

Universidade de São Paulo
Programa Interunidades em Energia
Instituto de Eletrotécnica e Energia - Instituto de Física -
Escola Politécnica - Faculdade de Economia e Administração

Reinaldo Alves Almança

Avaliação do uso da vinhaça da cana-de-açúcar na geração de
energia elétrica (Estudo de caso)

Dissertação apresentada ao Programa
Interunidades de Pós-Graduação
em Energia da Universidade de São
Paulo, para obtenção do título de
Mestre em Energia

orientador: Prof. Ph.D. Roberto Y. Hukai

620.92:621.31

A445a

D-PIPGE/USP

Prof. Fonseca Felles



PERSONAS
DEBILITADAS

HOERA -
EUN -

DEDALUS - Acervo - IEE



30400001949

Universidade de São Paulo
Programa Interunidades em Energia
IEE - IF - EPUSP - FEA

Dissertação de Mestrado

Avaliação do uso da vinhaça da cana-de-açúcar na geração de
energia elétrica (Estudo de caso)

Reinaldo Alves Almança

orientador: Prof. Ph.D. Roberto Y. Hukai

São Paulo
1994

Dedicatória

As minhas filhas
Renata e Juliana

Agradecimentos

Embora este trabalho tenha sido realizado graças ao apoio recebido direta e indiretamente de pessoas e entidades consultadas, gostaria de deixar registrado o nome daqueles que tiveram uma participação destacada e, desta forma expressar minha profunda gratidão.

Ao meu orientador, prof. Roberto Y. Hukai;

A colega do IPT, Yukie Hirata;

Aos colegas do IEE, Suani T. Coelho e Gilberto Yeno;

Aos companheiros da CESP, Edmundo N. Kaneko, Reynaldo L. Quinto e Roberto T. Fessine;

Aos engs. Antonio Curioni da Eniplan e Zung Che Chu da Cotema;

As seguintes instituições: AIAA, Cesp, Cetesb, Codistil, Copersucar, Dedini, IEE e IPT.

Um agradecimento especial a Paulo Roberto de Lamo, da Codistil, cuja colaboração foi fundamental para a execução deste estudo.

Por fim, a minha esposa Marisa pela digitação, correção ortográfica, apoio e compreensão ao longo desta jornada.

Resumo

A vinhaça da cana-de-açúcar constitui-se no principal resíduo líquido gerado pelo setor sucro-alcooleiro e, face aos enormes volumes produzidos, os problemas decorrentes de seu armazenamento e disposição final passaram a constituir nos últimos tempos num grande desafio a técnicos envolvidos com essa questão.

Este estudo tem por objetivo apresentar uma alternativa de aproveitamento desse resíduo, àquelas tradicionalmente conhecidas no meio alcooleiro, por intermédio do tratamento e transformação da vinhaça em biogás e sua utilização na geração de eletricidade.

Para tanto, adotou-se a tecnologia de digestão anaeróbia de alta eficiência através de digestores de fluxo ascendente para a produção de biogás e, uma vez purificado, o aproveitamento desse gás em motores e turbinas adequadas a esse tipo de combustível, conforme a literatura consultada.

No sentido de avaliar a viabilidade prática deste trabalho, optou-se pela elaboração de um estudo de caso, no qual foi dimensionada uma destilaria hipotética de cerca de 150.000 litros de álcool/dia, gerando um volume de cerca de 1.800.000 litros de vinhaça/dia.

Por meio desta simulação, foram analisados os aspectos técnicos e econômicos envolvidos, possibilitando assim, uma apreciação crítica e realista do estudo proposto.

Abstract

The vinasse of sugar-cane represents the main liquid residue produced by the sugar-alcohol sector and, in view of the enormous volumes produced, the problems related to its storage and final disposal came to pose a great challenge to the technical people involved in this matter these last few years.

This study aims to present an alternative for the exploitation of this residue, to those traditionally employed in the alcohol production industry, based on the treatment and transformation of vinasse to biogas, and its subsequent utilization in electric generation.

In this context the technology of high efficiency anaerobic digestion using up-flow anaerobic digestors for biogas production was adapted. Once purified, the biogas produced can be utilized in engines and turbines specially adapted for this fuel, as evinced in the literature consulted.

With a view to evaluate the practical feasibility of this work, the elaboration of a case study was selected, in which a hypothetical distillery with a capacity of about 150.000 litres of alcohol/day, would generate a volume of about 1.800.000 litres of vinasse/day.

By means of this simulation, the technical and economic aspects involved were analyzed, thus making possible a critical and realistic appreciation of the study proposed

Dissertação de Mestrado

Título: Avaliação do uso da vinhaça na geração de energia elétrica
(estudo de caso)

Sumário

Lista de Tabelas
Lista de Figuras
Lista de Quadros

- Resumo -
- Abstract

1. Introdução
 - 1.1. Objetivo
 - 1.2. Resumo do setor sucro-alcooleiro
2. Tecnologia para obtenção de biogás
 - 2.1. Definição e características
 - 2.2. Digestão anaeróbia
 - 2.3. Descrição dos processos de biodigestão
 - 2.3.1. Histórico
 - 2.3.2. Classificação, tipos e aplicações
 - 2.3.3. Digestores rurais
 - 2.3.4. Parâmetros
 - 2.3.5. Modelos
 - 2.3.6. Equivalências
 - 2.4. Descrição do processo escolhido
 - 2.4.1. Digestores industriais
 - 2.4.2. Parâmetros
 - 2.4.3. Digestor tipo fluxo ascendente (UASB)
 - 2.4.4. Esquema básico do processo
 - 2.4.5. Vantagens e desvantagens da biodigestão de vinhaça
 - 2.5. Purificação do biogás
 - 2.5.1. Conceitos
 - 2.5.2. Descrição do processo
3. Tecnologias para geração de energia elétrica
 - 3.1. Considerações
 - 3.2. Descrição conceitual dos ciclos termodinâmicos envolvidos
 - 3.2.1. Ciclo Rankine
 - 3.2.2. Ciclo Brayton
 - 3.2.3. Ciclo Combinado
 - 3.2.4. Motores a gás (ciclo Otto adaptado)
 - 3.3. Alternativas adotadas
4. Estudo de caso
 - 4.1. Dimensionamento de uma destilaria hipotética
 - 4.2. Produção de gás
 - 4.3. Purificação do biogás
 - 4.4. Produção de energia elétrica

- 4.4.1. Utilizando turbina a gás
- 4.4.2. Utilizando motor a gás
- 4.5. Equipamentos envolvidos
- 4.5.1. Sistema de produção de biogás (digestão anaeróbia)
- 4.5.2. Sistema de purificação de biogás
- 4.5.3. Sistema de geração elétrica (turbina a gás)
- 4.5.4. Sistema de geração elétrica (motor a gás)

5. Aspectos econômicos

- 5.1. Premissas adotadas
- 5.2. Análise econômica
 - 5.2.1. Custo de capital
 - 5.2.2. Custo de preparo da matéria prima
 - 5.2.3. Custo de operação e manutenção
 - 5.2.4. Créditos (receita adicional)
 - 5.2.5. Custo total de geração elétrica
- 5.3. Custo do empreendimento
- 5.4. Análise de sensibilidade

6. Conclusões

7. Bibliografia

Lista de Tabelas

Tabela 1:	Produção e consumo de álcool no Brasil (anidro e hidratado)	pág. 9
Tabela 2:	Produção e consumo de açúcar no Brasil	pág. 9
Tabela 3:	Crescimento de culturas no período 76/82	pág. 10
Tabela 4:	Evolução da composição do sistema de produção agrícola no Estado de São Paulo período 1969/70 a 1977/78	pág. 11
Tabela 5:	Evolução da composição do sistema de produção agrícola no Estado de São Paulo período 1977/78 a 1988/89	pág. 12
Tabela 6:	Economia de divisas proporcionadas pelo Proalcool	pág. 19
Tabela 7:	Características da vinhaça resultante de mostos de diferentes origens	pág. 27
Tabela 8:	Produção de biogás a partir de resíduos	pág. 51
Tabela 9:	Produção de dejetos por espécies	pág. 52
Tabela 10:	Equivalência de 1 m ³ de biogás	pág. 52
Tabela 11:	Consumo de biogás	pág. 53
Tabela 12:	Quadro comparativo das características do biogás	pág. 69
Tabela 13:	Comparativo entre alternativas de geração elétrica	pág. 91
Tabela 14:	Características da vinhaça - mosto de caldo	pág. 96
Tabela 15:	Custo de Capital	pág. 109
tabela 16:	Custo de mão-de-obra em produção e purificação de gás	pág. 112
Tabela 17:	Custo de geração com motor a gás	pág. 114
Tabela 18:	Custo de geração com turbina a gás	pág. 114

Lista de Figuras

Figura 1:	Fluxograma simplificado da produção de vinhaça	pág. 25
Figura 2:	Fluxograma do processo de produção de Alcool - destilaria autônoma	pág. 26
Figura 3:	Esquema de digestão anaeróbia	pág. 30
Figura 4:	Tanques de traves e imhoff	pág. 33
Figura 5:	Tipos de digestores anaeróbios	pág. 38
Figura 6:	Digestor modelo indiano	pág. 45
Figura 7:	Digestor modelo chinês	pág. 47
Figura 8:	Digestor modelo canadense	pág. 49
Figura 9:	Digestor tipo UASB	pág. 61
Figura 10:	Esquema básico do processo	pág. 62
Figura 11:	Esquema de purificação do biogás	pág. 70
Figura 12:	Ciclo Rankine	pág. 75
Figura 13:	Ciclo Brayton	pág. 80
Figura 14:	Ciclo combinado	pág. 83
Figura 15:	Stig e Istig	pág. 86
Figura 16:	Motor a gás	pág. 88

Lista de Gráficos

Gráfico 1: Participação de veículos a álcool nas vendas totais de automóveis pág. 18

Gráfico 2: Alcool e derivados de petróleo - custos de produção pág. 21

1. Introdução

1.1. Objetivo

O presente estudo foi desenvolvido com o objetivo de apresentar uma alternativa de geração de eletricidade às aquelas tradicionalmente conhecidas dentro do setor sucro-alcooleiro (queima de bagaço, lenha ou óleo combustível em caldeiras de 21 kgf/cm² de pressão) através do tratamento e aproveitamento de um subproduto (a vinhaça), obtido a partir da produção de açúcar e álcool.

Como veremos mais detalhadamente, o resíduo líquido resultante da separação do etanol do mosto fermentado é chamado de vinhaça da cana-de-açúcar, e é caracterizado como um grande poluidor, principalmente se lançado em corpos d'água, uma vez que se trata de um efluente produzido em larga quantidade (para cada litro de álcool são produzidos de 12 a 14 litros de vinhaça)⁽¹⁾ e, por conter uma elevada Demanda Biológica de Oxigênio - DBO da ordem de 20.000 mg/litro⁽²⁾. Seu armazenamento, disposição final e, eventualmente tratamento, passaram a constituir-se nos últimos tempos num grande desafio a técnicos envolvidos com essa questão.

Dentre as várias alternativas de disposição e aproveitamento que foram e estão sendo estudadas no sentido de se encontrar uma solução técnica e economicamente viável para a vinhaça, destacam-se⁽³⁾:

- . aplicação no solo, para fertilização da cana-de-açúcar;
- . produção de proteínas unicelulares, através da fermentação aeróbia;

- . produção de metano, através de fermentação anaeróbia;
- . secagem, até obtenção de vinhaça na forma de pó para fins fertilizantes, ou de complementação de rações;
- . incineração do concentrado, com produção de cinzas potássicas;
- . utilização do concentrado para fins agrícolas como adubo;
- . tratamentos aeróbios diversos;
- . utilização agrícola do produto "in natura" como adubo, complementado ou não, etc.

Entre esses processos, a aplicação da vinhaça diretamente para fertilização da cana é o mais conhecido, sendo praticado há vários anos, especialmente no Estado de São Paulo.

No caso deste estudo, procurou-se inicialmente apresentar um resumo do setor sucroalcooleiro, destacando-se o Proalcool (Programa Nacional do Alcool), desde os motivos políticos e econômicos que resultaram na sua implantação até sua situação atual. São citados ainda dados de produção e consumo de álcool e açúcar no Brasil, a produtividade agrícola e industrial do setor, a participação dos veículos movidos exclusivamente a álcool em relação a frota total de veículos, etc.

Para a etapa de tratamento e transformação da matéria prima líquida em gás, foi adotado o método da digestão anaeróbia. Para tanto são identificadas e caracterizadas as vinhaças existentes, bem como descrito o processo microbiológico envolvido.

Sobre a digestão anaeróbia em si, é exposto o processo de biodigestão, com o detalhamento dos modelos clássicos de

digestores existentes, suas classificações, aplicações, parâmetros básicos de projeto e o esquema da transformação da vinhaça-biogás.

Uma vez tendo o biogás, são descritos os conceitos de purificação e do processo adotado, além de um quadro comparativo das características do biogás antes e depois do tratamento.

Quanto a geração elétrica, são abordadas quatro alternativas tecnológicas relativas ao aproveitamento do gás purificado e, para cada caso, são descritos e comentados os conceitos básicos pertinentes.

A partir dessa exposição, montou-se um quadro comparativo entre as alternativas propostas e, com base numa série de parâmetros pré-estabelecidos, definiu-se aquelas mais viáveis à serem adotadas em um estudo de caso proposto, para a avaliação prática deste trabalho.

Nesse estudo de caso, considerou-se uma destilaria autônoma no Estado de São Paulo com uma produção média de 150.000 litros de álcool/dia, resultando num volume de cerca de 1.800.000 litros de vinhaça/dia.

Com base em premissas técnicas definidas em etapas anteriores, são determinados os volumes produzidos de biogás antes e depois do processo de purificação, bem como a geração elétrica resultante.

Diante dos dados obtidos é realizada a análise da viabilidade econômica da implantação do empreendimento descrito no estudo de caso sugerido.

Desta forma, procurou-se avaliar a possibilidade de geração elétrica a partir do aproveitamento da vinhaça da cana-de-açúcar e, por similaridade, a possibilidade do setor sucro-alcooleiro vir a contribuir, sob a forma de parceria com o setor público, na oferta de energia elétrica à rede, lapidando ainda mais sua imagem junto a sociedade.

1.2. Resumo do setor sucro-alcooleiro

O Proálcool (Programa Nacional do Alcool) surgiu no Brasil em 1975 com o propósito de ser o primeiro grande programa, em escala comercial, a utilizar a biomassa como fonte de energia, principalmente na substituição da gasolina pelo álcool. No entanto, em função da conjuntura da época, onde os preços internacionais do açúcar estavam em franco declínio, este programa veio contribuir de forma significativa como um estímulo aos produtores do setor canavieiro, como também aumentar a oferta de mão-de-obra no setor rural, atenuando os problemas sociais nesse meio.

Histórico: A utilização do álcool como combustível, em motores, já era conhecida desde o século passado. O aprimoramento dos processos de refino do petróleo neste século e o desenvolvimento dos motores denominados Ciclo Otto (gasolina) e Ciclo Diesel (óleo diesel), não permitiram que o álcool, derivado

basicamente de vegetais, evoluísse tecnicamente e pudesse competir de forma econômica com o petróleo. Dessa forma, o etanol (álcool etílico) era encarado como um sub-produto da agro-indústria sendo utilizado principalmente na área farmacêutica.

O Brasil, no entanto, ao longo de sua história vem utilizando o álcool como fator energético, embora sua participação na matriz energética nacional fosse bastante incipiente. Para se ter uma idéia, até 1975 o Brasil consumia cerca de 750.000 barris de petróleo por dia e o álcool produzido correspondia a aproximadamente 1000 barris/dia.

Devido à grande dependência do país em energia importada (petróleo), totalizando valores acima de 40% sobre o total energético consumido internamente e, estimulados pelo fato de que a produção de álcool por tonelada de cana, saltaria de 7 para 67 litros (números da época), caso fosse deixado de produzir-se açúcar, fez com que técnicos da Secretaria de Tecnologia Industrial, vinculada ao Ministério da Indústria e Comércio, elaborassem em 1974 um estudo denominado "O Etanol como combustível", mostrando as possibilidades de utilizar-se o etanol como combustível em larga escala no território brasileiro, face às tecnologias já completamente dominadas e custos perfeitamente competitivos com a época, que eram de preços ascendentes de petróleo.

Esse estudo acabou impressionando positivamente o governo federal da época, resultando num programa alternativo à elevada

dependência externa de fontes energéticas, sendo que sua formulação coube ao Ministério da Indústria e Comércio que era, em última instância, o responsável pela produção do álcool e ao Ministério de Minas e Energia, responsável pela política de combustíveis.

Foi então criada em 14/11/75 a Comissão Nacional do Alcool com o propósito de estabelecer as premissas básicas do programa relacionadas a linhas de financiamentos, áreas mais propícias à cultura da cana-de-açúcar, infra-estrutura razoável para o escoamento da safra, etc.

Em sua primeira etapa (1975-1979), o programa previa a utilização do álcool nos motores de Ciclo Otto, tendo sido estabelecido então, o uso de uma mistura que contemplasse a adição de álcool anidro à gasolina numa proporção máxima de 20%.

Estabeleceu-se para 1980, uma meta de produção de cerca de 3 bilhões de litros de álcool, o que exigiria quintuplicar a produção existente em 1975. Tal meta não apenas foi alcançada, como também excedida em 13%, devido a uma série de fatores, entre eles a ameaça na manutenção dos suprimentos de petróleo, causados pela guerra Irã-Iraque.

Em 1981, a produção de álcool foi de aproximadamente 4 bilhões de litros, sendo 1,88 bilhões consumidos como álcool hidratado (91 a 93% de álcool + água) em mais de 300.000 veículos e os restantes 2,12 bilhões de litros utilizados como álcool anidro adicionados a gasolina.

Em 1984/1985, a produção de álcool alcançou cerca de 9 bilhões de litros e o número de veículos movidos a álcool passou para 4 milhões, de uma frota total de aproximadamente 10,5 milhões de veículos.

Durante o período 1985/1986, o setor sucro-alcooleiro viveu um período de grande euforia. Foi produzido cerca de 10,7 bilhões de litros de álcool, para um universo de 5 milhões de veículos movidos exclusivamente por esse combustível. O governo continuou a estimular o uso do carro a álcool através da autorização de financiamento e prazos mais longos para a sua aquisição e ao estabelecimento de taxas de licenciamento mais baratas, enquanto que na mídia valorizavam-se os aspectos positivos do programa, como a economia de divisas para o país, a melhora da performance dos motores a álcool em relação a gasolina e a melhora da qualidade do ar das grandes cidades.

Em termos de geração de empregos, calcula-se que desde a criação do Proálcool em 1975 até 1990, tenham sido contratadas 1.700.000 pessoas: 800.000 na lavoura, 200.000 no processo industrial da cana e 700.000 nos demais setores ligados à distribuição, à industrialização e à comercialização do açúcar e do álcool⁽⁴⁾. Sabe-se, entretanto, que as atividades agrícolas e industriais do setor são fortemente intensivas em mão de obra não especializada e sazonal. Segundo dados da mesma fonte, o índice de sazonalidade da cana (número de trabalhadores na safra) é 2,2, inferior ao de outras culturas alimentícias, como a do milho (4,5) e a do arroz (7,0).

Outros números também reforçam o elevado fornecimento de empregos no setor, como por exemplo, o coeficiente de mão de obra por hectare cultivado. Para se produzir 100 toneladas de cana na região sul/sudeste, são necessários 46,5 homens/dia, enquanto que na região nordeste, para se produzir a mesma quantidade de cana é necessário 170,5 homens/dia (a).

Situação atual: A safra 1993/1994 atingiu uma produção de aproximadamente 9,25 milhões de toneladas de açúcar e de 11,3 bilhões de litros de álcool, registrando quanto a este último produto, uma redução de 440 milhões de litros em relação ao período anterior (ver tabelas 1 e 2), devido principalmente a elevada produção de açúcar em função dos altos preços alcançados por este produto no mercado internacional. Do total de álcool produzido, 9,3 bilhões de litros foram de álcool hidratado e 2,0 bilhões de litros de álcool anidro, gerados em 344 destilarias (164 anexas e 180 autônomas) em todo o país. Só no Estado de São Paulo estão instalados 144 unidades industriais (78 anexas e 66 autônomas, que produziram cerca de 8,28 bilhões de litros de álcool) (a).

A título de esclarecimento, podemos classificar as destilarias existentes hoje no país entre autônomas e anexas: as destilarias anexas (ou usinas) são aquelas capazes de produzir açúcar e álcool em proporções variáveis, enquanto que as autônomas (ou simplesmente destilarias) destina-se somente a produção de álcool.

(a) fonte: AIAA/COPACESP/COPERSUCAR/SOPRAL-1994

TABELA 1

Produção e consumo de álcool no Brasil (anidro e hidratado)
em 10⁶ litros em 10⁶ litros

safra	produção de álcool
78/79	2.491
79/80	3.396
80/81	3.706
81/82	4.240
82/83	5.823
83/84	7.864
84/85	9.252
85/86	11.819
86/87	10.537
87/88	11.459
88/89	11.715
89/90	11.920
90/91	11.840
91/92	12.740
92/93	11.729
93/94	11.290

fonte: IAA/SDR-PR

ano	consumo de álcool
79	2.235
80	2.682
81	2.538
82	3.695
83	5.147
84	6.550
85	8.053
86	10.669
87	10.908
88	11.630
89	12.603
90	11.429
91	11.898
92	11.530
93	12.019

fonte: CNP/DNC-MINFRA

TABELA 2

Produção e consumo de açúcar no Brasil (açúcar cru equivalente)
em 10⁶ ton em 10⁶ ton

safra	produção de açúcar
77/78	8.30
78/79	7.35
79/80	6.75
80/81	8.10
81/82	7.95
82/83	8.85
83/84	9.10
84/85	8.85
85/86	7.80
86/87	8.15
87/88	7.85
88/89	8.05
89/90	7.25
90/91	7.35
91/92	8.70
92/93	9.26
93/94	9.24

fonte : IAA/SDR-PR

ano	consumo de açúcar
78	5.29
79	6.00
80	6.26
81	5.87
82	6.10
83	5.90
84	6.20
85	6.08
86	6.60
87	6.57
88	6.24
89	7.40

fonte: O.I.A.

Em termos de área plantada de cana-de-açúcar, constata-se por meio do estudo realizado por Ruy Leme e Azzoni, 1985 ⁽⁶⁾, que, devido ao alto custo de transporte, aliado ao fato de que o Proálcool recebeu um grande aporte de recursos do Governo Federal, principalmente durante a década de 70, houve uma tendência de deslocamento de outras culturas pela da cana, fazendo com que esta acabasse sendo implantada em localidades próximas dos centros consumidores. Essa constatação pode ser verificada através da Tabela 3 - Crescimento de culturas no período 76/82, na qual é apresentado um comparativo entre diversos tipos de culturas no Estado de São Paulo por hectares cultivados.

