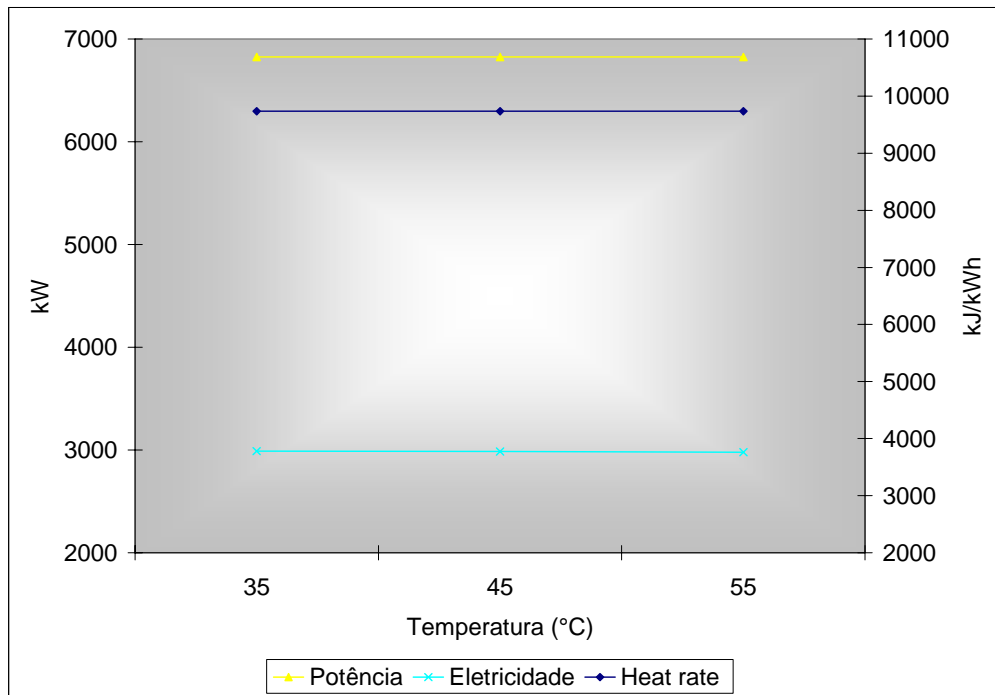


Figura 4. 23: Potência gerada e consumo específico de combustível resultante da simulação em motores.

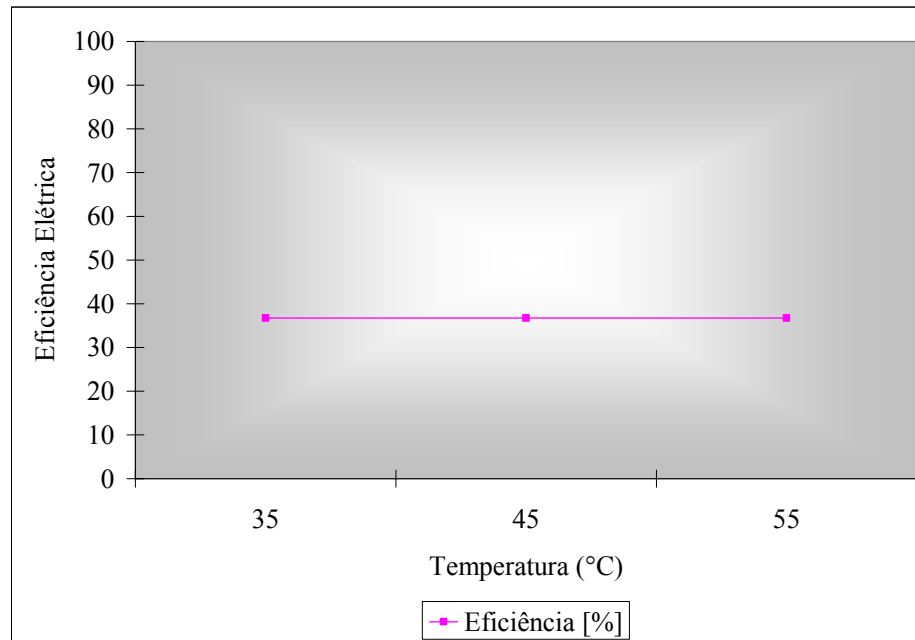


Figura 4. 24: Eficiência elétrica resultante da simulação em motores.

A Figura 4.25 apresenta o esquema da microturbina de 30kW operando com biogás. Os componentes da esquerda para direita são: duto de entrada de ar para o compressor, compressor, trocador de calor, câmara de combustão, expensor e gerador (turbina a gás). A simulação foi realizada sob as condições ISO e em ponto de projeto (Design model).

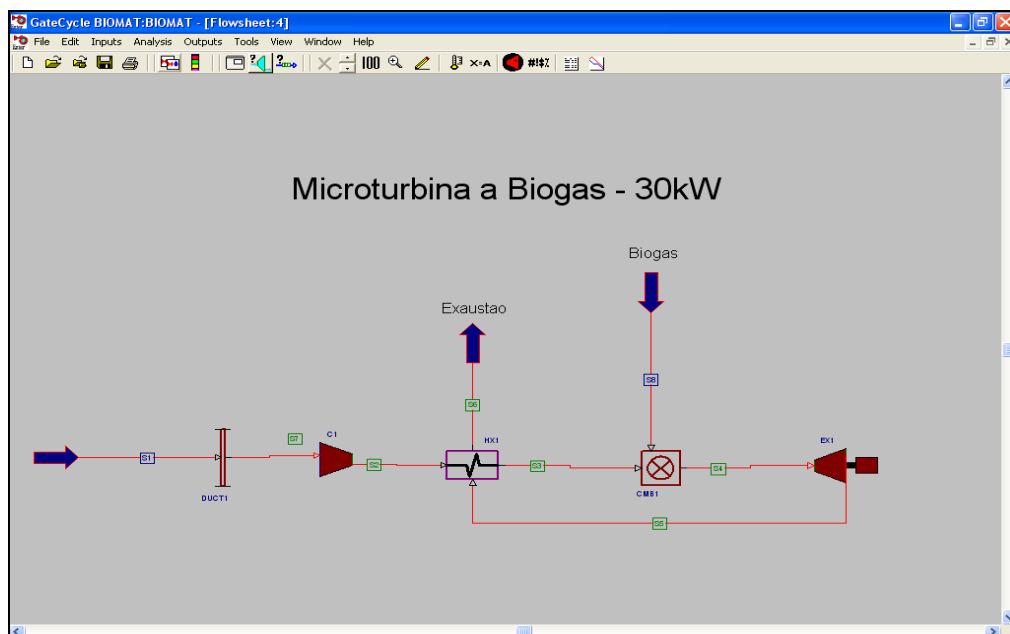


Figura 4. 25: Esquema da microturbina a biogás de 30kW no software Gatecycle.

Para o estudo da microturbina a gás foi considerado somente os dados de porcentagem dos gases, e conseqüentemente o PCI do biogás apresentadas na tabela 4.3 para uma microturbina de 30kW. A microturbina a gás apresentou-se um pouco mais sensível as pequenas variações da composição do biogás em comparação com o motor de combustão interna, mas ainda assim sem variações significativas. Os principais resultados estão apresentados nas figuras.

A Figura 4.26 apresenta a variação da eficiência da microturbina a partir de diferentes composições de biogás. Nota-se que melhores eficiências foram apresentadas pelas composições de biogás resultante da temperatura de operação do reator de 35°C. Sendo a composição de biogás proveniente da vinhaça de melação a que apresenta maior teor de metano ocasionando maior eficiência.

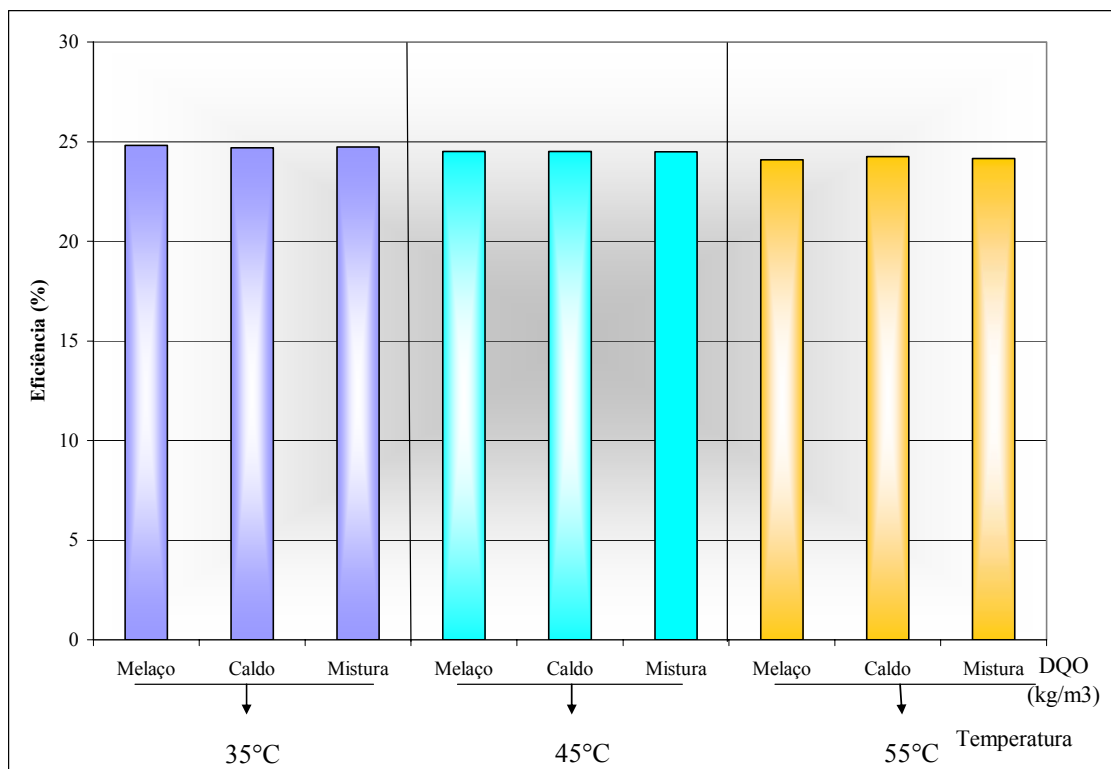


Figura 4.26: Eficiência elétrica resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle.

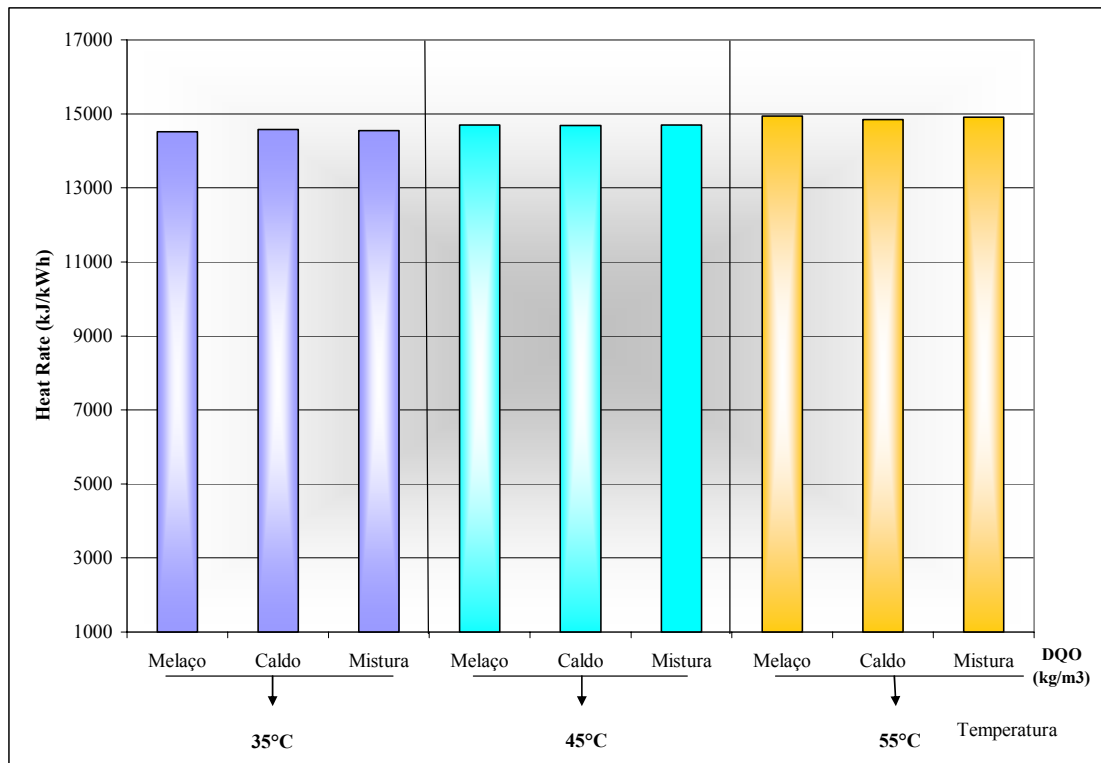


Figura 4.27: Consumo específico de calor resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle.

A Figura 4.27 amostra o consumo específico de calor deixando claro que na temperatura de 55°C ocorre o maior consumo, pois para as diferentes origens de vinhaça esta temperatura é a que oferece menores teores de metano no biogás.

A Figura 4.28 apresenta a potência gerada pela microturbina para os diferentes casos analisados. Observa-se na temperatura de 35°C onde foram apresentadas as melhores eficiências obviamente foi obtido as maiores potências. Ficando estas cerca de 3% acima das potências geradas na temperatura de 55°C.

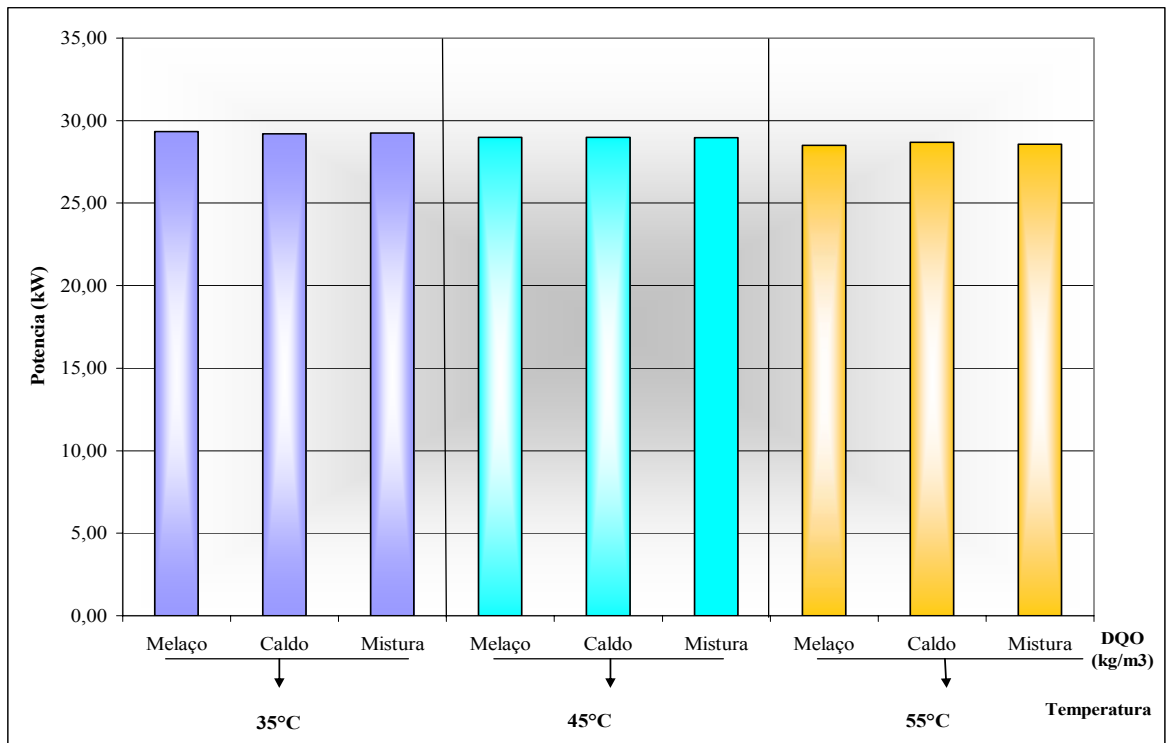


Figura 4.28: Potência gerada resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle.

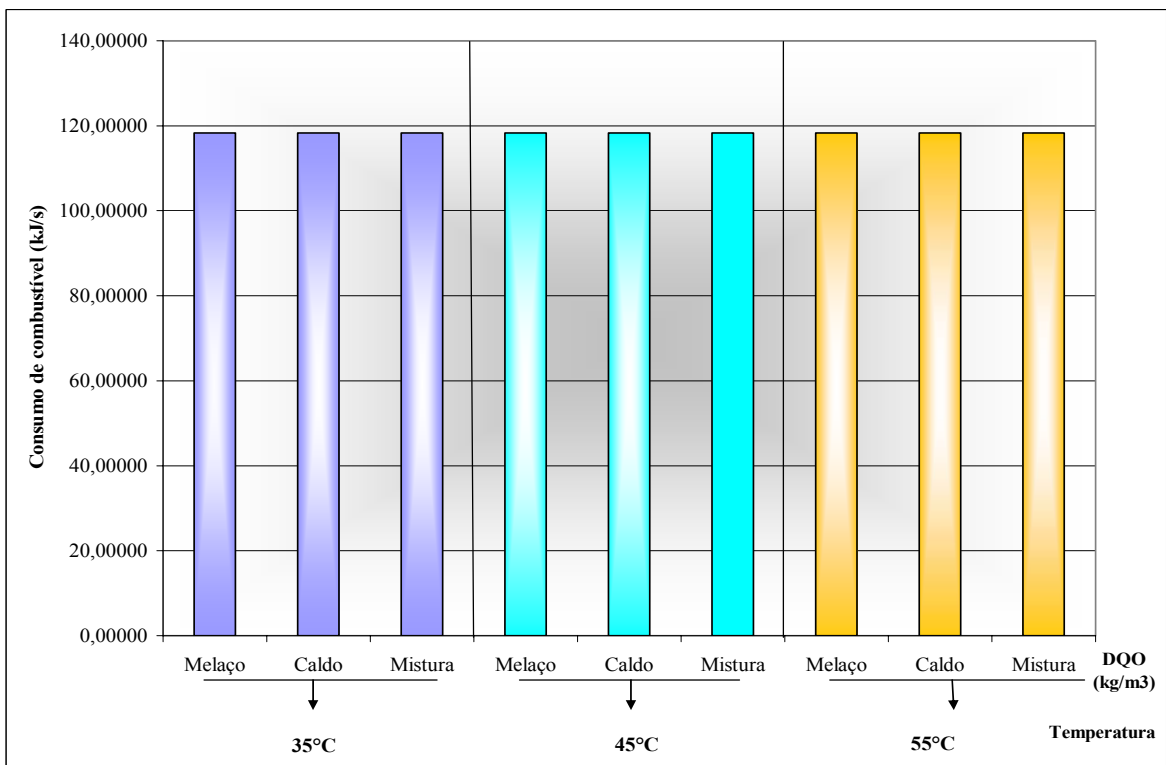


Figura 4. 29: Consumo de combustível resultante da simulação da microturbina no software Gate cycle.

Está representado na Figura 4. 29 o consumo de combustível em kg/s. Somente o biogás produzido pela biodigestão da vinhaça proveniente de melaço, que possui menor teor de metano obteve um maior consumo de combustível. Sendo que para os outros casos estudados o consumo de combustível não variou.

#### **4.4 CONSIDERAÇÕES FINAIS DO CAPÍTULO**

Este capítulo nos mostrou a importância dos modelos de digestão anaeróbia auxiliando nos projetos em escala industrial. Mostra a influência da temperatura na composição do biogás. De maneira geral a simulação de sistemas térmicos apresenta-se como uma importante análise do desempenho de tecnologias de conversão obtendo resultados semelhantes a testes experimentais realizados em diversas referências bibliográficas.

## **Capítulo 5**

# **AVALIAÇÃO ECONÔMICO - FINANCEIRA E AMBIENTAL DA UTILIZAÇÃO DO BIOGÁS INCLUINDO A AVALIAÇÃO DE RECURSOS MDL (CRÉDITOS DE CARBONO)**

## **5.1 INTRODUÇÃO**

Este capítulo apresenta uma metodologia para a avaliação da viabilidade econômico-financeira da utilização do biogás proveniente da biodigestão anaeróbia da vinhaça para diferentes cenários. Apresenta-se também uma análise do ponto de vista ambiental da utilização do biogás que inclui a possibilidade de venda de certificados de emissões evitadas (créditos de carbono).

A metodologia aplicada na avaliação econômica baseia-se no fluxo de caixa do investimento. Nele estão representadas todas as receitas e custos esperados com o projeto, incluindo as deduções com impostos, depreciações e imposto de renda. O fluxo de caixa obtido é elaborado numa perspectiva de dez anos conforme o financiamento, e mostra o investimento inicial e o lucro líquido anual, dados necessários para obtenção da TIR e do VPL.

Na análise econômica de projetos de geração de energia elétrica pode-se utilizar uma série de indicadores econômicos para se avaliar a atratividade financeira. Os estudos

econômicos financeiros objetivam avaliar a eficiência econômica e a forma de financiamento de projetos, estimando os custos e os benefícios decorrentes de sua execução no horizonte de planejamento considerado. (Benacouche e Cruz, 1995). Segundo estes mesmos autores, existem dois principais grupos de métodos de avaliação econômica. Os métodos não determinísticos e os determinísticos, ditos também métodos sob condição de certeza, permitindo atribuir, com certeza, um único valor a cada curso de ação, incluindo nesse enfoque os métodos de período de retorno de capital investido, da razão receita-custo, o do valor presente, o do custo anual equivalente, o da taxa interna de retorno e o índice custo benefício.

A partir do momento em que são considerados recursos econômicos em vários períodos de tempo, existe um risco por menor que seja, de não se atingir os valores esperados de retorno de investimento. Assim, tudo indica que a decisão tomada inclui certo palpite do decisor acerca do que irá acontecer, portanto do que será feito no futuro. No entanto para os métodos estudados, pressupõe-se que os custos e as receitas associadas às alternativas são conhecidos com exatidão ao longo do tempo. Dessa forma parte-se do pressuposto que o decisor tem informação suficiente (e, sobretudo absolutamente confiável) para estimar custos e receitas sem nenhuma margem de erro.

## **5.2 O Programa de Incentivo as Fontes renováveis - PROINFA**

O Programa de incentivo as fontes renováveis de energia - PROINFA, instituído pela Lei nº 10.438, de 26 de abril de 2002 e revisado pela Lei nº 10.762, de 11 de novembro de 2003, tem como objetivo a diversificação da matriz energética brasileira e a busca por soluções de cunho regional com a utilização de fontes renováveis de energia, mediante o aproveitamento econômico dos insumos disponíveis e das tecnologias aplicáveis, a partir do aumento da participação da energia elétrica produzida com base naquelas fontes, no Sistema Elétrico Interligado Nacional – SIN (ELETROBRÁS, 2006).

O Programa promoverá a implantação de 3.300 MW de capacidade, em instalações de produção com início de funcionamento que estava previsto para até 30 de dezembro de 2006, sendo assegurada, pelas Centrais Elétricas Brasileiras S.A - ELETROBRÁS, a compra da energia a ser produzida, no período de 20 anos, dos empreendedores que preencherem todos



os requisitos de habilitação descritos nos guias e que tiverem seus projetos selecionados de acordo com os procedimentos da Lei 10.438/02 (ELETROBRÁS, 2006).

Em relação ao abastecimento de energia elétrica do país, o PROINFA pode ser um instrumento de complementação energética sazonal à energia hidráulica, responsável por mais de 90% da geração do país. Na região Nordeste, a energia eólica servirá como complemento ao abastecimento hidráulico, já que o período de chuvas é inverso ao de ventos. O mesmo ocorrerá com a biomassa nas regiões Sul e Sudeste, onde a colheita de safras propícias à geração de energia elétrica (cana-de-açúcar e arroz, por exemplo) ocorre em período diferente do chuvoso.

A produção de 3,3 mil MW a partir de fontes alternativas renováveis dobrará a participação na matriz de energia elétrica brasileira das fontes eólica, biomassa e PCH, que atualmente respondem por 3,1% do total produzido podendo chegar a 5,9% (ENERGIABRASIL, 2005).

A entrada de novas fontes renováveis evitará a emissão de 2,5 milhões de toneladas de gás carbônico/ano, ampliando as possibilidades de negócios de Certificação de Redução de Emissão de Carbono, nos termos do Protocolo de Kyoto. O Programa também permitirá maior inserção do pequeno produtor de energia elétrica, diversificando o número de agentes do setor (ENERGIABRASIL, 2005).

### **5.3 Mecanismo de Desenvolvimento Limpo – MDL**

A partir do Protocolo de Kyoto firmado em 1998, onde 39 países se comprometeram em reduzir suas emissões em 5,2% chegando a níveis de 1990 até 2012, surgiram mecanismos de flexibilização para que cada país conseguisse atingir suas metas. Os mecanismos são:

- Implementação conjunta (Joint Implementation JI): estabelece que os países que fazem parte do Anexo I conduzam entre si, projetos para redução de emissões;
- Comércio de emissões (Emission Trade): restritos a empresas de países desenvolvidos, listados no Anexo I do Protocolo, no qual são permitidas a compra e venda do direito de emissão de gases de efeito estufa;
- Mecanismo de Desenvolvimento Limpo: permite a países não listados no Anexo I do Protocolo, que é o caso do Brasil, a comercialização de créditos relativos a

emissão de gases à países emissores que não atingem as metas de redução consentidas entre as partes.

Deste último surgiram os “Certificados de Emissões Reduzidas”, os chamados CER’s que poderiam contribuir para o desenvolvimento sustentável dos países que não fazem parte do Anexo I, segundo os termos do Artigo 12 do Protocolo. Com isso surgiu o mercado de créditos de carbono onde os países que emitir menos, podem vender seus excedentes aos países que ultrapassarem sua cota. Apesar da falta de normas consolidadas este comércio já é uma realidade.

O CDM (Clean Development Mechanism) ou MDL, em síntese, são alternativas que implicam em assumir uma responsabilidade para reduzir as emissões de poluentes e promover o desenvolvimento sustentável. Trata-se de um mecanismo de investimentos, pelo qual países desenvolvidos podem estabelecer metas de redução de emissões e de aplicação de recursos financeiros em projetos como reflorestamento e produção de energia limpa.

As empresas, por exemplo, ao invés de utilizarem combustíveis fósseis, que são altamente poluentes, passariam a utilizar energia produzida em condições sustentáveis, como é o caso da biomassa. De acordo com o MDL, os países em desenvolvimento não têm compromisso de abatimento ou redução. Este mecanismo permite que países em desenvolvimento desenvolvam projetos de mitigação de GEE e que estes, uma vez certificados, possam ser comercializados em um mercado de créditos de carbono, por meio dos quais países industrializados possam beneficiar-se comprando o abatimento certificado e utilizando-o em seu balanço de emissões de GEE (Alves, 2000).

### **5.3.1 Créditos de carbono**

Os Créditos de Carbono são certificados que autorizam o direito de poluir criado pelo Protocolo de Kyoto no MDL – Mecanismo do Desenvolvimento Limpo. Por esse mecanismo os países ricos compram o direito de poluir, investindo em projetos que são postos em prática nos países em desenvolvimento.

Entre as atividades mais indicadas são a substituição de óleo diesel ou carvão mineral em caldeiras por biomassa ou biodiesel, substituição do óleo diesel de geradores por biodiesel, reflorestamento, captação do gás metano de aterros sanitários ou fazendas de suínos e a substituição total ou parcial do óleo diesel pelo biodiesel em caminhões, ônibus, tratores, locomotivas, barcos e outras atividades previstas no MDL. As empresas poluidoras compram em bolsa ou diretamente das empresas empreendedoras as toneladas de carbono sequestradas

ou não emitidas através de um bônus chamado Certificado de Redução de Emissões (CER) ou Certificado de Emissões Evitadas (CEE). As quantidades de toneladas de CO<sub>2</sub> ou outros gases economizados ou seqüestrados da atmosfera são calculados por estas empresas especializadas de acordo com determinações de órgãos técnicos da ONU.

Os valores dos CERs variam conforme o tipo de projeto, demanda de mercado, tecnologia empregada no seqüestro do carbono e outros. De acordo com a Econergy, o preço da tonelada pode variar entre US\$ 7 e US\$ 12, mas esse valor já alcançou o valor de 31 Euros, o equivalente a pouco mais de US\$ 35 em março de 2006 (Conpet, 2006).

Para o cálculo dos certificados de emissões evitadas, os chamados créditos de carbono, foi utilizada a metodologia aprovada pelo órgão da “executive board” de MDL (Clean Development Mechanism - CDM) da ONU (UNFCCC), para o caso da geração de energia elétrica a partir de bagaço de cana e fornecimento para a rede de distribuição de energia elétrica. Nesta metodologia é utilizado o conceito de margem combinada para determinar a intensidade de carbono teórica produto da expansão do setor elétrico nacional. Utilizando este conceito o valor de referência para a intensidade de carbono do setor elétrico ficou estabelecido em 0,140 tC/MWh ou 0,5 tCO<sub>2</sub>eq/MWh. Este valor contribui para melhorar a eficiência dos projetos de MDL baseados em emissões evitadas, pois aumenta quantidade de carbono evitada por MWh gerado (Percorá, 2006).

As equações (5.1) e (5.2) mostram como é realizado o cálculo da quantidade de créditos de carbono.

$$CO_2eq. = EE \times FIC \quad (5.1)$$

Onde:

CO<sub>2</sub> eq. - Total de CO<sub>2</sub>eq. Evitado (tCO<sub>2</sub>eq./ano)

EE - Total de energia elétrica gerada (MWh/ano)

FCI - Fator de Intensidade de Carbono (tCO<sub>2</sub>eq/MWh)

$$CEE = CO_2eq. \times VCEE \quad (5.2)$$

CEE - Total de U\$ (ou R\$) em certificados

CO<sub>2</sub> eq. - Total de CO<sub>2</sub>eq. Evitado (tCO<sub>2</sub>eq./ano)

VCEE - Valor de Certificado de emissões evitadas (CEE) (US\$/tCO<sub>2</sub>eq)

## 5.4 AVALIAÇÃO ECONÔMICO-FINANCEIRA

### 5.4.1 Conceitos importantes – Indicadores Econômicos

#### Fluxo de caixa

Resume as entradas e saídas efetivas de dinheiro ao longo do horizonte de planejamento do projeto, permitindo desta maneira, conhecer a sua rentabilidade e viabilidade econômica. Neste sentido os fluxos de caixa representam a renda econômica gerada pelo projeto ao longo de sua vida útil, ou seja, os ganhos que sejam superiores aos obtidos em qualquer outro investimento alternativo de igual risco. Fluxos de caixa não são sinônimos de lucro contábeis, pois não podem ocorrer mudanças no lucro sem que haja qualquer mudança correspondente nos fluxos de caixa (Samanez, 2002).

#### VPL – Valor Presente Líquido

Neste método se avaliam as alternativas através de um valor representativo de fluxos de caixa (soma algébrica de valores de receitas e despesas) descontados e reduzidos no instante inicial (zero), segundo uma taxa de juros  $i$ , obtendo o valor atualizado dos custos e receitas de uma alternativa. O  $VPL \geq 0$  indica a viabilidade e as ações são ordenadas pela magnitude do VPL. O ordenamento resultante dependerá basicamente da taxa de desconto ( $i$ ) e da magnitude das necessidades de investimento que determinam o nível de VPL. Tem como finalidade valorar, em termos de valor presente, o impacto dos eventos futuros associados a um projeto ou alternativa de investimento, ou seja, mede o valor presente dos fluxos de caixa gerados pelo projeto ao longo da sua vida útil. Não existindo restrição de capital argumenta-se que esse critério leva à escolha ótima, pois maximiza o valor da empresa (Samanez, 2002).

### TIR – Taxa Interna de Retorno

A TIR exige descrição de cada alternativa de investimento em termos de custo e receita a ela associada, sendo a taxa que torna equivalente o investimento inicial ao fluxo de caixa subsequente, ou seja, torna nulo o VPL do projeto dentro de um período de tempo estipulado (Santos, 1999).

### SAC – Sistema de Amortização Constante

É o principal reembolso em quotas de amortização iguais. Dessa maneira, no sistema SAC as prestações são decrescentes, já que os juros diminuem a cada prestação. A amortização é calculada dividindo-se o valor do principal pelo número de períodos de pagamento (Samanez, 2002).

### TMA – Taxa Mínima de Atratividade

É a taxa a partir da qual o investidor considera que está obtendo ganhos financeiros. É uma taxa associada a um baixo risco, ou seja, qualquer sobra de caixa pode ser aplicada, na pior das hipóteses na TMA. Uma das formas de se analisar um investimento é confrontar a TIR com a TMA do investidor (Casarotto, 1998).

### Análise de Sensibilidade

Estuda o efeito que a variação de um dado de entrada pode ocasionar nos resultados. Quando uma pequena variação num parâmetro altera drasticamente a rentabilidade de um projeto, diz-se que o projeto é muito sensível a este parâmetro e poderá ser interessante concentrar esforços para obter dados menos incertos (Casarotto, 1998). Tem por finalidade auxiliar na tomada de decisões.

Segundo Buarque, 1984, a construção do modelo de análise econômica de um projeto exige a formulação do fluxo de caixa e a utilização de dados considerados certos e constantes, porém, isso dificilmente ocorre, pois estes dados são valores estimados que procuram traduzir uma fotografia da realidade. Assim, os resultados dos cálculos de valor presente líquido, taxa

interna de retorno e tempo de retorno não são exatos, pois os dados utilizados no seu cálculo também não são exatos se cada uma dessas variáveis se modifica ao longo do tempo.

#### **5.4.2 MODELO DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA**

A avaliação econômica aplicada neste trabalho tem por objetivo identificar a viabilidade econômica da implantação de diferentes projetos que utilizam biogás proveniente da vinhaça em usinas sucroalcooleiras. Como referência adotou-se uma usina que produz 500 m<sup>3</sup>/dia de álcool e 5.000 m<sup>3</sup>/dia de vinhaça o que corresponde a capacidade média das usinas instaladas no país. Para isto foram analisados vários cenários que se diferenciam pelas tecnologias de geração de eletricidade a partir do biogás adotada. Com o potencial de geração de biogás avaliado, foi possível avaliar uma central térmica com um conjunto de 22 motores de combustão interna cada um com 250 kW, a uma eficiência de 29% (Brasmetano, 2007). E uma outra central térmica operando com 24 microturbinas a gás, tendo cada uma 250kW e uma eficiência de 32% (Ingersoll Rand, 2006). O maior número de microturbinas em relação aos motores de combustão interna se deve a maior eficiência de conversão energética das microturbinas a gás.

O modelo de avaliação econômico-financeira foi construído a partir de um fluxo de caixa que contempla o investimento inicial e o lucro líquido anual numa perspectiva de dez anos de financiamento do projeto. Com base neste fluxo de caixa realiza-se o cálculo da Taxa Interna de Retorno e do Valor Presente Líquido do Investimento. São parâmetros básicos que determinam o comportamento do fluxo de caixa e dos resultados finais do projeto em seu momento inicial e durante a sua vida útil, o custo unitário de investimento, os custos operacionais fixos e variáveis, o preço de mercado da energia elétrica e as perspectivas de depreciação, a proporção do investimento financiado, a taxa de juros do financiamento, os prazos de carência e amortização.

Neste trabalho compara-se o custo de geração com o valor de venda de eletricidade homologado pelo PROINFA. É importante lembrar que este valor estabelecido pelo governo refere-se ao biogás proveniente de aterros sanitários, onde o próprio aterro funciona como um biodigestor. Sendo assim não se considera a necessidade de custos de investimentos com a planta de biodigestão senão apenas com a captação do biogás e geração.

### 5.4.2.1 Cenários analisados

Foram analisados cinco cenários para a utilização do biogás proveniente da biodigestão da vinhaça. Os parâmetros da planta de biodigestão adotados são apresentados na Tabela 5. 1 a seguir.

Os dados sobre o custo de investimento do reator em estudo foram fornecidos pela empresa Brasmetano, 2007, apresentado na Tabela 5. 2. Os reatores anaeróbios considerados para este estudo foram os chamados reatores anaeróbios UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), reator anaeróbico de fluxo ascendente em leito de lodos, conforme apresentado no capítulo 2.

Tabela 5. 1: Parâmetros da Planta de Biodigestão.

Itens	Valor	Unidades
Produção diária de álcool	500	m <sup>3</sup> /dia
Vazão Diária de vinhaça	5.000	m <sup>3</sup> /dia
Produção diária de biogás	73.125	Nm <sup>3</sup> /dia
Composição e características do biogás		
CH <sub>4</sub>	60	%
CO <sub>2</sub>	40	%
H <sub>2</sub> S	>1	%
PCI	21.320	kJ/Nm <sup>3</sup>
Densidade do biogás	0,784	kg/Nm <sup>3</sup>

Tabela 5. 2: Custos do Biodigestor (Brasmetano, 2007).

Itens	Valor	Unidade
Investimento anualizado	703.651,58	R\$/ano
Custo O&M	168.538,00	R\$/ano
Custo total anualizado	872.189,59	R\$/ano
Consumo de potência elétrica	250	kW

Baseados na utilização do biogás em diversas tecnologias de conversão energética foram analisados os seguintes cenários:

Cenário I: Geração de energia elétrica com Motor de Combustão Interna;

Cenário II: Geração de energia elétrica com Microturbinas a gás;

Cenário III: Geração de energia elétrica com o bagaço “substituído” a partir da queima conjunta do mesmo com o biogás nas caldeiras;

Cenário IV: Venda do bagaço “substituído” (para geração de energia elétrica em outra unidade);

Cenário V: Venda de leveduras (uso do biogás em sacadores *spray dryers*).

Nos cenários I e II é feita uma avaliação considerando a utilização do biogás gerado com novos investimentos em tecnologias de geração de energia elétrica, neste caso, motor de combustão interna (MCI) e microturbina (MT). Sendo assim haverá um custo maior se comparado com os outros cenários.

Para os cenários III e IV é feita uma análise diferente dos cenários, pois neste caso não há custo de investimento com nenhum equipamento de geração de energia. O biogás é queimado juntamente com o bagaço de cana nas caldeiras já existentes. O investimento considerado nestes dois casos são os dutos que irão conduzir o biogás às caldeiras e os sistemas de limpeza do biogás indispensáveis para a queima em caldeiras devido aos danos causados pelo ácido sulfídrico. Sendo assim o cálculo é baseado no consumo de bagaço e de biogás na caldeira e PCI de ambos os combustíveis.

O cenário V avalia a opção da queima direta do biogás em secadores de levedura e conseqüentemente sua venda. A levedura (*Saccharomyces cerevisiae*) é produzida a partir do mosto (cana + melão) que é fermentado para transformar açúcar em etanol. Este material é então centrifugado e separado em vinho e creme de levedura. O creme de levedura excedente do processo de fermentação dirige-se então para um grande secador (*spray dried*) em forma de cone com um disco interno girando em alta velocidade (5000 rpm) com temperatura em torno de 100°C. Desta forma o creme sofre uma secagem instantânea conservando ao máximo as propriedades nutricionais do produto. De todos os microorganismos as leveduras reúnem as características mais favoráveis à sua utilização na alimentação animal. As leveduras aumentam a resistência a infecções, pelo facto de possuírem componentes que aumentam a resposta imunológica. As leveduras também têm sido utilizadas pelo seu alto conteúdo de nutrientes facilmente disponíveis e de alto valor nutricional, sendo um excelente componente alimentar para todos os animais jovens e de rápido crescimento. Nas décadas de 70 e 80, diversos trabalhos zootécnicos foram realizados tendo como único objectivo viabilizar a levedura como uma fonte proteica alternativa. Com isso, até ao início dos anos 90, as leveduras permaneceram "esquecidas", sendo seu uso viabilizado na alimentação animal apenas quando o custo se tornava interessante em função de sua composição nutricional de base proteica. A partir de 1990, o crescente interesse por parte dos produtores de ração para criação de camarões e para o desmame de leitões, tanto da Europa como da Ásia, fez com que as indústrias adequassem seus procedimentos industriais, procurando o processamento de leveduras com alta qualidade, possibilitando o crescimento do mercado (Glucos Internacional, 2006). No caso em estudo foi considerada uma planta convencional de leveduras com uma



capacidade de produção diária de 10 ton/dia. Isto significa cerca de 60.000 litros de solução de levedura "sangrada" do processo de fermentação alcoólica com concentração em massa seca ao redor de 17% (esta concentração é típica quando se opera com centrifugas). Portanto a vazão de alimentação por hora do equipamento seria de 2500 litros/ hora de solução de levedura (operação 24h/dia). (Ghiraldini, 2007).

Para todos os cenários os custos envolvidos com a planta de biodigestão anaeróbia estão inclusos no custo do biogás.

#### **5.4.2.2 Considerações sobre a metodologia de avaliação do custo do Biogás**

De acordo com Medeiros et al. (2003), a aplicação racional da vinhaça "in natura" em doses de 150m<sup>3</sup>/ha equivale a uma adubação de 61 kg/ha de nitrogênio, 40 kg/ha de fósforo, 343 kg/ha de potássio, 108 kg/ha de cálcio e 80 kg/ha de enxofre.

Uma das vantagens da biodigestão da vinhaça é que seu potencial de fertilização continua sendo o mesmo após o processo, fazendo com que a vinhaça biodigerida possa ser levada ao campo para a fertirrigação. As principais vantagens seria a conservação dos nutrientes, principalmente o conteúdo de fósforo e nitrogênio, e o aumento do pH importante para aplicação no solo. Mas em se tratando da carga orgânica, quando se pensa em aplicação do solo é uma desvantagem para a fertilização do solo.

É muito importante ressaltar que a concentração de potássio contida na vinhaça não se altera depois do processo de biodigestão conforme apresentado na Tabela 5. 3. Os valores de potássio na vinhaça variam podendo chegar a 7 kg/m<sup>3</sup>. Existem alguns estudos relacionados a processos de remoção de potássio. Um destes processos são as peneiras moleculares, bem como as zeólitas que, por sua vez, são compostos de alumínio e silício (aluminossilicatos) com alto grau de ordenação a nível microscópico. A elevada capacidade de troca iônica, a grande área superficial distribuída através de poros com diâmetros variáveis, a elevada estabilidade térmica e a elevada acidez fazem das zeólitas materiais de extremo potencial para inúmeras aplicações, tendo mostrado destaque como adsorventes na purificação de gases, como trocadores iônicos em detergentes, na catálise no refino do petróleo, na petroquímica e em aplicações biotecnológicas (Luz, 1995). Outro estudo interessante é o processo chamado "clarifying". Este processo consiste em diluir a vinhaça, posteriormente conduzi-la a uma centrifuga de alta eficiência. A vinhaça então é concentrada facilitando a remoção do potássio que é cristalizado em forma de sais de potássio. A separação dos cristais de sais de potássio é separa por decantação, filtração ou uma combinação destes processos (Paananen et al., 1998).

Tabela 5. 3: Características físico-químicas da vinhaça – Usina São Martinho. (Cortez et al., 1998).

Parâmetro	Vinhaça (antes da biodigestão)	Vinhaça (depois da biodigestão)
pH	4,0	6,9
DQO (mg/l)	29.000	9.000
Nitrogênio total (mg/l)	550	600
Nitrogênio Amoniacal (mg/l)	40	220
Fósforo P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (mg/l)	17	32
Sulfato (mg/l)	450	32
Potássio K <sub>2</sub> O ( mg/l)	1400	1400

Para se fazer uma avaliação econômica da utilização do biogás seja para geração de eletricidade, vapor ou calor é necessário determinar um valor monetário para este combustível. Considerando uma aplicação média para o Estado de São Paulo, segundo Luz, 2005, de 300,1 m<sup>3</sup>/ha, calcula-se que a quantidade de efluente gerada anualmente, cerca de 900.000 m<sup>3</sup>/ano, é suficiente para fertirrigar uma área equivalente a 3.000 hectares por ano. O custo do biogás pode ser calculado levando em consideração os custos anualizados da planta de biodigestão, a redução dos gastos com adubação mineral, devido à fertirrigação utilizando o efluente da biodigestão e a quantidade de biogás produzida. Assim temos a seguinte Eq.(5.3):

$$CB = \left( \frac{CAPB \times CAA}{QBG} \right) \quad (5.3)$$

Onde:

CB - Custo do biogás

CAPB - Custo Anual da Planta de Biodigestão

CAA - Custo Anual Adubação (NPK)

QBA - Quantidade de Biogás Gerado

É interessante ressaltar que a aplicação da vinhaça “in natura” substitui a adubação mineral convencional NPK (Nitrogênio/Fósforo/Potássio). Existem diferentes formulações contendo esses três nutrientes que podem ser utilizados na lavoura da cana de acordo com uma análise de solo. Devido a isto foi inserida na equação anterior a redução dos gastos com aplicação de adubação mineral, NPK 22-00-18, sendo esta suprida pelo aumento da quantidade de N (amoniacoal e total) e fósforo e pela permanência do potássio no efluente da biodigestão da vinhaça.

Estudos realizados para determinar a necessidade de complementação nitrogenada, após aplicação da vinhaça em soqueiras de cana-de-açúcar, têm sido pouco esclarecedores. Sabe-se que a vinhaça é um resíduo com relação C:N de valor médio a elevado, sendo prática comum sua suplementação com N mineral procurando-se evitar a imobilização do N no solo.

Guagnoni, 2003, apresentou um estudo de custos de aplicação da vinhaça e outros adubos minerais por hectare. Para o estudo em questão, o autor considerou uma quantidade 450 kg de NPK (22-00-18) por hectare a um valor de R\$ 261,03, para uma distancia ideal de aplicação de vinhaça de 40km.

O custo do biogás segundo as considerações anteriores é de 0,007 R\$/kg, ou seja, 0,0086 R\$/m<sup>3</sup>.

#### **5.4.2.3 Premissas adotadas durante avaliação econômica**

As principais premissas e condições adotadas para avaliação econômica são as seguintes:

- A taxa de atratividade é de 15 % ao ano;
- O horizonte estudado foi de 10 anos sem correspondência com o período de financiamento. Isto significa que o investidor deseja que a remuneração do projeto seja tal que, para a taxa de atratividade adotada, o valor presente líquido do fluxo de caixa seja zero no ano 10. Portanto no ano 10 o financiamento deve ter sido amortizado e o capital próprio deve ter retornado (Lamônica, 2006);
- A taxa de juros foi de 9,25 ao ano; (BNDES, 2006);
- Tempo de vida útil dos equipamentos: 20 anos para o biodigestor e 18 anos para o motor de combustão interna e a microturbina a gás;
- Horas efetivas de produção e geração com biogás 4.320 horas/ano;

- A depreciação é linear ao longo da vida (10%);
- O valor residual não foi considerado, pois a análise econômica não avalia o fluxo de caixa até o final da vida útil dos equipamentos;
- O custo da biomassa (bagaço de cana) adotado foi de R\$ 35,00/ton (Faria, J.M, 2006);
- O custo de venda da levedura considerado foi de R\$ 700/ton (Mello, 2003);
- Consumo de biogás para secagem de leveduras: 0,54 Nm<sup>3</sup>/kg de levedura. (Bancor Internacional, 2003);
- A taxa de câmbio adotada foi de R\$ 2,14/US\$ (Banco do Brasil, 2006)
- Para fins comparativos utilizou-se o valor de venda de energia gerada com biogás de aterro sanitário que foi fixado pelo PROINFA em R\$ 169,08 / MWh (MME, mar/2004);
- O poder calorífico inferior do bagaço foi de 9,6MJ/kg com 50% de umidade (Lora, 2002);

#### **5.4.2.4 Resultados da avaliação econômica**

A análise econômico-financeira é implementada como uma forma de avaliar diferentes opções de utilização do biogás proveniente da vinhaça, bem como mostrar uma alternativa de tratamento deste resíduo orgânico. Além disso, este tipo de projeto tem uma contribuição social aumentando a oferta de mão-de-obra, contribuindo para a mitigação da poluição através da redução dos gases do efeito estufa e redução de aplicação de adubos minerais, que também gera algum tipo de poluição em seu ciclo de vida.

As características dos cenários são apresentadas na Tabela 5.4. Os dados de investimentos para os diferentes cenários são mostrados na Tabela 5.5.

Tabela 5. 4: Características dos cenários avaliados.

Características	Cenário I	Cenário II	Cenário III	Cenário IV	Cenário V
Potência (kW)	5.413	5.774	-	-	-
Eficiência elétrica (%)	30	32	20	20	-
Consumo de combustível (kg/s)	0,464	0,464	0,663	0,663	0,049 <sup>2</sup>
Consumo de energia (kWh/h)					18 <sup>3</sup>
Custo de energia elétrica produzida na usina (R\$/MWh)	-	-	-	-	48,75 <sup>1</sup>
Custo da energia elétrica gerada (R\$/MWh)	63,12	156,34	-	-	-
Valor de venda de energia elétrica (R\$/MWh)	169,08	169,08	93,77	93,77	-

1-Menegueli, 2006.

2-Consumo de combustível considerando uma planta típica para 10 ton/dia de levedura.

3- Consumo de eletricidade da planta (spray drier, exaustor, ventilador, motores)

Tabela 5. 5: Investimentos em R\$ /ano dos cenários estudados.

Itens	Cenário I	Cenário II	Cenário III	Cenário IV	Cenário V
Sistema de Geração de eletricidade	820.926,85 <sup>a</sup>	1.367.781,41	-		-
Planta de secagem de leveduras	-	-	-	-	175.912,90 <sup>c</sup>
Consumo de eletricidade da Planta de secagem de leveduras	-	-	-	-	3790,8
Sistema Limpeza dos gases <sup>d</sup>	0	1.136,44	1.136,44	1.136,44	1.136,44
Custos inst.& eng.& outros	158.321,60	208.349,30	1.443,07 <sup>e</sup>	1.443,07 <sup>e</sup>	-
Sistema de interconexão elétrica	234.550,53	20.077,52	-	-	-
Investimentos Anualizados	1.213.798	1.597.344	2.579	2.579	177.049

a- Brasmetano, 2007.

b- Tiangco, V., 2006.

c- Ghiraldini, 2007.

d- USEPA, 1997b.

e- Custos de dutos de biogás até a caldeira, USEPA, 1997b.

f- Os custos da planta de biodigestão estão inseridos no custo do biogás.

Os valores de custos de Operação e Manutenção para os cinco cenários são apresentados na Tabela 5.6. Na Tabela 5.7 é mostrada os dados de receitas de cada cenário em estudo.

Tabela 5. 6: Custos de Operação e Manutenção (R\$/ano) para os cenários avaliados.

Itens	Cenário I	Cenário II	Cenário III	Cenário IV	Cenário V
Sistema de Geração de eletricidade	200.000,00	2.218.752,00	-	-	
Planta de secagem de leveduras					322.412,4 <sup>a</sup>
Sistemas de Limpeza dos gases	0	21.400	21.400	21.400	21.400
Custo com combustível	62.370	62.370	89.100	89.100	89.100
Custos anuais O&M	262.369,71	2.302.521,71	110.499,58	110.499,58	354.182,86
Depreciação <sup>b</sup>	388.888	647.944	219 <sup>c</sup>	219 <sup>c</sup>	833.333

a- Freire, 2000 (111,6 US\$/ton de levedura seca).

b- Depreciação (10% em 10 anos).

c- Depreciação dos dutos de biogás.