TABELA 3
Crescimento de culturas no período de 1976/1982

Produtos	Crescimento (%)
produtos básicos	+ 6,9
produtos de exportação	+16,0
cana-de-açúcar	+50,0

fonte: Goldemberg et alii, 1989 ⁽⁷⁾

Diante dos dados expostos, observa-se que, apesar de ter havido um crescimento em todas as áreas plantadas, aquelas referentes a produtos alimentícios e de exportação (soja e laranja), foram bem menores que as destinadas à cana-de-açúcar. Isso pode ser entendido como um processo de substituição de terras oriundas de culturas alimentícias pela lavoura da cana,

porém parte desse crescimento deva ser creditado também à utilização de terras de pastagens pois, no período de 1973/74 a 1978/79 nas regiões do interior do Estado de São Paulo ocupadas pela plantações de cana, cerca de 51% da área substituída era ocupada por culturas de arroz e milho e 40% por pastagens (8).

A seguir são apresentadas as tabelas 4 e 5 que demonstram a evolução comparativa do sistema de produção agrícola no Estado de São Paulo, em dois momentos seqüenciais: o período de implantação do proálcool (1969/70 a 1977/78) e o período imediatamente após, de maior desenvolvimento desse programa (1977/78 a 1988/89).

TABELA 4
Evolução da composição do sistema de produção agrícola
no Estado de São Paulo - período 1969/70 a 1977/78

Cultura	(1)	(2)	(2)-(1)	(2)/(1)
	1968/70 (1000 ha)	1977/78 (1000 ha)	Variação (1000 ha)	(%)
algodão	574,9	322,6	-252,3	-43,9
amendoim	461,0	158,7	-302,3	-65,6
arroz	705,5	344,5	-361,0	-51,2
banana	26,9	40,5	13,6	50,6
café	682,4	931,0	248,6	36,4
cana	695,5	1125,0	429,5	61,8
feijão	260,1	397,6	137,5	52,9
laranja	172,6	423,3	250,7	145,2
mamona	71,8	19,4	- 52,4	-73,0
mandioca	117,8	52,7	- 65,1	-55,3
milho	1361,3	1053,1	-308,2	-22,6
soja	57,3	504,1	446,8	779,8
área agrícola	5187,8	5372,5	185,4	3,6
past.natural	4244,5	3733,5	-511,0	-12,0
past.formada	7113,0	7155,2	42,2	0,6
área pastagem	11357,5	10888,7	-468,8	- 4,1
área total	16544,6	16261,2	-283,4	- 1,7

(1) média das áreas de 1969 e de 1970

(2) média das áreas de 1977 e de 1978

fonte: Instituto de Economia Agrícola

TABELA 5
Evolução da composição do sistema de produção agrícola
no Estado de São Paulo - período 1977/78 a 1988/89

Cultura	(1)	(2)	(2)-(1) (2)/(1)	
	1977/78 (1000 ha)	1988/89 (1000 ha)	Variação (1000 ha)	(%)
algodão	322,6	312,4	- 10,2	- 3,2
amendoim	158,7	54,1	-104,6	-65,9
arroz	344,5	266,5	- 78,0	-22,6
banana	40,5	45,2	4,7	11,6
café	931,0	673,3	-257,7	-27,7
cana	1125,0	1744,6	619,6	55,1
feijão	397,6	147,4	-250,2	-63,0
laranja	423,3	669,5	246,2	58,2
mamona	19,4	12,9	- 6,5	-33,5
mandioca	52,7	25,6	- 27,1	-51,4
milho	1053,1	1305,8	252,7	24,0
soja	504,1	552,5	48,4	9,6
área agrícola	5372,5	5809,8	437,3	8,1
past.natural	3733,5	2548,7	-1184,8	-31,7
past.formada	7155,2	7876,4	721,2	10,1
área pastagem	10888,7	10425,1	-463,6	- 4,3
área total	16261,2	16234,9	- 26,3	0,0

(1) média das áreas de 1977 e de 1978

(2) média das áreas de 1988 e de 1989

fonte: Instituto de Economia Agrícola

Ao analisar-se a produção agrícola do período 69/70 a 77/78, observa-se que houve uma pequena contração da área total, o que permite admitir-se que a expansão de determinadas culturas tenha ocorrido em detrimento de outras. Assim, a estimativa da magnitude das áreas cedidas para a expansão da cana, indica em primeiro lugar, a diminuição das áreas de cultivo de arroz, em seguida pelas áreas ocupadas com amendoim e depois em ordem de importância, as áreas com milho, pastagens, algodão e mamona. Convém ressaltar que nesse período, as áreas cultivadas de maior expansão eram constituídas, em sua maioria, de produtos voltados

para o mercado externo, destacando-se principalmente a soja, seguida da laranja e o café.

Pela análise do período seguinte, 77/78 a 88/89, observa-se que não houve uma variação da área total do sistema, onde o crescimento significativo do cultivo da cana, seguido do milho e da laranja, pode ser creditado a um processo de substituição de outras lavouras como o feijão, o café, o amendoim e o arroz. No entanto, a principal substituição ocorreu nas áreas de pastagens naturais (31,7%).

Dados mais recentes indicam que nos últimos anos, praticamente não houve um aumento das áreas de cultivo da cana-de-açúcar, sendo o crescimento das últimas safras resultante do aumento de produtividade agrícola do setor. As safras de 86/87 a 90/91 forneceram uma quantidade de cana crua da ordem de 125 milhões de toneladas no Estado de São Paulo e 223 milhões de toneladas no país, o que representou algo em torno de 1% de área potencialmente fértil do Brasil (A.I.A.A. e Informativo Anual da Copersucar - 1992).

Quanto a produtividade do setor, houve um significativo aumento, através de uma série de iniciativas, tais como a produção de novas variedades de cana, mais resistentes a pragas e doenças e com teores de sacarose mais elevados, melhor sistemática de plantio e colheita, uso de corretivos agrícolas para a recuperação da baixa fertilidade do solo entre outros, que resultaram numa produtividade média de 54 tc/ha no Brasil e 80

tc/ha em São Paulo, para as usinas associadas a Copersucar (b), ou seja, um crescimento de quase 15% em relação as 70 tc/ha produzidas até 1980.

Também ocorreram importantes evoluções na área industrial com a modernização dos equipamentos e processos industriais, principalmente com a adoção/adaptação de caldeiras de maior pressão e eficiência, moendas com embebedores para melhores extrações, e colunas de destilação automatizadas que possibilitaram um rendimento de 82 litros de álcool/TC no Estado de São Paulo contra 70 litros de álcool/TC até 1980 (no Brasil a média é de 55 litros de álcool/TC).

Os veículos movidos a álcool também tiveram um grande avanço tecnológico desde que os primeiros modelos foram lançados em 1980. Os aprimoramentos desenvolvidos e realizados nos novos projetos de motores para etanol permitiram a melhoria de sua eficiência, dirigibilidade, consumo e, conseqüentemente, a redução da emissão de poluentes. Para evitar a corrosão, os carburadores foram protegidos com camadas de zinco e os tanques de combustível ganharam proteção de estanho.

No sentido de viabilizar o uso dos veículos em qualquer região do país, introduziram o sistema de partida a frio que aciona o motor injetando gasolina quando a temperatura ambiente é baixa. Vale lembrar que muitas dessas alterações foram transferidas e beneficiaram o motor a gasolina.

(b) Nas regiões de Rio Claro, Votuporanga e Andradina, a produtividade agrícola média atingiu a partir de 1989, cerca de 83 tc/ha e a produtividade industrial, cerca de 84 litros de álcool/tc cultivada.

Devido ao fato do álcool substituir os aditivos a base de chumbo na gasolina (chumbo tetraetila), o Brasil deixou de utilizar esse composto quase que totalmente. Em função da adição de 22% de álcool à gasolina, o Conselho Nacional de Petróleo (CNP) e a Petrobrás assumiram, oficialmente em 07/12/88, o compromisso de isenção total do chumbo na gasolina com os órgãos responsáveis pelo Programa de Controle de Poluição do Ar por Veículos Automotores - Proconve (resolução CONSEMA numero 18/86), a partir de 01/01/90.

Quanto aos demais poluentes emitidos pelos gases de escapamentos dos veículos movidos exclusivamente a álcool ou daqueles misturados a gasolina, tem-se as seguintes informações:

Monóxido de Carbono (CO) - Segundo dados da CETESB de 1990, as emissões de CO provenientes especificamente de veículos movidos a álcool foram de 25.000 ppm contra 35.000 ppm dos carros a gasolina. (7)

Óxidos de Nitrogênio (NOx) - Motores a álcool e a álcool + gasolina apresentam emissões de NOx muito próximas.

Óxidos de Enxofre (SOx) - A concentração de enxofre no álcool é cerca de 250 vezes menor que na gasolina. Quanto maior o teor de álcool na mistura, menor será a emissão de SOx. No caso do uso exclusivo do álcool, a emissão de SOx é normalmente insignificante.

Hidrocarbonetos (HC) - Os gases de exaustão dos motores que funcionam com a mistura álcool + gasolina, compõem-se primordialmente por HC (90%). Para os motores a álcool, a composição dos gases se caracteriza pela alta concentração de etanol (70%), aldeídos (10%) e HC (20%) (9)

Aldeídos - Os veículos à álcool emitem maior quantidade de aldeídos que os movidos a gasolina, embora abaixo dos limites de tolerância (66 ppm) admitidos pela CETESB (7), (11). Apesar da literatura internacional apresentar informações sobre a toxicidade dos aldeídos, desconhece-se os efeitos destes, quando se encontram combinados com outros poluentes (10).

Chuva ácida e emissões de CO_2 - O óxido de nitrogênio (NO_x), bem como o dióxido de Enxofre (SO_2) provenientes da combustão dos hidrocarbonetos reagem na atmosfera com o vapor d'água dando origem ao ácido nítrico (H_2NO_3) e o ácido sulfúrico (H_2SO_4), que se precipitam com a chuva.

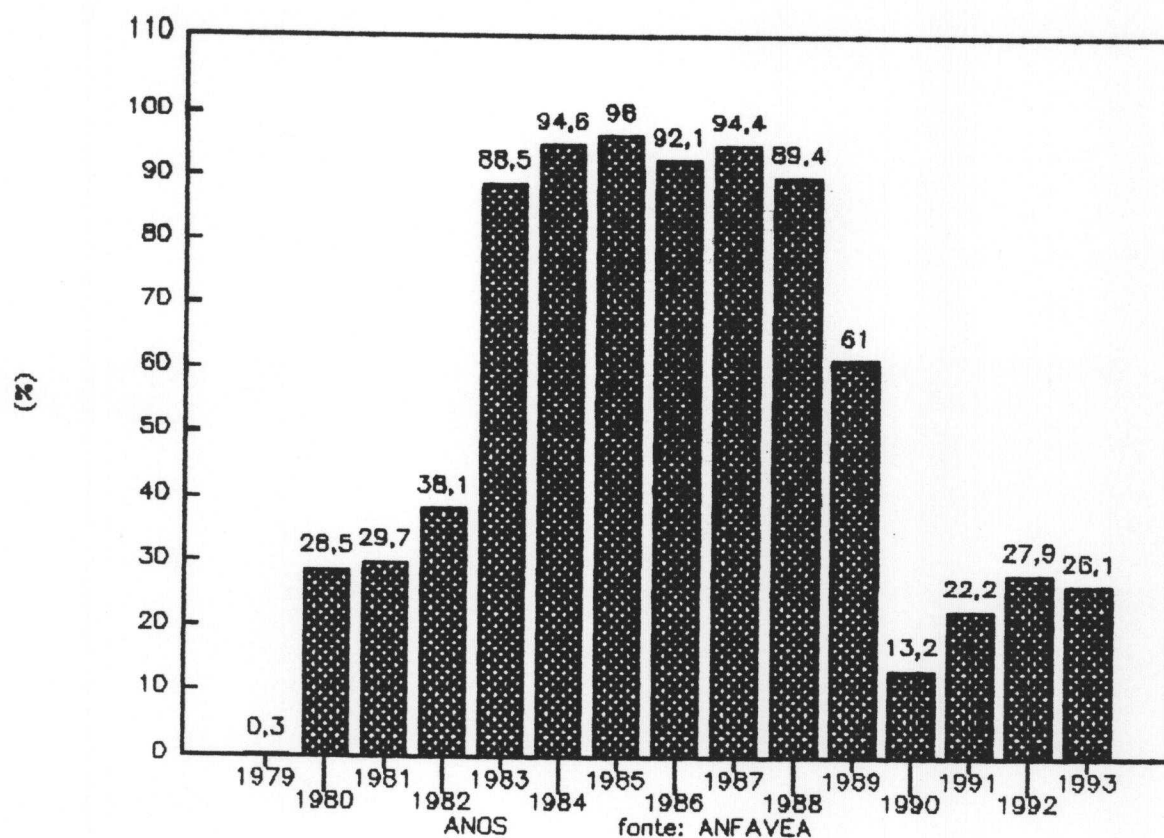
As emissões da combustão do álcool pouco contribuem para a formação das chuvas ácidas no que se refere aos óxidos nitrosos (NO_x). Com relação ao componente mais danoso que é o óxido de Enxofre (SO_x), o uso do álcool se apresenta muito favorável, pois sua combustão é isenta desse subproduto.

A emissão de dióxido de carbono (CO_2), segundo avaliações recentes, pode ser equilibrada pela absorção efetuada através da fotossíntese nas plantações de cana. Várias fontes são responsáveis pela produção de CO_2 , entre elas os motores a

álcool. O CO_2 é um gás inerte, não inflamável que, produzido em gigantescas quantidades contribui para a formação do chamado efeito estufa, caso não seja absorvido pela natureza. Através de um estudo da CETESB de 1988, estimou-se que os veículos a álcool emitiram, na região metropolitana de São Paulo, 1,47 milhões de toneladas de CO_2 , tendo sido, no entanto, absorvidos pelas plantações de cana na fotossíntese e, uma parte maior, pelos oceanos (11).

A seguir é apresentado um gráfico indicativo da participação do carro a álcool em relação ao total de veículos produzidos no país.

GRAFICO 1
Participação de veículos a álcool nas vendas totais de automóveis



No tocante a economia de divisas proporcionadas pelo Proálcool (ver tabela 6), desde a implantação do programa em 1975 até o final de 1989 foram investidos cerca de 7,1 bilhões de dólares (7) (10,5 bilhões de dólares atualizados em valores de 1991) para uma economia de divisas no mesmo período de aproximadamente de 17,9 bilhões de dólares com a importação de petróleo e derivados. Esses investimentos foram destinados prioritariamente à criação de lavouras canavieiras e a instalação do parque industrial alcooleiro.

TABELA 6
Economia de divisas proporcionadas pelo Proálcool

ANOS	Investimentos totais (US\$ milhões)(*)	Prod. álcool em equiv. gasolina (milhões barris)	valor gasolina equiv.importada (US\$ milhões)(*)
76	113,7	3,6	61,0
77	378,1	8,4	133,9
78	282,7	14,4	283,0
79	245,4	20,8	865,3
80	883,6	23,1	1.017,5
81	1.636,4	23,0	1.010,4
82	886,7	32,6	1.314,8
83	868,0	43,1	1.521,0
84	1.131,3	49,2	1.587,7
85	153,9	64,9	2.077,5
86	84,6	54,3	1.149,5
87	321,6	66,6	1.458,5
88	73,8	63,6	1.335,2
89	24,8	63,9	1.341,3
90		64,0	1.343,1
91		69,3	1.454,3
Total	7.084,6	664,7	17.954,0

fonte: CNP/DNC/CADEX/PETROBRAS/IAA/SDR-PR

(*) valores atualizados de 1991

Embora os recursos financeiros tenham sido fornecidos através de subsídios e incentivos fiscais em moeda nacional e a economia de divisas tenha ocorrido em moeda estrangeira e, apesar dos aspectos positivos citados, o Proálcool encontra ainda grandes adversários, em parte porque o custo de produção do álcool não é competitivo em relação à gasolina.

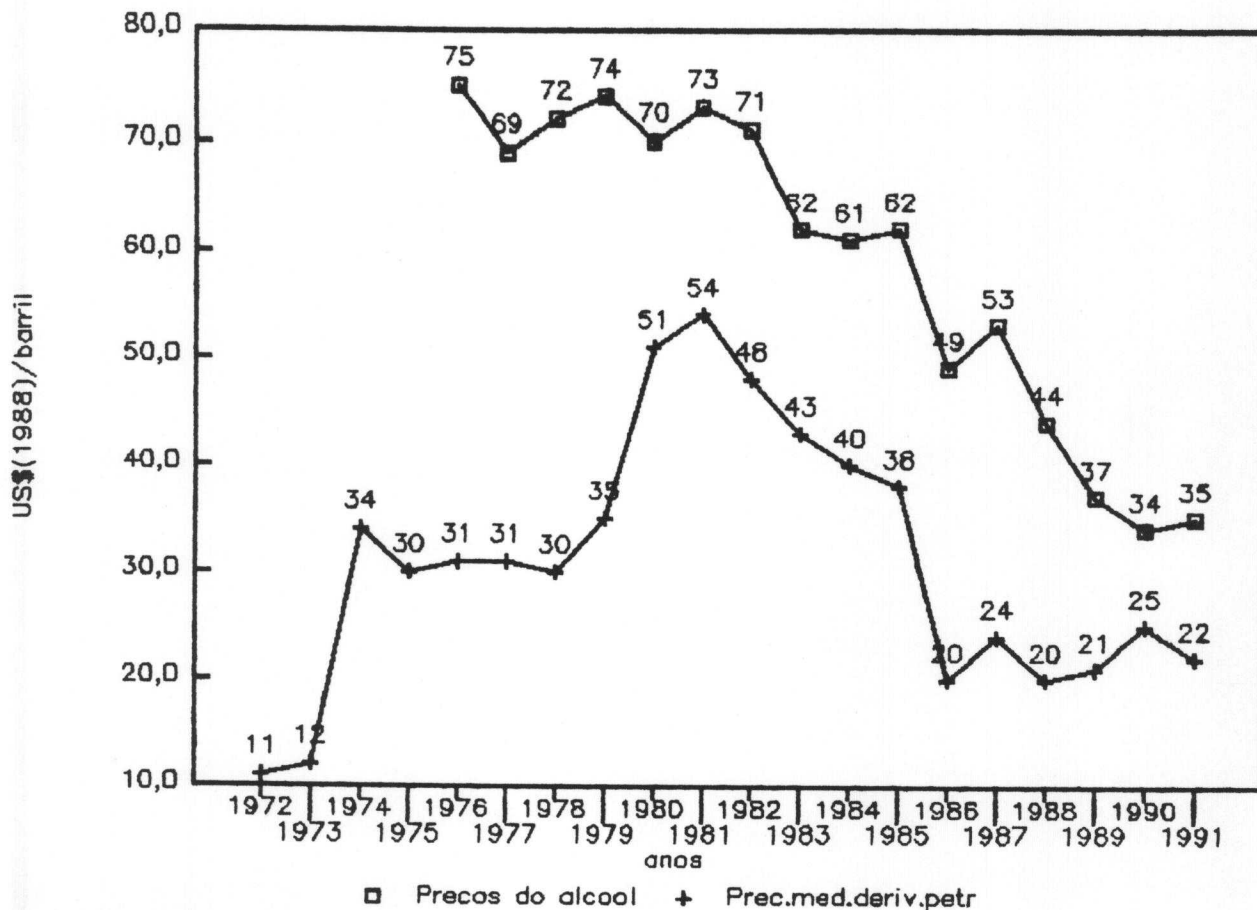
Segundo estimativas da Copersucar e do Banco Mundial, o custo de produção do álcool na região Centro-Sul do país, nas suas unidades mais eficientes seria da ordem de US\$ 0,185/litro. Tomando-se o custo estimado de produção em agosto/90 de Cr\$ 27,90/litro para o álcool hidratado e Cr\$ 29,60/litro para o álcool anidro (12) - 6,1% deste sobre o hidratado e, tendo o

dólar paralelo da época (02/08/90) sido cotado a Cr\$ 82,00/US\$, obteríamos US\$ 0,34/litro e US\$ 0,36/litro respectivamente, ou seja, muito acima das estimativas estipuladas. Se atualizarmos os custos acima para fevereiro/93, teríamos Cr\$ 4.720,65/litro de álcool hidratado e Cr\$ 5.008,28/litro de álcool anidro ou US\$ 0,23/litro e US\$ 0,25/litro respectivamente. Ainda assim, os custos apresentados estão acima das estimativas do Banco Mundial^(c).

Outra constatação dessa natureza pode ser observada por meio de uma publicação de autoria de Borges ⁽¹³⁾ segundo a qual o custo de produção do barril de álcool desde o início do Proálcool decaiu em mais de 100%, passando de US\$ 75/barril em 1976 para US\$ 35/barril em 1991 (adotado dólar médio de 1988). Essa variação pode ser vista através do gráfico 2 - Alcool e derivados de petróleo - preços de produção. Isso deveu-se basicamente a utilização de novas variedades de cana (9,8%); utilização de mudas sadias (3,9%); planejamento e otimização na formação da lavoura e corte de cana (3,4%); erradicação de ervas daninhas (2,1%) e em processos industriais de fermentação (5,3% e moagem (1,7%) ⁽¹³⁾. Mesmo assim, nesse período, em nenhum momento o custo de produção do barril de álcool foi equivalente ao custo de produção dos derivados médios de petróleo.

(c) Para atualizar os custos de produção, foram utilizados os valores de BTN em agosto de 1990 (53,4071) e os valores correspondentes de BTNF em fevereiro de 1993 (9.036,4132) projetados pela TR neste período, uma vez que a BTN deixou de existir à partir de 1991. Os valores em dólares foram convertidos a taxa de câmbio de 16/02/93, paralelo de Cr\$ 20.100.00/US\$.

GRAFICO 2
Alcool e derivados de petróleo - custos de produção



□ Precos do alcool + Prec.med.deriv.petr

fonte: Copersucar; DNC

Obs. custo do derivado médio = custo do petróleo FOB + custo de refino (7% do preço FOB do petróleo + US\$ 2,50/barril) + frete de US\$ 2,50/barril. Os resultados obtidos aproximam-se dos preços de gasolina no mercado de Rotherdam. Metodologia sugerida por Barzelay e Pearson.

Diante desses dados, podemos concluir que enquanto os preços internacionais do petróleo e derivados mantiverem-se estáveis em patamares médios inferiores a US\$ 35/barril e, enquanto as tarifas dos diversos produtos energéticos que compõem a nossa matriz não tiverem preços realistas que possibilitem uma maior competitividade do álcool frente a esses produtos, o Programa Nacional do Alcool permanecerá sendo alvo de críticas e

sujeito a ingerências políticas que poderão inviabilizá-lo definitivamente, esquecendo e desconsiderando sua importância frente aos benefícios que o mesmo já produziu e ainda poderá oferecer ao país e a sociedade.