Tabela 5. 7: Avaliação econômica para os cenários analisados.

Itens	Cenário I	Cenário II	Cenário III	Cenário IV	Cenário V
Venda de Energia Elétrica	3.953.999,20	4.217.599,152	4.167,38	0	0
Venda de Bagaço	0	0	0	204.622,03	0
Venda de CEE	250.223,51	266.905,68	33.363,13	0	0
Venda de Leveduras	0	0	0	0	1.260.000
Total de Receitas Anuais	4.204.222	4.484.504	37.530	204.622	1.260.000

A partir das tabelas anteriores é apresentada na Tabela 5. 8 os resultados da avaliação econômica para os cenários analisados.

Tabela 5. 8: Resultados da Avaliação Econômica.

Parâmetros	Cenário I	Cenário II	Cenário III	Cenário IV	Cenário V
TIR (Taxa Interna de Retorno) (%)	32,23	2,22	-	427	53,74
VPL (Valor Presente Líquido) (R\$)	12.055.678,69	3.946.533,23	483.539,48	570.171,86	3.677.051,51
Tempo de Retorno (anos)	3,15	9,83	-	0	1,88

A Tabela 5.8 apresentada anteriormente nos mostra que apenas os cenários I e IV apresentam viabilidade econômica. Analisando o cenário I pode-se concluir que este projeto apresenta viabilidade econômica considerando o valor de venda de eletricidade a partir do biogás homologado pelo PROINFA que é de R\$ 169,08 /MWh. Mas é importante ressaltar este valor do governo refere-se a biogás proveniente de aterros sanitários, onde o próprio aterro funciona como um biodigestor.

O cenário II não se torna viável se utilizado o valor de venda de energia elétrica adotado. Para se conseguir a viabilidade deste projeto a uma TMA de 15%, o valor mínimo de venda de energia elétrica deve ser de R\$ 216,4 /MWh.

Como foi mencionado anteriormente, os cenários III e IV não levam em consideração os custos de investimentos com os equipamentos de geração. Considerando a geração de eletricidade somente com o bagaço “substituído” (cenário III) pode-se concluir que esta opção não é viável, do ponto de vista econômico. Por outro lado se for considerada a opção da venda do bagaço “substituído” (cenário IV) a viabilidade é grande embora seja fortemente dependente do custo do bagaço. Mesmo com uma redução no preço de venda do bagaço em até 43,71%, chegando ao valor de R\$ 19,70/ton, o cenário ainda continua apresentado viabilidade com uma TIR de 15%. Neste cenário não considera a venda de créditos de carbono pelo fato de que o bagaço substituído está sendo vendido a terceiros.

A venda de leveduras secas se torna uma (cenário V) apresenta uma opção muito interessante do ponto de vista econômico. O empreendimento é pago em aproximadamente 1,8 anos, atingindo um TIR de 53,74%, ficando 40,45% acima da TIR calculada para melhor opção de geração de eletricidade (Cenário I). Como foi dito anteriormente este mercado vem crescendo bastante sendo interessante apresentar um estudo de viabilidade. É importante ressaltar que a quantidade de biogás gerado no reator daria para secar uma quantidade de 13 vezes maior do que a considerado em estudo. Mas esta quantidade de levedura "sangrada" do processo de fermentação alcoólica, cerca de 135 ton/dia, é muito alta considerando o processo de produção de etanol do Brasil. Devido a isto foi considerada uma planta convencional com





Tabela 5. 12: Cenário IV:

TIR% 13%										
Ano	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Investimento/(US\$)	-10278									
Custo de Operação e manutenção/(US\$)	-51635	-73575	-73575	-73575	-73575	-73575	-73575	-73575	-73575	-73575
Receita com subprodutos/(US\$)	96618	96618	96618	96618	96618	96618	96618	96618	96618	96618
Custo Anual/(US\$)	11765	22043	22043	22043	22043	22043	22043	22043	22043	22043
<b>Valor Presente Líquido/(US\$)</b>	<b>101692</b>									

Tabela 5. 13: Cenário V:

TIR% 13%										
Ano	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Investimento/(US\$)	-705463									
Custo de Operação e manutenção/(US\$)	-165506	-165506	-165506	-165506	-165506	-165506	-165506	-165506	-165506	-165506
Receita com subprodutos/(US\$)	588785	588785	588785	588785	588785	588785	588785	588785	588785	588785
Custo Anual/(US\$)	-282184	423279	423279	423279	423279	423279	423279	423279	423279	423279
<b>Valor Presente Líquido/(US\$)</b>	<b>1510894</b>									

Como se pode observar, o EVTE apresentou resultados semelhantes aos resultados obtidos anteriormente pela análise convencional. Ao contrário da avaliação anterior, neste caso a TIR é fixada (podendo considerar o mesmo valor da TMA). Sendo assim, para a avaliação dos resultados do EVTE considera a variação nos valores de VPL. Observa-se que os cenários I, IV e V apresentam viabilidade devido aos valores de TIR positivos e os cenários II e III não apresentam viabilidade.

Vale ressaltar que este estudo econômico foi realizado considerando tecnologias convencionais de médio porte que apresentam flexibilidade quanto ao uso do biogás e facilidade de transporte. Analisando equipamentos de grande porte como as turbinas a gás e motor de combustão interna de maior potência pode-se obter melhores resultados de viabilidade econômica, pois melhora o custo específico do equipamento.

Sendo assim realizou-se uma análise econômica de uma turbina de grande porte por motivos de comparação. O modelo da turbina é 501-KH5STIG (GAS TURBINE WORLD, 2006), com potência de 6447 kW, eficiência de 40,1%, heat rate 8509 Btu/kWh, uma vida útil de 10 anos e um período de 10 anos. Considerando o investimento anualizado desta turbina de R\$ 971.556/ano (custo total anualizado considerando limpeza do biogás, sistema de interconexão e outros num total de R\$ 1.150.276/ano), o custo de O&M anual de R\$ 254.975/ano (combustível e O&M) e as receitas com a venda de eletricidade ao preço do PROINFA e os CER's apresentando um total de R\$ 4.484.504/ano, tem-se uma TIR de 48,93% e uma taxa de retorno de 2 anos. É importante ressaltar que os custos adotados são preços FOB, valor do bem do ponto de origem. A partir desta análise pode-se concluir que as

turbinas de grande porte apresentam viabilidade econômica considerando este preço de venda do biogás, tornado uma tecnologia bastante interessante em casos com maiores produção de biogás, como é o caso das destilarias de álcool.

#### **5.4.2.5 Análise econômico-financeira considerando financiamento pelo BNDES**

Esta avaliação econômico-financeira foi realizada somente para os cenários I e II nos quais há investimento com equipamentos de geração de energia elétrica e se identifica como sendo um dos objetivos principais deste trabalho. Para esta análise foram consideradas as premissas apresentadas anteriormente mais as seguintes:

- Porcentagem do capital financiado pelo BNDES de 70%; (BNDES, 2007)
- Período total do financiamento 10 anos;
- Período de carência de 1 ano, pois o projeto opera apenas 6 meses/ano. Assim a carência real acaba sendo de um ano pois o BNDES considera que a planta deve estar produzindo para iniciar o pagamento do financiamento;
- A taxa de Imposto de Renda adotada foi de 25% ao ano. (CTC, 2004);
- Sistema de Amortização Constante – SAC (BNDES, 2007);
- Custo de venda com certificados de emissões evitadas, pela metodologia aprovada pelo órgão da “executive board” de MDL (Clean Development Mechanism - CDM) da ONU (UNFCCC), para geração de energia elétrica a partir de bagaço de cana, R\$231.120,00 por ano (Percorá, 2006).

#### **5.4.2.6 Resultados da Avaliação Econômico-Financeira**

Os resultados são apresentados em forma de tabelas de fluxo de caixa e gráficos para cada um dos cenários avaliados.

Nos cenários I e II indicam-se quais devem ser os preços de venda de energia elétrica para atingir a viabilidade econômica a uma TMA de 15% em um horizonte de 10 anos, necessários com ambas as tecnologias.

Devido a inúmeras incertezas das variáveis do projeto a análise de sensibilidade realizada no modelo calcula a taxa interna de retorno do projeto para uma faixa de variação de  $\pm 50\%$  das quatro principais variáveis de acordo com os cenários estudados:

1. Custo de Investimento;
2. Custo do Biogás;
3. Preço dos Certificados de Emissões Evitadas;
4. Preço de Venda de Energia Elétrica.

▪ **Cenário I – Biodigestor + Motor de Combustão Interna**

As condições adotadas já foram descritas anteriormente. A Tabela 5. 14 apresenta o fluxo de caixa do investimento e a Tabela 5. 15 o valor de venda de eletricidade para se possa atingir uma taxa de 15% a.a. e zerar o VPL.

Tabela 5. 14: Fluxo de caixa do cenário I.

Descrição	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Receita Bruta		3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248
Receita Líquida		3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248
Lucro Bruto		3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248
Disp. Gr. Fixas		257608,05	257608,05	257608,05	257608,05	257608,05	257608,05	257608,05	257608,05	257608,05	257608,05
Depreciação		388888,89	388888,89	388888,89	388888,89	388888,89	388888,89	388888,89	388888,89	388888,89	388888,89
Despesas Finan.		6701,625	6701,625	5957	5212,375	4467,75	3723,125	2978,5	2233,875	1489,25	744,625
Lucro Antes IR		3230049,44	3230049,44	3230794,065	3231538,69	3232283,32	3233027,94	3233772,565	3234517,19	3235261,815	3236006,44
IR Contrib. Social		807512,3601	807512,3601	807698,5163	807884,6726	808070,83	808256,9851	808443,1413	808629,2976	808815,4538	809001,6101
Lucro Líq. Após IR		2422537,08	2422537,08	2423095,549	2423654,018	2424212,49	2424770,955	2425329,424	2425887,893	2426446,361	2427004,83
(+) Depreciação		388888,8889	388888,8889	388888,8889	388888,8889	388888,89	388888,8889	388888,8889	388888,8889	388888,8889	388888,8889
(-) Amortização		0	805000	805000	805000	805000	805000	805000	805000	805000	805000
(-) Investimentos	-1E+07										
(+) Liber. Financiam	7245000										
Fluxo de Caixa	-3105000	2811426,0	2006426,0	2006984,4	2007542,9	2008101,4	2008659,8	2009218,3	2009776,8	2010335,3	2010893,7

Tabela 5. 15: Valor de venda de energia elétrica.

DESCRIÇÃO		ANO 1 ao 10
Quantidade Vendida	EE (MWh)	21.600
Preço	Produto (R\$/MWh)	169,08
Preço	Produto (US\$/MWh)	78,90
Receita Anual	Produto (R\$/ano)	3.652.128,00
Receita CEE	CEE (R\$/ano)	231.120,00
Receita Total	Produto (R\$/ano)	3.883.248,00

Este cenário apresenta viabilidade econômica considerando o valor de venda de energia elétrica homologado pelo PROINFA. Os resultados da análise econômico-financeira foram favoráveis a este projeto alcançando um valor de TIR de 75,56%, o VPL de R\$ 7.671.953,01 e um tempo de retorno do investimento de 3,5 anos. O preço de venda da energia elétrica que zera o VPL a uma TIR de 15% é de 74,72 R\$/MWh, 44,19% menor do que o valor anterior.

A Figura 5. 1 apresenta a análise de sensibilidade para o cenário I.

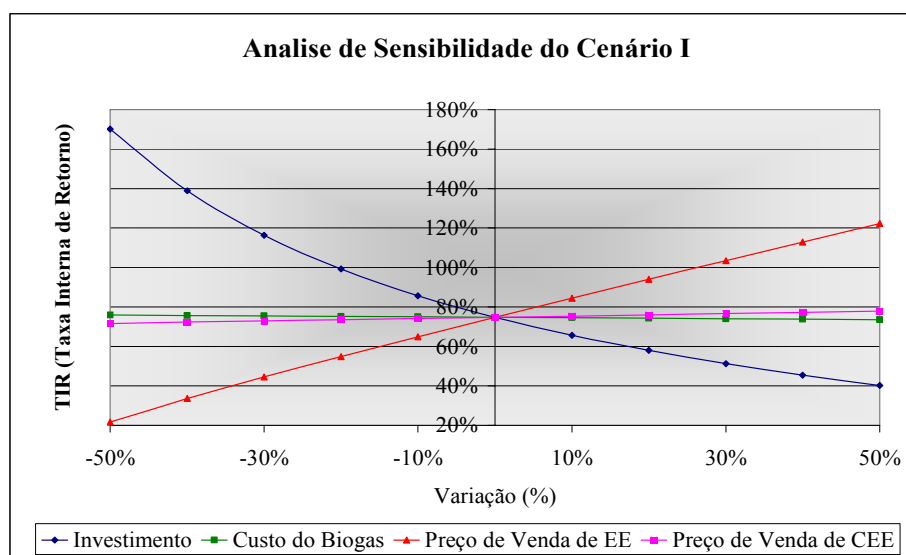


Figura 5. 1: Análise de Sensibilidade – Cenário I.

Analisando a figura acima fica evidente que a redução dos custos de investimento melhora a viabilidade do projeto, fazendo com que os valores de venda de energia elétrica possam ser reduzidos.

Pode-se verificar que o valor de venda da energia elétrica gerada é o que apresenta maior influencia sobre a análise econômica. Mas no geral pode-se variar em até -50 % que o projeto continua apresentado viabilidade.

#### ▪ **Cenário II – Biodigestor + Microturbinas a gás**

Este cenário analisa a queima do biogás, produzido nas mesmas condições do cenário anterior, porém em microturbinas a gás. O fluxo de caixa é apresentado na Tabela 5. 16 e na Tabela 5. 17 o valor de venda de energia elétrica para o cenário II.

Tabela 5. 16: Fluxo de caixa para o cenário II.

Descrição	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Receita Bruta		3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248
Receita Líquida		3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248
Lucro Bruto		3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248	3883248
Desp. Ger. Fixas		287963,9	287963,9	287963,9	287963,9	287963,9	287963,9	287963,9	287963,9	287963,9	287963,9
Depreciação		388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9
Despesas Finan.		6701,625	6701,625	5957	5212,375	4467,75	3723,125	2978,5	2233,875	1489,25	744,625
Lucro Antes IR		3199694	3199694	3200438	3201183	3201927	3202672	3203417	3204161	3204906	3205651
IR/Contrib. Social		799923,4	799923,4	800109,5	800295,7	800481,9	800668	800854,2	801040,3	801226,5	801412,6
Lucro Líq. Após IR		2399770	2399770	2400329	2400887	2401446	2402004	2402563	2403121	2403679	2404238
(+) Depreciação		388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9	388888,9
(-) Amortização		0	805000	805000	805000	805000	805000	805000	805000	805000	805000
(-) Investimentos	-1E+07										
(+) Liber. Financiam.	7245000										
(+) Valor Residual											
Fluxo de Caixa	-3105000	2788659	1983659	1984218	1984776	1985334	1985893	1986451	1987010	1987568	1988127

Tabela 5. 17: Valor de venda de energia elétrica no cenário II.

DESCRIÇÃO		ANO 1 ao 10
Quantidade Vendida	EE (MWh)	21.600
Preço	Produto (R\$/MWh)	190,13
Preço	Produto (US\$/MWh)	89,46
Receita Anual	Produto ((R\$/ano))	4.106.808,00
Receita CEE	CEE (R\$/ano)	231.120,00
Receita Total	Produto (R\$/ano)	4.337.928,00

Para este cenário o valor de venda de eletricidade que atingiu a viabilidade econômica do projeto foi de R\$ 190,13 R\$/MWh. Ficando 12,44% acima do valor do cenário anterior. Com este valor de venda de eletricidade a TIR se igualou ao valor da TMA de 15% e um tempo de retorno do investimento de aproximadamente 11 anos. É importante avaliarmos não somente as questões financeiras no caso das microturbinas, pois elas também possuem vantagens do ponto de vista ambiental, apresentando menores emissões de poluentes atmosféricos. A Figura 5. 2 apresenta a análise de sensibilidade para este cenário.

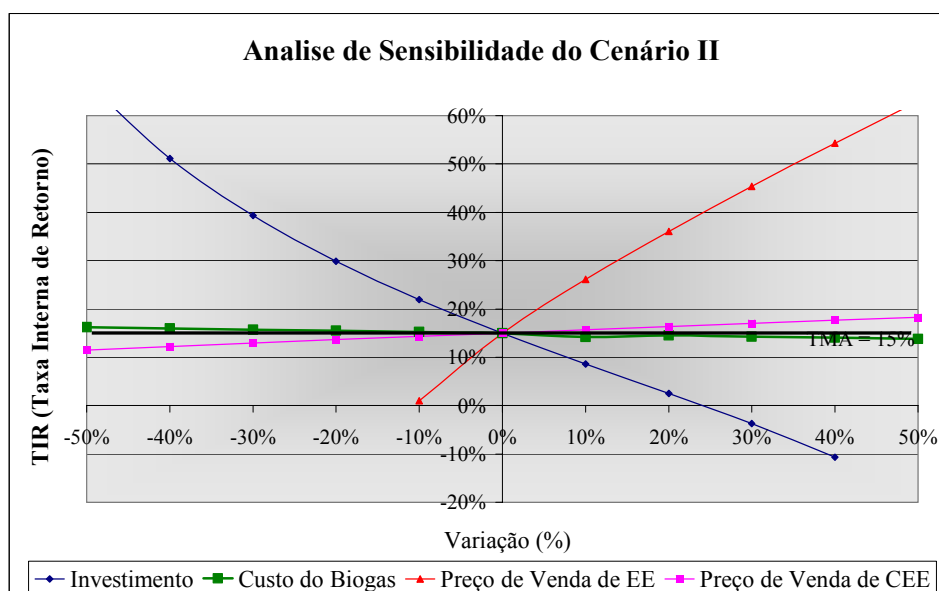


Figura 5. 2: Análise de Sensibilidade – Cenário II.

A análise de sensibilidade nos mostra que o custo de venda de eletricidade não consegue apresentar valores de TIR para variações menores do que -10%. Sendo necessário uma redução dos custos de investimento para que seja possível a viabilidade nas condições do PROINFA. Para que este cenário atinja a viabilidade econômica com o valor de venda homologado pelo PROINFA seria necessária uma redução de 22% no valor do investimento deste projeto.

## 5.5 Avaliação Ambiental do Uso do Biogás

### 5.5.1 Emissão de Poluentes Resultantes da Queima de Biogás

Como foi visto anteriormente a biodigestão pode reduzir o potencial poluidor da vinhaça e ao mesmo tempo produzir gás metano e um fertilizante.

Verificou-se a viabilidade econômica da geração de eletricidade em diferentes tecnologias de geração. Mas é importante também analisar as vantagens do ponto de vista ambiental da utilização destas tecnologias de geração. A emissão de poluentes devido a queima do biogás é um fator importante conforme mostra a Tabela 5. 18.

Tabela 5. 18: Fatores de emissão do uso do biogás em diferentes tecnologias de geração (Neri, 2002).

Tecnologias	Poluentes (kg/GJ)		
	NO <sub>x</sub>	CO	CO <sub>2</sub>
MCI	0,54	0,273	83,6
Caldeira a biomassa	0,069	0,079	102
Caldeira a biogás	0,031	0,036	83,6

A Figura 5. 3 apresenta uma análise comparativa dos fatores de emissão de diferentes tecnologias de geração.

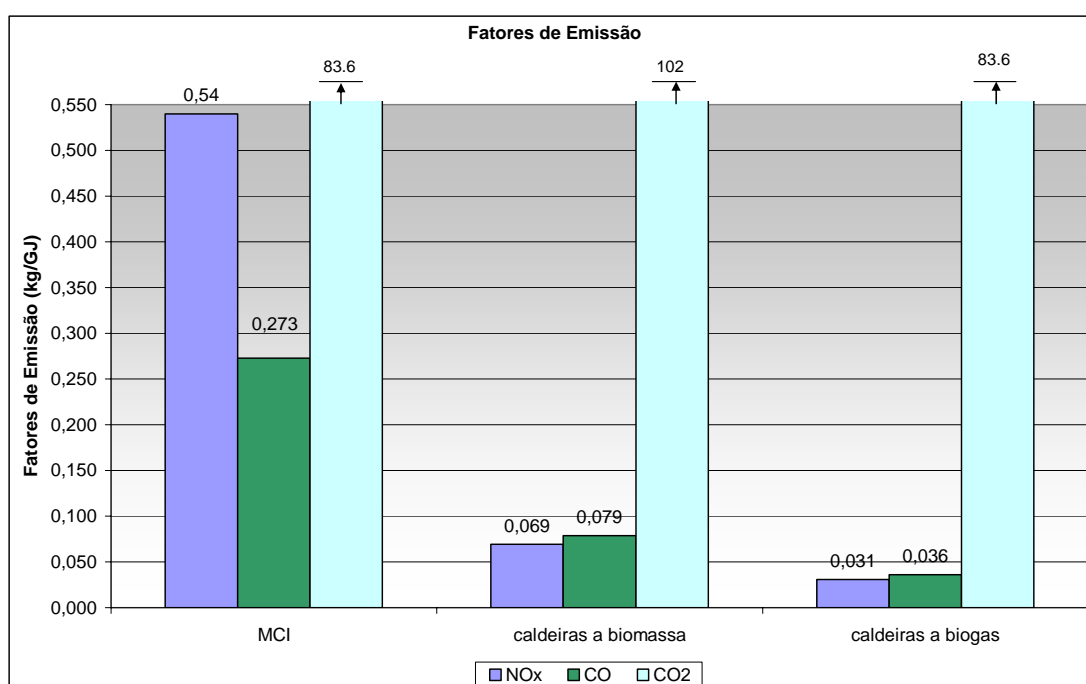


Figura 5. 3: Fatores de emissão entre diferentes tecnologias de geração.

Um estudo realizado pelo CENBIO, 2003, apresenta a os fatores de emissão para uma microturbinas (30 kW) a biogás como mostra a Figura 5. 4 deixando claro o benefício de sua utilização.

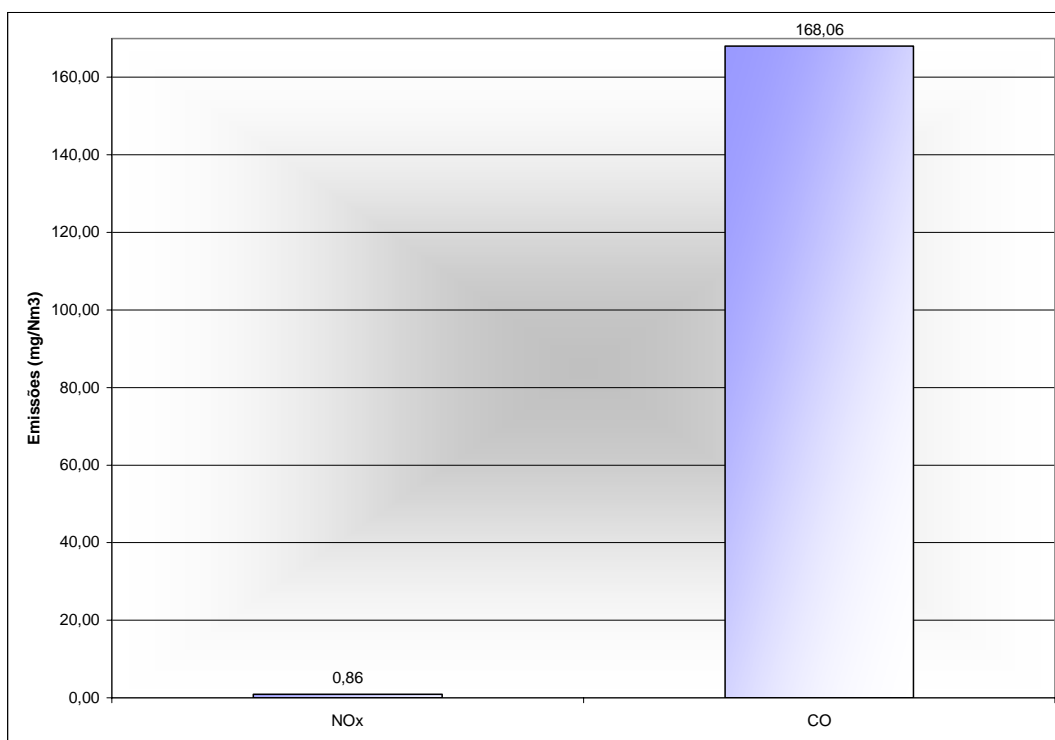


Figura 5. 4: Fatores de emissão das microturbinas a biogás.

Na Figura 5. 5 são apresentados os fatores de emissão de CO<sub>2</sub> em caldeiras a biomassa. A queima conjunta com o bagaço ou somente biogás nestas caldeiras mostra uma redução nas emissões de CO<sub>2</sub> responsável pelo aquecimento global.

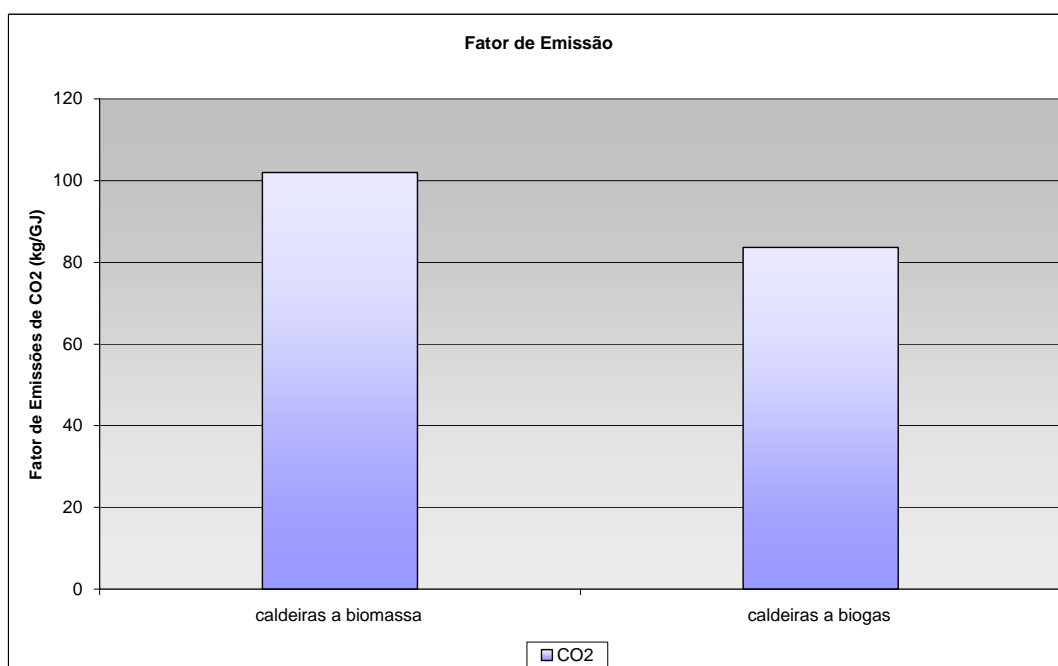


Figura 5. 5: Fatores de Emissão de CO<sub>2</sub> em caldeiras.



O cenário III apresentado no item anterior de avaliação econômica nos mostra a utilização do biogás juntamente com o bagaço em caldeiras. Para este cenário a contribuição da emissão de CO<sub>2</sub> por cada combustível é apresentada na Figura 5. 6.

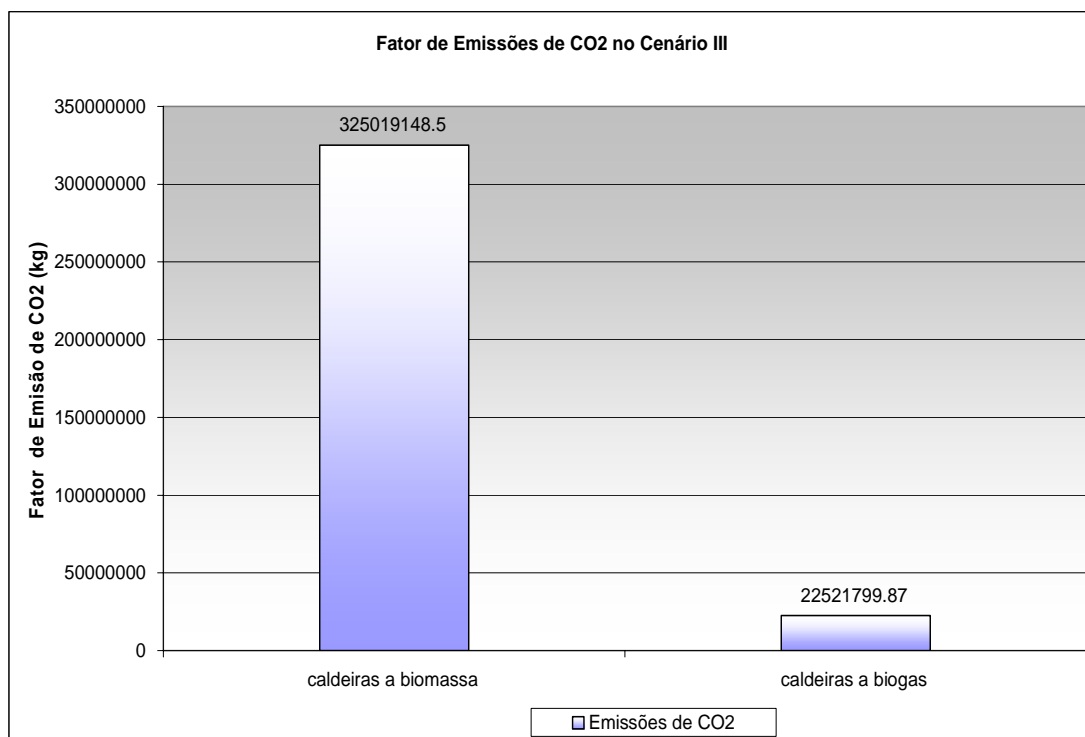


Figura 5. 6: Fator de emissão de CO<sub>2</sub> apresentado no cenário III.

O fator de emissão do biogás neste caso é muito menor devido à pequena quantidade queimada. Para este cenário utilizou-se 21,34 kg/s de bagaço e 0,637 kg/s de biogás.

Na Figura 5. 7 é mostrada uma análise comparativa dos fatores de emissão dos poluentes emitidos em caldeiras, exceto CO<sub>2</sub>, com diferentes combustíveis (NERI, 2002). Já a Figura 5. 8 apresenta somente os fatores de emissão para o CO<sub>2</sub>.

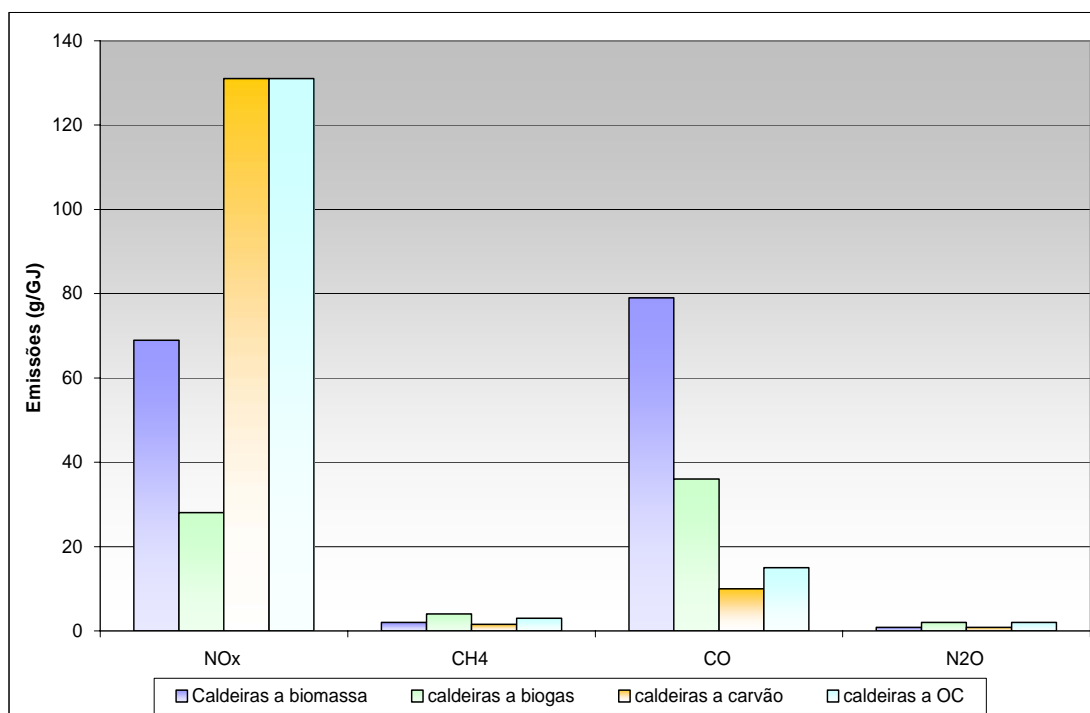


Figura 5. 7: Fatores de emissão em caldeiras para diferentes combustíveis.

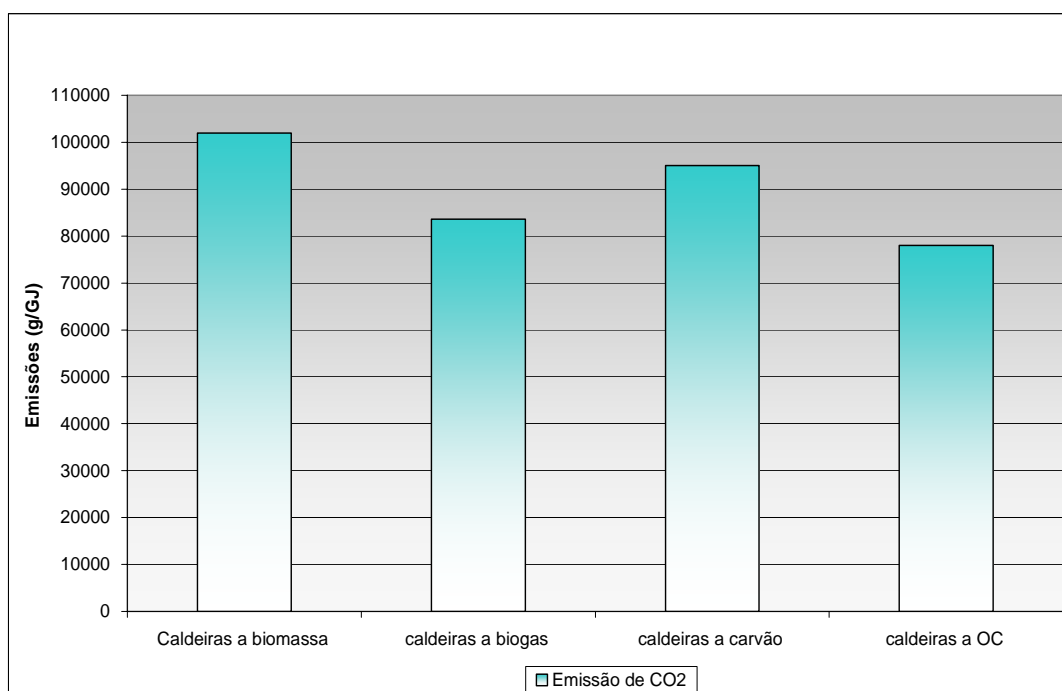


Figura 5. 8: Fatores de Emissão do CO<sub>2</sub> em caldeiras para diferentes combustíveis.

## 5.6 CONSIDERAÇÕES FINAIS DO CAPÍTULO

A análise econômico-financeira realizada apresentou as diferentes opções de utilização do biogás proveniente da biodigestão da vinhaça. Os resultados mais importantes, do ponto de vista econômico, foram que os motores de combustão interna ainda apresentam-se como a melhor opção de geração de eletricidade a partir do biogás. As vendas de levedura e a de bagaço “substituído” também mostraram viabilidade do investimento.

É importante ressaltar que para o custo do biogás analisado levou-se em consideração a redução dos custos com adubação mineral completa NPK. Se não for considerado estes custos de redução da adubação mineral podemos encontrar um preço de venda do biogás de R\$ 0,066/Nm<sup>3</sup> de biogás sendo R\$ 0,96 /m<sup>3</sup> de vinhaça. Neste caso, os cenários que apresentaram viabilidade econômica foram I e IV, com TIR respectivamente de 26,20 e 49,76%.

Ao contrário deste caso se for considerada somente uma adubação nitrogenada juntamente com o efluentes da biodigestão da vinhaça o preço de venda do biogás seria de R\$0,038/Nm<sup>3</sup> de biogás ou R\$ 0,56/m<sup>3</sup> de vinhaça. Sendo assim os cenários viáveis seriam também o I e o cenário V.

## Capítulo 6

# CONCLUSÃO

Contudo, visto anteriormente pode-se afirmar que a utilização do biogás traz vantagens não somente ao meio ambiente como também na questão do gerenciamento dos resíduos no país, aumento de emprego, geração de eletricidade, etc. No Brasil há um potencial de demanda de energia que poderia ser suprido pela utilização do biogás, visto que a viabilidade econômica desta tecnologia seria possível em locais com altas taxas de produção de biogás. Com isso parte desta energia seria utilizada na própria instalação onde se produziu o biogás e a outra parte poderia ser vendida à concessionária de energia elétrica local.

Os fatores que dificultam a implementação de sistemas alternativos para o gerenciamento de resíduos são os problemas com a obtenção de financiamento e a execução de mecanismos regionais integrados, com diferentes esferas de governo. A opinião pública também é um dos fatores determinantes na escolha entre alternativas de tratamento de resíduos. Por questões de segurança e desconhecimento de técnicas de recuperação de gás, algumas indústrias, que já dispõem de sistemas anaeróbios, preferem a queima direta ao uso. (CETESB, 2002).

A geração de biogás e conseqüentemente a energia proveniente da biodigestão da vinhaça são apresentadas como alternativa de tratamento da vinhaça no Brasil. Além de trazer benefícios como à utilização de uma fonte alternativa de energia a partir de um gás combustível, valorização do resíduo, redução de odores e ainda geração de um efluente fertilizante. Por outro lado a biodigestão anaeróbia da vinhaça não reduz o principal problema enfrentado no processo de adubação do solo que é a não redução do teor de potássio no efluente. O seu potencial poluidor que é o teor de matéria orgânica é reduzido no processo, mas os nutrientes permanecem. Acredita-se que esta seja a principal razão para as usinas não

utilizarem a biodigestão anaeróbia das vinhaças. Falta um estudo conclusivo e comparativo sobre as vantagens e desvantagens da aplicação da vinhaça biodigerida e da vinhaça “in natura” no solo como fertirrigação.

As concessionárias de energia necessitam de uma qualidade de energia e um fornecimento contínuo, o que na utilização de energia proveniente do biogás isto se torna difícil, além de apresentar um valor de venda de eletricidade mais cara.

Como resultado do potencial energético do biogás no Brasil a principal contribuição foi atualização dos dados das pesquisas já realizadas, para resíduos de estações de tratamento de esgoto domésticos e resíduos sólidos municipais acrescidos do potencial de geração de biogás a partir de dejetos animais como, os de suínos e bovinos, e mais a vinhaça. De forma a contabilizar a geração de eletricidade de todas estas fontes de resíduos. Foi mostrado nesta análise que o potencial de geração a partir do biogás das fontes consideradas é em torno de 43% do total da potência a instalar com base a fontes renováveis contempladas no PROINFA – Programa de Incentivo as Fontes Alternativas de Energia Elétrica, segundo o Ministério de Minas e Energia (2005). Confirmando o uso da vinhaça como o principal resíduo que possui maior capacidade de geração de biogás em escala industrial, principalmente, pela sua quantidade gerada concentrada num mesmo local.

A modelagem proposta foi útil para se avaliar as possibilidades de geração e utilização do biogás gerado a partir das diferentes vinhaças produzidas numa destilaria. Com isto foi possível verificar que a variação da carga orgânica no reator interfere positivamente a medida que se aumenta a concentração até o limite de 30 kg/m<sup>3</sup>. Observa-se também que a temperatura do processo de digestão é um fator limitante na composição do biogás, sendo que temperaturas acima de 50°C reduzem o teor de metano no biogás. Outro fator importante seria a variação diária de produção de biogás. A principal limitação do modelo é a entrada de dados que demanda análises bioquímicas rigorosas e caras.

A modelagem da digestão anaeróbia nos mostrou principalmente que o trabalho experimental demanda tempo. Devido a este motivo houve falta de dados relacionados com a produção de biogás no reator no trabalho experimental. Por outro lado este experimento foi de grande importância para aprofundar o conhecimento do funcionamento de um reator anaeróbio e as particularidades e os parâmetros cinéticos do processo, visto que esta parte é fundamental para coletar dados e correr o modelo. Pois quando comparado com os modelos e dados medidos em outras referências pode-se verificar uma mesma tendência dos coletados no experimento.

O modelo foi finalizado com as simulações em softwares de sistemas térmicos, ao analisar o desempenho de duas tecnologias de conversão energética do biogás. Os principais

resultados apresentados nesta simulação foram que tanto as microturbinas quanto os motores de combustão que não sofrem variações significativas no desempenho devido as variações na composição do biogás durante a simulação para os diferentes casos em estudo. As baixas emissões de CO<sub>2</sub> fazem da microturbina uma opção interessante quanto às questões ambientais. Já os motores se mostram favorável operacionalmente devido há menores variações relacionados com a composição do combustível. Porém apresentam maiores emissões de dióxido de carbono.

A análise econômica constitui uma das partes fundamentais de uma avaliação de potencial de geração de energia a partir de resíduos orgânicos. A falta de publicações sobre este assunto faz com que haja incertezas sobre a viabilidade de projetos de geração com biogás. A contribuição científica deste capítulo foi a avaliação econômico-financeira e ambiental da utilização de tecnologias para a valorização energética do biogás incluindo a possibilidade de negócios com a venda de créditos de carbono (MDL) relacionados a utilização do biogás no Brasil. A principal diferença do projeto avaliado em relação a um aterro sanitário é que para um aterro não se necessita investir na biodigestão, só na captação do gás. Devido a este motivo é possível chegar a um custo de eletricidade aprovado pelo PROINFA que é de R\$169,08 /MWh. Mas como desvantagem não é possível aproveitar todo biogás gerado. Conclui-se de um modo geral no Capítulo 5, que a opção mais interessante do ponto de vista econômico para utilização da vinhaça, seria a venda da sobra de bagaço obtido da queima conjunta do biogás e bagaço nas caldeiras já existentes. É importante salientar que neste caso o biogás deve passar por um processo de limpeza para remoção do gás sulfídrico, evitando assim danos às caldeiras. Para o caso da geração de eletricidade, objetivo deste estudo, a utilização em motores de combustão interna apresenta viabilidade econômica, tornando a opção também interessante. Pois já é uma tecnologia bastante conhecida, apresentando vantagens na sua utilização, como facilidade de manuseio, operação e manutenção. Como foi apresentada no cenário II, a utilização da microturbina, possui custo mais elevado e assim apresenta um resultado na análise econômica desfavorável, mas apresenta vantagens ambientais relacionadas às menores emissões de poluentes. Uma microturbina emite valores menores do que 9 ppm de NO<sub>x</sub>, garantido pelo fabricante. Para o cenário V, fica claro que a utilização do biogás em secadores de leveduras é altamente rentável, se tornando uma ótima opção a recuperação deste gás.

Apesar de apresentar barreiras tecnológicas, econômicas e políticas o uso do biogás pode se tornar interessante para o país nos próximos anos. A maioria das tecnologias avançadas de geração é importada. Acredita-se que uma maior demanda de equipamentos

possa reduzir os custos de investimentos futuramente. Sendo assim as turbinas a gás de maior porte atingem a viabilidade econômica para a geração de eletricidade a partir do biogás.

Contudo acredita-se que os objetivos propostos inicialmente foram atingidos, pois o potencial de geração de biogás foi levantado, identificando uma quantidade de biogás bastante interessante, contribuindo ainda mais para atingir as metas do PROINFA. Quanto a avaliação do modelo proposto, a aplicação feita foi validada a partir de resultados de modelos já existentes. Obtendo resultados semelhantes aos experimentais. Finalmente a avaliação econômica - financeira nos permitiu analisar diferentes opções de utilização de biogás proveniente das vinhaças de maneira a concluir que a melhor opção é a utilização conjunta do biogás com o bagaço em caldeiras e a venda do bagaço “substituído” por biogás. E a melhor opção, do ponto de vista, de geração de eletricidade foi o uso de motores de combustão interna se considerarmos equipamentos convencionais para o uso do biogás.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGROANALYSIS. São Paulo. Pecuária: Confinamento X Semiconfinamento. Out. 2004, p. 36-39.

ALONSO, V., MARTÍN, A., BORJA, R., (1995). “Anaerobic digestion of wastewater produced in manufacture of cellulosic pulp from wheat straw in immobilized cell bioreactors”. Resource, Conservation and Recycling. 13, pp 129-138.

ALTAFINI, C. R., (2001), “Estudo Computacional dos Ciclos Combinados Gás/Vapor na Cogeração de Calor e Potência”. EXATEC: Revista do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia - CCET, Caxias do Sul, v. 1, 9-26 p.

ALVES, J.W.S., (2000), “Diagnóstico Técnico Institucional da Recuperação e Uso Energético do Biogás Gerado pela Digestão Anaeróbica de Resíduos”, Dissertação de Mestrado, PIPGE/USP, São Paulo.

AMARAL, C. M. C.; AMARAL L. A.; LUCAS JR J.; NASCIMENTO, A.A.; FERREIRA, D.S.; MACHADO, M. F. R., (2004), “Biodigestão anaeróbia de dejetos de bovinos leiteiros submetidos a diferentes tempos de retenção hidráulica”, Ciência. Rural, Santa Maria, vol.34, nº 6, Nov./Dez.

AMSTEL, A. V., (1998), “Global anthropogenic methane emission comparisons”. IGAC Activities Newsletter, nº12, p. 11-17.

ÁVILA, R. O., (2005), “Avaliação do desempenho de sistemas tanque séptico-filtro anaeróbio com diferentes tipos de meio suporte”, Tese de Doutorado, UFRJ, Rio de Janeiro.

AZABAR, N., URSILLO, P, SPEECE, R. E. (2001), “Effect of process configuration and substrate complexity on the performance of anaerobic processes”. Water Research. 35 (3), pp 817-829.



BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL BNDES, disponível em <<http://www.bndes.gov.br/linhas/finem.asp>>, Acesso em 03 mar. 2007.

BANCOR INTERNACIONAL – Consultoria e Implementação do Meio Ambiente, “Nossa contribuição para a Proposição do Biogás dentro da tecnologia Biomassa ao PROINFA”, Mar de 2003, disponível em <http://www.bancor.com.br/AAAIMagens/PROINFA/Eletobras-Proinfa-Projeto%20.pdf>

BANERJEE, S., BISWAS, G.K., (2004), Studies on biomethanization of distillery wastes and its mathematical analysis, Chemical Engineering Journal, 102, 193-201 p.

BATSTONE DJ, KELLER J, ANGELIDAKI I, KALYUZHNYI S, PAVLOSTATHIS S, ROZZI A, SANDERS W, SIEGRIST H, VAVILIN V. (2002a). Anaerobic Digestions Model N° 1. IWA. Water Science & Technology . 65-73 p.

BATSTONE DJ, KELLER J, ANGELIDAKI I, KALYUZHNYI SV, PAVLOSTATHIS SG, ROZZI A, SANDERS WTM, SIEGRIST H, VA DE VAVILIN. (2002b). Anaerobic Digestions Model N° 1 (ADM1). IWA Publishing, London, ISBN: 1900222787, 80pp. Scientific and Technical Report N° 13.

BATSTONE, D.J., Aquasim: Versão comercial do ADM1 – Comunicação pessoal. (2006)

BERNARD O., Z. HADJ-SADOK, D. DOCHAIN, A. GENOVESI Y J. PH. STEYER., (2001). Dynamical Model Development and Parameter Identification for an Anaerobic, Wastewater Treatment Process. Biotechnology and Bioengineering. 75(4): 424 – 438 p.

BHATTACHARYA T.K, MISHRA T.N, SINGH B., (1988), “Techniques for removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S from biogás”. Paper presented at XXIV annual convention of ISAE, held at PKV, Akola.

BHATTACHARYA, S. K., UBEROI, V. e DRONAMRAJU, M. M. (1996). “Interaction between acetate fed sulfate reducers and methanogens”. Water. Research. 30 (10), pp 2239-2246.

BISWAS, T.D, KARTHA, A.R.S, PUNDARIKAKHADU, R., (1977), “ Removal of carbon dioxide from biogás”. Proceedings of national symposium on biogás technology and uses. New Delhi: IARI.

BLOSKAJA, V., MENERT, A., VILU, R., (2003), Use of Two-stage anaerobic treatment for distillery waste, Advances in Enviromental Reserch, N° 7, 671-678 p.

- BLUMENSAAT, F., KELLER, J., (2005), Modelling of two-stage anaerobic digestion using the IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1), *Water Research* 39, 171–183.
- BOELENS, J, DE BAERE, L. (1995). “Production of renewable energy by means of the DRANCO process: anaerobic composting of biowaste in Brecht”, Belgium. In: Press in the: *International Review of Waste Management and Recycling Technology*.
- BRAILE, P.M., CAVALCANTI, J.E.W.A., (1979), Manual de tratamento de águas residuárias industriais. Usinas de Açúcar e Álcool. São Paulo: CETESB, Cap.9, 175-218 p.
- BRASIL, Ministério do Meio Ambiente, Estudo do potencial de geração de energia renovável proveniente dos “aterros sanitários” nas regiões metropolitanas e grandes cidades do Brasil, Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada – CEPEA & Fundação de Estudos Agrários “Luiz de Queiroz” – FEALQ – Mar de 2004, Disponível em [ambientecepea@esalq.usp.br](mailto:ambientecepea@esalq.usp.br) Acesso em Abr de 2005.
- BRASMETANO – Comunicação Pessoal, 2007.
- BREURE, A. E VAN ANDEL, J. G. (1984). “Hydrolysis and acidogenic fermentation of a protein gelatin in anaerobic conditions culture”. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 20, pp 40-45.
- BRUMMELER, E. T.; KOSTER, I. W. and ZEVALKINK, J. A. (1991). “Dry digestion of the organic fraction of municipal solid waste in a batch process”. *Journal Chem. Tech. Biotechnol.*, v.50.
- CAMARGO, C. A., USHIMA, A. H., RIBEIRO, A. M. M., (1990), Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Álcool – Manual de Recomendações. 1 ed., IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas, São Paulo, Brasil.
- CAMPOS, J.R. (coordenador), (1999), “Tratamento de Esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo”, ABES, Projeto PROSAB, 464 p.
- CAPSTONE MICROTURBINE PERFORMANCE SPECIFICATIONS –Renewable CR65 & CR65-ICHP, Disponível em [http://www.microturbine.com/\\_docs/BiogásSellSheetwRenCR65&CR65\\_ICHP\\_4R1.pdf](http://www.microturbine.com/_docs/BiogásSellSheetwRenCR65&CR65_ICHP_4R1.pdf), Acesso 2007.