Dessa forma, dentre as maneiras para que o programa torne-se mais competitivo em termos econômicos, encontram-se as recomendações de especialistas para que sejam consideradas as oportunidades de venda e/ou aproveitamento dos sub-produtos produzidos pelo setor (bagaço de cana, vinhaça, levedura, torta de filtro, óleo fúsel, etc.). Dentro desse contexto, esta dissertação de mestrado procura enfocar aspectos relativos ao tratamento e aproveitamento de um desses sub-produtos, a vinhaça, onde é apresentada uma avaliação técnico-econômica de instalação de uma unidade geradora de energia elétrica à partir do gás produzido pela fermentação anaeróbia desse resíduo.

2. Tecnologia para obtenção de biogás

2.1. Definição e características

Conceitualmente define-se vinhaça como sendo o principal "resíduo" líquido produzido pelas destilarias de aguardente e de álcool autônomas ou anexas às usinas de açúcar ao se efetuar a separação do etanol do mosto fermentado.

Portanto, a vinhaça pode ser considerada uma suspensão aquosa de sólidos orgânicos e minerais, contendo os componentes do vinho não arrastados na etapa de destilação, além de quantidades residuais de açúcar, álcool e componentes voláteis mais pesados.

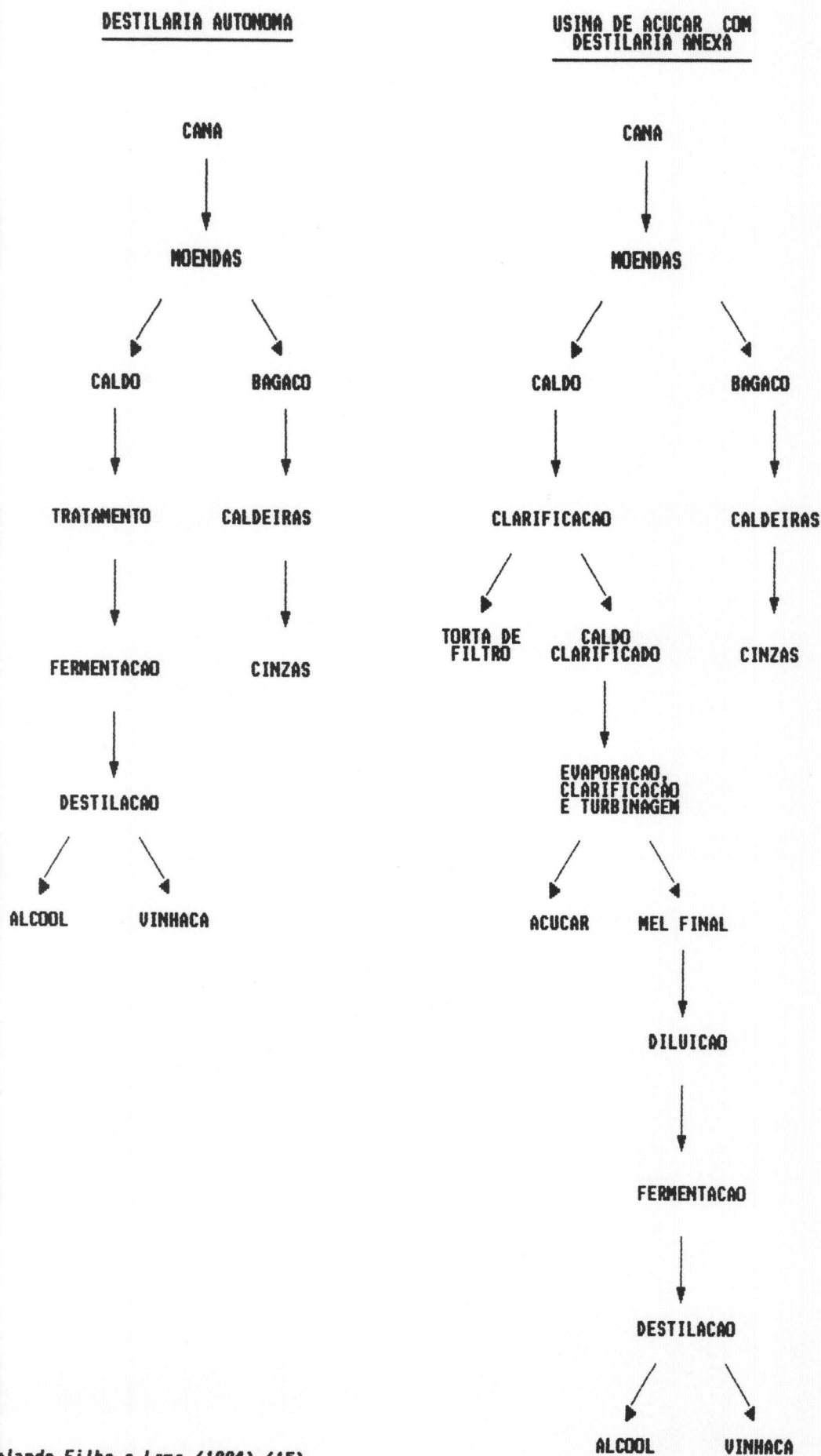
De acordo com sua origem, a vinhaça recebe três diferentes denominações: vinhaça de mosto de caldo, vinhaça de mosto de melaço e vinhaça de mosto misto. Esses nomes tem sua origem no fato de que os líquidos possíveis de serem fermentados receberem o nome de mostos. A cana-de-açúcar moída produz o mosto de caldo. O açúcar cristalizado, quando separado do mel final que o acompanha, produz o mosto de melaço e, a mistura dos dois mostos anteriores produz o mosto misto. O açúcar presente nos mostos, por um processo fermentativo, transforma-se em álcool e o meio onde isto ocorre denomina-se vinho. O vinho, ao passar pelo processo de destilação, resulta em um líquido alcoólico, que pode ser o aguardente ou o álcool hidratado e em vinhaça, cuja temperatura na saída do processo atinge valores pouco abaixo do ponto de ebulição da água, entre 80 a 90°C, segundo Kiehl(1985) e

Silva (1981) ⁽¹⁴⁾. Desta forma, as três denominações da vinhaça referem-se ao mosto que lhe deu origem.

A seguir são apresentadas: Figura 1 - Fluxograma Simplificado da Produção de Vinhaça, Figura 2 - Esquema do Processo de Produção de Alcool - Destilaria Autônoma e Tabela 7 - Características da Vinhaça Resultante de Mostos de Diferentes Origens. Vale lembrar ainda que essas características são dependentes de inúmeros fatores, dentre os quais se destacam:

- natureza e composição da cana;
- natureza e composição do mosto;
- método e condução da fermentação;
- equipamentos utilizados e a condução da destilação

FIGURA 1
FLUXOGRAMA SIMPLIFICADO DA PRODUCAO DE VINHACA



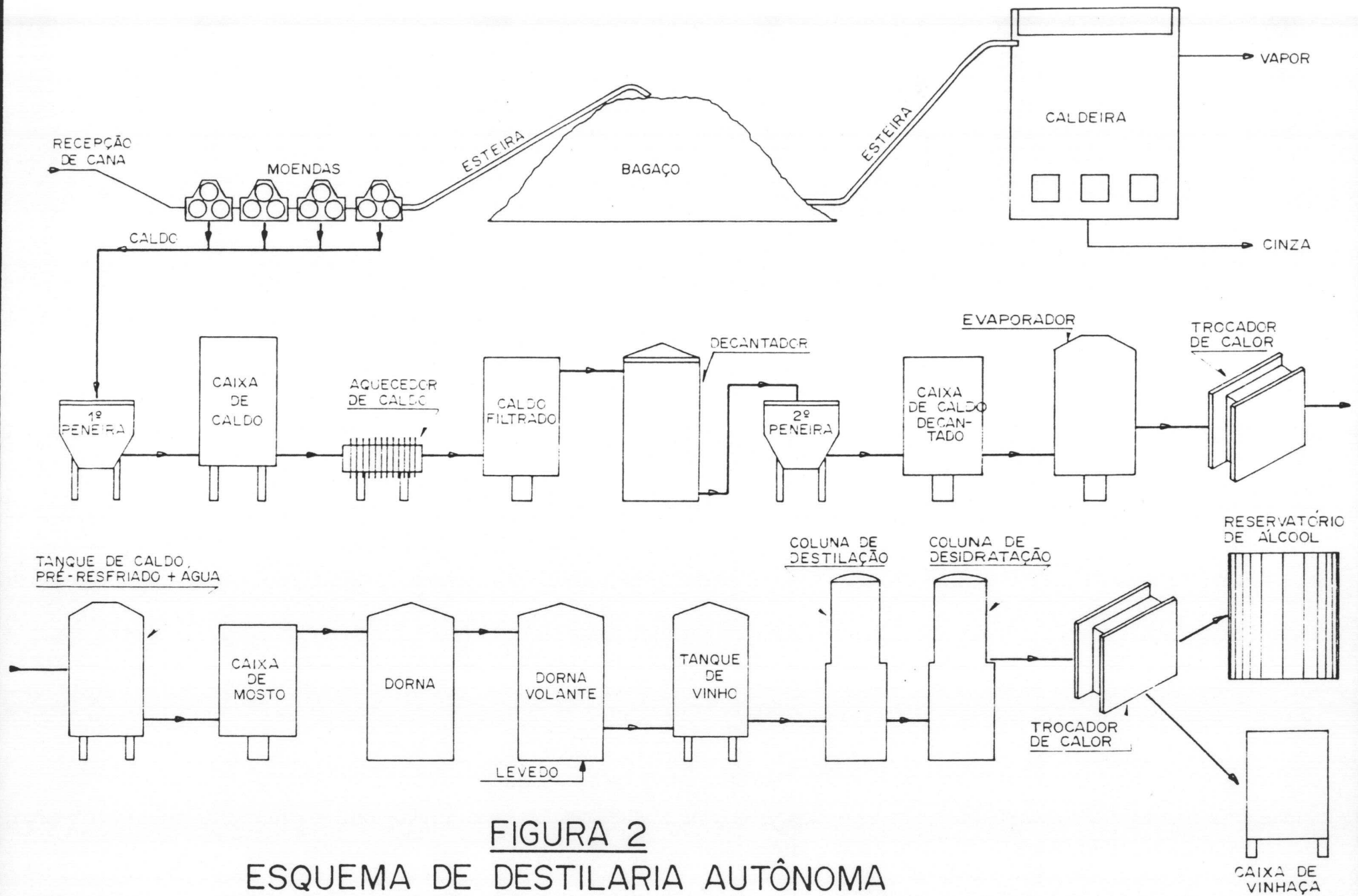


FIGURA 2
ESQUEMA DE DESTILARIA AUTÔNOMA

TABELA 7
Características da vinhaça resultante de mostos de diferentes origens

PARAMETRO	MELAÇO	CALDO	MISTO
pH	4,2 - 5,0	3,7 - 4,6	4,4 - 4,6
Temperatura (°C)	80 - 100	80 - 100	80 - 100
DBO(mgO ₂ /lit)	25.000	6.000 -16.500	19.100
DQO(mgO ₂ /lit)	65.000	15.000 -33.000	45.000
Sólidos totais(mg/lit)	81.500	23.700	52.700
Sólidos voláteis(mg/lit)	60.000	20.000	40.000
Sólidos fixos (mg/lit)	21.500	3.700	12.700
Nitrogênio(mg N/lit)	450 - 1.600	150 - 700	480 - 710
Fósforo (mg P ₂ O ₅ /lit)	100 - 290	10 - 210	9 - 200
Potássio(mg K ₂ O/lit)	3.740-7.830	1.200 - 2.100	3.340 - 4.600
Cálcio (mg CaO/lit)	450 - 5.180	130 - 1.540	1.330 - 4.570
Magnésio (mg MgO/lit)	420 - 1520	200 - 490	580 - 700
Sulfato (mg SO ₄ /lit)	6.400	600 - 760	3.700 - 3.730
Carbono (mg C/lit)	11.200 -22.900	5.700 -13.400	8.700 -12.100
Relaçã _o C/N	16 - 16,27	19,7 - 21,07	16,4 - 16,43
Matéria Orgânica(mg/lit)	63.400	19.500	38.000
Subst.redutoras(mg/lit)	9.500	7.900	8.300

fonte: Química e Derivados, 1981 (16)

2.2. Digestão anaeróbia - Microbiologia

Conforme já citado no capítulo 1.1, dentre as várias formas de tratamento possíveis para a vinhaça, procurou-se nesta dissertação focar a digestão anaeróbia e, posteriormente, o aproveitamento do gás resultante para a geração de energia elétrica.

Historicamente, o processo de digestão anaeróbia da vinhaça encontrava dois grandes obstáculos a vencer.

O primeiro era referente ao elevado tempo de retenção hidráulica (TRH), normalmente superior a 20 dias, o que implicava na adoção de equipamentos de grande dimensões, comprometendo dessa forma a viabilidade econômica do processo. O segundo era referente aos baixos preços do petróleo e seus derivados, que comparados ao gás obtido pela digestão anaeróbia não oferecia competitividade econômica a este último.

No entanto, com o desenvolvimento de novos tipos de biodigestores de elevada eficiência, como veremos mais adiante e, com a recuperação dos preços dos combustíveis, mesmo que ainda não muito significativos, ambos contribuíram para que a digestão anaeróbia passasse a ser vista como um processo potencialmente promissor sob o ponto de vista técnico econômico.

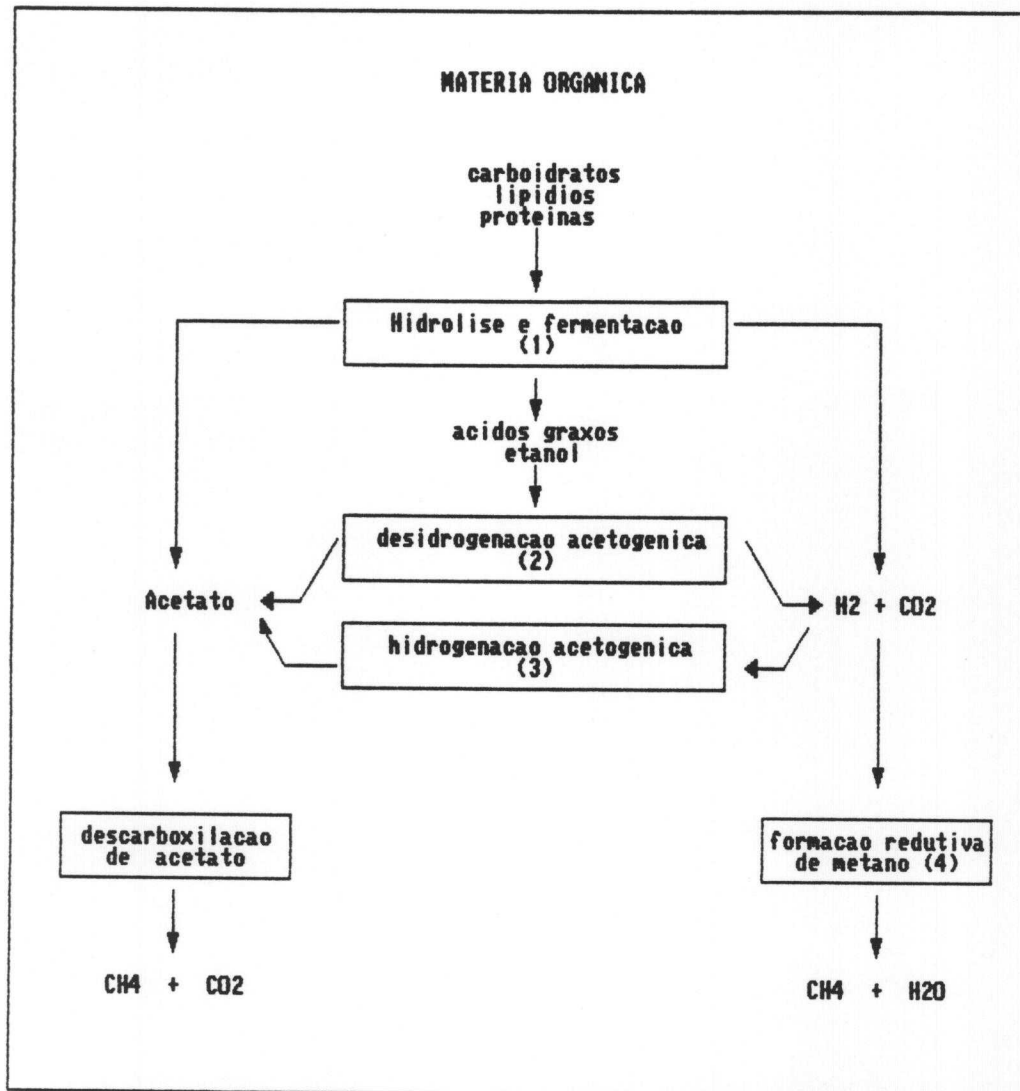
Conceitualmente podemos definir digestão anaeróbia como sendo um processo fermentativo realizado por inúmeras espécies de bactérias na ausência de oxigênio, onde a matéria orgânica é

convertida a uma mistura de gases, composta basicamente por metano e dióxido de carbono.

Segundo Mc Inerney et alii (17), o processo de digestão anaeróbia envolve a participação de 4 grandes grupos de bactérias com características fisiológicas distintas, cada um atuando em etapas específicas da degradação de substâncias orgânicas complexas. A etapa final é realizada pelas bactérias metanogênicas, que são as mais sensíveis e de crescimento mais lento. A figura 3 apresenta o esquema da digestão anaeróbia, constituído de quatro estágios para a degradação completa do substrato pelos grupos principais de microorganismos de digestão anaeróbia:

- (1) bactérias fermentativas;
- (2) bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio;
- (3) bactérias homoacetogênicas;
- (4) bactérias metanogênicas.

figura 3



fonte: Mc Inerney et alii

bactérias fermentativas: Este grupo de bactérias é responsável pelos primeiros dois estágios do processo de biodigestão anaeróbia, a hidrólise e a acetogênese. Os compostos orgânicos insolúveis são hidrolizados por enzimas excretadas de bactérias ácidas. O pH ideal do substrato para este grupo de bactérias é de 4,8 a 5,8.

bactérias acetogênicas produtoras de H_2 e CO_2 : Este grupo de bactérias é essencial para a biodigestão anaeróbia, como catalisador de propionato e outros ácidos orgânicos e álcoois em acetato, CO_2 e H_2 . Para seu melhor desempenho, o pH do substrato deve ser de 4,8 a 5,6.

Bactérias homoacetogênicas, consumidoras de H_2 : A importância desse grupo de bactérias na digestão anaeróbia é dada pela produção de acetato, o mais importante precursor de metano, a partir de H_2 e CO_2 . Para seu melhor desempenho, este grupo de bactérias também necessita de pH do substrato na faixa de 4,8 a 5,8.

Bactérias metanogênicas: As bactérias metanogênicas formam o grupo especial de várias espécies, com diferentes formas celulares. Eles utilizam substratos orgânicos como acetato, propionato e formiato, além de H_2 e CO_2 para a produção de metano (CH_4). Para seu melhor desempenho, as bactérias metanogênicas se desenvolvem em um ambiente com temperaturas entre 36°C a 40°C e faixa de pH entre 7,2 a 7,4.

2.3. Descrição dos processos de biodigestão

2.3.1. Histórico

A primeira evidência sobre a formação do gás obtido pela decomposição da matéria orgânica foi descrita por Robert Boyle em 1682, sendo que, apenas a partir do século XIX (por volta de 1860) é que começaram os estudos relativos às aplicações destes processos limitados a fossas sanitárias e tanques sépticos sem, no entanto, haver uma preocupação com o armazenamento do biogás gerado.

Em 1885, Donald Cameron desenvolveu um reator (fermentador) para a cidade de Exeter, na Inglaterra, que tratava especificamente de esgotos sanitários visando a redução da quantidade de sólidos existentes naquele material. O biogás produzido foi utilizado para o fornecimento de luz para a região ao redor da unidade. Em 1904, uma outra etapa foi acrescentada ao processo de digestão. Esta, sedimentando a matéria orgânica, resultava em um maior rendimento de biogás, melhorando a eficiência do processo. Unidades desse tipo foram chamadas de tanques de Travis e Imhoff (figura 4). Estes tanques eram pequenos, com capacidade de tratar apenas parte do afluente de uma cidade. Apenas em 1911 e novamente em Exeter foi construído um digestor de dimensões suficientes para tratar todo o esgoto da cidade⁽¹⁰⁾. Entre 1920 e 1935 somente duas inovações importantes foram incorporadas ao desenho básico dos digestores municipais:

- Separação do tanque de sedimentação do tanque principal (ou digestor);

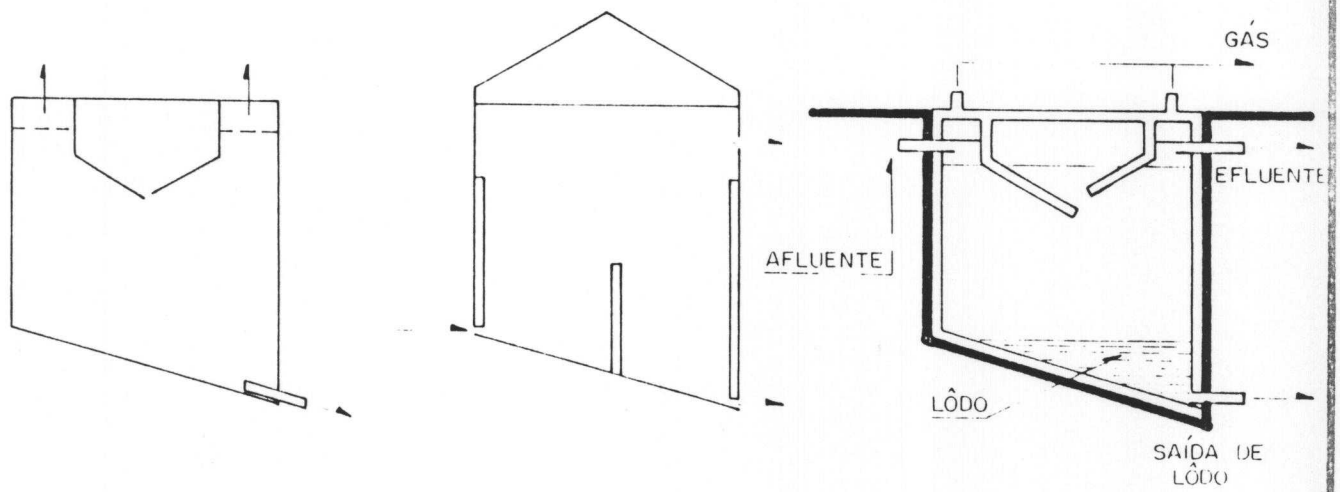


FIGURA 4
TANQUES DE TRAVIS E IMHOFF

- Introdução de tampa flutuante (down floating cover), no sentido de facilitar a entrada da matéria-prima e a saída do lodo sem a presença de ar.

A partir da década de 1960, o processo de digestão anaeróbia passou a ser encarado de maneira mais científica, havendo então, progressos quanto a compreensão dos fundamentos envolvidos, controle e operação dos mesmos e adequação dos equipamentos utilizados.

2.3.2. Classificação, tipos e aplicações

O processo de digestão anaeróbia passou a ser classificado como contínuo ou não contínuo.

Os digestores contínuos são denominados assim porque, após a matéria prima a ser tratada ter sido mantida por um determinado período dentro do digestor, bastaria apenas provocar uma alimentação numa extremidade do digestor, que se obteria um outro material já digerido, na extremidade oposta, num processo contínuo.

Os digestores não contínuos são aqueles que, uma vez preenchidos totalmente com a matéria prima desejada, são mantidos fechados por um intervalo de tempo pré-determinado, até que todo o material tenha sido digerido e terminado de produzir gás, quando então são abertos e esvaziados completamente, estando aptos a receber uma nova carga a ser processada.

Quanto aos tipos, os digestores são classificados em fluxo-pistão, com agitação, anaeróbio de contato, filtro

anaeróbico, fluxo ascendente com leito de lodo e, leito fluidizado (17).

Os digestores do tipo fluxo-pistão podem ser construídos sob a forma de tanques cilíndricos posicionados horizontalmente em relação ao solo, nos quais a alimentação é feita por uma das extremidades, saindo na extremidade oposta o material já digerido. A saída do biogás fica localizada na parte superior do cilindro e apresentam como inconvenientes o fato de possibilitar a formação de escumas (borra originada pela solidificação do material sobrenadante), que acabam por inibir a produção do biogás.

Os digestores com agitação, apresentam como característica principal o fato do seu conteúdo ser intermitente ou continuamente misturado, impedindo assim a formação de escumas e possibilitando uma maior distribuição do material no interior do digestor. Devido a energia necessária para o acionamento dos agitadores, recomenda-se que em digestores de pequeno porte (até 20m³), sejam adotados misturadores manuais (palhetas instaladas na parte superior do digestor) enquanto que, nos de grande porte, faz-se necessário a utilização de agitadores mecânicos.

Os digestores do tipo anaeróbico de contato são basicamente idênticos ao modelo anterior. No entanto, o efluente resultante é transferido a um decantador e o lodo formado (ou parte dele) é reintroduzido no digestor. Dessa forma, o universo de bactérias é aumentado, possibilitando uma maior atuação sobre o

material à ser tratado, resultando assim, num aumento da velocidade do processo.

Os digestores do tipo filtro anaeróbio são dotados de materiais de enchimento (pedras, toletes de bambu, feixe de tubos, peças plásticas, etc.), sobre os quais se desenvolve uma película composta de microorganismos que processam a matéria orgânica, mas que não saem no efluente. Assim, influenciam positivamente na eficiência do processo, permitindo a operação de digestores com um baixo tempo de retenção hidráulica. O grande inconveniente deste tipo de digestor é o volume que ocupa os materiais de enchimento utilizados, fazendo com que quantidades limitadas de resíduos sejam tratados em relação as dimensões totais dos digestores.

Os digestores de fluxo ascendente com leito de lodo (UASB - Up flow Anaerobic Sludge Blanket), foram desenvolvidos por Lettinga e colaboradores na Holanda por volta de 1980 (20). Consistem basicamente de tanques alimentados pelo fundo e que possuem na parte superior um sistema de separação de gases (defletores) e sólidos (decantadores). Esse sistema permite que uma película do lodo microbiano, que tem movimento ascendente devido a bolhas de gás, seja capaz de liberar o gás ao incidir nos defletores, e voltar à parte inferior do reator, aumentando gradativamente a capacidade do reator em operar com elevadas cargas orgânicas e baixos tempos de retenção hidráulica. Dentre os digestores de elevada eficiência, aquele mais estudado e aplicado industrialmente em todo o mundo é o digestor aqui descrito. Por uma série de razões que serão

apresentadas mais adiante, o estudo de caso adotado nesta dissertação, se baseará em dados obtidos na utilização deste tipo de digestor.

Os digestores de leito fluidizado representam um aperfeiçoamento misto do filtro anaeróbio e do fluxo ascendente. A principal característica desse tipo de digestor é que as partículas sólidas ficam em suspensão continuamente no escoamento ascendente, produzindo grande agitação e elevando substancialmente a velocidade de decomposição da matéria orgânica. Parte do efluente retorna ao digestor juntamente com o afluente a ser tratado e, essa mistura é introduzida na região inferior do reator através de uma bomba de circulação, sendo então espalhada uniformemente dentro do mesmo por uma grelha distribuidora de fluxo. Esse tipo de digestor encontra-se ainda num estágio de desenvolvimento, não havendo informações em literatura relacionada, quanto a existência de algum de grande porte em atividade comercial atualmente. A representação esquemática dos tipos de digestores aqui citados, é apresentada na figura 5.

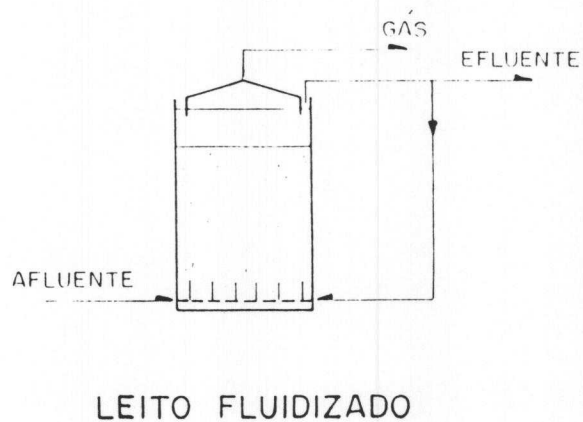
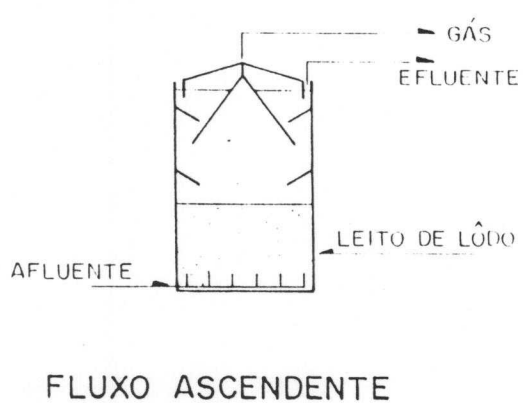
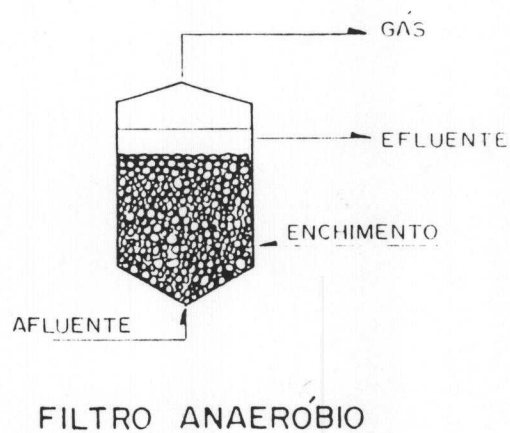
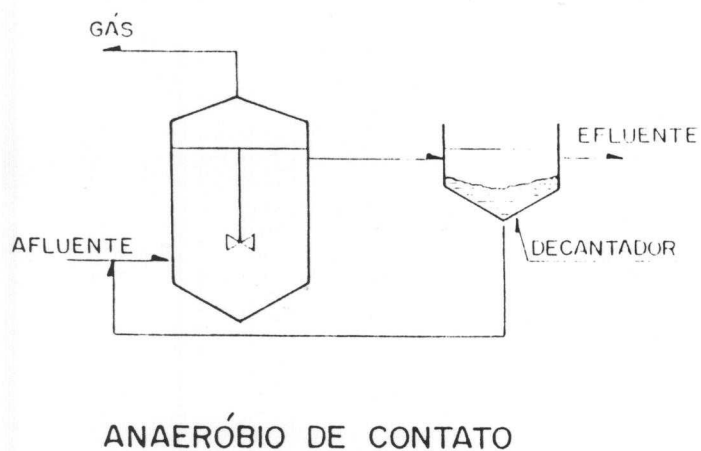
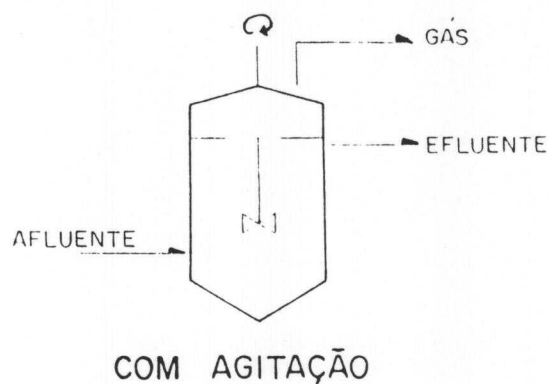
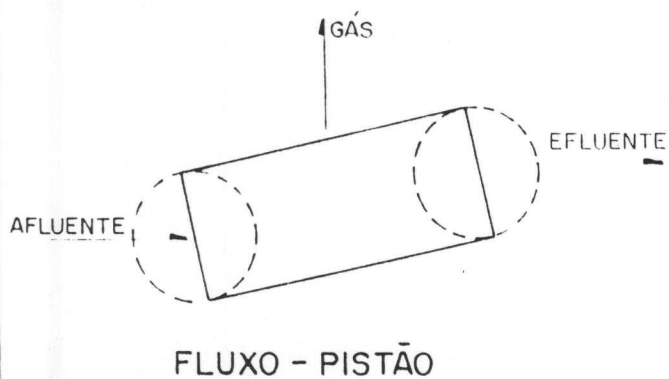


FIGURA 5
TIPOS DE DIGESTORES ANAERÓBIOS

Quanto à aplicação, os digestores anaeróbios são classificados como rurais e industriais.

2.3.3. Digestores rurais

Os digestores rurais, como o próprio nome indica, são apropriados para a área rural, sendo na sua grande maioria de pequeno porte e, dependendo da localização e da disponibilidade de insumo, de médio porte (até 100 m³). Utilizam como substrato esterco de animais, lixo, dejetos humanos e resíduos agrícolas. Normalmente, os resíduos são diluídos com água, na proporção de uma parte de substrato para uma parte de água (1:1), afim de se obter uma massa pastosa, com a consistência de um "creme de ervilha", no sentido de possibilitar uma melhor fermentação dessa mistura.

Fornecem biogás e biofertilizante para uma família ou uma pequena comunidade. A quantidade de biogás produzida, assim como a sua composição, depende das condições em que se realiza a digestão e do tipo de substrato utilizado.

Basicamente o biogás é composto por dois gases, o metano (CH₄) que representa de 55 a 75% da mistura e o gás carbônico (CO₂) que representa de 45 a 25% restantes. Outros gases tais como o Hidrogênio (H₂), Oxigênio (O₂), Nitrogênio (N₂), Amônia (NH₃) e gás sulfídrico (H₂S) participam em proporções menores. A pureza do biogás é avaliada pela presença do metano. Quanto maior o percentual de metano, mais puro será o gás.

2.3.4. Parâmetros

Dentre os parâmetros a serem considerados nos estudos de digestores rurais, destacam-se:

- . Temperatura
- . Volume
- . Concentração
- . Tempo de retenção hidráulica (TRH)
- . pH

Temperatura: Existem basicamente 3 faixas de temperaturas onde as bactérias metanogênicas podem processar a matéria orgânica. Temperaturas psicrófilicas (menores que 20°C) temperaturas mesofílicas (entre 20°C e 45°C) e temperaturas termofílicas (maiores que 45°C). Embora a produção de gás seja maior se um digestor for operado na faixa termofílica, isto dificilmente será alcançado em digestores rurais, uma vez que a energia necessária para manter a temperatura desejada é praticamente a mesma que a produzida. Dessa forma, é fácil entender-se porque os digestores rurais trabalham na faixa mesofílica. Na temperatura ambiente em países de clima tropical (30 a 36°C), não há a necessidade de utilizar-se um sistema de aquecimento auxiliar de digestores. Dessa forma, segundo a National Academy of Sciences (21), esta é a faixa de temperatura que combina as melhores condições para a produção de metano, com o mínimo tempo de retenção da matéria orgânica no digestor.

Volume: O volume útil de um digestor é obtido através do produto do carregamento diário pelo tempo de retenção. Assim,

por exemplo, para uma produção diária de 10 Kg de esterco, diluídos na proporção de 1:1 ou seja, 10 litros de água, dando uma mistura de 20 Kg/dia e, para um tempo de retenção de 30 dias, teríamos 600 litros ou 0,6 m³ de volume útil do digestor. Em se tratando de materiais com pequenas quantidades de bactérias intrínsecas às suas características (como os resíduos agrícolas e o lixo doméstico), é necessário adicionar-se cerca de 20% de matéria orgânica para cada metro cúbico do digestor, numa proporção aproximada de 80% de resíduo e 20% de lodo de esgoto (22). Essa proporção deve ser a mais homogênea possível, para que haja uma boa produção de gás.

Concentração: A concentração considerada ideal é de 70 a 100 partes de sólidos para 100 partes de líquido. Para dejetos de bovinos, suínos, galinhas e mesmo humanos, recomenda-se juntar 4 a 5 partes de esterco em 5 partes de água (22). Deve-se ter sempre em mente o cuidado de não haver excesso de líquido dentro do digestor pois, nesse caso, poderá ocorrer a diminuição da produção de biogás.

Tempo de retenção hidráulica (TRH): O período de retenção é aquele no qual a matéria orgânica a ser digerida permanece no digestor. Nos digestores rurais, esse período varia entre 25 a 55 dias, observando-se que a produção máxima de gás ocorre dentro das quatro primeiras semanas, diminuindo gradativamente. Se a digestão não for completa, há a produção de um odor desagradável e o aparecimento de moscas. O mesmo acontece se o digestor for carregado acima de sua capacidade.

pH: O pH é uma grandeza associada à atividade eletroquímica dos íons hidrogênio numa solução. Uma solução é considerada neutra quando o pH é igual a 7. Abaixo disso a solução é considerada ácida e acima é considerada alcalina. Segundo a maioria dos autores um pH entre 6,8 e 7,2 corresponde a uma condição ótima, se bem que a digestão seja possível nos limites extremos de 6,5 a 7,5. Quando o pH atinge valores mais baixos que 6,5 deve-se efetuar sua correção, adicionando-se soda, cal ou bicarbonato de sódio. A cal tem sido mais empregada por ser mais facilmente obtida e mais econômica. No entanto, acarreta problemas devido à insolubilidade de alguns sais que se formam no digestor. A soda tem a vantagem sobre a cal de não formar sais insolúveis, sendo portanto uma solução mais satisfatória, mas acarreta vácuo no digestor pois o NaOH reage com o gás carbônico. A solução que parece mais apropriada é a adição de bicarbonato de sódio. Este não reage com o dióxido de carbono, evitando assim a formação de vácuo no digestor⁽²³⁾.

Controle Analítico: Nos casos em que for possível fazer-se um acompanhamento analítico do processo, recomenda-se a determinação dos teores de ST (sólidos totais), SV (sólidos voláteis) e SF (sólidos Fixos) ⁽²⁴⁾. Os equipamentos necessários para tanto são os seguintes: Banho-maria, estufa, mufla e balança.

O teor de ST é a proporção em peso da biomassa restante após ter sido retirada a umidade existente. Isto é conseguido mantendo-se uma amostra do material à ser analisado (afluente

ou efluente) por cerca de 3 a 5 horas em uma estufa a 110º C. O valor resultante é obtido da seguinte fórmula:

$$ST = \left(\frac{\text{peso do material seco}}{\text{peso do material úmido}} \times 100 \right) \%$$

O teor de SV é fruto da gaseificação da matéria orgânica em questão. Isso é conseguido mantendo-se o material seco anterior em uma mufla a 600º C. O resultado disso é o surgimento de cinzas(SF), como substâncias minerais não volatilizável. Portanto, a diferença entre ambos os estágios é denominado de SV e é apresentada sob a seguinte fórmula:

$$\frac{\text{peso do material seco}(110^\circ\text{C}) - \text{peso do material seco}(600^\circ\text{C})}{\text{peso do material úmido}} \times 100 \%$$

Dessa forma, a determinação na redução dos sólidos totais e voláteis permite avaliar a eficiência da biodigestão, ou seja, quanto maior for o conteúdo volátil do substrato, maior será o rendimento do processo.

2.3.5. Modelos de digestores rurais (2º):

Modelo Indiano: O digestor propriamente dito é constituído de um tanque fechado em concreto ou alvenaria chamado câmara de digestão, onde é processada a mistura desejada. O biogás produzido é armazenado numa campânula ou êmbolo que faz o papel de gasômetro, localizada na parte superior do digestor e que se movimenta em função da produção ou liberação do biogás. A alimentação e a coleta do material digerido são feitas através de duas caixas posicionadas lateralmente à câmara de digestão, sendo que, a quantidade de material na entrada é igual à

quantidade de material na saída. O desenho esquemático deste modelo é indicado na figura 6.

Resumidamente, podemos citar as principais características dos digestores indianos como sendo:

- construção simples (alvenaria ou concreto)
- cúpula móvel (gasômetro)
- pressão de produção de gás constante
- boa isolamento térmica
- não apresenta vazamentos
- TRH = 30 dias (aproximadamente)
- temperatura = 36°C
- quantidade de material entrada=sai da
- efluente = biofertilizante de boa qualidade
- produção de metano = 50 a 70% do biogás

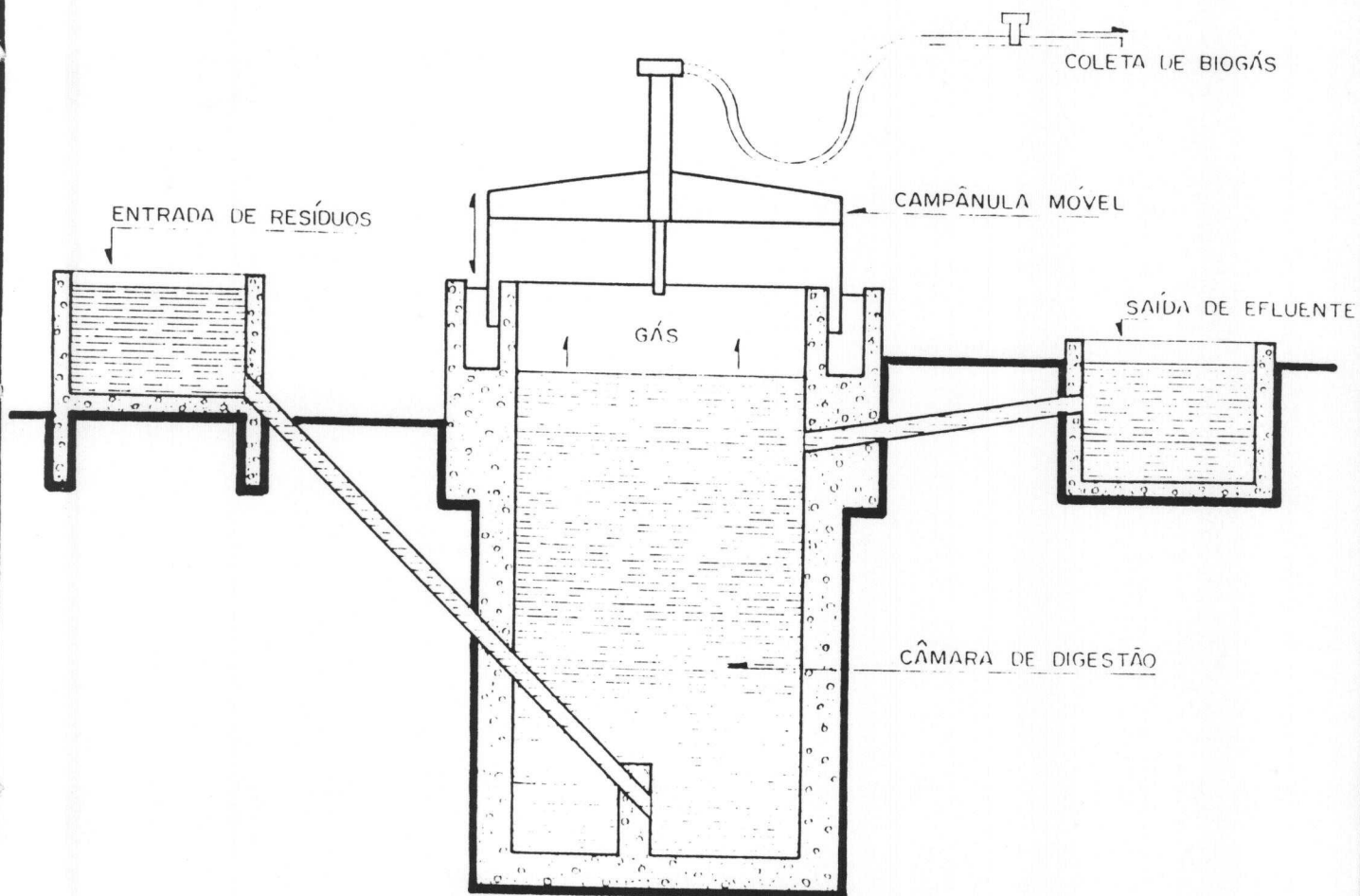


FIGURA 6

DIGESTOR MODELO INDIANO

Modelo Chinês: Este modelo assemelha-se ao citado anteriormente, à exceção do sistema de armazenamento de biogás. No digestor chinês o gás produzido vai se acumulando na câmara (domo) existente sobre a biomassa em fermentação, aumentando sua pressão à medida em que é produzido. O desenho deste digestor é indicado na figura 7.

Resumidamente, as principais características dos digestores chineses são:

- construção simples (alvenaria)
- não possui partes móveis
- construção requer cuidados (vazamentos)
- pressão do gás variável
- boa isolamento térmica
- TRH = 30 dias (aproximadamente)
- temperatura = 36°C
- quantidade de material entrada=saída
- efluente = biofertilizante de boa qualidade
- produção de metano = 50 a 70% do biogás

Os modelos indiano e chinês são sem dúvida alguma, os modelos mais populares e difundidos de digestores rurais em todo o mundo. Além deles, podem ser citados, a título de informação, os modelos canadense, da Olade e da marinha.