CASAROTTO, N. F., (1998). “Análise de Investimentos: matemática financeira, engenharia econômica, tomada de decisão, estratégia empresarial”, 8ª Edição, Ed. Atlas, São Paulo, 458 p.

CASTANÓN, N.J.B., (2002), Biogás, originado a partir dos rejeitos rurais, Trabalho apresentado na disciplina: Biomassa como Fonte de Energia - Conversão e utilização, Universidade de São Paulo, São Paulo.

CENBIO – Centro Nacional de Referência em Biomassa, Nota Técnica Vii, disponível em <[www.cenbio.com.br](http://www.cenbio.com.br)>.

CEPEA (Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada)/ FEALQ (Fundação de Estudos Agrários “Luiz de Queiroz”), (2004) Relatório Final “Estudo do potencial de geração de energia renovável proveniente dos “aterros sanitários” nas regiões metropolitanas e grandes cidades do Brasil”, SQA/MMA.

CHERNICHARO, C. A. L. (1997). “Princípios do tratamento biológico de águas residuárias”, volume 5, 10 ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. UFMG. Belo Horizonte.

CHYNOWETH, D. P., PULLAMMANAPPALLIL, P., (1996), “Anaerobic digestion of municipal solids wastes”, IN: Microbiology Solid Waste, Ed. Palmisano & Barlaz, New York, CRC PRESS, Cap3, 71-113 p.

COELHO, M. B, PEIXOTO, M. J. C. (1986), Considerações econômicas sobre aplicação da vinhaça por aspersão em cana-de-açúcar. In: Congresso Nacional da STAB, 2, Rio de Janeiro.

COELHO, S.T., V, S.M.S.G., MARTINS, O.S., COSTA, D.F., BASAGLIA, F., BACIC, A.C. K., (2004) “Instalação e Testes de uma Unidade de Demonstração de Geração de Energia Elétrica a partir de Biogás de Tratamento de Esgoto”, UNICAMP. Anais em CD-ROM do AgrenerGD. Campinas.

COSTA, D.F., 2006, Geração de energia elétrica a partir do biogás de tratamento de esgoto, Dissertação de Mestrado, Programa Interunidades de Pós graduação em energia da USP (PIPGE), São Paulo, 194 p.

COOPERSUCAR, (1978), Aproveitamento da vinhaça: viabilidade técnica-econômica. Piracicaba, 66p. (Boletim técnico).

COPERSUCAR, Centro de Tecnologia Copersucar, Informações Pessoais, 2004.

CORAZZA, R.I., SALLES-FILHO, S. L. M., (2000), Opções produtivas mais limpas: uma perspectiva evolucionista a partir de um estudo de trajetória tecnológica na agroindústria canavieira, XXI Simpósio de Gestão da Inovação Tecnológica, São Paulo.

CORTEZ, L .A.B., FREIRE, W.J., ROSILLO-CALLE, F., (1998a), “Biodigestion of vinasse in Brazil”. *Int. Sugar Jnl.*, v.100, n° 1196, pp. 403-413.

COSTA, D.F., 2006, Geração de energia elétrica a partir do biogás de tratamento de esgoto, Dissertação de Mestrado, Programa Interunidades de Pós graduação em energia da USP (PIPGE), São Paulo, 194 p.

CRAVEIRO, A. M., (1984), Produção de biogás a partir de vinhaça. IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo S.A. Comunicação Técnica n° 164, 29p,

CRAVEIRO, A. M., (1983), Produção de Metano a partir de vinhaça. IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo S.A. Comunicação Técnica n° 27, 10 p..

CRAVEIRO, A. M., SOARES, H. M. & SCHMIDELL, W. Technical Aspects and Cost Estimations for Anaerobic Systems Treating Vinasse and Brewery/Soft Drink Wastewaters. *Water Science and Technology*, v. 18, n.12, p. 123-134, 1986.

CRAVEIRO, A.M. (1994). “Desempenho e estudos cinéticos de biodigestores híbridos com diferentes porcentagens de enchimento”. Tese (doutorado). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo. p. 246.

CUMMINS GAS ENGINES, INC., 1985, Sources gas Applications, Application Bulletin AB -2-85, El Paso, TX.

DIESEL, R., MIRANDA, C.R., PERDOMO, C.C., (2002), “Coletânea de tecnologias sobre dejetos suínos”, Boletim Informativo de Pesquisa—Embrapa Suínos e Aves e Extensão—EMATER/RS, ANO 10 BIPERS n° 14.

DOWNEY, N.E.; MOORE, J.F. (1977), “Trichostrongylid contamination of pasture fertilized with cattle slurry”. *Veterinary Record*, London, v.101, n.24, p.487-488.

DUBEY, A.K., (2000), “Wet scrubbing of carbon dioxide”. Annual report of CIAE, Bhopal (India).

EEA – Empresa de Engenharia Ambiental Ltda. [eea@eea.eng.br](mailto:eea@eea.eng.br) – “Curso de Tratamento de Esgoto” – texto oferecido gratuitamente pela Empresa de Engenharia Ambiental – EEA. Divulgação neste site ([www.comitepcj.sp.gov.br](http://www.comitepcj.sp.gov.br)) por iniciativa da Câmara Técnica de Saneamento (CT-SA) dos Comitês PCJ.

ELETROBRÁS - Centrais Elétricas Brasileiras S.A. Ministério de Minas e Energia MME. Disponível no site: <[http://www.eletronbras.com.br/EM\\_Programas\\_Proinfa/default.asp](http://www.eletronbras.com.br/EM_Programas_Proinfa/default.asp)>. Acesso em: 10 nov. 2006.

ENERGIABRASIL. Ministério de Minas e Energia - Programa PROINFA. Disponível no site: <<http://www.energiabrasil.gov.br/proinfa/default.asp>>. Acesso em: 15 abr. 2005.

FARIA, J.M., – Comunicação pessoal, 2006. FAZENDA 3J, Localizada em Paraisópolis, MG.

FEACHEM, R. G., BRADLEY, D. J., GARELECK, H. e MARA, D. D., (1983), Sanitation and Disease –Health Aspects of Excreta and Wastewater Management, Pub., World Bank, John Wiley & Sons, USA.

FERREIRA, M. M.; FERREIRA, A. C. M.; EZEQUIEL, J. M. B., (2004), Avaliação Econômica da Produção de Bovinos Confinados. Informações Econômicas, São Paulo, v.1. n. 34.

FERREIRA, O.C., (2005), Estimativa do teor de carbono o gás natural seco usando-se a diferença entre os poderes caloríficos inferior e superior, Economia e Energia, Ano IX, nº48, ISSN 1518-2932.

FLORÊNCIO, M.L. (1999). “Sistemas de tratamento anaeróbio”. In: IV Curso de tratamento biológico de resíduos. Florianópolis / Santa Catarina CBAB, MCT/CNPq, CPGEQ/UFSC, CDB, p.24.

FREIRE, W. J., CORTEZ, L.A.B, (2000), Vinhaça de cana-de-açúcar, Editora, Agropecuária, Campinas, 203p.

FURLONG, J.; PADILHA, T., (1996), “Viabilidade de ovos de nematódeos gastrintestinais de bovinos após passagem em biodigestor anaeróbio”. Ciência Rural, v.26, n.2, p.269-271.

GARCIA-VAQUERO, E. Projeto e construção de alojamento para animais. 2ed., Lisboa: Litexa-Portugal, 237p. 1981.

GAS TURBINE WORLD, 2006 Handbook, For Planning, Engineering, Construction, Operation, Budgetary Pricing, Volume 25, Pequot Publishing Inc.

Geração de Energia a Partir do Biogás Gerado por Resíduos Urbanos e Rurais, <<http://www.cenbio.org.br>> acesso em Mar de 2005;

GLOEDEN, E., (1992), “The behaviour of vinasse constituents in the unsaturated zones in the Botucatu aquifer recharge area”. Water Science and Technology, v. 24, n° 11, pp. 147-157.

GLUB, J.C, DIAZ, L.F. (1991), “Biogás purification process. Biogás and alcohol fuels production”, vol II.: The JP Press Inc.

GUAGNONI, W.C ; NAKAO, S. H. ; RIBEIRO, M. S, (2003), “Investment decisions and environment in the sugar-alcohol sector. In: Third International Conference of Iberoamerican Academy of Management Proceedings, 2003, São Paulo-Brasil.

GUNERSON, C.G, STUCKEY, D.C., (1996), Anaerobic Digestion, Tech. Pap. 49, World Bank, Washington D.C, apud BIRGEMER, H.G., CRUTZEN, P.J., The production of methane from solid waste. Journal of Geophysical Research.

HAGEN M, POLMAN E., (2001), “Adding gas from biomass to the gas grid”. Final report submitted to Danish Gas Agency; 26–47.

HARDOIM P.A., DICESAR, a., GONÇALVES, M. A., (2000), Avaliação do potencial do emprego do biogás nos equipamentos utilizados em sistemas de produção de leite, An. 3. Enc. Energ. Meio Rural.

HASSUDA, S., (1989), “Impactos da infiltração da vinhaça de cana no aquífero de Bauru”. Dissertação de Mestrado IG/USP.

HWU, C. (1998). “Biosorption of long-chain fatty acids in UASB treatment process”. Water Research. 32 (5), pp 1571-1579.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística <http://www.ibge.gov.br> acesso em Abr/Mai/Jun de 2005.

IDEA NEWS - TECNOLOGIA AGR. - Novas Regras para Vinhaça. Disponível em: <<http://www.ideaonline.com.br/>>, Acesso em: fev de 2007.

INGERSOLL RAND MICROTURBINE - Disponível: <<http://www.ingersollrand.com>>  
>Acesso em: 20 out. 2006.

INTERNATIONAL PANEL ON CLIMATE CHANGE, IPCC, Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories reference Manual, Volume 3, Revised 1996. Disponível em <<http://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/gl/invs6e.htm>> - Acesso em Abr de 2005.

IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Dogestion Processes. (2002). Anaerobic Digestion Model N°1 (ADM1). IWA Publishing, Scientific and Technical Report N°13.

JEFFREY L. PIERCE, P.E (2005).,Capstone 30 kw and 60 kw microturbine installations at landfills, Intermountain CHP - Application Center Workshop, CHP and Bioenergy for Landfills and Wastewater Treatment Plants, Salt Lake City, Utah.

JOHANSSON, T. B., KELLY, H., REDDY, A. K. N. & WILLIAMS, R. H.,(1993), “Renewable Energy Sources for Fuels and Electricity”. Island Press, Washington. 1160p.

JORDÃO, E. P., PESSOA, C. A; Tratamento de esgotos domésticos, 3ª Edição, ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 720p, 1995.

KALYUZHNYI, S.; VEEKEN, A. and HAMELERS, B. (2000). “Two-particle model of anaerobic solid state fermentation”. *Wat. Sci. Tech.*, v.41, n°3, p.43-50.

KAPDI, S.S., VIJAY, V.K., RAJESH, S.K., PRASAD R., (2005), “Biogás scrubbing, compression and storage: perspective and prospectus in Indian context”, *Renewable Energy* , 30, 1195 – 1202 pp.

KASS, D.L.,(1998), “Biomass for renewable energy, fuels and chemicals”, Academic Press, USA.

KEENAN, P. J.; IZA, J. and SWITZENBAUM, M. S. (1993). “Inorganic solids development in a pilot-scale anaerobic reactor treating municipal solid waste landfill leachate”. *Wat. Environ. Res.*, v.65, n°2, p.181-188.

KHAPRE U.L., (1989) “Studies on biogás utilization for domestic cooking”. Paper presented at XXV annual convention of ISAE, held at CTAE, Udaipur.

KOLLMANN, F.F.P., COTE JR, W.A., (1987), “Principles of wood science technology”, Springer, Berlin, v. 1, 1968, apud BIRGEMER, H.G., CRUTZEN, P.J. (1987), “The production of methane from solid waste”. Journal of Geophysical Research, v 92, n° D2, pp 2181 – 2187.

KONZEN, E. A. (1983), “Manejo e utilização dos dejetos de suínos”. Concórdia: EMBRAPA-CNPSA, 32p, (EMBRAPA-CNPSA. Circular Técnica, 6).

KONZEN, E.A., (1980), “Avaliação quantitativa e qualitativa dos dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejados em forma líquida”, 56p. Dissertação de Mestrado, Universidade federal de Minas Gerais, Belo Horizonte.

LAMÔNICA, H.M., (2006), “Potencial de geração de excedentes de energia elétrica a partir da biodigestão da vinhaça”, AGRENER GD, Campinas.

LEMA, J.M.; MENDEZ, R., SOTO, M. (1997). “Tratamento de anaeróbios para o tratamento de efluentes líquidos”. In: Curso de digestão anaeróbia aplicada a resíduos sólidos e líquidos. Recife.

LETTINGA, G. e RINZEMA, A. (1985). “Anaerobic treatment of sulfate containing wastewater”. Bioenvironmental System.

LISS, E.W., (1999), ” Natural Gás Power System for the Distributed Generation Market”, POWER-Gen International '99 Conference, New Orleans, Louisiana.

LOMBARD, X., KHAIRALLAH, P., (2004), “Return of Experience for Microturbines Running on Landfill Gas // waste water gas in Europe”, VERDESIS, Belgium. BIOTURBINE Project Workshop.

LORA, E. S., HAPP, J. F., CORTEZ, L. A. B., (1997), “Caracterização e Disponibilidade da Biomassa”. In: Universidade do Amazonas, AM, Tecnologias de Conversão Energética da Biomassa, 1 ed., capítulo I, Manaus, Amazonas, Brasil.

LOURES, E.G. (1998), “Manejo de dejetos de suínos”. In: III Encontro nacional de técnicos, pesquisadores e educadores de construções rurais. XXVII Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola. Lavras: UFLA.



LUCAS JR. J., (1987), Estudo comparativo de biodigestores modelo Indiano e Chinês.. 114f. Tese (Doutorado em Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciências Agrárias, Universidade Estadual Paulista, Botucatu.

LUCAS, J.; SANTOS, T.M.B.; OLIVEIRA, R.A., (1999), Possibilidade de uso de dejetos no meio rural. In: Workshop: Mudanças Climáticas Globais e a Agropecuária Brasileira, 1, Campinas. Memória. Embrapa Meio Ambiente, 1999. p.42.

LUZ, A. 1995, Benvindo da; Zeólitas: propriedades e usos industriais; Rio de Janeiro: CETEM/CNPQ.

LUZ, P.H.C., (2005), Novas tecnologias no Uso da Vinhaça e alguns Aspectos Legais, II Simpósio de Tecnologia de Produção de Cana-de-açúcar, ESALQ, Piracicaba.

MANU, B., CHAUDHARI, S. (2001). “Anaerobic decolorisation of simulated textile wastewater containing azo dyes”. Bioresource Technology.

MEDEIROS, S.C.L., (2003), Impactos da agroindústria canavieira sobre o meio ambiente. III Fórum de Estudos contábeis.

MELLO, E.T., PAWLOWSKY, U., (2003), “Minimização dos resíduos em uma indústria de bebidas”, Artigo Técnico, ver. Engenharia Sanitária e Ambiental, Vol. 8 - Nº 4, 249-256 p.

MENEGUELLI, L.A., (2006), O Setor Sucroalcooleiro e a Utilização da Biomassa da Cana de Açúcar como Fonte Alternativa de Energia, Dissertação (Mestrado) – Programa de Mestrado em Desenvolvimento Regional e Meio Ambiente do Centro Universitário de Araraquara – UNIARA, Araraquara, 101 p.

METCALF & EDDY (1991). “Wastewater Engineering – Treatment, Disposal, Reuse”. Terceira edição. Editora McGRAW-HILL INTERNATIONAL. New York. Estados Unidos.

MINISTÉRIO DAS MINAS E ENERGIA, MME, portaria 45 de 30 de março de 2004.

MORITA D.M., Tratameto de águas contaminadas, Disponível em <[http://hygeia.fsp.usp.br/seacs/pdf/tema9/tema9 - dione\\_morita.pdf](http://hygeia.fsp.usp.br/seacs/pdf/tema9/tema9 - dione_morita.pdf)>, Acesso Jan de 2006.

MUSSATI, M, AGUIRRE P., SCENNA, N., (1998). ”Modeling of real biological reactors for the treatment of complex substrates. dynamic simulation”. Computers Chem. Engng. 22: S723-S726.

NASCIMENTO, R.A. (1996). “Desempenho de reator anaeróbio de manta de lodo utilizando efluentes líquidos de indústrias alimentícias”. Dissertação (mestrado). Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil.

NATIONAL ENVIRONMENTAL RESEARCH INSTITUTE - NERI, Denmark, 2002. Disponível em [http://www2.dmu.dk/1\\_viden/2\\_Miljoe-tilstand/3\\_luft/4\\_adaei/Emission\\_factors\\_en.asp](http://www2.dmu.dk/1_viden/2_Miljoe-tilstand/3_luft/4_adaei/Emission_factors_en.asp) Acesso em dez.2006.

NOGUEIRA, L. A. H., (1986), Biodigestão a Alternativa Energética. Editora Nobel, São Paulo. 93p.

NOGUEIRA, L.A.H., LORA, E.S., (2002), “Dendroenergia: Fundamentos e Aplicações”, Editora Interciência, 2ª Edição, 144 páginas.

NORMA CETESB P.4231 Disponível em [http://www.orplana.com.br/corpo\\_legislacao\\_orplana\\_24.asp](http://www.orplana.com.br/corpo_legislacao_orplana_24.asp) Acesso em: Abr de 2005.

NORMA TÉCNICA CETESB - ARTIGO 1º DA DECISÃO DE DIRETORIA, Nº 035/2005/E, DE 9-3-2005. - P4.231 (Versão Janeiro/2005) - Vinhaça - Critérios e Procedimentos para Aplicação no Solo Agrícola, disponível ([http://www.orplana.com.br/corpo\\_legislacao\\_orplana\\_24.asp](http://www.orplana.com.br/corpo_legislacao_orplana_24.asp)) Acesso em abr de 2005).

OLIVEIRA, P. A. V. (Coord.), (1993), Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos. Concórdia: EMBRAPA-CNPSA, 188p. (EMBRAPA-CNPSA. Documentos, 27)

ORLANDO FILHO, J., (1981), Sistemas de aplicação de vinhaça em cana-de-açúcar. Rev. Álcool e Açúcar, v.1, n.1, p. 28 – 36.

ORLANDO FILHO, J.; SILVA, G.M.A; LEME, E.L.A, (1983), Utilização agrícola dos resíduos da agroindústria canavieira. In: Programa Nacional de Melhoramento da Cana-de-açúcar. Nutrição e Adubação da cana-de-açúcar no Brasil. (Coleção Planalsucar, 2, Piracicaba, cap.10, p. 229-264.

ORLANDO FILHOS, J., SOUZA, I. C., ZAMBELLOJR, L., (1980), Aplicação de vinhaça em soqueiras de cana-de-açúcar: economicidade do sistema caminhões tanques. Boletim Técnico Planalsucar, v.2,n.5, p. 1-35.

PALMISANO, A., BARLAZ, M. (2003) “Anaerobic Digestion of Municipal Solid Wastes”. apud PARDO, M. A. H., WANDURRAGA, H. J. L., (2004), “Desarrollo de un modulo para

la simulación de digestores anaerobios acoplado al simulador hysys 3.1”, Trabalho de Diploma para o Título de Engenheiro químico, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

PARDO, M. A. H., WANDURRAGA, H. J. L., (2004), “Desarrollo de un modulo para la simulación de digestores anaerobios acoplado al simulador hysys 3.1”, Trabalho de Diploma para o Título de Engenheiro químico, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

PECORA, V., (2006), “Implantação de uma Unidade Demonstrativa de Geração de Energia Elétrica a partir de biogás de estação de tratamento de esgoto residencial da USP – Estudo de Caso”, 152 p. (Dissertação de Mestrado). Programa Interunidades de Pós Graduação em Energia (PIPGE) da Universidade de São Paulo, São Paulo.

PELLEGRINI, M.A., (2002), “Inserção de Centrais Cogeneradoras a Bagaço de Cana no Parque Energético do Estado de São Paulo: Exemplo de Aplicação de Metodologia para Análise dos Aspectos Locacionais e de Integração Energética. São Paulo. Dissertação (Mestrado) – Programa Interunidades de Pós- Graduação em Energia – PIPGE (EP/FEA/IEE/IF).

PERDOMO, C. C.; COSTA, R. R. H. da; MEDRI, W.; MIRANDA, C. da R., (1999), “Dimensionamento de sistemas de tratamento (decantador de lagoas) e utilização de dejetos suínos”. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 5p. (Embrapa Suínos e Aves. Comunicado Técnico, 234).

PEREIRA NETO, J.T. (1992), Tratamento, reciclagem e impacto ambiental de dejetos agrícolas. In: CONFERÊNCIA SOBRE AGRICULTURA E MEIO AMBIENTE NÚCLEO DE ESTUDOS E PESQUISA EM MEIO AMBIENTE, 1992, Viçosa. Resumos. Viçosa : UFV. p.61-75.

PEREIRA, R., O.; ANTUNES, R.M.; MAURIZIO S.; KOETZ, P. R., (2004) “Filtro anaeróbio utilizado como pós-tratamento de um reator anaeróbio de fluxo ascendente (uasb) para dejetos de suinocultura”, Revista Brasileira Agrociência, v.10, n. 3, p. 339-346.

PINTO, A. R. e JÚNIOR, D. R. P. (2000). “Biodegradabilidade anaeróbia de líquidos percolados gerados em aterros de resíduos sólidos urbanos”. Pernambuco. In: IV Oficina E Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia, Anais: v.2, p.163-166.

PINTO, D.M.L., (2000), “Avaliação da partida da digestão anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos inoculados com percolado”, Tese de Doutorado, Escola de Engenharia de São Carlos 175 p.

PODESSER, E., ENZINGER P., DERMOUZ H., (2000), Electricity Production in Rural Villages with A Biomass Stirling Engine. Documento fornecido pelo JOANNEUM RESEARCH, Elisabethstrasse 5, A-8010 Graz, Áustria.

POL, L.H.; REBAC, S.; KATO, M.; LIER, J.C. and LETTINGA, G. (1998). “Anaerobic treatment of low-strength wastewater”. In: V Latin-American Workshop/Seminar Wastewater Anaerobic Treatment. Vinã del Mar / Chile. p.27-30.

POLANCO, F. F. (2001). “New process for simultaneous removal of nitrogen and sulphur under anaerobic conditions”. Water Research. 35 (4), pp 1111-1114.

POMPERMAYER R. S., PAULA JR D.R.,(2000), Estimativa do potencial brasileiro de produção de biogás através da biodigestão da vinhaça e comparação com outros energéticos, .Anais 3. Encontro de Energia no Meio Rural Setembro.

PROINFA <[http://www.eletronbras.com.br/EM\\_Programas\\_Proinfa/default.asp](http://www.eletronbras.com.br/EM_Programas_Proinfa/default.asp)>. Acesso em: 10 nov. 2006.

PUBLICAÇÃO DA EPA acerca das emissões ao Ar, AP 42 de Janeiro 1995 no capítulo dedicado aos aterros, disponível, <<http://www.epa.gov>>, acesso em Fev de 2005.

RAJESHWARI, K.V.; BALAKRISHNAN, M.; KANSAL, A.; LATA, K. and KISHORC, V.V.N. (2000). “State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment”. Renewable and Sustainable Energy Reviews., v.4, p.135-156.

RAUTENBACH, R., ETHRESMANN, E., WAYER, H.. (1987), “Removal of carbon dioxide from fermentation gas by membrane separation”. Chem Abstr ;107(14):154.

REVISTA SUINOCULTURA INDUSTRIAL – Número 13 Ano 20 Fev/Mar 2005, Gessulli Agribusiness disponível em <<http://www.bichoonline.com.br/artigos/gsuino0004.htm>>, Acesso em Jun de 2005.

RINZEMA, A., ALPHENUAR, A., LETTINGA, G. (1993). “Anaerobic digestion of long-chain fatty acids in UASB and expanded granular sludge bed reactors”. Process Biochemisfry 28, 527-537.

RITA, F. (2002), “Desempenho de um reator UASB em escala piloto para o tratamento anaeróbio de líquidos percolados de resíduos sólidos urbanos”, Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis.

RIZZO, A. C. L., LEITE, S. G. F., (2004), “Produção de sulfeto em reator do tipo UASB e sua potencial aplicação na remoção de metais pesados de efluentes”, - Rio de Janeiro: CETEM/MCT. 102 p. (Série Tecnologia Ambiental, 32)

ROPPA, L, (2003), Suinocultura mundial: situação atual e perspectivas, Porkworld, Ed. 25, disponível em <[www.asemg.com.br](http://www.asemg.com.br)>, acesso em Mai de 2005.

ROSA, V.C., Comunicação Pessoal, Superintendente do SRGS. Jun de 2005.

ROSEN, C., VRECKO, D., GERNAEY, K.V., PONS, M.-N., JEPPSSON, U. (2006), “Implementing ADM1 for plant-wide benchmark simulations in Matlab/Simulink”. Wat. Sci. Tech., vol. 54, no. 4, pp. 11-20.

ROVERS, F.A., TREMBLAY, J.J., MOOIJ, H., (1977), “Procedures for landfill gas monitoring and control”, Proceedings of an international seminar, Rep.Eps 4-EC-77-4, Fish an environ, Waste Mange. Br, Otwa, Ontario, 1977. apud BIRGEMER, H.G., CRUTZEN, P.J.,( 1987), The production of methane from solid waste. Journal of geophysical research, v 92, n° D2, pp2181 – 2187.

SABESP - Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo, [www.sabesp.com.br](http://www.sabesp.com.br), acesso Abr de 2005.

SAMANEZ, C. P, (2002), “Matemática Financeira: Aplicações á Análises de Investimentos”, 3ª edição, Prentice Hall, São Paulo, 364 p.