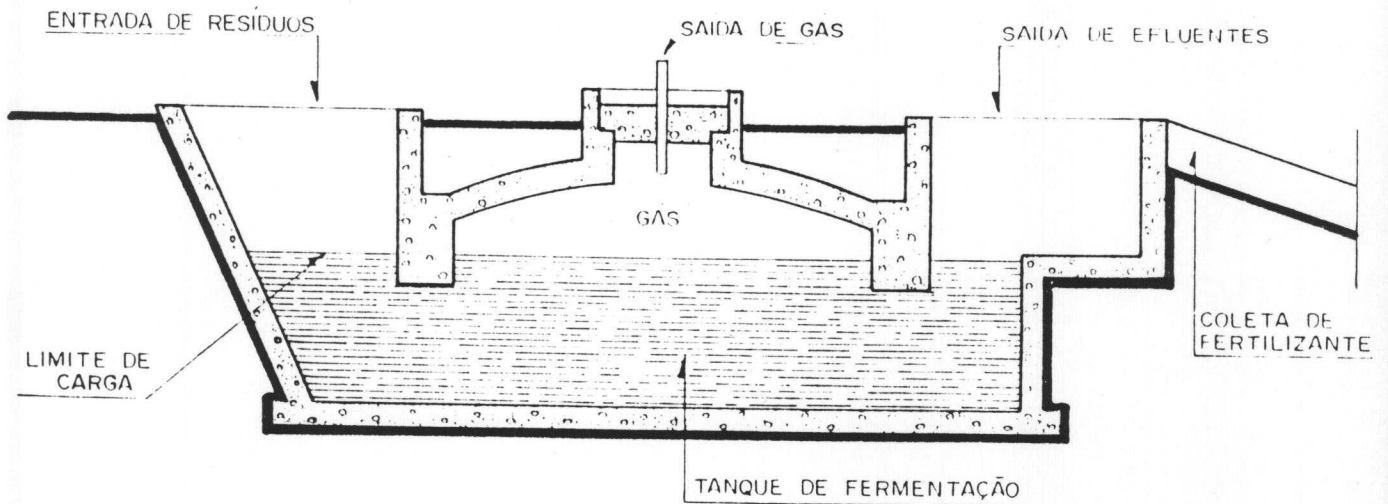


FIGURA 7
DIGESTOR MODELO CHINES

Modelo Canadense (26): Este modelo pode ser encarado como sendo uma variante entre os modelos indiano e chinês. Foi projetado para zonas mais frias que as tropicais. Assim sendo, sua construção deve ser feita totalmente sob o solo, possuindo ainda um sistema de agitação e aquecimento auxiliares. O armazenamento de gás ocorre fora do corpo principal do digestor. Seu desenho esquemático é apresentado na figura 8.

Suas principais características são:

- construção simples (alvenaria)
- boa isolamento térmica
- não possui partes móveis
- não apresenta vazamentos
- gasômetro construído separadamente em relação ao digestor
- pressão de produção do gás constante
- possui sistemas de agitação da massa e aquecimento interno
- modelo voltado para a linha semi-industrial
- material de entrada = material de saída

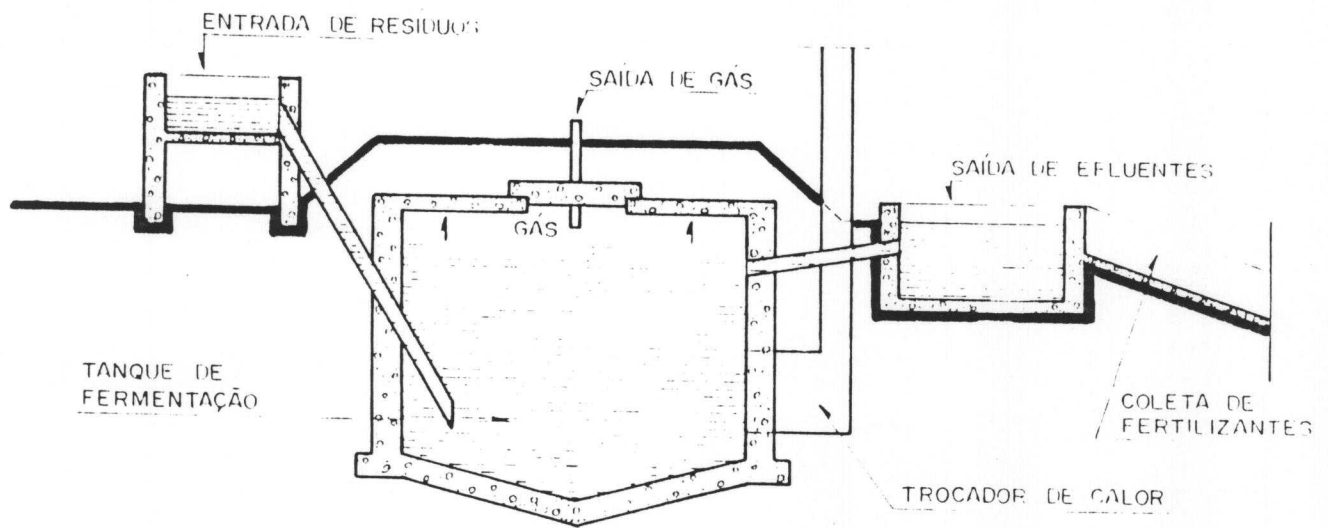


FIGURA 8

DIGESTOR MODELO CANADENSE

Modelo Olade ⁽¹⁷⁾: Nome dado em função do apoio recebido da Organização Latino-Americana de energia, desenvolvido na Guatemala. Trata-se de um digestor não contínuo que recebe resíduos agrícolas e esterco. Esses materiais são pré-compostados ao ar livre por cerca de duas semanas, sendo posteriormente colocados no digestor, resultando numa fermentação com 40 a 60% de sólidos totais, com um TRH de aproximadamente 50 dias, quando então é descarregado e apto para receber uma nova carga.

Modelo da Marinha (IPqM) ⁽²⁰⁾ e ⁽²⁶⁾: O Instituto de Pesquisa da Marinha Brasileira desenvolveu três modelos de digestores rurais MI, MII e MIII. O tipo MI processa a matéria orgânica em um sistema não contínuo e tem as seguintes características:

- construído totalmente em plástico
- necessidade de adaptação simples para a sua utilização
- registro para conexão com o cano coletor de gás
- pressão de gás variável
- não apresenta perfeita isolamento térmica

Os tipos MII e MIII processam a matéria orgânica em sistemas contínuos. Têm as seguintes características:

- base constituída em alvenaria com gasômetro de fibra (lisa) de plástico
- não apresentam perfeita isolamento térmica
- capacidade de produção de gás no modelo II varia de 6 a 10 m³/dia, enquanto que no modelo III varia de 15 a 30 m³/dia.

2.3.6. Equivalências

A seguir são apresentadas algumas tabelas referentes a equivalências envolvendo o biogás produzido por digestão anaeróbia.

A tabela 8 indica a produção de biogás a partir de resíduos; a tabela 9 indica a produção de dejetos por espécies selecionadas; a tabela 10 indica a equivalência de 1 m³ de biogás em relação a outros combustíveis e a tabela 8 indica o consumo de biogás para as principais necessidades diárias.

TABELA 8

Produção de biogás a partir de resíduos

Resíduos (1 tonelada)	biogás (m ³)
Lodo primário	28
Lixo (parte orgânica)	75
Lixo+lodo primário (80:20)	155
Esterco bovino	38
Esterco suíno	78
Esterco de galinha	62
Fezes humanas	176

Fonte: IPT

TABELA 9

Produção de dejetos por espécies

Espécie (unidade)	quantidade (Kg/dia)
Bovinos	10
Búfalos	15
Porcos (50 Kg)	2
Cavalos	10
Ovelhas	2
Galinhas	0,18
Homem	0,4

Fonte: IPT

TABELA 10

Equivalência de 1 m³ de biogás (5000 Kcal/m³)

Combustível	P.C.S. (Kcal/kg)	quantidade equivalente
gasolina comum	11.100	0,62 litros
querosene	10.900	0,58 litros
diesel	10.900	0,56 litros
GLP	11.900	0,42 quilos
óleo combustível	10.400	0,48 quilos
lenha (10% umid)	3.250	1,54 quilos
carvão vegetal	6.790	0,74 quilos
etanol	7.100	0,70 quilos
metanol	5.400	0,93 quilos
xisto	1.458	3,43 quilos

Fonte: Revista Energia - (23)

TABELA 11

Consumo de biogás

Aplicação	consumo médio
lâmpião (100w)	0,13 m ³ /h
fogão	0,33 m ³ /pessoa/dia
forno	0,44 m ³ /h
geladeira	2,20 m ³ /h
motor (ciclo OTTO)	0,45 m ³ /HP/h
Chuveiro (por banho)	0,80 m ³

Fonte: Revista Energia - (23)

2.4. Descrição do processo escolhido

2.4.1. Digestores industriais

Os digestores industriais, ao contrário dos rurais, são normalmente de grande porte, e foram desenvolvidos basicamente para serem utilizados no tratamento de elevadas quantidades de resíduos líquidos com baixa concentração orgânica.

Esses digestores, também chamados de alta eficiência, apresentam uma grande vantagem em relação aos digestores convencionais, ou seja, conseguem digerir anaerobiamente e de maneira eficiente, os resíduos líquidos através de tempos de retenção hidráulica bastante reduzidos, gerando como resultado grandes quantidades de biogás e biofertilizante. Os substratos mais comumente tratados são o lodo de esgoto, resíduos de matadouros de laticínios, da indústrias têxteis, de refrigerantes, cervejarias e da vinhaça da cana-de-açúcar.

Dentre os digestores de alta eficiência, com tecnologia já amplamente dominada e que possuem características de processo compatíveis com as necessárias, destacam-se os do tipo filtro anaeróbio e os do tipo fluxo ascendente com leito de lodo (UASB). Este último, no entanto, por ter tido um maior desenvolvimento e aplicação tanto na Europa, EUA como no Brasil (27) ao longo da última década, graças à sua relativa simplicidade de operação, foi o modelo escolhido para esta dissertação e, portanto, será detalhado mais pormenorizadamente daqui em diante.

2.4.2. Parâmetros

Para se obter um bom desempenho no processo de digestão anaeróbia é necessário o estabelecimento, da mesma maneira como já citado no item 2.3.4, de parâmetros que propiciem as condições vitais às atividades dos microorganismos existentes.

Dentre elas, destacam-se:

- . inóculos
- . THR, pH e temperatura
- . carga orgânica
- . taxa de aplicação
- . nutrientes
- . inibidores
- . produção de gás

Inóculos: Sabendo-se que a digestão anaeróbia é um processo microbiológico, onde várias populações de bactérias interagem, promovendo a estabilização da matéria orgânica de um

dado resíduo e, considerando-se que uma das limitações para a implantação segura e rápida da biodigestão é, sem dúvida, a ausência de inóculos apropriados em quantidades suficientes, foram realizados nos laboratórios do IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas - em São Paulo (28), ensaios com várias fontes de inóculos, tais como esterco bovino digerido, material coletado de fossas sépticas, lodo de esgoto doméstico e material biológico retirado de digestor tipo UASB em funcionamento, nos quais ficou demonstrado a não existência de nenhuma vantagem comparativa entre as primeiras fontes de bactérias citadas, a não ser uma clara indicação que a mistura entre elas seja a solução mais indicada, não tanto pelo lado microbiológico mas, principalmente, pelo lado prático. Quanto ao lodo já granulado, oriundo de digestor tipo UASB, surgiram evidências indicando ser o melhor inóculo possível. No entanto, a quantidade deste material disponível atualmente em nosso país é pequena. Na medida em que mais digestores estejam operando, mais rápido esse problema será resolvido, como já ocorre na Europa atualmente.

TRH, pH e temperatura: O tempo de retenção hidráulica é definido como sendo o quociente entre o volume do digestor e a vazão de alimentação, ou seja: $TRH = \frac{V}{Q}$

onde, TRH = tempo de ret. hidráulica (dias)

v = volume do digestor (m^3)

Q = vazão hidráulica (m^3/dia)

O THR necessário para que a maior parte da matéria orgânica seja degradada depende do substrato utilizado e do tipo de digestor empregado. Embora digestores tipo UASB possam processar a matéria orgânica em horas, conforme uma série de publicações, (20), (21), (27), (28), considera-se que o mais apropriado para empreendimentos industriais de grande porte seja a adoção de um TRH entre 1 e 3 dias.

pH: O processo de digestão anaeróbia para digestores tipo UASB exige que o pH deva ser mantido idealmente na faixa entre 6,8 a 7,2 (28). Caso haja necessidade de adicionar-se substâncias para mantê-lo nessa faixa, é recomendado proceder-se como no item 2.3.4, ou seja, utilizar-se soda, cal ou bicarbonato de sódio.

Temperatura: A temperatura ideal de operação de um digestor tipo UASB está na faixa mesofílica, variando entre 30 a 36°C. Como os digestores industriais são normalmente de grande porte, não há a necessidade de adaptar-se aquecedores para manter-se essas temperaturas, uma vez que o substrato chega a temperatura ambiente e, praticamente não ocorrem trocas com o meio externo.

Taxa de aplicação: A taxa de aplicação é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica que um certo digestor é capaz de receber por unidade de volume e de tempo. Sendo assim, uma maneira usual de expressar a taxa de aplicação para resíduos líquidos é:

T.A. = Kg DQO/m³ dia
(quilogramas de demanda química de oxigênio alimentada a cada m³ de biodigestor por dia)

Para digestores tipo UASB e outros de alta performance, a faixa de valores situa-se usualmente entre 12 a 20 Kg de DQO/m³ dia, ou mais (20) pois, a exemplo do TRH, em unidades industriais, os controles analíticos são mais brandos, onde as rotinas operacionais ocorrem em condições menos críticas.

Carga Orgânica: A carga orgânica de um digestor é dada como sendo o produto da quantidade de matéria orgânica que um certo digestor é capaz de receber pela vazão hidráulica de alimentação diária, ou seja

$$C.O. = \varnothing(m^3/dia) \times DQO(Kg/m^3)$$

onde: \varnothing = vazão hidráulica

Nutrientes: A oferta de nutrientes em quantidades suficientes é fundamental para o bom andamento do processo. Não basta que haja quaisquer quantidades de N (nitrogênio) e P (fósforo) em relação ao C (carbono) para que esteja assegurada a transformação desse carbono em gás.

Sendo assim, considera-se as relações (em massa) (17)

$$\frac{C}{N} = 30, \quad \frac{N}{P} = 5 \quad \text{e} \quad \frac{C}{P} = 150 \text{ como os ideais para o}$$

processo de digestão anaeróbia.

Se a C/N é muito alta, o processo é limitado pela disponibilidade de nitrogênio; se é muito baixo, pode ocorrer a formação de amônia em quantidade suficiente para inibir a população microbiana.

Inibidores: Dependendo da concentração do substrato utilizado numa digestão anaeróbia, uma mesma substância pode

estimular ou inibir determinada atividade biológica. Segundo algumas publicações sobre o assunto (17) e (27), as substâncias que podem ser tóxicas ao processo são o oxigênio, metais pesados, sulfetos, amônia, potássio, etc .

Em experimentos realizados pelo IFT com vinhaças de diversas origens, realizados tanto a nível de laboratório como a nível de piloto (28), chegou-se à constatação que concentrações de sulfato solúvel em torno de 0,8 g/litro são toleradas pelos microorganismos. Deve ser observado que o problema da inibição na digestão anaeróbia não é exatamente devido ao sulfato, e sim em relação aos sulfetos, que são gerados em meio fermentativo por bactérias redutoras de sulfato. Em destilarias autônomas, o surgimento do sulfato se deve ao tratamento da levedura, onde gasta-se 5g de H_2SO_4 para cada m^3 de álcool produzido.

Quanto ao potássio, os resultados dos experimentos levaram à conclusão que os valores críticos para o processo encontram-se próximos aos limites máximos encontrados nas vinhaças de melaço, ou seja, aproximadamente 7.500 mg/litro.

Produção de gás: A produção de gás é o resultado do metabolismo das bactérias envolvidas no processo de digestão anaeróbia, conforme descrição do item 2.2, cuja composição média é de 60% de metano, 40% de gás carbônico, podendo ainda ter frações de outros gases, como gás sulfídrico, hidrogênio e nitrogênio.

O fator de conversão da matéria orgânica em gás, de acordo com uma série de ensaios realizados pelo IPT (28), é da ordem de 0,4 a 0,5 m³ gás/KgDQD.

Esses valores coincidem com os obtidos em escala industrial pela destilaria São João, localizada em São João da Boa Vista - SP, do grupo Dedini, operando com vinhaça de caldo em digestor tipo UASB, conforme informações fornecidas pela Codistil S.A. (30).

2.4.3. Digestor tipo fluxo ascendente (UASB)

Os digestores do tipo fluxo ascendente com leito de lodo (UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket), desenvolvidos entre o final da década de 70 e início de 80 por pesquisadores da Universidade de Wagenigen, na Holanda, revolucionaram o tratamento de efluentes líquidos através de sistemas anaeróbios, técnica esta conhecida em todo o mundo há vários anos.

Por esse sistema, a matéria orgânica à ser tratada é distribuída uniformemente no fundo do digestor, sendo então conduzida em fluxo ascendente para a parte superior do mesmo. Durante o trajeto, os resíduos entram em contato com um lodo saturado de micro-organismos que, atuando na ausência de oxigênio, degradam o material introduzido. Separadores instalados na parte superior do digestor, se encarregam de selecionar os produtos resultantes do metabolismo anaeróbio onde, o biogás é coletado em câmaras específicas, o lodo retorna ao leito bacteriano sob a ação da gravidade,

incorporando-se à população ativa para dar continuidade ao processo biológico e o efluente, já tratado, é conduzido à calhas coletoras, podendo ser utilizado como um biofertilizante líquido diretamente sobre o solo. O desenho esquemático deste tipo de digestor é mostrado na figura 9.

2.4.4. Esquema básico do processo

O esquema básico do processo de transformação da matéria orgânica "in natura" em biogás, está delineado abaixo, conforme informações fornecidas pela Codistil S.A. - Dedini (30 - 40), e seu desenho indicado na figura 10.

O resíduo líquido (vinhaça), ao ser produzido como resultado do processo de fabricação do álcool, é destinado a um tanque de equalização, no qual é homogeneizado. Este tanque é necessário para ajustar as cargas hidráulicas, cargas orgânicas e para acidificar parcialmente o efluente.

Do tanque de equalização, o resíduo líquido é bombeado, através de bombas centrífugas para um resfriador de vinhaça do tipo trocador a placas, no sentido de proceder a redução de temperatura da matéria orgânica, de aproximadamente 70º C na saída do tanque de equalização, para algo em torno de 38º C, seguindo então para o tanque de acidificação.

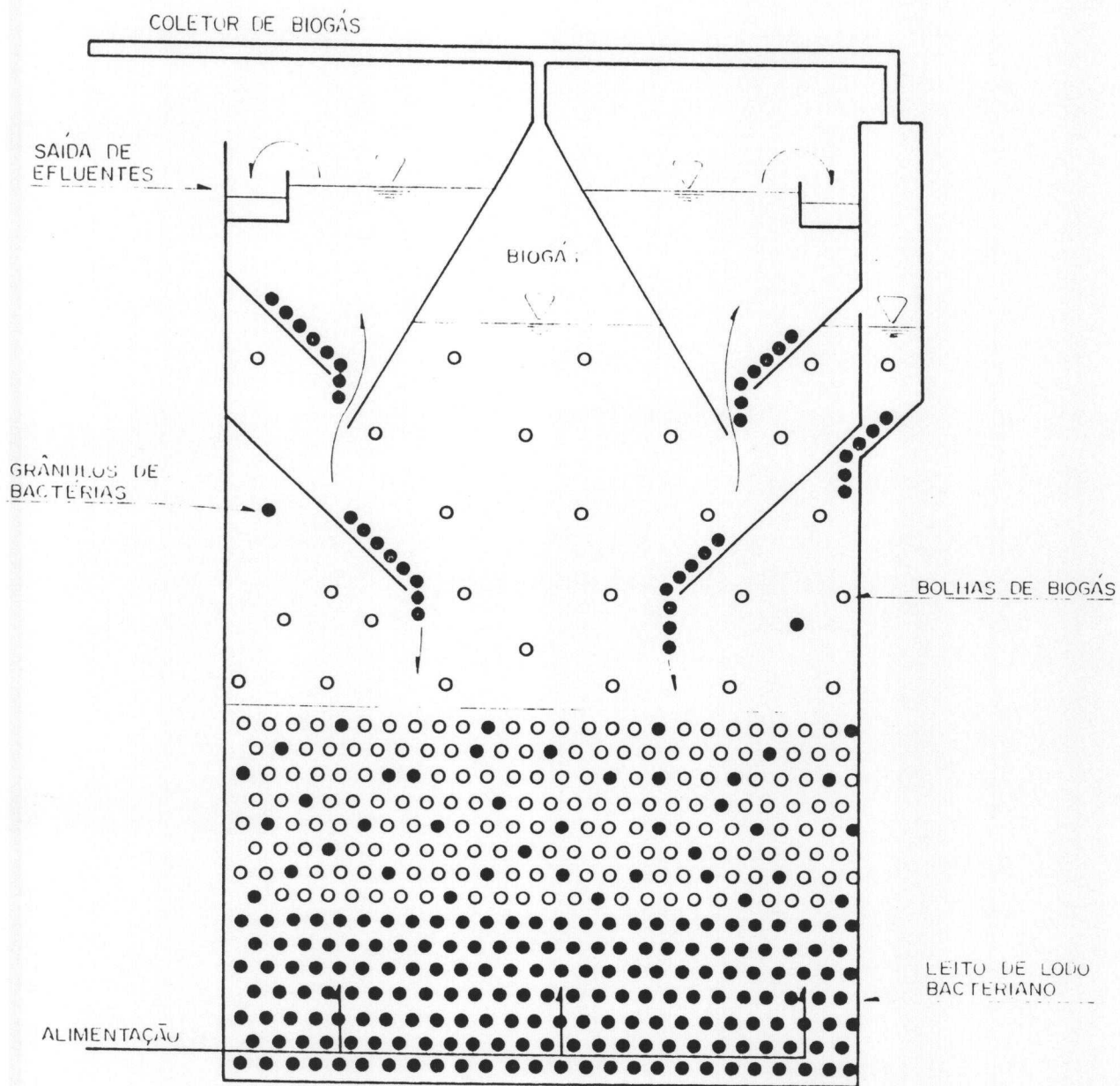


FIGURA 9

DIGESTOR TIPO UASB
 (FLUXO ASCENDENTE C/ LEITO DE LODO)

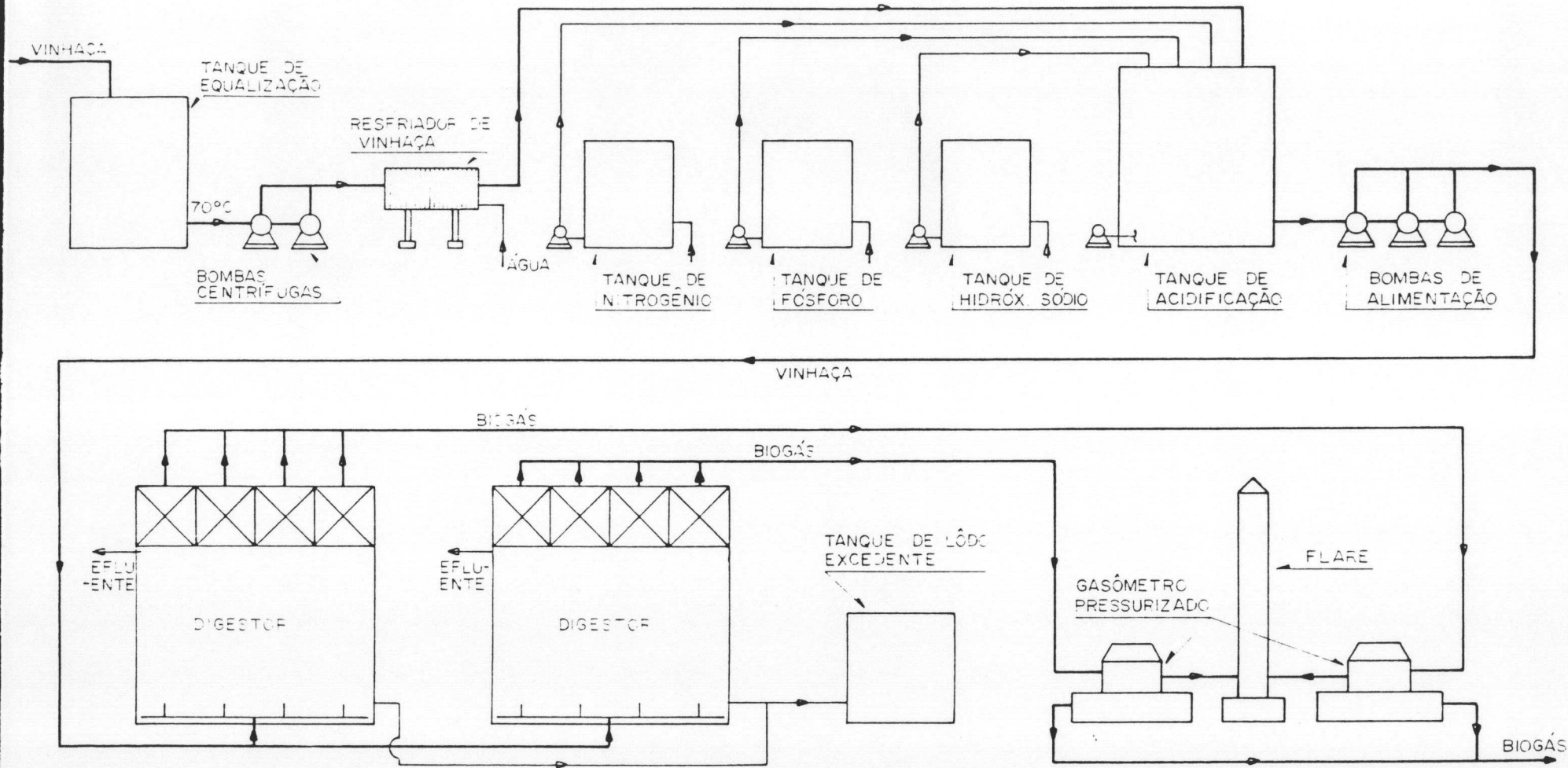


FIGURA 10
 ESQUEMA BÁSICO DE PROCESSO

É no tanque de acidificação que se consegue garantir os nutrientes básicos da mistura, afim de possibilitar o crescimento adequado do lodo anaeróbio granulado. Para tanto é feita a adição de Nitrogênio e Fósforo, de maneira a complementar os elementos disponíveis na vinhaça, caso estes não estejam presentes em quantidades suficientes originalmente. A relação mais indicada durante o processo de partida é indicada como sendo DQO:N:P = 350:5:1. (30)

O nitrogênio será suprido a partir de uma solução de uréia ou hidróxido de amônia e o fósforo a partir de uma solução de ácido fosfórico, de modo a cumprir a relação citada.

A correção do pH será realizada utilizando-se hidróxido de sódio conforme a necessidade.

Do tanque de acidificação, a mistura é bombeada para o digestor de fluxo ascendente, onde esse substrato entra em contato com o leito de lodo microbiano ativo presente no interior do mesmo.

Uma rede de distribuição, situada no fundo do digestor, possibilita um adequado contato entre o substrato e as bactérias, evitando-se caminhos preferenciais no leito do lodo.

Conforme já citado no item 2.4.3., é no interior do digestor UASB que ocorre o processo de degradação da matéria orgânica e, conseqüentemente, formação de biogás. O biogás produzido, surge na forma de pequenas bolhas que flutuam em movimento ascendente, através de uma camada de lodo, sendo então removido por coletores de gás.

O biogás coletado é enviado a um gasômetro pressurizado, no qual a pressão é mantida a 1,15 bar, por um diafragma existente no mesmo, sendo posteriormente destinado ao sistema de purificação de gás e, conseqüentemente, sistema de geração de energia elétrica. Para garantir a segurança e evitar vazamentos, eventuais quantidades de gás não utilizados são automaticamente enviados à torre "flare" para queima.

O efluente tratado é enviado por meio de canaletas para lagoas ou tanques de armazenamento afim de ser posteriormente aplicado como um biofertilizante líquido sobre a cultura da cana-de-açúcar. Pequenas quantidades desse efluente podem, eventualmente ser reincorporadas ao tanque de acidificação para reduzir a quantidade de nutrientes suficiente à correção do substrato em questão.

Toda vez que o lodo bacteriano existente ultrapassar a 25% do volume total do digestor, o mesmo deverá ser drenado por gravidade ao tanque do lodo excedente, podendo ser utilizado como material inoculante na partida de outros digestores anaeróbios, disposto em aterros sanitários ou aplicado sobre o solo, aproveitando suas características fertilizantes.

Por fim, é necessário lembrar que o controle operacional de um sistema de tratamento dessa natureza, envolvendo grandes quantidades de resíduos como é o caso da vinhaça, requer um monitoramento laboratorial dos fluxos hidráulicos, temperatura, pH, vazão de gás e sua composição, além de uma supervisão das taxas de alimentação e adição de nutrientes químicos.

2.4.5. Vantagens e desvantagens da biodigestão da vinhaça (27), (31)

As principais vantagens do processo de biodigestão anaeróbia da vinhaça através do uso de digestores de fluxo ascendente são:

- . menor tempo de retenção hidráulica e maior tempo de retenção das bactérias;
- . decantação do substrato efluente, evitando a perda de lodo;
- . menor volume do digestor, conseqüentemente, menor investimento;
- . diminuição do consumo de energia porque não necessita de agitação;
- . maior rendimento e, portanto, maior produção de biogás;
- . eliminação do mau-cheiro e da proliferação de moscas e outros insetos;
- . elevação do pH da vinhaça, eliminando praticamente os custos de reposição dos equipamentos utilizados na sua distribuição na lavoura;
- . manutenção dos teores de N,P e K, originalmente presentes na vinhaça "in natura";
- . possibilidade de retomada rápida do processo, após interrupção da operação por períodos prolongados (entre safra)

As principais desvantagens comumente apontadas, são:

- . maior sensibilidade do processo;
- . grandes períodos necessários para o "start-up" da planta, quando não utilizado um inóculo perfeitamente adaptado ao resíduo a ser tratado, denominado "lodo granulado"

(aproximadamente 1 safra). A medida em que vários digestores industriais estiverem funcionando, o lodo excedente poderá ser aproveitado como inóculo já adaptado abreviando a partida dos mesmos;

- . necessidade de um controle analítico e operacional adequado, não sendo, todavia, algo sofisticado.

2.5. Purificação do biogás

2.5.1. Conceitos

O biogás produzido pela fermentação anaeróbia da vinhaça da cana-de-açúcar através de digestores do tipo UASB, deve ser purificado por meio de processos específicos, afim de possibilitar a obtenção de um produto com alto conteúdo energético^(d), além de eliminar ou reduzir a participação de gases inertes como o CO₂ e de gases corrosivos como o H₂S.

A utilização direta do biogás em queimadores e, especialmente em motores de combustão interna para fins de geração elétrica, determina:

- . baixo rendimento pela presença de grandes quantidades de gases inertes (da ordem de 30 a 50%);
- . dificuldades da regulagem pelo comportamento variável de compostos não combustíveis;
- . reduzida vida útil das peças em contato com o gás antes e depois de sua combustão;

(d) O poder calorífico inferior (PCI) do biogás com 60% de CH₄ é de 5.555 Kcal/Nm³, enquanto que o PCI do metano (CH₄) purificado a aproximadamente 90% é da ordem de 8.550 Kcal/Nm³ (22)

. elevados custos de manutenção, pela necessidade de reposição de peças e componentes, degradados pelos poluentes do biogás.

O processo de purificação do biogás utilizado neste estudo, segue a sistemática empregada por empresas especializadas do ramo e, sugerida pelos construtores de digestores. Tal processo garante a obtenção de um gás depurado, com um teor de metano (CH_4) da ordem de 90%, gases inertes (CO_2 e outros) abaixo de 10%, baixo teor de umidade e significativa redução de gases corrosivos e tóxicos (H_2S) da ordem de 0,1%.

2.5.2. Descrição do processo

O processo descrito abaixo, segue a metodologia utilizada pela indústria Eniplan ⁽³³⁾ e seu esquema indicado na figura 11.

Inicialmente, o biogás produzido é armazenado em um gasômetro inflável com volume aproximado de 1% da produção diária de biogás e pressão idêntica a original (1,15 bar), afim de servir como pulmão para o sistema de purificação.

Do gasômetro, o biogás é direcionado para um separador de particulados, onde são eliminadas eventuais partículas sólidas. Esta prévia filtração tem também a função de proteger o compressor de biogás.

No compressor, o biogás sofre uma alteração da pressão original, passando de 1,15 bar para aproximadamente 15 bar.

O biogás comprimido é então direcionado para filtros desoleadores, que têm a função de reter o óleo proveniente do compressor, além de água e partículas finas.

Esses filtros são do tipo cartucho, constituídos de elementos filtrantes como fibras de borosilicato. Os sólidos são retidos no primeiro meio filtrante (tela de aço inox), enquanto que os líquidos aderem as fibras, sendo então eliminados por um purgador automático.

Dos filtros, o biogás é dirigido à uma coluna de lavagem, onde ocorre a maior eliminação de CO_2 e H_2S de todo o processo. A coluna de lavagem nada mais é que um "scrubber" clássico, onde o biogás encontra a água de adsorção num fluxo contra-corrente.

A recirculação da água é promovida por uma bomba de circulação, que opera à pressão compatível com a pressão do gás na coluna, enquanto que o CO_2 absorvido e dissolvido na água é eliminado numa torre de desorção por meio de aeração forçada.

O gás resultante sai bastante úmido (saturado), sendo necessário reduzir seu teor de umidade por intermédio de um separador de gotículas.

Do separador de gotículas, o gás passa novamente por filtros desoleadores, desta vez utilizando carvão ativado de elevada eficiência como elemento filtrante, afim de eliminar resíduos de óleo provenientes da bomba de circulação que

alimentam a coluna de lavagem, como também promover a depuração final do gás.

Após concluído todo este circuito, o gás encontra-se num estado purificado, sendo então estocado em um tanque pulmão. A pressão final do gás é de aproximadamente 12 bar, menor que a alcançada no compressor, devido a uma pequena expansão do gás que ocorre ao longo do processo. Desta forma, o gás obtido estará num estado adequado a ser utilizado em equipamentos responsáveis pela produção de energia elétrica.

Um comparativo entre as características básicas do biogás antes e depois da purificação é apresentada na tabela 12 abaixo:

TABELA 12

Quadro comparativo das características do biogás

elemento	biogás s/tratam	biogás c/tratam
CH ₄	60%	90%
CO ₂	32%	8 a 9%
H ₂ S	1%	0,1%
outros	1%	1%
H ₂ O	6%(saturado)	0,5%
pressão	1,15 bar	12 bar

fonte: Eniplan (33)

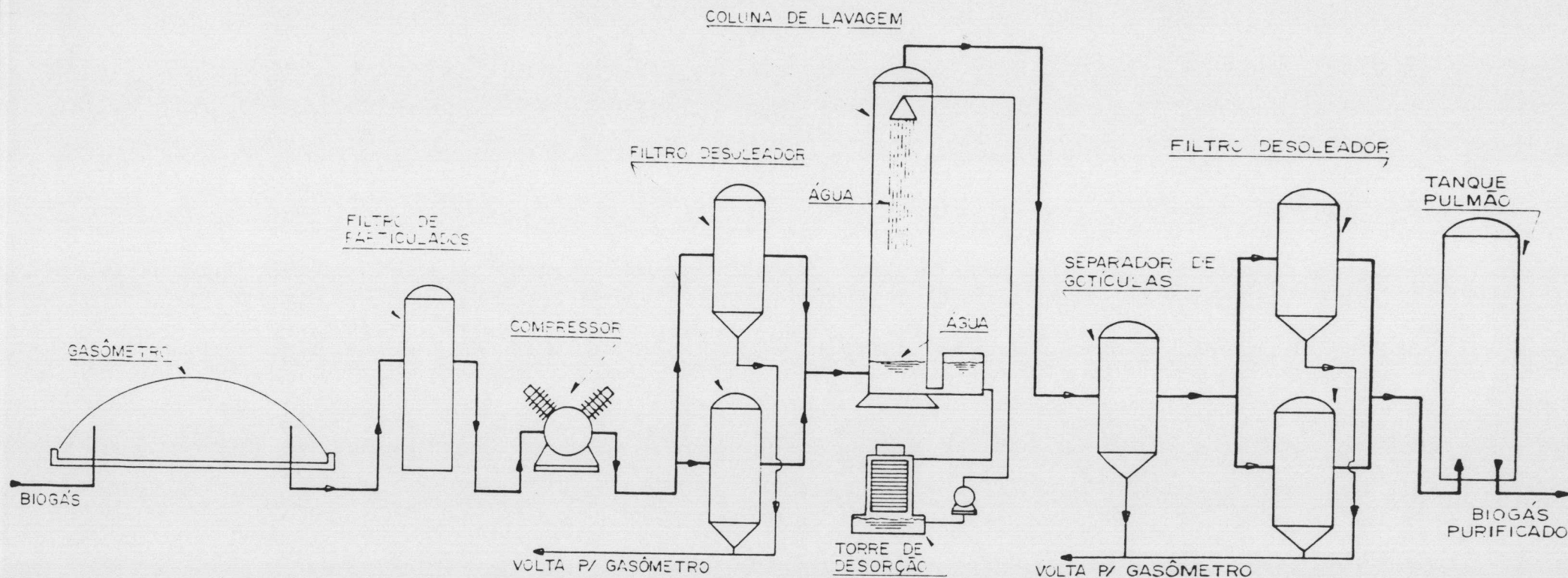


FIGURA 11
ESQUEMA DE PURIFICAÇÃO DO BIOGÁS

3. Tecnologias para geração de energia elétrica

3.1. Considerações:

Neste capítulo serão abordadas as alternativas tecnológicas relativas ao aproveitamento do gás purificado oriundo da digestão anaeróbia da vinhaça na geração de energia elétrica.

Para tanto, são apresentados os conceitos básicos de cada processo selecionado e posterior análise dos mesmos, afim de possibilitar a escolha das melhores alternativas técnicas que atendam os propósitos desejados.

Os cálculos e a descrição dos equipamentos selecionados estão indicados no capítulo 4 - Estudo de caso. Os ciclos termodinâmicos considerados são aqueles que abrangem os motores de combustão interna e combustão externa, a saber: Ciclo Rankine, ciclo Brayton, ciclo combinado e ciclo Otto.

Embora o ciclo Rankine (vapor) não seja apropriado para o processamento de gases, ele foi incluído neste estudo, uma vez que é parte integrante do ciclo combinado (gás + vapor).

Os motores Otto adaptados para o gás foram considerados neste estudo porque, embora sejam bastante semelhantes aos motores Diesel a gás em termos de rendimento, consumo e queima de combustível, dispensam o uso de combustível alternativo para a ignição e correspondente armazenamento, fato este indispensável aos motores do tipo Diesel. Dessa forma, procurou-se determinar possibilidades de geração elétrica a partir do uso específico do

biogás produzido, sem a interferência de outros combustíveis paralelos que pudessem mascarar os resultados alcançados.

3.2. Descrição conceitual dos ciclos termodinâmicos envolvidos

3.2.1. Ciclo Rankine (turbinas a vapor)

O ciclo de Rankine foi proposto por volta de 1850, quase simultaneamente pelo engenheiro e físico W. Rankine e pelo físico alemão R. Clausius, sendo empregado o nome do primeiro para a determinação do ciclo.

As turbinas a vapor no ciclo Rankine podem ser entendidas como motores térmicos de combustão externa. A energia térmica é fornecida ao vapor em outro componente de uma unidade geradora, ou seja, a caldeira. Como uma instalação com turbina a vapor funciona a ciclo fechado (o vapor realiza ciclos sucessivamente, passando por todos os componentes), então, deve-se retirar calor do vapor antes que seja novamente bombeado à caldeira. No caso dos ciclos a vapor, retira-se calor do vapor até condensá-lo no condensador. Assim, os componentes básicos do ciclo a vapor (Rankine) são: a turbina a vapor, a caldeira, o condensador e a bomba de alimentação do condensador (fig. 12 - item a).

Na figura 12 - item b, está representado o diagrama T-S (temperatura x entropia) para o ciclo Rankine onde o vapor úmido é condensado segundo uma isóbara (segmento 2-3). Após a condensação a água é bombeada (segmento 3-4), entrando na caldeira onde é aquecida até o início da evaporação (segmento 4-5). Neste ponto, através de um processo isotérmico, ocorre a

mudança de fase da água até sua completa vaporização (segmento 5-1), após o que o vapor é expandido na turbina realizando trabalho (segmento 1-2).

O rendimento térmico de um ciclo Rankine, sem perdas, não é obtido na prática. A instalação real desvia-se do ciclo ideal por perdas de pressão nas tubulações de vapor e por perdas durante a expansão na turbina e compressão do vapor condensado.

Define-se o rendimento térmico do ciclo como sendo:

$$\text{rend.} = \frac{[(h_3 - h_5) - (h_2 - h_1)]}{(h_3 - h_2)}$$

onde h_s = entalpias nos pontos indicados

Em um ciclo real, os processos são irreversíveis. A expansão do vapor na turbina é acompanhada de atrito do vapor com as superfícies sólidas, resultando que parte do trabalho de expansão é gasto para superar estas perdas. Dessa forma, o trabalho de atrito se dissipa em calor, aumentando assim a entropia.

O ciclo Rankine com superaquecimento é empregado na quase totalidade das centrais termoelétricas. O aumento da temperatura do vapor, conseqüentemente acompanhado do aumento de pressão, é limitado por questões metalúrgicas, principalmente nas caldeiras, onde o aumento das temperaturas internas dos tubos provoca um sobreaquecimento das superfícies expostas às altas temperaturas e radiação dos produtos da combustão.

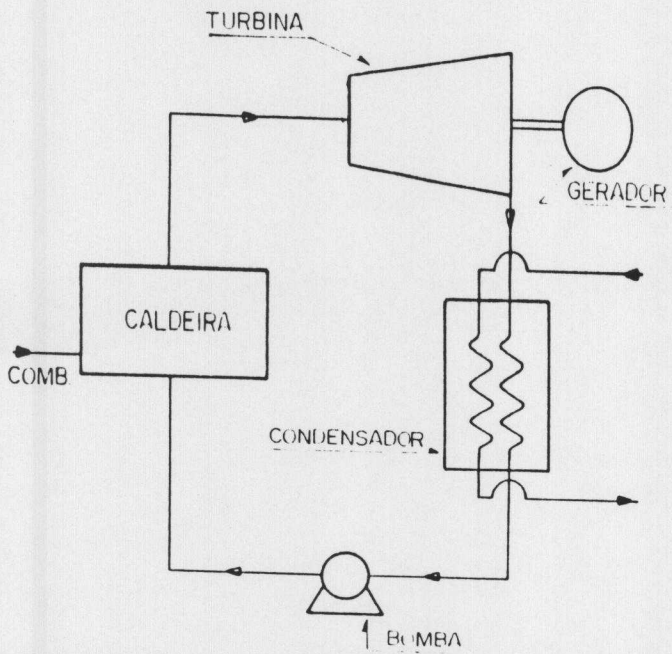
O diagrama T-S para o ciclo Rankine com superaquecimento é mostrado na figura 12 - item c. Este ciclo é compreendido por bombeamento da água (3-5), aquecimento até a temperatura de evaporação (4-5), vaporização (5-6), superaquecimento do vapor (6-1), expansão (1-2) e condensação (2-3). Em oposição à elevação da temperatura da fonte quente, outro fator de aumento da eficiência do ciclo Rankine é a redução da temperatura da fonte fria. Este fator, no entanto, está intimamente relacionado com as condições climáticas locais.

Um dos procedimentos que permitem diminuir a umidade do vapor na saída da turbina é o superaquecimento do vapor. Este superaquecimento está limitado pelos materiais das caldeiras e das próprias turbinas. Além disso, em função das curvas de expansão, fica limitada também a pressão de admissão do vapor.

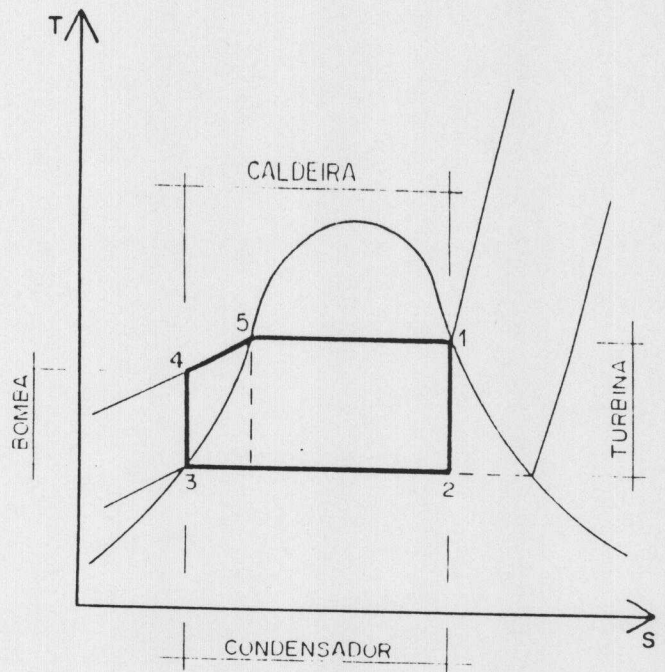
A maneira encontrada para contornar estes problemas foi o reaquecimento do vapor, como ilustrado no diagrama T-S da figura 12 - item d.

No reaquecimento, o vapor após a expansão parcial na turbina a vapor é reenviado para a caldeira (para o reaquecedor) e readmitido na turbina aonde é expandido até a condensação. Na caldeira (reaquecedor), a temperatura do vapor se eleva e volta à turbina superaquecido onde termina sua expansão diminuindo o teor de umidade nos últimos estágios da turbina. Esse método é hoje empregado na quase totalidade das centrais termoelétricas que utilizam só turbinas a vapor.