SÁNCHEZ, E., BORJA, R., WEILAND, P., TRAVIESO, L., MARTÍN, A. (2001). “Effect of substrate concentration and temperature on the anaerobic digestion of piggery waste in a tropical climate”. Process Biochemistry 37, pp 483–489.

SANTOS, A.H.M, (1999), “Análise Econômico-Financeira de Centrais Termelétricas”. Escola Federal de Engenharia de Itajubá.

SANTOS, M.B. dos, (200),”Proposta metodológica para o planejamento do uso agrícola da vinhaça, considerando os seus aspectos ambientais por meio de sistema de informações

geográficas”, Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – USP, São Carlos, SP, 123 p.

SAVERY, W.C, CRUZON, D.C., (1972), “Methane recovery from chicken manure”. J Water Pollut Control, 44 p.

SCAVINO, A. F. e SOUBES, M. (1997). “Inhibition of Methanogens by heavy metals. The importance of Chromium to biological”. Treatment of Tannery waste. Progress in Microbial Ecology. SBM. pp 533-541

SCHVARTZ, C., 2007, “Tratamento da Vinhaça: Biodigestão Anaeróbia”, Palestras apresentada no WORKSHOP TECNOLÓGICO SOBRE VINHAÇA, Projeto Programa de Pesquisa em Políticas Públicas, Jaboticabal.

SCHOMAKER, I.T., BOERBOOM, A.H.H.M, VISSEL A, PFEIFER A.E. (2000), Technical summary on gas treatment. Anaerobic of agro industrial wastes: information network project FAIR-CT 96-2083.

SCHRANK, S.G. (2000). “Tratamento anaeróbio de águas residuárias da indústria têxtil”. Dissertação (mestrado). Universidade Federal de Santa Catarina.

SHYAM, M., (2002) “Promising renewable energy technologies”. AICRP technical bulletin number CIAE/2002/88; 47–48.

SILVA, F. C. M., (1996), “Tratamento dos dejetos suínos utilizando lagoas de alta taxa de degradação em batelada”, 115p. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis.

SILVEY, P., PULLAMMANAPPALLIL, P., C., BLACKALL, L., NICHOLS, P., (2000), “Microbial Ecology of the Leach Bed Anaerobic Digestion of Unsorted Municipal Solid Wastes”. Waste science Technology, Vol . 41, nº 3 p: 9-16.

SIX, W. and DE BAERE, L. (1992). “Dry anaerobic conversion of municipal solid waste by means of the DRANCO process”. Wat. Sci. Tech., v.25, p. 295-300.

SOARES, H. M. e HIRATA, T. S. (1997). Práticas de laboratório. Florianópolis. In: III “Curso de tratamento biológico de resíduos”. CBAB, MCT/CNPq,CPGEQ/UFSC, CDB, p.23.

SOARES, H.M. (1990). “Digestão anaeróbia de efluentes de fábricas de cervejas e refrigerantes em reator tipo fluxo ascendente com manta de lodo (UASB)”. Dissertação (mestrado). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

SOUZA, J.F., (2005), “Custo de produção de confinamento de bovinos de corte: Uma estimativa do custo e rentabilidade da atividade no Distrito Federal e Entorno”, Trabalho de Diploma, UnB – UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA /FAV – FACULDADE DE AGRONOMIA E MEDICINA VETERINÁRIA.

SOUZA, M. E. (1986), “Criteria for the Utilization, Design and Operation of UASB Reactors”. Water Science and Technology, v. 18, n. 12, p.55-69.

SOUZA, M. E., FUZARO, G. & POLEGATO, A. R. (1992), “Thermophilic Anaerobic Digestion of Vinasse in Pilot Plant UASB Reactor”. Water Science and Technology, v. 25, n. 7, p. 191-200.

SPEECE, R. E. (1995). “Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters”. Vanderbilt University. Published by Archae Press. United States of America.

SPEECE, R.E. (1996). “Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters”. Vanderbilt University. Published by Archae Press. United States of America.

SPIEGEL, R.J, THORNELOE, S.A, TROCCIOLA, J.C.,PRESTON,J.L, (1999), ”Fuel cell operation on anaerobic digester gás: conceptual design and assessment”, Waste Management, nº 19, USA, 389-399p.

STEMAC – Grupos Geradores ([www.stemac.com.br](http://www.stemac.com.br))

STERLING, M. C., LACEY, R. E., ENGLER, C.R., RICKE, S.C. (2001). “Effects of ammonia nitrogen on H<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub> production during anaerobic digestion of dairy cattle manure.” Bioresource Technology. 77, pp 9-18.

TABASARAN, O., ABFALLBESEITIGUNG UND ABFALLWIRTSCHAFT. VDI, VERLAG, DUSSELDORF, (1982), 280p. apud BIRGEMER, H.G., CRUTZEN, P.J., (1987), The production of methane from solid waste. Journal of geophysical research, v 92, nº D2, p.2181 – 2187.

TCHOBANOGLIOUS G., THEISEN, H., VINIL, S., (1993), Integrated solids waste management. Engineering principles and management issues. Irwin Macgraw Hill, 978p. 1993.

TIANGCO, VALENTINO, ZHANG, Z.,SETHI, P., (2006), Results of California's Biomass R&D Initiatives, Commission Joint Forum on Biomass, Biofuels, and Bioproducts, Energy Generation Research Office, Energy Research & Development, Division California Energy, California. Disponível em <<http://biomass.ucdavis.edu/pages/forum/3rd/VTiangco.pdf>> Acesso em: 05 nov.2006.

USEPA - United States Environment Protection Agency, Air Emission from Municipal Solids Waste Landfill – Background Information for Proposed Standards and Guidelines. Emission Standards Division.. EPA-450/3-90-011a. USA, March de 1991.

USEPA – United States Environmental Protection Agency. Energy Project Landfill Gas Utilization Software (E-PLUS) User's Manual. EPA-30-B-97-006. 1997b.

VAN HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. (1994). “Tratamento anaeróbio de esgotos – um manual para regiões de clima quente”. p.208. Editora Epgraf.

VAZOLLER, R. F. (1999). “Microbiologia de processos biológicos de tratamento”. IV Curso de Tratamento Biológico de Resíduos. Florianópolis. Disponível em: <http://www.bdt.org.br/~marinez/padct.bio/cap9/3/rosana.html>.

VIEIRA, D. B. (1986), Fertirrigação sistemática da cana-de-açúcar com vinhaça. Álcool e Açúcar, São Paulo.

VIEIRA, S.M. M., SILVA, J.W., (2002), Primeiro Inventário Brasileiro sobre Emissões Antrópicas de Gases do Efeito Estufa. Relatório de Referência. Emissão de Metano no Tratamento e na Disposição de Resíduos no Brasil. CETESB, 86 p.

WANG, G. (1996), Depart of Food Science and Technology, University of Georgia, USA. Applied Environmental Microbiology, v.62, n.7, p.2567-2570.

WEDEKIN, V. S. P.; BUENO, C. R. F.; AMARAL., A. M. P. (1994), Análise econômica do confinamento de bovinos. Informações Econômicas, São Paulo, v. 24, n. 9, p. 123-31.

WELLINGER A, LINDEBERG A. (1999), “Biogás upgrading and utilization”. Task 24: energy from biological conversion of organic wastes, pp. 1–19.



WILLIS, H. L.; SCOTT, W. G. (2000), "Distributed Power Generation. Planning and Evaluation. Ed. Marcel Dekker, Inc. New York. p 597.

WISE, D.L., (1981), Analysis of systems for purification of fuel gas. Fuel gas production from biomass, vol 2. Boca Raton, FL: CRC Press.

YAMASHITA, T., 2005, Certificado de Análise dos Gases de Exaustão – PURFA – Relatório de Ensaio White Martins. São Paulo.

ZAHER, U., RODRÍGUEZ, J., FRANCO, A., VANROLLEGHEM, P.A., (2003), Application of the IWA ADM1 model to simulate anaerobic digester dynamics using a concise set of practical measurements, IWA Conference on ENVIRONMENTAL BIOTECHNOLOGY, Advancement on Water and Wastewater Applications in the Tropics, Malaysia.

ZINDER S.H. (1993),. Physiological ecology of methanogens. In: Ferry, J.G. (Ed.), Methanogenesis: Ecology. Physiology, Biochemistry and Genetics. Chapman & Hall, New York, p. 128 – 206.

\_Estatísticas – Matrizes alojadas no Brasil, disponível em <<http://www.santaelisa.com.br>> Acesso em Mar de 2005.

\_ A globalização e as perspectivas da produção de suínos no continente sul-americano, disponível em <<http://www.acsurs.com.br/producao.html>> Acesso em Abr de 2005

\_Methane: Sources and Emissions, disponível em <<http://www.epa.gov/methane/scientific.htm>> Acesso em Abr de 2005

\_Tratamientos primários com anaerobiosis, disponível em <<http://www.geocities.com/jerr922/tra-blan.html>>, Acesso em Jan de 2006.

\_DECISÃO DE DIRETORIA 35, DE 09 DE MARÇO DE 2005, disponível em <[http://www.orplana.com.br/corpo\\_legislacao\\_orplana\\_24.asp](http://www.orplana.com.br/corpo_legislacao_orplana_24.asp)> Acesso em Abr de 2005.

\_A Guide to Swine Manure Management Methods, disponível em <[http://www1.agric.gov.ab.ca/\\$department/deptdocs.nsf/all/eng9870](http://www1.agric.gov.ab.ca/$department/deptdocs.nsf/all/eng9870)>, Acesso em Jan de 2006.

\_Tratamento de Efluentes, disponível em <<http://www.dedini.com.br/pt/pdf/etdi.pdf>> Acesso em Dez de 2005.

\_Reatores anaeróbios, disponível em <[http://www.fing.edu.uy/imfia/ambiental/reactores\\_anaerobios.ppt](http://www.fing.edu.uy/imfia/ambiental/reactores_anaerobios.ppt)>, Acesso Jan de 2006.

\_ Produção Brasileira de Álcool safra 03/04, disponível em <<http://www.unica.com.br>> Acesso em Abr de 2005.

\_A Levedura da cana, disponível em <<http://www.glucosinternacional.com/levedura/levedura.php>>, Acesso em Jun de 2007.

## **APÊNDICE I**

### **DESCRIÇÃO DO MODELO ADM1**

## Nomenclatura do Modelo ADM N° 01

### Coefficientes Estequiométricos

$C_i$  – conteúdo de carbono no componente  $i$ , kmoleC/kgDQO

$N_i$  – conteúdo de nitrogênio no componente  $i$ , kmoleN/kgDQO

$v_{i,j}$  – coeficiente de relação do componente  $i$  sobre o processo  $j$ , normalmente kgDQO/m<sup>3</sup>

$f_{\text{produto, substrato}}$  – produção (somente catabolismo) do produto sobre o substrato, kgDQO/kgDQO

### Coefficientes e Constantes de Equilíbrio

$H_{\text{gas}}$  – constante do gás ideal (igual para  $K_H^{-1}$ ), bar/M

$K_{a,\text{acid}}$  – coeficiente de equilíbrio ácido-base, M

$K_H$  – constante de Henry's, M/ bar

$pK_a$  –  $-\log_{10}[K_a]$ ,

$R^1$  – constante dos gases, ( $8,314 \cdot 10^{-2}$ ), bar/MK

$\Delta G$  – energia livre, J/mole

Parâmetros e taxas cinéticas

$K_{A/Bi}$  – parâmetro cinético ácido/base, M<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>

$K_{\text{dec}}$  – taxa de decaimento de primeira ordem, d<sup>-1</sup>

$I_{\text{inibidor, processo}}$  – função de inibição ( $K_I$ ), d<sup>-1</sup>

$k_{\text{processo}}$  – parâmetro de primeira ordem (normalmente para hidrolise), d<sup>-1</sup>

$K_{La}$  – coeficiente de transferência do gás, d<sup>-1</sup>

$K_{I, \text{inibidor, substrato}}$  – concentração com 50% de inibição, kgDQO/m<sup>3</sup>

$k_{m, \text{processo}}$  – Consumo máximo específico de Monod ( $\mu_{\text{max}}/Y$ ), kgDQO\_S/kgDQO\_Xd

$K_{s, \text{processo}}$  – metade do valor de saturação, kgDQO\_S/m<sup>3</sup>

$\rho_j$  – taxa cinética do processo  $j$ , kgDQO\_S/m<sup>3</sup>.d

$Y_{\text{substrato}}$  – produção de biomassa sobre o substrato, kgDQO\_X/kgDQO\_S

$\mu_{\text{max}}$  – taxa de crescimento máximo específico de Monod, d<sup>-1</sup>

Estado Dinâmico e Variáveis Algébricas

pH –  $-\log_{10}[H^+]$

$p_{\text{gas},i}$  – pressão do gás  $i$ , bar

$P_{\text{gas}}$  – pressão total do gás, bar

$S_i$  – componente solúvel, i kgDQO/m<sup>3</sup>

$t$  – tempo de retenção dos sólidos, d

$T$  – temperatura, K

$V$  – volume ,m<sup>3</sup>

$X_i$  – componente particulado  $i$ ,kgDQO/m<sup>3</sup>

### Características das variáveis no estado dinâmico

$X_c$  - composto

$X_{\text{ch}}$  - carboidratos

$X_{\text{pr}}$  - proteínas

$X_{li}$  - lipídeos

$X_I$  – particulados inertes

$S_I$  – inertes solúveis

$S_{su}$  - monossacarídeos

$S_{aa}$  - aminoácidos

$S_{fa}$  – AGV de cadeia longa total

$S_{va}$  – total de valerato

$S_{bu}$  – total de butirato

$S_{pro}$  – total de propionato

$S_{ac}$  – total de acetato

$S_{h2}$ - hidrogênio

$S_{ch4}$  - metano

$S_{IC}$  – carbono inorgânico

$S_{IN}$  – nitrogênio inorgânico

$X_{su-h2}$  - biomassa

$S_{cat}$  - cátions

$S_{an}$  - anions

1. O valor de  $R$  é igual a  $8,318$  J/mole.K é usado na equação de Vant'Hoff para consistência de unidades.

### Equações na Fase Líquida

Para cada estado do componente, o balanço de massa pode ser escrito:

$$\frac{dVS_{liq,i}}{dt} = q_{in}S_{in,i} - q_{out}S_{liq,i} + V \sum_{j=1-19} \rho_j \nu_{i,j} \quad (1)$$

Se o volume é assumido constante ( $q=q_{in}=q_{out}$ ), a expressão pode ficar:

$$\frac{dS_{liq,i}}{dt} = \frac{qS_{in,i}}{V_{liq}} - \frac{qS_{liq,i}}{V_{liq}} + \sum_{j=1-19} \rho_j \nu_{i,j} \quad (2)$$

onde:

$\sum_{j=1-19} \rho_j \nu_{i,j}$  - é a soma das equações cinéticas específicas para o processo j, multiplicado

pelo coeficiente estequiométrico  $\nu_{i,j}$ , (ver tabela 1).

$V_{liq}$  - volume de líquido no reator

$q$  - fluxo de entrada e saída no reator

$S_{in,i}$  - concentração dos componentes solúveis que entra (ou  $X_{in,i}$  - para a concentração de particulados)

$S_{liq, i}$  - derivativa dos componentes solúveis (ou  $X_{liq,i}$  - para concentração de particulados)

Se o volume não for constante com o tempo, chamado variável no estado dinâmico, também se usa também a equação acima.

Se o tempo de residência da concentração é variável, por exemplo, sólidos no biofilme ou reatores de alta taxa, o tempo de retenção pode ser expresso pela equação (3):

$$\frac{dX_{liq,i}}{dt} = \frac{qX_{in,i}}{V_{liq}} - \frac{X_{liq,i}}{t_{res,X} + V_{liq}/q} + \sum_{j=1-19} \rho_j \nu_{i,j} \quad (3)$$

onde:

$t_{res,x}$  – é o tempo de residência dos componentes sólidos acima do tempo de retenção hidráulica ( $t_{res,x}=0$ , o STR é  $V_{liq}/q$ ) para simular a retenção dos sólidos separados.

As equações das Tabela 1 e Tabela 2 abaixo mostram a taxa de transferência cinética do líquido/gás para  $S_{H_2}$ ,  $S_{CH_4}$  e  $S_{ic}$  ou  $S_{CO_2}$  dependendo da implementação, pode ser adicionado:

$$\rho_{T,H_2} = k_L a (S_{liq,H_2} - 16K_{H,H_2} \rho_{gas,H_2}) \quad (4)$$

$$\rho_{T,CH_4} = k_L a (S_{liq,CH_4} - 64K_{H,CH_4} \rho_{gas,CH_4}) \quad (5)$$

$$\rho_{T,IC} = k_L a (S_{liq,CO_2} - 16K_{H,CO_2} \rho_{gas,CO_2}) \quad (5)$$

Onde:

$\rho_T$  - é a taxa de transferência do gás i;

$S_{liq,CO_2}$  - é a fração do carbono inorgânico como  $CO_2$ .

### Equações na Fase Gasosa

$$\frac{dS_{gas,i}}{dt} = -\frac{S_{gas,i} q_{gas}}{V_{gas}} + \rho_{T,i} \frac{V_{liq}}{V_{gas}} \quad (7)$$

onde:

$\frac{V_{liq}}{V_{gas}}$  - é a relação entre o volume específico líquido e a taxa cinética de transferência de gás.

A pressão de cada componente pode ser calculada usando a lei do gás ideal para os três gases (em bar).

$$\rho_{gas,H_2} = S_{gas,H_2} RT / 16 \quad (8)$$

$$\rho_{gas,CH_4} = S_{gas,CH_4} RT / 64 \quad (9)$$

$$\rho_{gas,CO_2} = S_{gas,CO_2} RT \quad (10)$$

Assume-se que no reator tem-se vapor de água saturado. A temperatura depende da pressão do vapor de água. Como mostra a equação a seguir:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{\Delta H^0}{R} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (11)$$

Substituindo a pressão do vapor de água por 0,0313 bar a 298 K e  $\Delta H^0_{vap}$  de 43,980 J/mole (Lide 2001), resulta:

$$P_{gas,H_2O} = 0,0313 \exp \left( 5290 \left( \frac{1}{298} - \frac{1}{T} \right) \right) \quad (12)$$

onde:

T – temperatura em K.

O mais comum para se calcular o fluxo de gás é utilizar o conjunto de equações pra transferência total dos gases, corrigindo a vapor de água:



$$q_{gas} = \frac{RT}{P_{gas} - P_{gas,H_2O}} V_{liq} \left( \frac{\rho_{T,H_2}}{16} + \frac{\rho_{T,CH_4}}{64} + \rho_{t,CO_2} \right) \quad (13)$$

onde:

$P_{gas}$  – pressão total (normalmente 1,013 bar);

Se a pressão é variável, a pressão na fase gasosa pode ser calculada pelas pressões parciais.

$$P_{gas} = p_{gas,H_2} + p_{gas,CH_4} + p_{gas,CO_2} + p_{gas,H_2O} \quad (14)$$

**Tabela 1** - Coeficientes bioquímicos ( $v_{i,j}$ ) e equações cinéticas ( $p_j$ ) para o componente solúvel ( $i= 1-12; j= 1-19$ )

Componente →	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Eq. Cinéticas ( $p_j$ , kg DQO/m <sup>3</sup> .d)	
j	Processo ↓	S <sub>su</sub>	S <sub>aa</sub>	S <sub>fa</sub>	S <sub>va</sub>	S <sub>bu</sub>	S <sub>pro</sub>	S <sub>ac</sub>	S <sub>h2</sub>	S <sub>ch4</sub>	S <sub>IC</sub>	S <sub>IN</sub>	S <sub>I</sub>		
1	Desintegração													$f_{SI,Xc}$	$k_{dis} X_c$
2	Hidrólise do Carboidrato	1													$k_{hid,ch} X_{ch}$
3	Hidrólise da Proteína		1												$k_{hid,pr} X_{pr}$
4	Hidrólise de Lipídeos	$1-f_{fa,li}$		$f_{fa,li}$											$k_{hid,li} X_{li}$
5	Uptake <sup>a</sup> do Açúcar	-1				$(1-Y_{su})f_{bu,su}$	$(1-Y_{su})f_{pro,su}$	$(1-Y_{su})f_{ac,su}$	$(1-Y_{su})f_{h2,su}$		$\sum_{i=1-9,11-24} C_i v_{i,5}$	$-(Y_{su})N_{bac}$			$k_{m,sa} \frac{S_{su}}{K_s + S_{su}} X_{su} I_1$
6	Uptake <sup>a</sup> de Aminoácidos		-1		$(1-Y_{aa})f_{va,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{bu,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{pro,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{ac,aa}$	$(1-Y_{aa})f_{h2,aa}$		$\sum_{i=1-9,11-24} C_i v_{i,6}$	$N_{aa} - (Y_{su})N_{bac}$			$k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_s + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake <sup>a</sup> do LCFA			-1				$(1-Y_{fa})0,7$	$(1-Y_{fa})0,3$			$-(Y_{fa})N_{bac}$			$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_s + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake <sup>a</sup> do Valerato				-1		$(1-Y_{c4})0,54$	$(1-Y_{c4})0,31$	$(1-Y_{c4})0,15$			$-(Y_{c4})N_{bac}$			$k_{m^4} \frac{S_{va}}{K_s + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1+S_{va}/S_{va}} I_2$
9	Uptake <sup>a</sup> do Butirato					-1		$(1-Y_{c4})0,8$	$(1-Y_{c4})0,2$			$-(Y_{c4})N_{bac}$			$k_{m^4} \frac{S_{bu}}{K_s + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1+S_{bu}/S_{va}} I_2$
10	Uptake <sup>a</sup> do Propionato						-1	$(1-Y_{pro})0,57$	$(1-Y_{pro})0,43$		$\sum_{i=1-9,11-24} C_i v_{i,10}$	$-(Y_{pro})N_{bac}$			$k_{m,c4pr} \frac{S_{pro}}{K_s + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake <sup>a</sup> do Acetato							-1		$(1-Y_{ac})$	$\sum_{i=1-9,11-24} C_i v_{i,11}$	$-(Y_{ac})N_{bac}$			$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_s + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake <sup>a</sup> do Hidrogênio								-1	$(1-Y_{h2})$	$\sum_{i=1-9,11-24} C_i v_{i,12}$	$-(Y_{h2})N_{bac}$			$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_s + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decaimento do X <sub>su</sub>														$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14	Decaimento do X <sub>aa</sub>														$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15	Decaimento do X <sub>fa</sub>														$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16	Decaimento do X <sub>c4</sub>														$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17	Decaimento do X <sub>pro</sub>														$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18	Decaimento do X <sub>ac</sub>														$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19	Decaimento do X <sub>h2</sub>														$k_{dec,Xh2} X_{h2}$
		Monossacarídeos (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Aminoácidos (kgDQO/m <sup>3</sup> )	AGVCL (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Valerato total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Butirato total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Propionato Total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Acetato Total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Gás hidrogenio (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Gás metano (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Carbono Inorgânico (kmoleC/m <sup>3</sup> )	Nitrogênio inorgânico (kmoleN/m <sup>3</sup> )	Inertes solúveis (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Fator de Inibição $I_1 = I_{pH} I_{IN,lim}$ $I_1 = I_{pH} I_{IN,lim} I_{h2}$ $I_1 = I_{pH} I_{IN,lim} I_{NH3,Xac}$	

a- Uptake- neste caso, significa consumo, alimentação.

**Tabela 2-** Coeficientes bioquímicos ( $v_{i,j}$ ) e equações cinéticas ( $p_j$ ) para o componente particulado ( $i= 1-12; j= 1-19$ )

Componente →	i	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	Eq. Cinéticas ( $p_j$ ; kg DQO/m <sup>3</sup> .d)
j	Processo ↓	$X_c$	$X_{ch}$	$X_{pr}$	$X_{li}$	$X_{su}$	$X_{aa}$	$X_{fa}$	$X_{c4}$	$X_{pro}$	$X_{ac}$	$X_{h2}$	$X_I$	
1	Desintegração	-1	$f_{ch,Xc}$	$f_{pr,Xc}$	$f_{li,Xc}$									$k_{dis} X_c$
2	Hidrólise do Carboidrato		-1											$k_{hid,ch} X_{ch}$
3	Hidrólise da Proteína			-1										$k_{hid,pr} X_{pr}$
4	Hidrólise de Lipídeos				-1									$k_{hid,li} X_{li}$
5	Uptake <sup>a</sup> do Açúcar					$Y_{su}$								$k_{msu} \frac{S_{su}}{k_s + S} X_{su} I_1$
6	Uptake <sup>a</sup> de Aminoácidos						$Y_{aa}$							$k_{maa} \frac{S_{aa}}{k_s + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake <sup>a</sup> do LCFA							$Y_{fa}$						$k_{mfa} \frac{S_{fa}}{k_s + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake <sup>a</sup> do Valerato								$Y_{c4}$					$k_{mc4} \frac{S_{va}}{k_s + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu}/S_{va}} I_2$
9	Uptake <sup>a</sup> do Butirato								$Y_{c4}$					$k_{mc4} \frac{S_{bu}}{k_s + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va}/S_{bu}} I_2$
10	Uptake <sup>a</sup> do Propionato									$Y_{pro}$				$k_{m,c4pr} \frac{S_{pro}}{k_s + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake <sup>a</sup> do Acetato										$Y_{ac}$			$k_{mac} \frac{S_{ac}}{k_s + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake <sup>a</sup> do Hidrogênio											$Y_{h2}$		$k_{mh2} \frac{S_{h2}}{k_s + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decaimento do $X_{su}$	1				-1								$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14	Decaimento do $X_{aa}$	1					-1							$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15	Decaimento do $X_{fa}$	1						-1						$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16	Decaimento do $X_{c4}$	1							-1					$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17	Decaimento do $X_{pro}$	1								-1				$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18	Decaimento do $X_{ac}$	1									-1			$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19	Decaimento do $X_{h2}$	1										-1		$k_{dec,Xh2} X_{h2}$
		Monossacarídeos (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Aminoácidos (kgDQO/m <sup>3</sup> )	AGVCL (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Valerato total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Butirato total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Propionato Total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Acetato Total (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Gás hidrogenio (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Gás metano ((kgDQO/m <sup>3</sup> )	Carbono Inorgânico (kmoleC/m <sup>3</sup> )	Nitrogênio inorgânico (kmoleN/m <sup>3</sup> )	Inertes solúveis (kgDQO/m <sup>3</sup> )	Fator de Inibição $I_1 = I_{pH} I_{IN,lim}$ $I_1 = I_{pH} I_{IN,lim} I_{h2}$ $I_1 = I_{pH} I_{IN,lim} I_{NH3,Xac}$

a- Uptake- neste caso, significa consumo, alimentação.