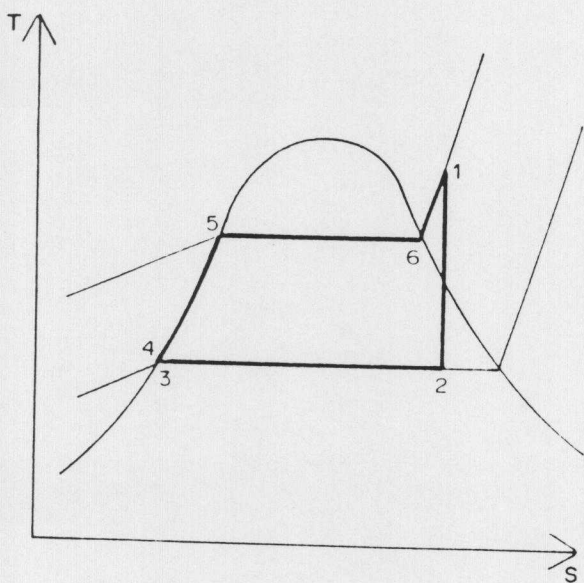
FIGURA 12 - CICLO RANKINE



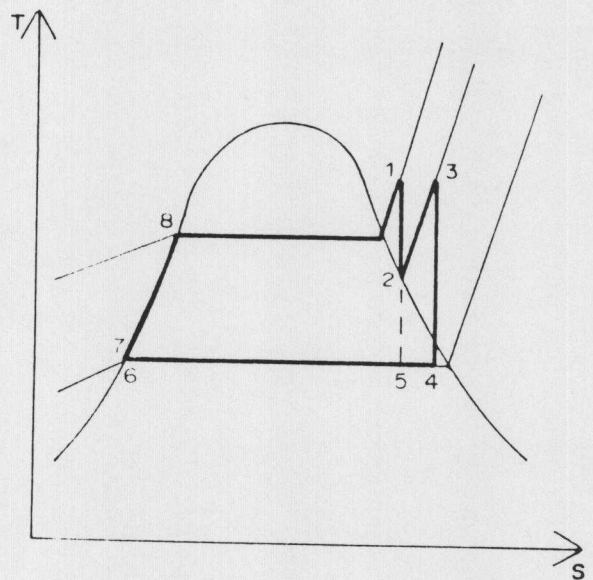
ÍTEM A - ESQUEMA BÁSICO



ÍTEM B - DIAGRAMA T x S



ÍTEM C - DIAGRAMA T x S c/ SUPERAQUECIMENTO



ÍTEM D - DIAGRAMA T x S c/ REAQUECIMENTO

3.2.2. Ciclo Brayton (Turbina a gás)

As turbinas a gás são máquinas rotativas de combustão interna, compostas basicamente de um compressor de ar, câmara de combustão e a turbina propriamente dita (figura 13 - item a).

Simplificadamente, podem ser entendidas como um compressor rotativo que ao girar, comprime o ar e dirige este ar comprimido para a câmara de combustão, a uma pressão definida pelo tipo de combustível utilizado. Na câmara de combustão, já com o ar comprimido, é injetado o combustível que é então queimado sob ação de um sistema de ignição resultando em gases de alta temperatura (mais de 1000°C) e alta pressão. Em fluxo constante, estes gases são expandidos na turbina ligada ao mesmo eixo do compressor, fazendo com que o sistema permaneça em rotação.

A partida de uma turbina a gás é realizada através de um motor de partida. Esse motor é acionado até que a turbina alcance a rotação que permita seu funcionamento autônomo.

As turbinas a gás funcionam como ciclos fechados ou abertos. Nos ciclos fechados, o fluido executa o ciclo repetidamente, enquanto que nos ciclos abertos, o ar é aspirado da atmosfera no início do ciclo, participa da combustão e, no final do ciclo, os gases são lançados na atmosfera.

Para a geração de energia elétrica, existem dois tipos de turbinas a gás: as aeroderivativas e as industriais.

As turbinas aeroderivativas, como o próprio nome diz, são turbinas baseadas nas sofisticadas tecnologias da indústria aeronáutica. A turbina aeroderivativa é formada por um módulo autônomo chamado de gerador de gás, que nada mais é que uma turbina de avião e por um módulo adicional composto de uma turbina acionada pelos gases produzidos pelo gerador de gás.

Atualmente a potência de uma turbina aeroderivativa para fins de geração elétrica está limitada a cerca de 35 MW. Estas turbinas possuem alto rendimento atingindo em alguns módulos até 36% e são mais indicadas para regimes de ponta ou de emergência.

As turbinas industriais ou "Heavy-Duty", são de construção mais robusta e, portanto, mais pesadas. Possuem menor rendimento, cerca de 30 a 34% e podem atingir grandes potências, até cerca de 200 MW por unidade. Estas turbinas podem operar em ambientes mais agressivos e principalmente são indicadas para operação na base. Pelas suas características, não tendo restrições com relação a dimensões e pesos, permitem maior facilidade para adequar a queima de diversos combustíveis.

O ciclo ideal utilizado mais comumente em turbinas a gás é o ciclo de Brayton, ou de combustão a pressão constante e com compressão adiabática reversível, como pode ser visto nos diagramas $P \times V$ (pressão \times volume) e $T \times S$ (temperatura \times entropia) da figura 13 - ítem b.

O processo 1-2 representa a compressão do gás no compressor. O calor é adicionado ao gás à pressão constante no

processo 2-3. Depois, no processo 3-4, o gás expande adiabaticamente nos bocais e rotor da turbina. Por fim, no processo 4-1 a pressão constante, o gás cede calor à fonte fria.

Sendo:

$W_{12} = c_p (T_2 - T_1)$, o trabalho realizado pelo compressor

$Q_{23} = c_p (T_3 - T_2)$, o ganho de energia do fluido através da combustão;

$W_{34} = c_p (T_3 - T_4)$, o trabalho desenvolvido pela turbina;

o rendimento térmico será:

$$\text{rend} = \frac{\text{trabalho líquido}}{\text{energia suprida}}$$

ou

$$\text{rend.} = \frac{c_p(T_3 - T_4) - c_p(T_2 - T_1)}{c_p (T_3 - T_2)}$$

Usando as relações isoentrópicas entre pressão e temperatura e utilizando-se a taxa de compressão: ($r = P_2/P_1$), chega-se a:

$$\text{rend} = 1 - \frac{1}{r^{(k-1/k)}} \quad \text{onde } k = \frac{c_p}{c_v}$$

e c_p = calor específico a pressão constante
 c_v = calor específico a volume constante

A eficiência do ciclo de Brayton é bastante inferior ao de Carnot (mais eficiente ciclo termodinâmico para uso em processos

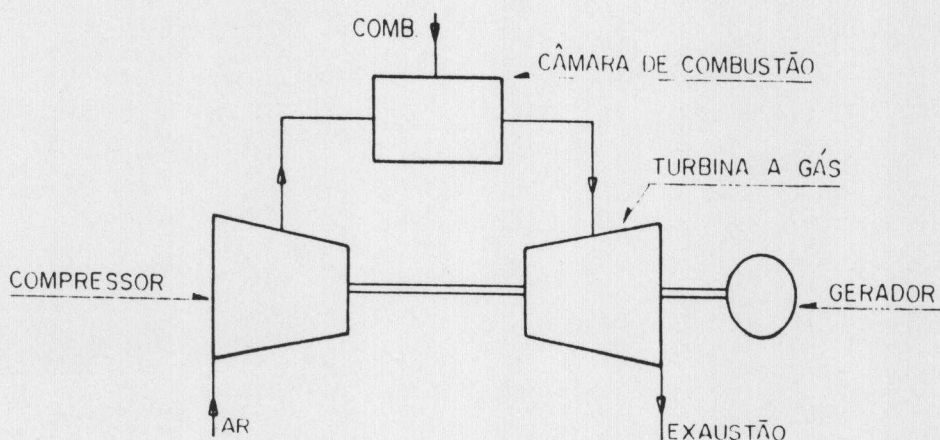
com vapor). No entanto, o ciclo Brayton é utilizado principalmente devido a sua característica de atingir temperaturas de fonte quente elevadas, as quais são alcançadas por poucos ciclos práticos.

O ciclo Brayton com regeneração é usado para se obter um rendimento igual a um ciclo com alta razão de compressão. Com a regeneração aumenta-se a temperatura de absorção de calor e, também, reduz-se a rejeição de calor, com isto, reduzem-se as irreversibilidades nas trocas de calor e aumenta-se o rendimento do ciclo.

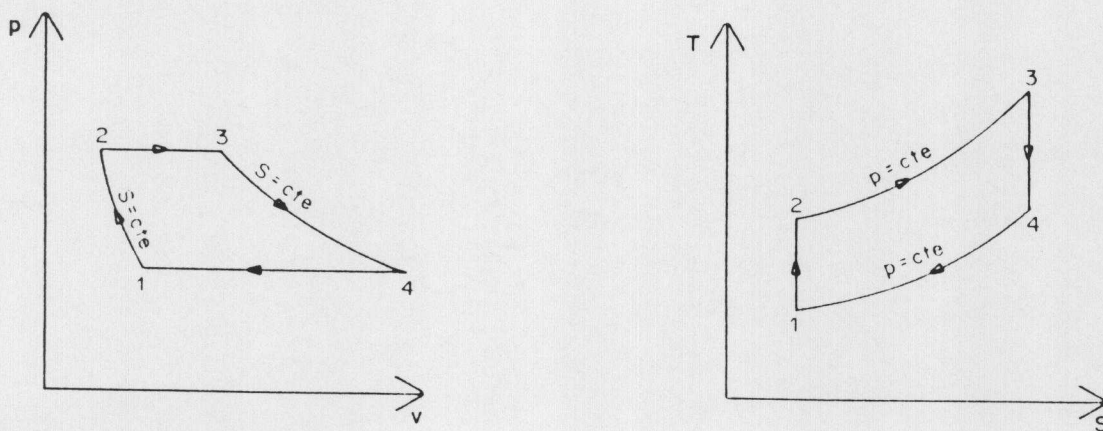
O ciclo Brayton com combustão (reaquecimento) intermediária torna a potência mecânica da turbina a gás maior, mas diminui a eficiência térmica. Este defeito pode ser corrigido pelo emprego simultâneo da regeneração, resultante em maior potência mecânica e em maior rendimento térmico.

A figura 13 - item c, apresenta o diagrama $T \times S$ de um ciclo com regeneração e reaquecimento intermediário. Segundo tal diagrama, o ar antes de entrar na câmara de combustão, recebe calor dos gases saindo da turbina de baixa pressão, resultando em menor quantidade de calor necessária na primeira câmara de combustão. Os gases, após a expansão na turbina de alta pressão, são novamente aquecidos até a temperatura inicial, antes de entrar na turbina de baixa pressão.

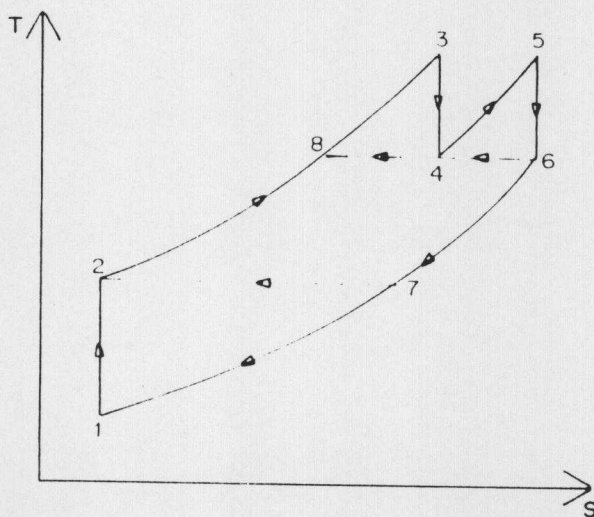
FIGURA 13 - CICLO BRAYTON



ÍTEM A - ESQUEMA BÁSICO



ÍTEM B - DIAGRAMA $p \times v$ e $T \times S$ PARA CICLO IDEAL



ÍTEM C - DIAGRAMA $T \times S$ (REGENERAÇÃO E REAQUECIMENTO INTERMED.)

O rendimento térmico nesse caso é definido como:

$$\text{rend.} = \frac{1 - (T_2 - T_1)}{[2 (T_3 - T_4)]}$$

Através dessa sistemática, constata-se que o reaquecimento eleva o rendimento do ciclo, com valores grandes de eficiência do regenerador, e também aumenta a razão de compressão.

3.2.3. Ciclo combinado (gás + vapor)

O ciclo combinado convencional é uma combinação do ciclo das turbinas a gás (ciclo Brayton) com o ciclo das turbinas a vapor (ciclo Rankine).

Na sua forma mais simples, o calor disponível nos gases de exaustão da turbina a gás é aproveitado para produzir vapor sob pressão em uma caldeira de recuperação de calor. O vapor é então expandido em uma turbina a vapor para produzir trabalho útil adicional. Neste ciclo, a geração de vapor na caldeira de recuperação e, conseqüentemente, a produção de energia elétrica pela turbina a vapor, depende somente da vazão e temperatura dos gases de exaustão da turbina a gás (figura 14).

O elo de ligação entre o ciclo de Brayton e o ciclo Rankine num ciclo combinado é a caldeira de recuperação de calor. A caldeira de recuperação, normalmente utilizada nos ciclos combinados, se distingue das caldeiras aquatubulares convencionais por efetuar a troca de calor predominantemente pelo

modo convectivo e por trabalhar com moderadas diferenças de temperatura gás/água ou vapor. Como consequência, essas caldeiras requerem grandes superfícies de troca de calor, problema que pode ser contornado pelo uso de tubos aletados que aumentam sensivelmente a área efetiva de troca.

Os ciclos combinados são as plantas de maior eficiência térmica em operação hoje em dia. Um ciclo a gás tradicional apresenta rendimento térmico variável entre 30 e 36%, dependendo do processo tecnológico adotado que, com a transformação em ciclo combinado, aumenta consideravelmente para 45 a 50%, chegando em alguns casos a atingir 52%.

O rendimento do ciclo combinado é a relação entre a potência total líquida produzida da turbina a gás (W_{tg}) e da turbina a vapor (W_{tv}), descontados os consumos de energia nas bombas (W_b) e no compressor (W_c), pela energia disponível no combustível alimentado na câmara de combustão da turbina a gás ($M_c \times PC_c$)

$$\text{rend.} = \frac{W_{tg} + W_{tv} - W_b - W_c}{M_c \times PC_c}$$

Assim, para a mesma quantidade de combustível alimentado, a potência produzida no ciclo combinado é maior e, conseqüentemente, maior o seu rendimento.

O estado-da-arte do ciclo combinado apresenta outras modificações possíveis para aumentar ainda mais o rendimento

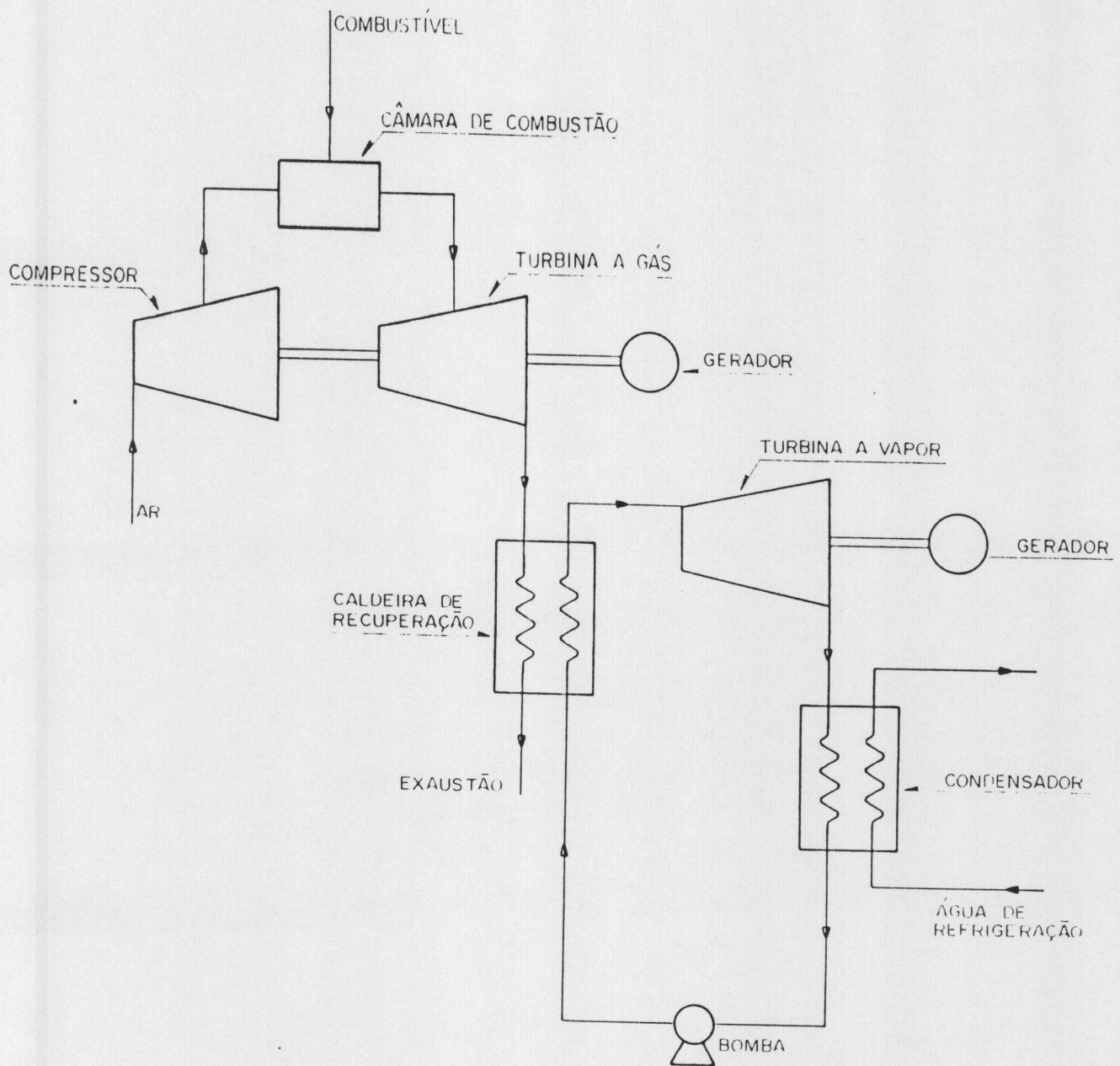


FIGURA 14
 CICLO COMBINADO

global das instalações, onde destacaremos resumidamente os sistemas denominados STIG e ISTIG.

STIG - No sistema STIG ("Steam Injected Gas Turbine"), parte do vapor gerado na caldeira de recuperação, a partir dos gases de exaustão é injetado na câmara de combustão da turbina a gás (figura 15 - item a).

Nesse sistema, ocorre uma redução da potência consumida pela bomba de alimentação de água para a caldeira de recuperação, culminando num aumento da potência líquida produzida pelo ciclo. Além disso, a injeção de vapor na câmara de combustão resulta numa mistura mais rica ao reagir com o combustível alimentado, melhorando a eficiência final da turbina a gás em até 15% (34).

A quantidade de vapor injetado na câmara de combustão depende da temperatura e da pressão dos gases de exaustão da turbina a gás. Dentre os modelos existentes de turbinas a gás, verifica-se através de levantamentos junto a fabricantes, que as aeroderivativas são as que apresentam maior facilidade para serem adaptadas à operação em ciclo STIG, principalmente nos processos em que haja a necessidade de produção simultânea de vapor e energia elétrica (cogeração).

Em geral, o ciclo STIG não é competitivo com o ciclo combinado usado em usinas termoelétricas de grande porte. No entanto, o custo de capital do STIG é menor, porque não há necessidade de instalação de turbina a vapor, condensador, torre de resfriamento, sendo particularmente indicado para plantas de

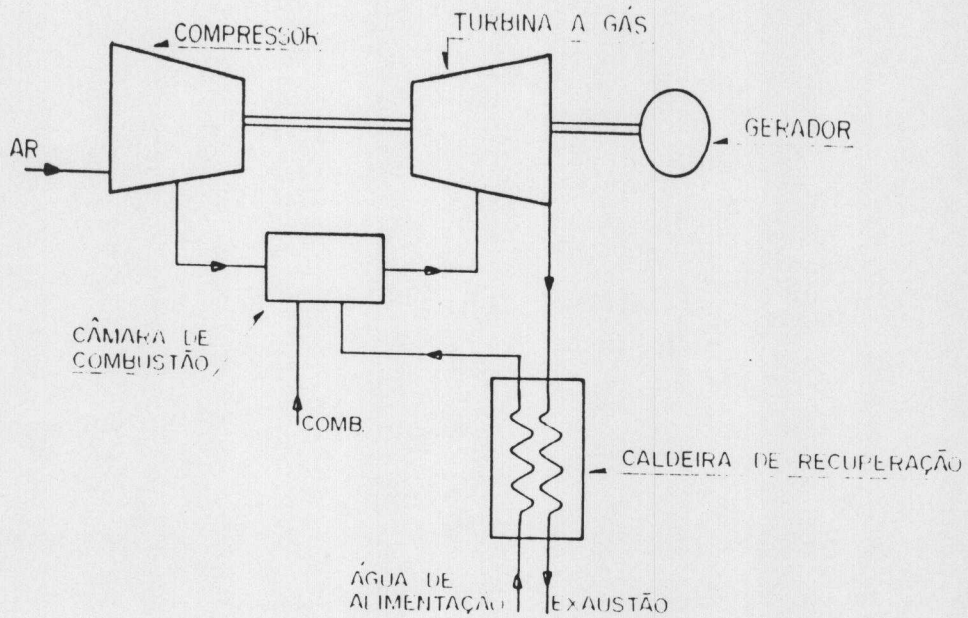
pequeno porte (até 50 MW), por não sofrer os efeitos de economia de escala, como o ciclo combinado ou o ciclo tradicional de turbina a vapor. «11».

ISTIG - O sistema ISTIG ("Intercooled Steam Injected Gas Turbine"), encontra-se ainda em fase de testes e, constitui-se numa proposta de melhora do desempenho do ciclo STIG, no qual é introduzido um resfriador intermediário no compressor de ar da turbina a gás (figura 15 - ítem b).