## **APÊNDICE II**

# **IMPLEMENTAÇÃO DO MODELO BERNARD, 2001**

### **Introdução**

O modelo aplicado neste trabalho é baseado no desenvolvimento do processo de digestão anaeróbia, de maneira mais simplificada implementado por BERNARD, et al., 2001. Sabe-se que existe um grande número de populações bacterianas que estão envolvidas com o processo de digestão anaeróbia fazendo com que os modelos sejam bastante complexos.

### **Rotas Metabólicas**

A digestão anaeróbia é um processo realizado por uma enorme quantidade de microorganismos, entre eles se encontram diversos tipos de bactérias e arqueas.

A maneira de conseguir um modelo prático, mas por sua vez que reflete de maneira adequada o processo anaeróbio resulta conveniente diminuir o número de variáveis envolvidas. Deste modo, se leva em conta os processos mais relevantes que ocorrem na digestão anaeróbia e que poderíamos dizer que correspondem a estrutura geral do

processo: acidogênese e metanogênese, tal como o fez BERNARD. (2001), para sistemas anaeróbios contínuos, conforme mostra a Figura A2. 1.

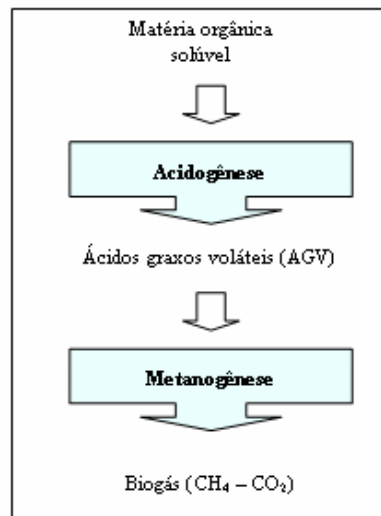


Figura A2. 1: Processo simplificado de digestão anaeróbia considerado para o desenvolvimento do modelo.

Para o modelo desenvolvido se consideram duas populações de bactérias: a acidogênica ( $X_1$ ) e a metanogênica ( $X_2$ ). A população acidogênica é a que realiza o processo hidrolítico (ZINDER, 1993) e a transformação dos monômeros a ácidos graxos voláteis (acidogênese) com crescimento microbiano. A população metanogênica transforma os AGVs em metano e  $\text{CO}_2$ , com crescimento microbiano. Por sua vez, se assume que todos os AGVs se encontram em forma de ácido acético.

De acordo com estas considerações um dos objetivos deste modelo é ser capaz de identificar e representar o fenômeno de desestabilização dos compostos orgânicos, por isso se assume que as populações podem ser divididas em 2 grupos de bactérias e que a digestão anaeróbia passa por 2 processos principais representados nas equações 1 e 2 a seguir:

$$\text{Acidogênese: } (r_1 = \mu_1 X_1)$$



Metanogênese: ( $r_2 = \mu_2 X_2$ )



onde:

$S_1$  - concentração de substrato orgânico (g/l)

$S_2$  - concentração de AVG (mmoleg/l)

$\mu_1$  - taxa de crescimento específico na acidogênese ( $d^{-1}$ )

$\mu_2$  - taxa de crescimento específico na metanogênese ( $d^{-1}$ )

$k_1$  - constante de rendimentos de consumo de matéria orgânica (mmol/l)

$k_2$  - constante de rendimentos de produção de acetato em acidogênese (mmol/l)

$k_3$  - constante de rendimentos de consumo de acetato em acidogênese (mmol/l)

$k_4$  - constante de rendimentos de produção de  $CO_2$  em acidogênese (mmol/l)

$k_5$  - constante de rendimentos de produção de  $CO_2$  em metanogênese (mmol/l)

$k_6$  - constante de rendimentos de produção de  $CH_4$  em metanogênese (mmol/l)

## Parâmetros Considerados no Modelo de Bernard, 2001.

- Carbono Inorgânico (C)

Considera-se que as reações químicas envolvidas para o carbono inorgânico são principalmente compostas por  $CO_2$ , bicarbonato (B) e carbonato, em condições normais de pH de 6 a 8 e temperatura de 35 a 38°C. Dadas estas condições e um  $K_c = 4.7 \times 10^{-11}$  (mol/l) temos a equação (3):

$$C = CO_2 + B \quad (2)$$

As concentrações de bicarbonato e  $CO_2$  dissolvidos são determinadas pela reação química (4):



Se considerar a constante de afinidade do bicarbonato tem-se a equação (5):

$$k_b = \frac{[H^+][B]}{CO_2} \quad (04)$$

- Ácidos Graxos Volateis (AGV)

Como foi mencionada anteriormente a concentração de AGV é composta basicamente por acetato ( $S^-$ ) e ácido acético (íons SH) como mostra as equações (6 e 7).

$$S_2 = [SH] + [S^-] \quad (5)$$

Sua correspondente constante de afinidade é:

$$K_a = \frac{[H^+][S^-]}{[SH]} \quad (6)$$

Considerando a faixa de pH mencionada anteriormente e  $K_a=1.5 \times 10^{-5}$  (mol/l) tem-se a eq. (8):

$$S_2 \approx [S^-] \quad (7)$$

- Alcalinidade (Z)

A alcalinidade total é definida pela soma de bicarbonato e o acetato conforme a equação (9 e 10):

$$Z = B + [S^-] \quad (8)$$

Considera-se o mesmo pH mencionado:

$$Z \approx B + S_2 \quad (9)$$

- Gases

Assume-se que o fluxo de gases é composto por  $CH_4$  e  $CO_2$ . Em geral é possível assumir que todo o metano que é produzido a partir da digestão está presente no gás de saída, sempre e quando a concentração de substrato seja média ou alta na alimentação. Em contrapartida, com efluentes diluídos, a quantidade de metano solúvel é a mesma, mas referente ao total gerado pode corresponder a uma porcentagem de 10 a 30 %. É possível considerar este efeito, introduzindo o fator ( $\eta$ ) que corresponde a fração de metano total produzido que se encontra na fase gás. Como equação geral é a taxa de fluxo de metano da reação de metanogênese ( $q_M$ ) é dado pela equação (11):

$$q_M = k_6 \mu_2 X_2 \quad (10)$$



Para o fluxo de saída de  $CO_2$  ( $q_c$ ) deve-se considerar a quantidade de  $CO_2$  contido no carbono inorgânico total, o coeficiente de transferência líquido-gás ( $k_L a$ ), a concentração, a constante e Henry's ( $K_H$ ), a pressão parcial ( $P_C$ ) e a pressão total ( $P_T$ ). Assim temos as equações (12 e 13):

$$q_c = k_L a (CO_2 - K_H P_c) \quad (11)$$

Onde:

$$P_c = \frac{\phi - \sqrt{\phi^2 - 4K_H P_T CO_2}}{2K_H} \quad (12)$$

Combinado a equação 12 e 13 temos as equações (14 e 15):

$$q_c = k_L a \left( CO_2 - K_H \left( \frac{\phi - \sqrt{\phi^2 - 4K_H P_T CO_2}}{2K_H} \right) \right) \quad (13)$$

Onde:

$$\phi = CO_2 + K_H P_T + \frac{q_M}{k_L a} \quad (14)$$

Combinando as equações (4.3) e (4.10) temos a equação (4.16):

$$CO_2 = C + S_2 - Z \quad (15)$$

Substituindo a eq. (16) em (14) temos a equação (4.17):

$$q_c = k_L a \left( C + S_2 - Z - K_H \left( \frac{\phi - \sqrt{\phi^2 - 4K_H P_T (C + S_2 - Z)}}{2K_H} \right) \right) \quad (16)$$

## Modelos Cinéticos

- Acidogênese

Nesta etapa os substratos simples são consumidos produzindo biomassa e AGVs. A velocidade de reação corresponde ao produto da velocidade específica de crescimento e da concentração de biomassa acidogênica. A velocidade específica de crescimento é do tipo Monod como mostra a equação (18):

$$\mu_1(S_1) = \mu_{1\max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}} \quad (17)$$

Como a velocidade de reação ( $r_1$ ) apresentada na eq. (19) é:

$$r_1 = \mu_1 X_1 \quad (18)$$

Substituindo a equação (19) em (18) temos a equação (20):

$$r_1 = \mu_1 \cdot X_1 = \left( \mu_{1M} \cdot \frac{S_1}{K_{1A} + S_1} \right) \cdot X_1 \quad (19)$$

- Metanogênese

O crescimento das bactérias metanogênicas é inibido pela acumulação de AGVs. A cinética de crescimento considerada é do tipo Haldane que inclui a inibição por substrato conforme a equação (21).

$$\mu_2(S_2) = \mu_{2\max} \cdot \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{I2}}} \quad (20)$$

Como a velocidade de reação ( $r_2$ ) é dada pela eq. (22):

$$r_2 = \mu_2 X_2 \quad (21)$$

Substituindo a equação (4.22) em (4.21) temos a equação (4.23):

$$r_2 = \mu_2 \cdot X_2 = \left( \mu_{2\max} \cdot \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{I2}}} \right) \cdot X_2 \quad (22)$$

## BALANÇO DE MASSA

Descritas as reações envolvidas no processo e as expressões para as distintas velocidades de reação, deve-se fazer o balanço de massa.

Considera-se o vetor  $\xi$  como as variáveis do modelo ( $X_1, X_2, Z, S_1, S_2, C$ ) e  $\alpha$  as razão de proporção de bactérias metanogênicas e acetogênicas. Das reações (1), (2), (3) e (4) obtemos o balanço de massa (equações 24 a 35) a:

$$\frac{dX_1}{dt} = [\mu_1(\xi) - \alpha D] X_1 \quad (23)$$

$$\frac{dX_2}{dt} = [\mu_2(\xi) - \alpha D] X_2 \quad (24)$$

$$\frac{dZ}{dt} = D(Z_{in} - Z) \quad (25)$$

$$\frac{dS_1}{dt} = D(S_{1in} - S_1) - k_1 \mu_1(\xi) X_1 \quad (26)$$

$$\frac{dS_2}{dt} = D(S_{2in} - S_2) - k_2 \mu_1(\xi) X_1 - k_3 \mu_2(\xi) X_2 \quad (27)$$

$$\frac{dC}{dt} = D(C_{in} - C) - q_c(\xi) + k_4 \mu_1(\xi) X_1 - k_5 \mu_2(\xi) X_2 \quad (28)$$

com:

$$q_c(\xi) = k_L a (C + S_2 - Z - K_H) P_C(\xi) \quad (29)$$

onde :

$$P_c(\xi) = \frac{\phi - \sqrt{\phi^2 - 4K_H P_T (C - S_2 - Z)}}{2K_H} \quad (30)$$

com:

$$\phi = C + S_2 - Z + K_H P_T \frac{k_6}{k_{La}} \mu_2(\xi) X_2 \quad (31)$$

As concentrações de saída de Z, S<sub>1</sub>, S<sub>2</sub>, C são respectivamente, Z<sub>in</sub> (mole/l), S<sub>1in</sub> (g DQO/l), S<sub>2in</sub> (mmole/l), C<sub>in</sub> (mmole/l).

Deste modo temos o modelo de equação para o fluxo de metano e para o pH:

$$q_M(\xi) = k_6 \mu_2(\xi) X_2 \quad (32)$$

$$pH(\xi) = -\log_{10} \left( K_b \frac{C - Z + S_2}{Z - S_2} \right) \quad (33)$$

O modelo pode ser escrito de uma maneira geral em forma de matriz:

$$\frac{d\xi}{dt} = Kr(\xi) - D\xi - Q + F \quad (34)$$

onde:

$$\xi = \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ Z \\ S_1 \\ S_2 \\ C \end{bmatrix}, \quad r(\xi) = \begin{bmatrix} \mu_1 & (\xi) & X_1 \\ \mu_2 & (\xi) & X_2 \end{bmatrix}, \quad K = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \\ 0 & 0 \\ -k_1 & 0 \\ k_2 & -k_3 \\ k_4 & k_5 \end{bmatrix}, \quad F = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ DZ_{in} \\ DZ_{1in} \\ DZ_{2in} \\ DC_{in} \end{bmatrix},$$

$$Q = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ q_c(\xi) \end{bmatrix}, \quad D = \begin{bmatrix} \alpha D & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \alpha D & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \alpha D & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \alpha D & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha D & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \alpha D \end{bmatrix}$$

Segundo os autores BERNARD et al., 2001, a equação (35) é a base do modelo para monitoramento e controle para o processo de digestão anaeróbia. A partir deste modelo descrito, foi desenvolvido um modelo simples baseado nas equações do balanço de massa (equações 24, 25, 27, 28 e 33) considerando os principais parâmetros contidos no efluente.

## Implementação do Modelo em Matlab

Para a simulação do modelo desenvolvido, se utilizou MATLAB 7.0 para a resolução dos sistemas de equações diferenciais. MATLAB é o nome abreviado de “Matriz Laboratory”. É um programa para realizar cálculos numéricos com vetores e matrizes e é uma das aplicações mais úteis que existem para solucionar métodos numéricos em distintas aplicações de engenharia.

Como foi mencionado anteriormente o modelo utilizado foi baseado também no modelo de BERNARD, et al., 2001.

A implementação deste modelo no MATLAB é apresentada abaixo a partir dos valores das variáveis do modelo, as condições iniciais de entrada do reator e as equações diferenciais dos balanços de massa.

O modelo é fundamentado no balanço de massa de um reator CSTR, conforme descrito a seguir:

**Acumulação = Entrada – Saída – Consumo + Produto**

-Balanço de substrato

$$\frac{dS_A}{dt} = D(S_{A0} - S_A) - k_h \cdot S_A \quad (35)$$

Onde:

D – Fator de diluição (F/V) (h-1);

SA0 – Concentração de amido inicial (g/L);

SA – Concentração de amido final (g/L);

Kh – constante de hidrólise (h-1);

$$\frac{dS_1}{dt} = D \cdot (S_{10} - S_1) - \left( \frac{Vm_1 \cdot S_1}{K_{S_1} + S_1} \right) + k_h \cdot S_A \quad (36)$$

Onde:

S10 – Concentração de glicose inicial (g/L);

S1 - Concentração de glucose final (g/L);

Vm1 – Velocidade máxima de acidogênese (g/Lh);

KS1 – Constante de saturação acidogênese (g/L);

$$\frac{dS_2}{dt} = D \cdot (S_{20} - S_2) - \left( \frac{Vm_2 \cdot S_2}{K_{S_2} + S_2 + \frac{S_2^2}{K_I}} \right) + \left( \frac{Vm_1 \cdot S_1}{K_{S_1} + S_1} \right) \cdot Y_{S_2/S_1} \quad (37)$$

Onde:

S20 – Concentração inicial de ácido acético (g/L);

S2 – Concentração final de ácido acético (g/L);

Vm2 – Velocidade máxima de metanogênese (g/Lh);

KS2 – Constante de saturação de metanogênese (g/L);

KI – Constante de Inibição (g/L).

- Balanço de Biomassa

$$\frac{dX_1}{dt} = D(X_{10} - X_1) + \left( \frac{Vm_1 \cdot S_1}{K_{S_1} + S_1} \right) \cdot Y_{X_1/S_1} \quad (38)$$

Onde:

X10 – Concentração inicial de biomassa acidogênica (g/L);

X1 – Concentração final de biomassa acidogênica (g/L);

YX1/S1 – Rendimento para o consumo de biomassa acidogênese (adimensional);

$$\frac{dX_1}{dt} = D(X_{20} - X_2) + \left( \frac{Vm_2 \cdot S_2}{K_{S_2} + S_2 + \frac{S_2^2}{K_I}} \right) * Y_{X_2/S_2} \quad (39)$$

Onde:

X20 – Concentração inicial de biomassa metanogênica (g/L);

X2 – Concentração final de biomassa metanogênica (g/L);

YX2/S2 – Rendimento para o consumo de biomassa metanogênica (adimensional);

- Balanço de Metano

$$\frac{dCH_4}{dt} = D \cdot (CH_{4i} - CH_{4f}) + \left( \frac{Vm_2 \cdot S_2}{K_{S_2} + S_2 + \frac{S_2^2}{K_I}} \right) * Y_{CH_4/S_2} \quad (40)$$

Onde:

CH<sub>4i</sub> – Concentração inicial de metano (g/L);

CH<sub>4f</sub> – Concentração final de metano (g/L);

Y<sub>CH<sub>4</sub>/S<sub>2</sub></sub> – Rendimento para produção de metano (adimensional);

Os parâmetros cinéticos foram estimados a partir de referências bibliográficas.

Os parâmetros mencionados são:

Kh – constante de hidrólise (h<sup>-1</sup>);

Vm<sub>1</sub> – Velocidade máxima de acidogênese (g/Lh);

KS<sub>1</sub> – Constante de saturação acidogênese (g/L);

Vm<sub>2</sub> – Velocidade máxima de metanogênese (g/Lh);

KS<sub>2</sub> – Constante de saturação de metanogênese (g/L);

KI – Constante de Inibição (g/L).

Y<sub>X1/S1</sub> – Rendimento para o consumo de biomassa acidogênese (adimensional);



$Y_{X2/S2}$  – Rendimento para o consumo de biomassa metanogênica (adimensional);

$Y_{CH4/S2}$  – Rendimento para produção de metano (adimensional);

As condições iniciais são as seguintes:

$SA_0$  – Concentração de amido inicial (g/L);

$S_{10}$  – Concentração de glucose inicial (g/L);

$S_{20}$  – Concentração inicial de ácido acético (g/L);

$X_{10}$  – Concentração inicial de biomassa acidogênica (g/L);

$X_{20}$  – Concentração inicial de biomassa metanogênica (g/L);

$CH_{4i}$  – Concentração inicial de metano (g/L);

### **Valores de parâmetros operacionais, cinéticos e condições iniciais.**

A Tabela A.2.1 mostra alguns dos valores encontrados na literatura para os parâmetros cinéticos do modelo, a Tabela A.2.2 apresenta o valores das condições iniciais do sistema.

Tabela A.2.1: Valores de parâmetros cinéticos encontrados na literatura.

Parâmetros operacionais				
Nome	Descrição	Unidade	Valor	Referência
KS1	Constante de saturação associada a S1	g/L kg DQO/m <sup>3</sup>	7.1 0.050 <sup>CH</sup> 0.2 <sup>CH</sup> 0.050 <sup>aa</sup> 0.2 <sup>aa</sup> 1.0 <sup>LCFA</sup> 2.0 <sup>LCFA</sup> 0.020 <sup>PP</sup> 0.150 <sup>PP</sup>	Bernard et al., 2001 ADM1, 2002
KS2	Constante de saturação associada a S2	g/L kgDQO/m <sup>3</sup>	9.28 0.930 <sup>AC</sup> 0.011 <sup>AC</sup> 0.213 <sup>AC</sup> 0.040 <sup>AC</sup> 0.300 <sup>AC</sup>	Bernard et al., 2001  ADM1, 2002
Vm1	Velocidade máxima de crescimento bactérias de acidogênicas	g/Lh	1.2 4.0 <sup>aa</sup> 16.0 <sup>aa</sup> 0.55 <sup>LCFA</sup> 1.65 <sup>LCFA</sup> 0.55 <sup>PP</sup> 1.65 <sup>PP</sup>	Bernard et al., 2001. ADM1, 2002
Y	Fator estequiométrico glucose a acético.	%	0-1	ADM1, 2002
Y1	Rendimento para o consumo de glucose	%	0-1	ADM1, 2002
Y2	Rendimento para o consumo de acético	%	0-2	ADM1, 2002
Vm2	Velocidade máxima de crescimento bactérias de metanogênicas	g/Lh	0.75 0.14 1.406 <sup>AC</sup> 0.047 <sup>AC</sup> 0.298 <sup>AC</sup> 0.33 <sup>AC</sup> 1.30 <sup>AC</sup>	Bernard et al., 2001  ADM1, 2002
K	Constante de hidrólise;	(h-1)	0,40- 1,0	ADM1, 2002
KI –	Constante de Inibição	g/L	256 1.5 <sup>LCFA</sup> 1.5 <sup>PP</sup>	Bernard et al., 2001 ADM1, 2002

<sup>AC</sup>: Acido acético / <sup>LI</sup>: Lipídeos / <sup>HC</sup>: carboidratos/ <sup>PP</sup>: Propionato / <sup>aa</sup>: Aminoácidos / <sup>LCFA</sup>: ácidos graxos de cadeia longa / <sup>PR</sup>: Proteínas.

Tabela A.2.2: Valores das condições iniciais do sistema.

<b>Parâmetros Condições Iniciais</b>			
<b>Nome</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>	<b>Valor</b>
SA0	Concentração de amido afluyente	g/L	0.5
S10	Concentração de glucose afluyente	g/L	0
X10	Concentração de Bactérias Acidogênicas	g/L	0
X20	Concentração de Bactérias Metanogênicas	g/L	0
S20	Concentração de acético afluyente	g/L	0
CH4i	Concentração de Metano	g/L	0
T	Temperatura	K	310

A seguir é apresentada a as folhas de trabalho da implementação do modelo de digestão anaeróbia no MALAB.

**ADM (Folha de trabalho 1)**

```
function dx_dt=ADM(t,x)
```

```
dx_dt=zeros(6,1);
```

```
V=4;           %volume do reator (L)
```

```
TRH=504;      %Tempo de Retenção Hidráulica (horas) 21 dias
```

```
Y=2;          %Factor estequiométrico glucosa a acético (Batstone, 2002)
```

```
Y1=2;         %Rendimento para el consumo de glucosa (Batstone, 2002)
```

```
Y2=1;         %Rendimento para el consumo de acético (ADM01)
```

```
kh=0.42;      %Constante de hidrólise (ADM01) (h-1) (BATSTONE, 2002)
```

```
KS1=0.299;    %Constante de saturação acidogênese (ADM01) (g/L)
```

```
KS2=0.457;    %Constante de saturação metanogênese(ADM01)(g/L)
```

```
Vm1=1.5;      %Velocidade máxima de crescimento bactérias acidogênicas  
(ADM01) (g/Lh)
```

```
Vm2=1.3;      %Velocidade máxima de crescimento bactérias metanogênicas  
(ADM01) (g/Lh)
```

```
KI=1.499;     %Constante de Inibição (BATSTONE, 2002) (g/L).
```

```
%Condições iniciais
```

```
SA0=0.5;      %Concentração de amido afluyente (g/L)
```

```
S10=0;        %Concentração de glucose afluyente (g/L)
```

```
S20=0;        %Concentração de acético afluyente (g/L)
```

```
X10=0;        %Concentração Bactéria Acidogênicas (g/L)
```

$X_{20}=0$ , %Concentração Bactéria Metanogênicas(g/L)

$CH_{4i}=0$ ; %Concentração de Metano (g/L)

$F=V/TRH$ ; % Fluxo (L/h)

$T=310$ ; %37°C

$D=F/V$ ; %Fator de diluição

%Equações diferenciais

$dx\_dt(1)=D*(SA_0-x(1))-(kh*x(1))$ ;

%variação de amido ( $SA=x_1$ )

$dx\_dt(2)=D*(S_{10}-x(2))-(V_{m1}*((x(2))/(K_{S1}+x(2))))+(kh*x(1))$ ;

%variação de glucose ( $S_1=x_2$ )

$dx\_dt(3)=D*(S_{20}-x(3))-$   
 $(V_{m2}*((x(3))/(K_{S2}+x(3)+(x(3))^2/K_I)))+(V_{m1}*((x(2))/(K_{S1}+x(2))))*Y$ ;

%variação de ácido acético ( $S_2=x_3$ )

$dx\_dt(4)=D*(X_{10}-x(4))+((V_{m1}*((x(2))/(K_{S1}+x(2))))*Y_1$ );

%variação de bactérias acidogênicas ( $X_1=x_4$ )

$dx\_dt(5)=D*(X_{20}-x(5))+((V_{m2}*((x(3))/(K_{S2}+x(3)+(x(3))^2/K_I)))*Y_2$ ;

%variação de bactérias metanogênicas ( $X_1=x_5$ )

$dx\_dt(6)=D*(CH_{4i}-x(6))+((V_{m2}*(x(3))/(K_{S2}+x(3)+(x(3))^2/K_I))*Y_2$ ;

%variação metano ( $CH_4=X_6$ )

## Modelo karina

```
[t D]=ode23s(@ADMT,[0 1500],[0.145;0.06;0.11;0.02;0.15;0.517])
```

```
subplot(4,2,1),plot(t,D),xlabel('Tempo, dias'),ylabel('Concentração, g/L');
```

```
subplot(4,2,2),plot(t,D(:,1),'b'),xlabel('tempo, horas'),ylabel('amido, g/l');
```

```
subplot(4,2,3),plot(t,D(:,2),'g'),xlabel('tempo, horas'),ylabel('glucose, g/L');
```

```
subplot(4,2,4),plot(t,D(:,6),'r'),xlabel('tempo, horas'),ylabel('acético, g/L');
```

```
subplot(4,2,5),plot(t,D(:,4),'c'),xlabel('tempo, horas'),ylabel('bac. acidogenicas,  
g/L');
```

```
subplot(4,2,6),plot(t,D(:,5),'y'),xlabel('tempo, horas'),ylabel('bac. metanogenicas,  
g/L');
```

```
subplot(4,2,7),plot(t,D(:,6),'b'),xlabel('tempo, horas'),ylabel('metano, g/L');
```

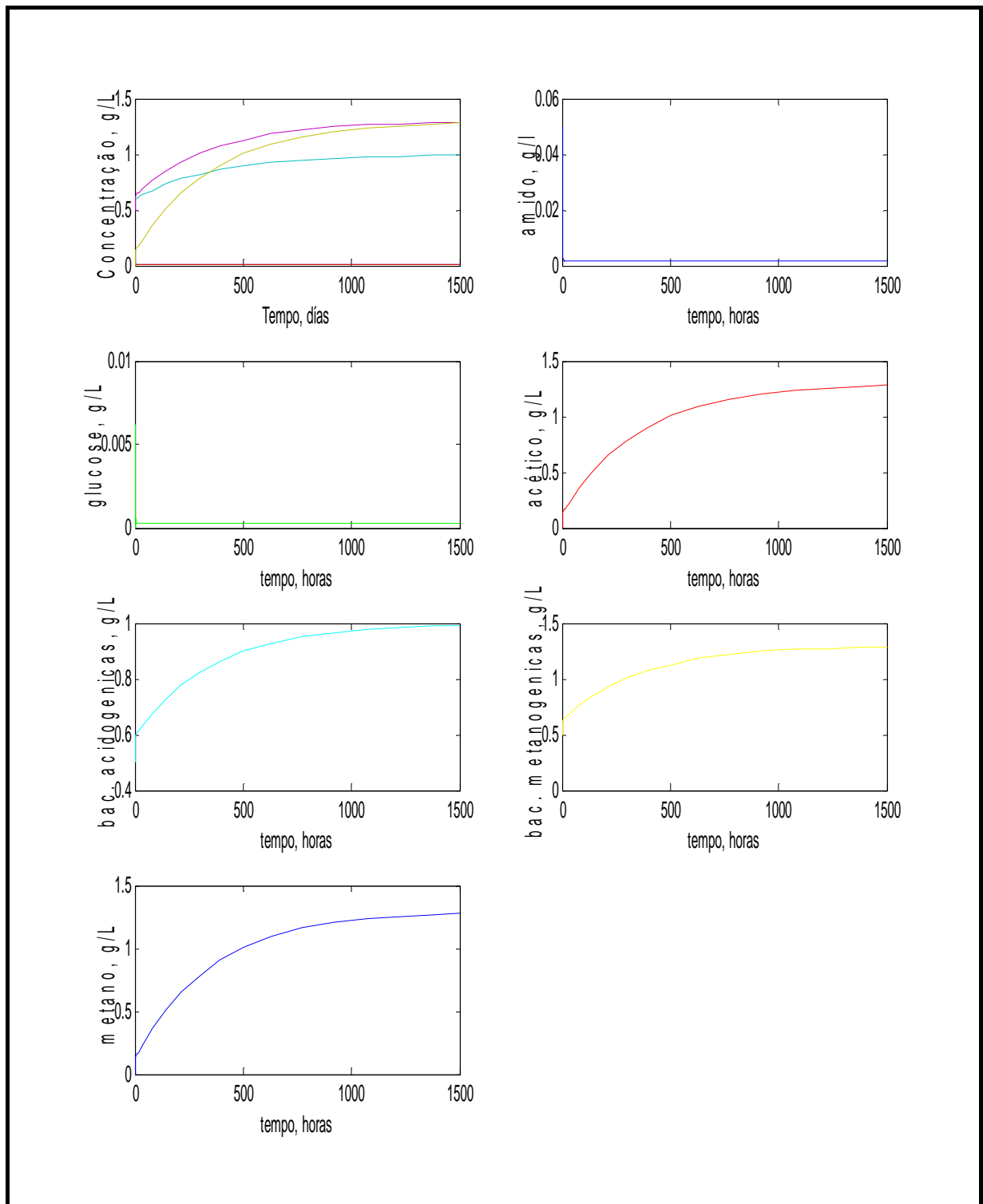


Figura A.1: Resultados do modelo implementado.

A partir desta simulação pode-se fazer a comparação com os dados obtidos experimentalmente, conforme mostram as figuras a seguir. O fator de conversão de DQO em metano ficou em torno de 0,50 kg DQO/m<sup>3</sup> de metano produzido. As planilhas com os dados das análises obtidas durante o experimento são apresentadas no final deste anexo 2.

Este desempenho também é mostrado na Figura A2. 2 onde se observa o aumento da carga orgânica no reator. Este aumento da carga orgânica do reator foi necessário para se tentar estabilizar o tempo de retenção hidráulico (TRH) que variou bastante durante o período inicial de funcionamento. O tempo de retenção hidráulico é dado como o volume do reator (L) dividido pelo fluxo de entrada do efluente no reator em L/dia, sendo o TRH expresso em dias ou horas. O valor médio do TRH no reator foi de 20,49 dias sendo que os dados de maiores variações foram descartados, como em todos os outros parâmetros. A variação do tempo de retenção hidráulico é apresentada na Figura A2. 3.

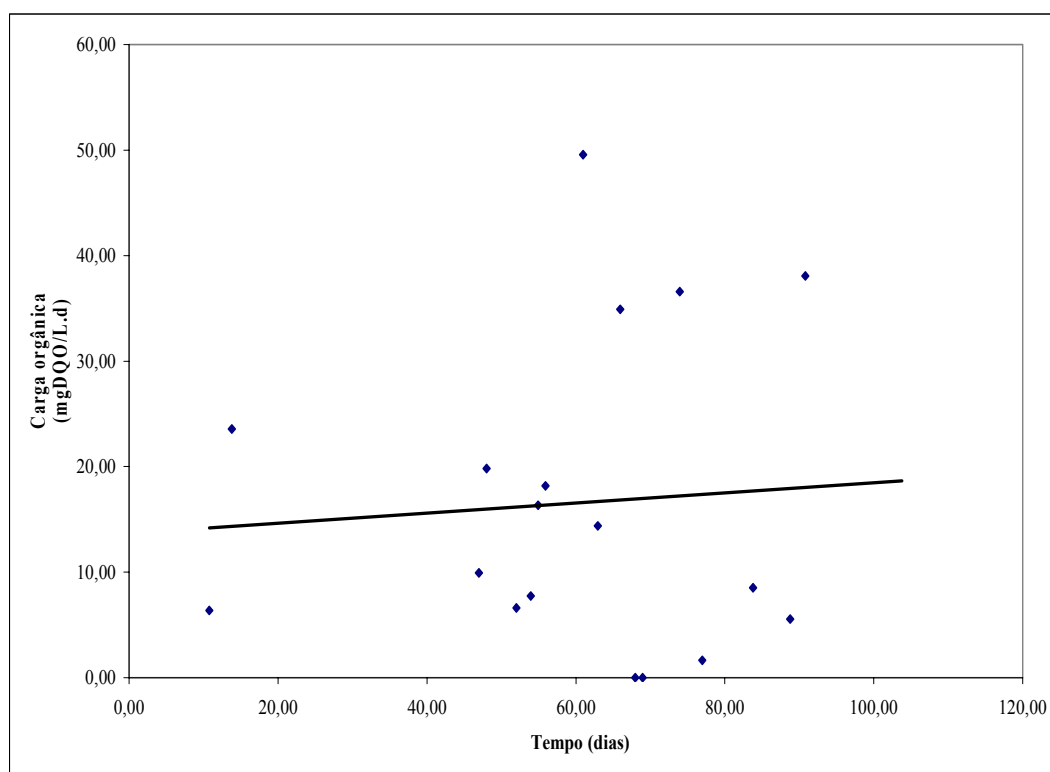


Figura A2. 2: Variação da carga orgânica observada no reator.



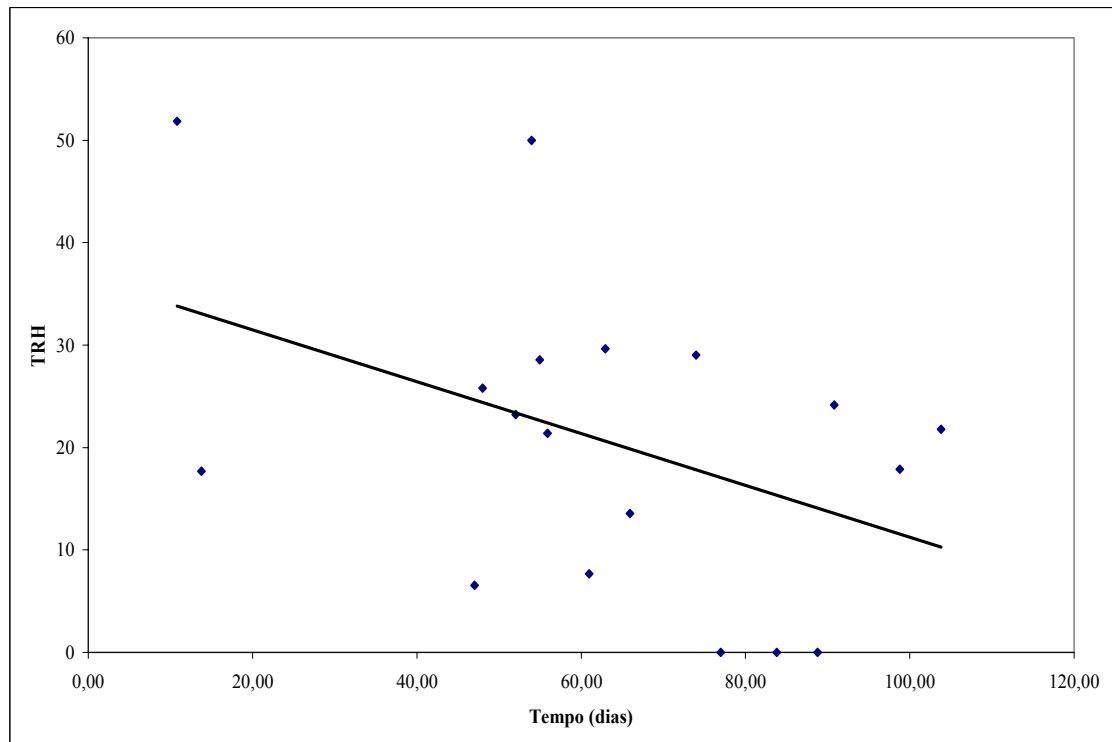


Figura A2. 3: Variação do tempo de retenção hidráulico observado no reator.

Na Figura A2. 4 é apresentada a porcentagem de remoção de matéria orgânica no reator. Nota-se que há uma tendência de aumento de remoção ao longo do tempo até sua estabilização. O aumento da taxa de remoção mostrou que após 60 dias de operação o reator o reator começou a funcionar melhor e ficou com um valor em torno de 70% de eficiência, sendo este um valor bastante favorável para reatores anaeróbios que segundo NOYOLA, 1993 apud RIZZO et al., 2004, este tipo de reator pode ter uma eficiência média de remoção de DBO de 80 %.

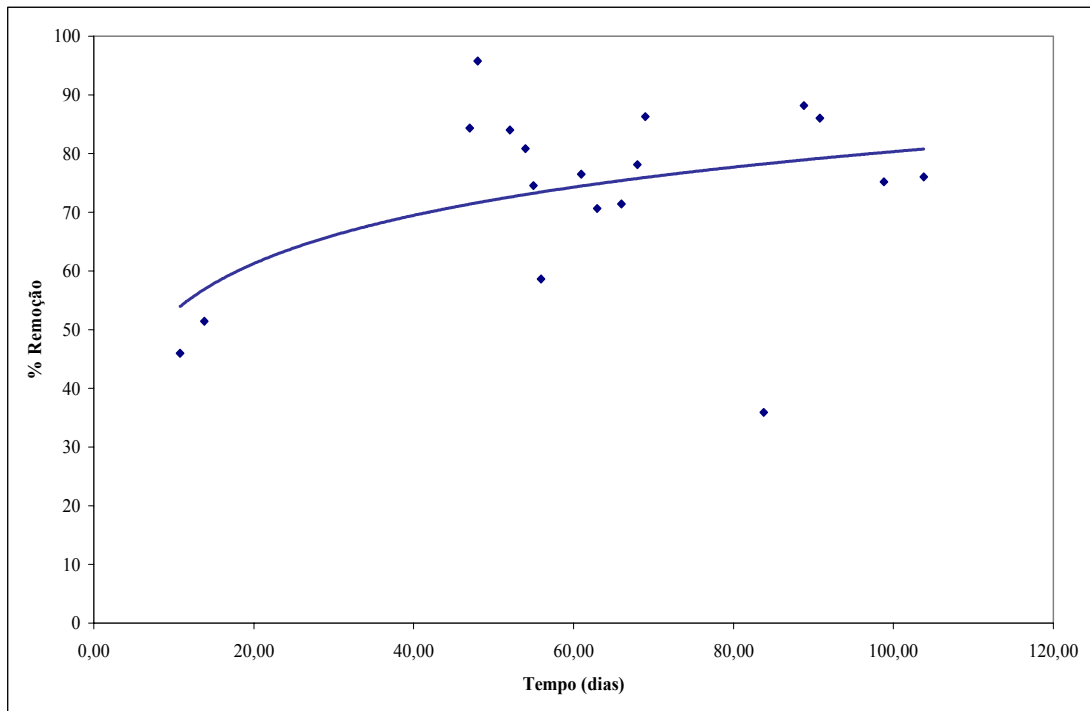


Figura A2. 4: Variação da porcentagem de remoção de DBO no reator.

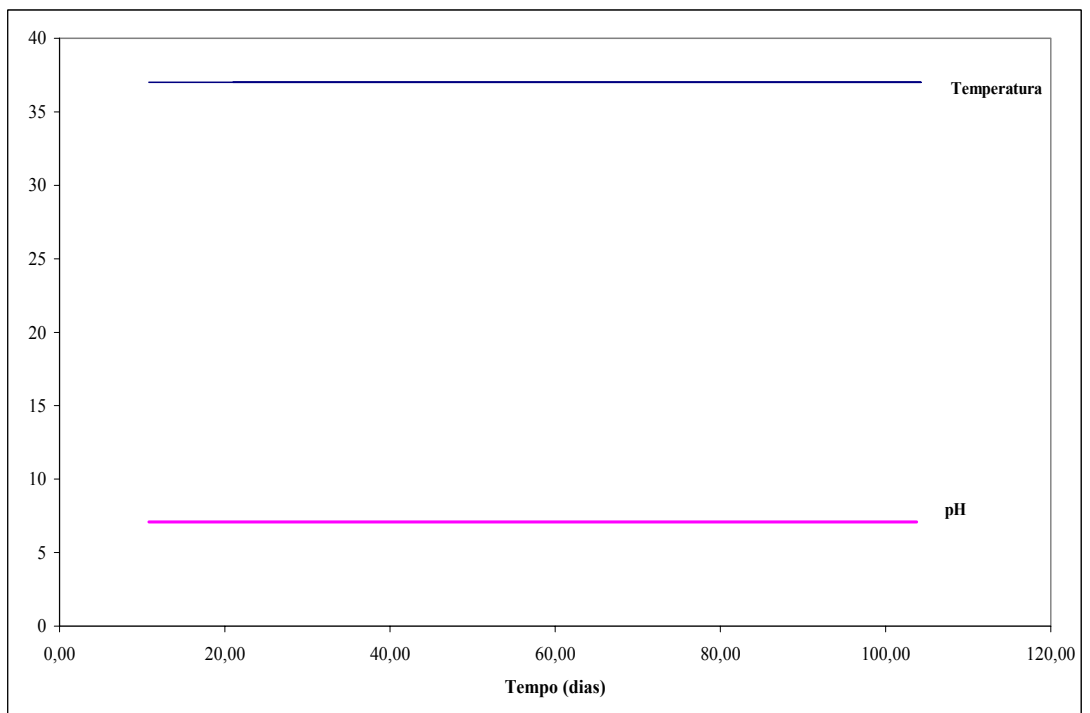


Figura A2. 5: Dados da temperatura e do pH no reator ao longo do tempo.

A Figura A2. 5 acima apresenta os dados de temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ) e pH no reator durante a realização do experimento. Observa-se que não houve variação destes dois parâmetros.

A Figura A2. 6 mostra a variação da concentração de glucose no reator. Assim como na simulação não há variação da glucose ao longo do tempo. A concentração de entrada é consumida pelo processo de digestão anaeróbia quase totalmente, sendo reduzidas a valores próximos de zero. Desta forma os dados medidos experimentalmente são bastante favoráveis com o modelo simulado.

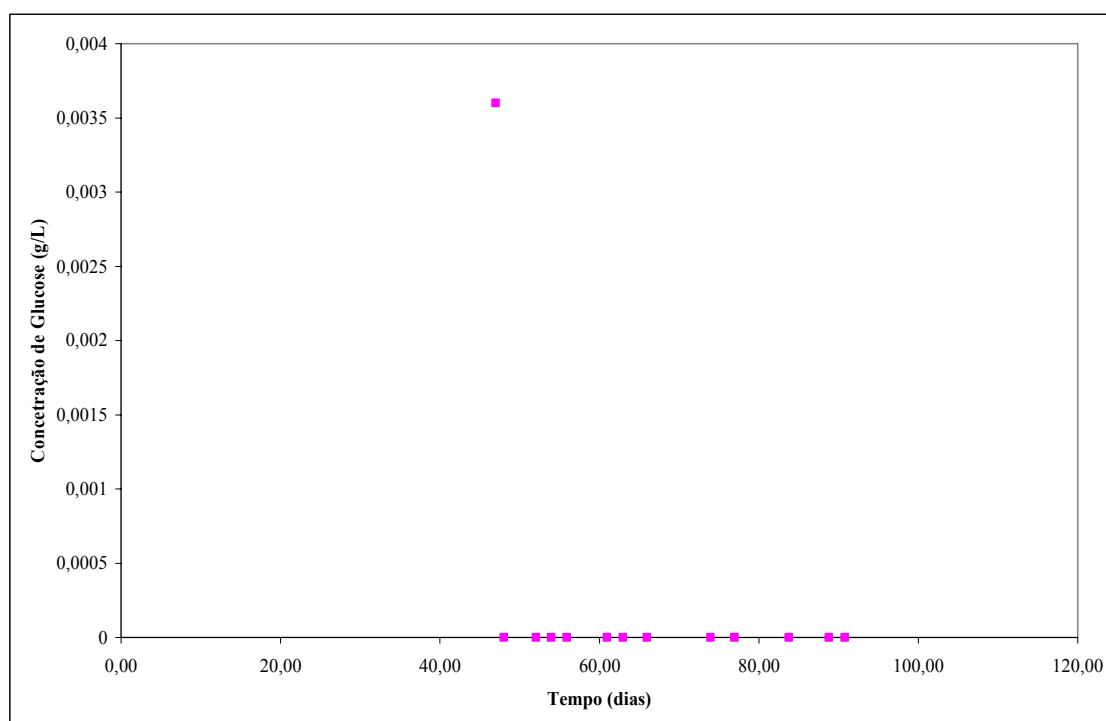


Figura A2. 6: Dados experimentais de concentração de glucose no reator.

O mesmo ocorre com a concentração de amido como mostra a Figura A2. 7. A concentração de entrada no reator é aumentada, devido ao aumento da carga orgânica no reator como foi mencionado anteriormente. Mas logo que se inicia o metabolismo bacteriano no reator o amido é consumido até valores próximos de zero, conforme medido experimentalmente, validando os resultados simulados no modelo.

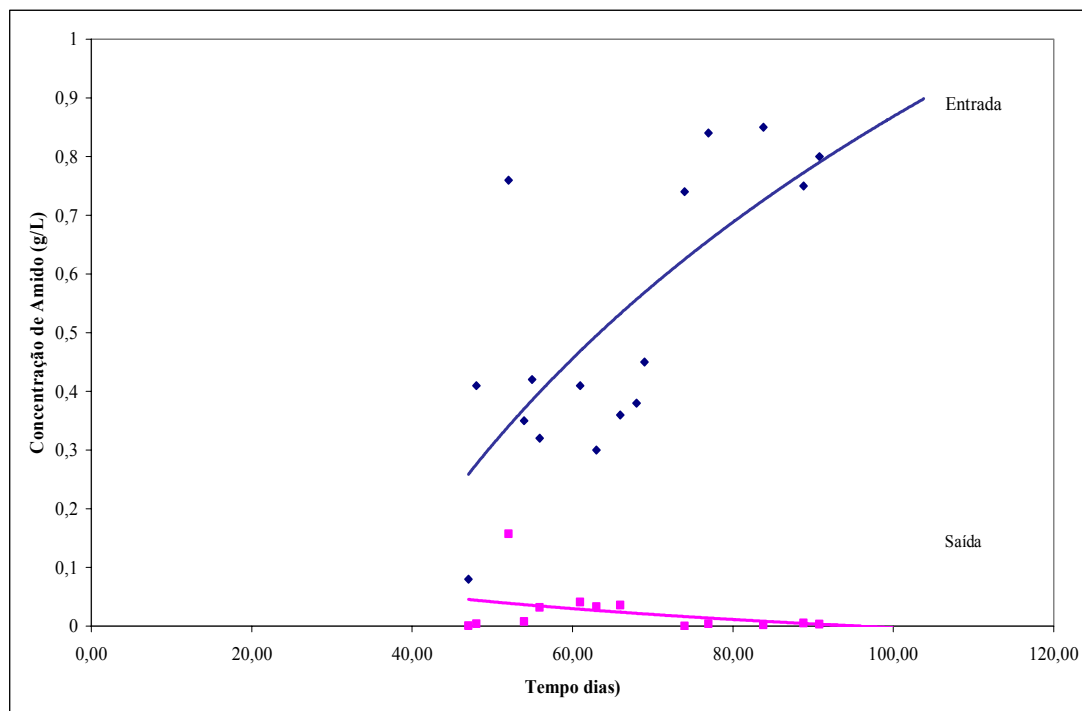


Figura A2. 7: Variação da concentração de amido na entrada e saída do reator.

## DADOS COLETADOS EXPERIMENTALMENTE

Tabela A.2.1: Dados coletados.

	Tempo				Entrada			
	día	mes	hora	tempo (d)	Amido (g/L)	glucose (g/L)	AGV	DQO (mg O2/L)
Lote	quinta	22/mar	13:00		0,42	0	0	
continuo	sexta	23/mar	17:00	0,00				
	quarta	3/abr	12:00	10,79				779,22
	Sabado	6/abr	12:00	13,79				1090,91
		9/mai	17:00	47,00				331,03
		10/mai	17:00	48,00				417,4
		14/mai	17:40	52,03	0,08	0,258		64,86
		16/mai	16:10	53,97	0,41	0		511,27
		17/mai	16:00	54,96	0,76	0		153,04
		18/mai	15:00	55,92	0,35	0		386,67
		23/mai	15:50	60,95	0,42	0		466,28
		25/mai	16:00	62,96	0,32	0		389,19
		28/mai	16:00	65,96	0,41	0		380,740
		30/mai	16:00	67,96	0,30	0,00		426,67
		31/mai	16:00	68,96	0,36	0		473,24
		5/jun	16:00	73,96	0,38	0		
		8/jun	16:00	76,96	0,45	0		
		<b>15/jun</b>	<b>12:00</b>	<b>83,79</b>	<b>0,74</b>	<b>0</b>		<b>1062</b>
		20/jun	12:00	88,79	0,84	0		896,470
		22/jun	12:00	90,79	0,85	0		860,350
		30/jun	12:00	98,79	0,75	0		1010,300
		5/jul	12:00:00	103,79	0,80	0,00		920,300

Tabela A.2.2: Dados coletados (continuação)

Saída					
Amido (g/L)	glucose (g/L)	AGV	DQO soluvel (mg O2/L)	DQO total (mg O2/L)	Biomassa (g/L)
0	0	0	0	0	0
			420,78	5649,35	0,5
			529,87	3896,1	0,6
			51,85	1586,2	0,7
			17,7	347,8	0,71
0,00039	0,0036		10,38	2270,27	0,72
0,004	0	0,048	97,9	1903,68	0,74
0,157	0	0,035	38,96	347,82	0,72
0,008	0	0,036	160	666,67	0,79
		0,04	109,71	1508,57	0,72
0,032	0	0,035	114,16	972,97	0,8
0,041	0	0,05	108,78	203,96	0,61
0,033	0	0,052	93,33	1500	0,7
0,036	0	0,041	64,9	2163,38	
<b>0,000</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>680,6</b>	<b>685</b>	<b>0,72</b>
0,004	0	0,04	105,88	794,11	0,8
0,002	0	0,055	120,35	150,32	0,7
0,005	0	0,057	250,35	300,21	0,8
0,003	0	0,055	220,3	235,3	0,86

Tabela A.2.3: Dados coletados (continuação)

Parámetros					
TRH (d)	Caudal (L/d)	VCO (mg DQO/L d)	% remoción	alfa	
0	0	0	0	0	0
			46	0,25	
			51	0,24	
51,85	0,077	6,38	84	0,22	
17,7	0,226	23,58	96	0,28	
6,53	0,613	9,93	84	0,28	
25,81	0,155	19,81	81	0,33	
23,23	0,172	6,59	75	0,23	
50	0,080	7,73	59	0,33	
28,57	0,140	16,32	76		
21,39	0,187	18,19	71	0,27	
7,68	0,521	49,58	71	0,28	
29,63	0,135	14,40	78	0,2	
13,56	0,295	34,90	86	0,24	
		0,00			
		0,00			
29,02	0,14	36,59	36		
0,00	0,01	1,65	88		
0,00	0,04	8,52	86		
0,00	0,02	5,55	75		
24,17	0,17	38,08	76		