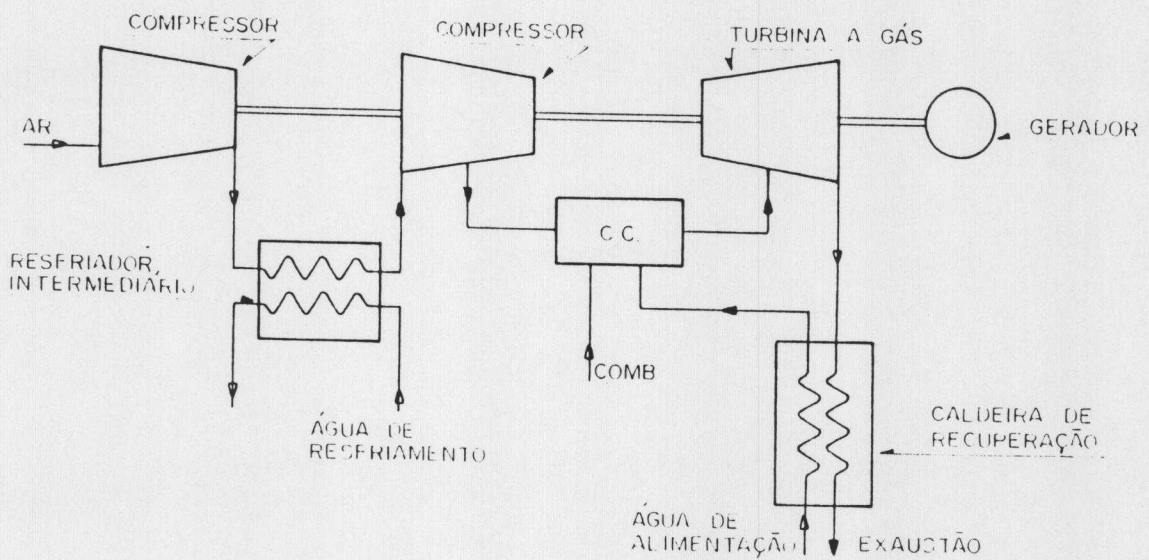
O resfriador intermediário reduz o trabalho do compressor, o que é particularmente importante nas turbinas aeroderivativas (com elevada razão de pressão), que apresentam alto consumo de energia no compressor. Em termos práticos, estima-se que a GE - General Electric, consiga com sua turbina LM-6000 (ISTIG), um aumento da eficiência térmica da ordem de 52%, chegando a atingir com esse equipamento uma potência de 110 MW «11».

Tanto os sistemas STIG's como os sistemas ISTIG's podem operar em sistemas com ciclo combinado, no entanto, ao contrário dos ISTIG's, os STIG's já possuem tecnologias totalmente aprovadas em diversos tipos de instalações destinadas à geração de energia elétrica.

FIGURA 15 - STIG e ISTIG



ÍTEM A - STIG (STEAM INJECTED GAS TURBINE)



ÍTEM B - ISTIG (INTERCOOLED STEAM INJECTED GAS TURBINE)

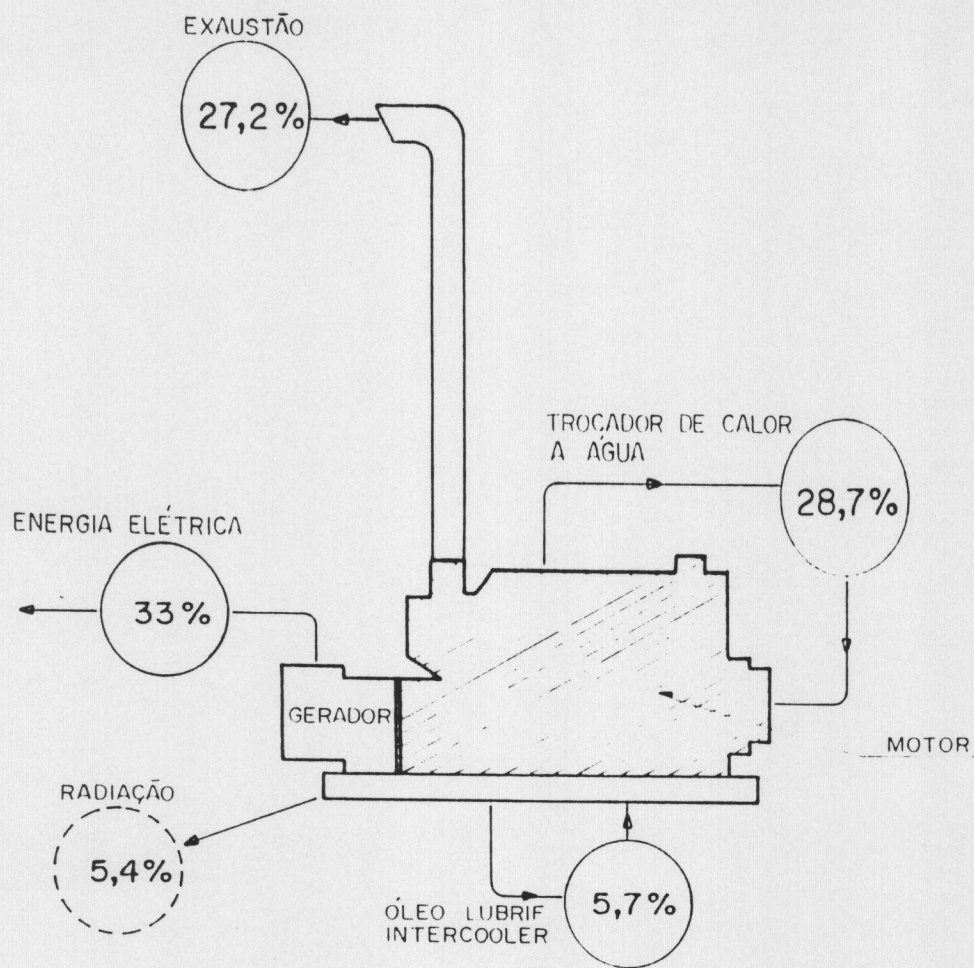
3.2.4. Motores a gás (ciclo Otto adaptado)

Os motores a gás são máquinas térmicas que constituem-se num sistema fechado ao qual se fornece calor de uma fonte externa, e que rejeita calor a um sumidouro externo. O sistema volta periodicamente ao seu estado inicial e, portanto, excluem-se as transformações exteriores ao sistema. .

Os motores de combustão no ciclo Otto diferem-se em relação ao ciclo Diesel pelo tipo de ignição e pela formação da mistura. No ciclo Otto a ignição é por faísca e a mistura ar-combustível ocorre no carburador através de velas de ignição. No ciclo Diesel ocorre uma auto-ignição pois, o combustível comprimido é injetado diretamente numa câmara de combustão, inflamando-se ao se misturar com o ar.

No nosso estudo de caso, um dos equipamentos para a geração de energia elétrica, será um motor a gás oriundo de um ciclo Otto adaptado.

Num ciclo Otto padrão (com ar), esquematizado pelos diagramas $T \times S$ e $P \times V$ na figura 16, o ar é comprimido isentropicamente por um êmbolo de "a" até "b"; com o êmbolo preso, fornece-se calor a volume constante de "b" até "c"; em "c", liberta-se o êmbolo e o ar se expande atrás do êmbolo de "c" até "d", finalmente o êmbolo é novamente imobilizado enquanto se rejeita calor de "d" até "a". Libertando o êmbolo em "a", o ciclo se repete.



ESQUEMA BÁSICO - MOTOR A GÁS

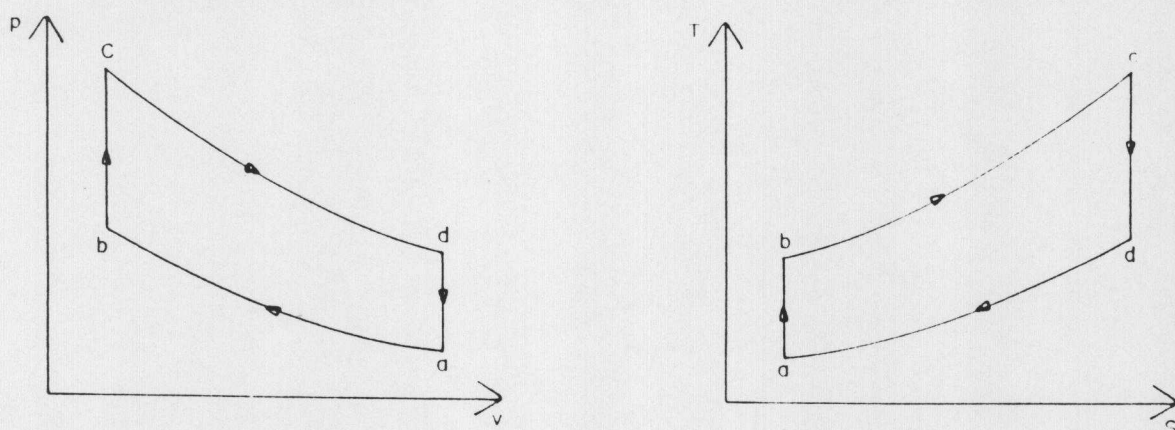


DIAGRAMA pxv e Txs PARA CICLO OTTO PADRÃO

FIGURA 16 - MOTOR A GÁS

Neste tipo de motor, o gás utilizado como combustível não oferece nenhuma dificuldade operacional, pois reage muito bem com o ar na câmara de mistura.

A ignição, por sua vez, dá-se por um arco-elétrico, devidamente sincronizado, por meio de velas de ignição.

Além das referências bibliográficas citadas, adotou-se uma compilação resumida das informações apresentadas, baseadas nas seguintes fontes: (35), (36), (37).

3.3. Alternativas adotadas

Ao longo da escolha sobre a melhor alternativa que possibilitasse a obtenção de energia elétrica a partir do biogás de vinhaça da cana-de-açúcar, procurou-se levar em conta um conjunto de circunstâncias que viessem satisfazer harmoniosamente aspectos técnicos e econômicos.

Para que pudéssemos determinar esses aspectos, no que se refere à seleção de equipamentos necessários, rendimentos, custos, etc, tínhamos que partir dos níveis de potência possíveis de serem atingidos, para a devida avaliação pretendida.

Nesse sentido, foram considerados para efeito de cálculo os seguintes valores:

10.800 Nm³ = produção metano/dia
 8.550 Kcal/Nm³ = PCI do metano
 86.400 seg = quantidade de seg/dia
 4,18 KJ/Kcal = fator de conversão
 0,25 a 0,35 = rendimento médio (previsto)

Assim, a potência gerada prevista, seria da ordem de:

$$10.800 \frac{\text{Nm}^3}{\text{dia}} \times 8.550 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3} \times \frac{1 \text{ dia}}{86.400 \text{ seg}} \times 4,18 \frac{\text{KJ}}{\text{Kcal}} \times 0,25 \text{ a } 0,35 = 1116 \text{ a } 1563 \text{ KW}$$

A primeira constatação que se observa ao verificarmos os modelos de equipamentos de geração elétrica, por meio de consultas a revistas técnicas do ramo, tais como "Modern Power System" e "Power Engineering International", indica que a eficiência térmica das turbinas a gás é tanto maior quanto maior for a potência gerada, ou seja, há um ganho de rendimento em relação a escala do equipamento utilizado. Essa situação já não ocorre de forma linear com os motores a gás onde, em alguns casos o rendimento é praticamente o mesmo, independente do fator de escala.

A seguir é apresentada a tabela 13 onde, simplificada, compara-se as alternativas de geração elétrica para este combustível e esta faixa de potência.

TABELA 13-Comparativo entre alternativas de geração elétrica

	Turbina a vapor (*)	Turbina a gás	ciclo combinado	motor a gás
rendimento	~ 26%	~ 30%	~ 45%	~ 32%
equipamentos necessários	-caldeira -sistema de captação d'água -tratamento d'água -condensador -turbina a vapor -gerador	-turbina a gás -gerador	-caldeira -sistema de captação d'água -tratamento d'água -condensador -turbina a vapor -turbina a gás -gerador	-motor a gás -gerador
custo	médio	baixo	elevado	baixo
manutenção	fácil	médio	difícil	fácil

(*) considera-se a queima do gás em caldeira com obtenção de vapor para a turbina

Para o caso de utilizar-se o biogás produzido em uma caldeira para a obtenção de vapor e, posteriormente, geração de eletricidade por meio de turbina a vapor, constatou-se junto aos técnicos do Setor de Estudos Termoelétricos da CESP que essa alternativa não seria a mais apropriada em relação as demais, uma vez que a caldeira para processar esse combustível nas quantidades previstas (10.800 Nm³/dia), não poderia ser do tipo convencional, na qual sua construção necessitaria conter tubulações especiais com pequenas espessuras de parede afim de possibilitar uma boa troca de calor gás/água. Em relação a água de alimentação, esta obrigatoriamente deverá ser desmineralizada e, portanto, haveria a necessidade de conter ainda um sistema de tratamento de água anexo. Por fim, o turbo-gerador a vapor e o

condensador para essas quantidades de biogás, seriam equipamentos relativamente mais caros que similares de maior potência.

A mesma linha de raciocínio poderia ser adotada para um sistema de geração elétrica em ciclo combinado. Nesse caso, os gases de exaustão da turbina a gás seriam dirigidos à uma caldeira de recuperação que, em contato com a água de alimentação externa ao sistema, realizaria a produção de vapor a ser aproveitada na turbina a vapor. Os detalhes construtivos básicos da caldeira de recuperação são citados no item 3.2.3. Também haveria a necessidade de um sistema de tratamento de água para a caldeira e uma fonte adicional de água para o condensador. Embora a eficiência térmica do processo seja maior em relação às demais alternativas sugeridas, vale lembrar que neste caso há a utilização de um número maior de equipamentos necessários a geração e, em função das quantidades de biogás disponíveis e da potência requerida, seria absolutamente impraticável a adoção desta alternativa, dada a dificuldade de fornecimento de equipamentos dentro de uma configuração razoável (turbina a gás + turbina a vapor), além dos elevados custos de aquisição de equipamentos, manutenção e da energia gerada.

A alternativa de utilização de turbina a gás em ciclo aberto, onde os gases de exaustão da turbina são liberados para a atmosfera, demonstrou ser mais viável que as anteriores, dada a pequena quantidade de equipamentos necessários, razoável facilidade de manutenção e baixos custos de aquisição. Num levantamento do estado-da-arte sobre turbinas a gás, só foram

encontrados cinco fornecedores para a faixa de potência desejada. São eles: "Dresser Rand Power"; "Kawasaki Heavy Industrial"; "Mitsui Engineering"; "Ruston Gas Turbine" e "Prat and Whitney". Dentre esses, contactamos aquele que apresentava o maior rendimento e, através dos dados técnicos e econômicos obtidos, foram efetuados os estudos de geração elétrica. Finalmente, o aproveitamento do biogás em motores a gás também mostrou-se competitivo em relação as demais alternativas sugeridas. O motor a gás é um equipamento de fácil manutenção, bom rendimento, custos de aquisição similares à turbina a gás e capaz de operar com gases de médio poder calorífico e baixa pressão de entrada. Dessa forma, também adotou-se esse sistema de geração para efeito do estudo de caso simulado.

Diante de todas essas premissas, a turbina a gás escolhida foi da marca "Ruston Gas Turbine", modelo "Hurricane" com potência efetiva de 1612 KWe e eficiência térmica de 26%. Entre os motores a gás, optamos pela "Walkesha-Dresser", modelo 9500 GL série VHP, com potência efetiva de 1475 KWe e eficiência térmica de 33%.

A avaliação comparativa entre esses dois sistemas de geração elétrica é apresentada no capítulo 4 e seus respectivos custos no capítulo 5.

Sobre os aspectos ambientais referentes as emissões dos gases da combustão provenientes da queima do combustível utilizado, é sabido que eles consistem basicamente dos produtos

de combustão, mais alguns constituintes químicos presentes no ar comburente.

Como no nosso caso o combustível utilizado é o biogás purificado, onde a participação do metano (CH_4) e do gás carbônico (CO_2) representam quase que a totalidade dos componentes do biogás sua queima praticamente não emite resíduos atmosféricos, e ainda, não havendo a presença de constituintes químicos, deve-se supor, conseqüentemente, que não existam problemas ambientais com a queima desse combustível para os fins desejados.

A legislação federal relativa a padrões de emissões atmosféricas, explicitada pela resolução nº 008 de 06/12/90 do CONAMA, faz menção a combustíveis sólidos e líquidos, deixando para os órgãos Estaduais de Meio Ambiente o estabelecimento de limites para combustíveis gasosos. Estes por sua vez, até o momento não elaboraram os seus padrões sobre o assunto. A nível internacional, os padrões de emissões da EPA ((Environmental Protection Agency) e da CEE (Comunidade Econômica Européia) aplicáveis à queima de combustíveis gasosos fazem menção apenas a material particulado, dióxido de Enxofre (SO_2) e óxido de nitrogênio (NO_x), elementos que não são formados pela queima do biogás.

4. Estudo de Caso

4.1. Dimensionamento de uma destilaria hipotética

No sentido de enriquecer este trabalho, procurou-se neste capítulo demonstrar a viabilidade técnica da digestão anaeróbia no tratamento da vinhaça da cana-de-açúcar e, para tanto considerou-se como o estudo de caso, uma destilaria autônoma no Estado de São Paulo com uma produção média de 150.000 litros de álcool/dia, durante uma safra de 180 dias corridos (160 dias efetivos) ao longo do ano, operando um digestor tipo fluxo ascendente com leito de lodo (UASB).

A escolha de uma destilaria autônoma deveu-se ao fato de ser o modelo de empreendimento industrial que apresenta a maior constância em relação as características físico-químicas das vinhaças produzidas, quando comparadas com as características das vinhaças produzidas por destilarias anexas. A quantidade de álcool produzido foi adotada conforme informações colhidas de técnicos do setor (Copersucar e Codistil), nas quais a tendência atual dos projetos e/ou reformas de destilarias autônomas, indica a implantação de unidades com capacidade de produção da ordem de 150.000 litros álcool/dia ou múltiplos desse valor. A quantidade de vinhaça produzida foi adotada como sendo 12 litros para cada litro de álcool produzido, como citado no item 1.1. e, de acordo com (1).

A seguir são apresentadas as principais características da vinhaça, tabela 14, que serão utilizadas neste estudo de caso (padrão da Destilaria São João), fornecidas gentilmente pela

Codistil S.A., cuja experiência no processamento de vinhaça em digestores tipo UASB é das mais antigas no país e reconhecidamente a mais bem sucedida no ramo.

TABELA 14
Características da vinhaça -mosto de caldo

PARA METRO	TEOR
DQO	25.000 mg/litro
DBO	15.000 mg/litro
Nitrogênio	150 mg/litro
Fósforo	50 mg/litro
Cálcio	300 mg/litro
Potássio	1.800 mg/litro
Sulfato	600 mg/litro
Temperatura	85°C
pH	4,0

fonte: Codistil

4.2. Produção de gás

- . produção industrial:.....80 lit álcool/Ton.cana
- . capacidade de moagem:.....aprox. 1.900 Ton/dia
- . produção de álcool: 150.000 litros/dia
- . produção de vinhaça:
(12 x 150.000):1.800 m³/dia
- . carga orgânica :
(1.800 m³/dia x 25 Kg DQO/m³).....45.000 KgDQO/dia
- taxa de aplicação:.....18 KgDQO/m³ dia
valor adotado segundo a experiência prática da Codistil
- . volume do digestor:

- (45.000 KgDQO/dia)/(18 KgDQO/m³.dia)...2.500 m³
- . tempo de retenção:
(2.500 m³/1.800 m³/dia).....1,39 dias ou 33,33 horas
 - . eficiência de remoção de DQO (38):80%
 - . fator de conversão DQO/biogás:.....0,5 Nm³ biogás/KgDQO
 - . produção de biogás:
(45.000 KgDQO/dia x 0,8 x 0,5 Nm³ biogás/KgDQO).....
.....18.000 Nm³/d ou 750m³/h
 - . teor de metano no biogás:.....60%

4.3. Purificação do biogás

De acordo com os dados da tabela 12, referentes as características do biogás antes e depois do tratamento de purificação, constata-se que o biogás originalmente produzido possui cerca de 60% de metano (CH₄) a 1,15 bar de pressão, enquanto que no estado final, o mesmo passa a ter cerca de 90% de metano e 12 bar de pressão.

Pela equação universal dos gases, temos:

$$p_i \times v_i = p_f \times v_f$$

onde: p_i = pressão inicial = 1,15 bar
 p_f = pressão final = 12 bar
 v_i = volume inicial = 0,6 x 18.000 m³(teor metano)
 v_f = volume final = 0,9 x volume total (teor metano)

$$\begin{aligned}
 p_i \times v_i &= p_f \times v_f \\
 1,15 \times 0,6 \times 18.000 &= 12 \times 0,9 \times v_t \\
 12.420 &= 10,8 \times v_t \\
 &= \frac{12.420}{10,8} \\
 v_t &= \frac{12.420}{10,8} = 1.150 \text{ m}^3/\text{d de biogás}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 v_f &= 0,9 \times v_t \\
 v_f &= 0,9 \times 1.150 \\
 v_f &= 1035 \text{ m}^3/\text{d de metano a 12 bar de pressão}
 \end{aligned}$$

Como os cálculos de geração elétrica baseiam-se na quantidade de metano a pressão atmosférica, basta utilizar-se a mesma equação para determinar-se a quantidade de metano a esse nível de pressão.

$$\begin{aligned}
 p_i \times v_i &= p_f \times v_f \\
 1,15 \times v_i &= 12 \times 1035 \\
 v_i &= \frac{12.420}{1,15} = 10.800 \text{ m}^3/\text{d a aprox. 1 bar}
 \end{aligned}$$

Em termos práticos, uma vez tendo a quantidade de metano final a 12 bar (1.035 m³/d), bastaria apenas expandi-lo em um gasômetro para obter o mesmo gás nas condições ambientais (10.800 m³/d).

4.4. Produção de energia elétrica

4.4.1. Utilizando turbina a gás

De acordo com os levantamentos realizados por meio de literatura especializada e por correspondências, conforme citado no item 3.3. - Alternativas adotadas, a turbina a gás escolhida para este estudo foi da marca Ruston Gas Turbine, por apresentar

um modelo cuja eficiência térmica era superior a todos os fornecedores selecionados. Os dados principais são os seguintes:

- modelo.....	Hurricane
- capacidade máxima.....	1.612 KWe
- rendimento líquido.....	26%
- heat rate.....	14.605 KJ/Kwh
- temperatura entrada.....	1130°C
- temperatura saída.....	601°C
- consumo de combustível.....	0,2918 Kg/KWh
- potência gerada.....	1162 kWe
- potência consumida no processo de digestão.....	13 kWe
- potência consumida no processo de purificação..	100 kWe
- potência líquida final.....	1049 kWe

4.4.2. Utilizando motor a gás

As informações abaixo apresentadas foram fornecidas pela empresa Cotema Ltda (39), representante dos motores Waukesha-Dresser no Brasil, mediante uma análise das características e quantidades de biogás produzidos pela simulação de caso proposta neste trabalho.

- rendimento líquido.....	33%
- consumo de gás.....	423,5 m ³ /h
- admissão de ar.....	8040 m ³ /h
- temperatura de exaustão.....	400°C
- perdas no processo:	
. refrigeração por óleo (intercooler)...	5,7%
. refrigeração por água (jacket water)....	28,7%
. radiação.....	5,4%

- . exaustão..... 27,2%
- potência líquida.....1.475 KWe
- potência consumida no processo de
digestão.....13 KWe
- potência consumida no processo de
purificação.....100 KWe
- potência líquida final.....1362 KWe

4.5. Equipamentos envolvidos

4.5.1. Sistema de produção de biogás (digestão anaeróbia)

A relação de equipamentos indicada a seguir descreve o esquema básico de processo citado no item 2.4.4. e encontra-se representada pela figura 10. O detalhamento e o dimensionamento dos mesmos foi elaborado para o estudo de caso adotado, com a colaboração da equipe técnica da Codistil-Dedini (40).

No sentido de assegurar uma rotina operacional com um alto grau de confiabilidade, evitando dessa forma uma interrupção do processo de produção de biogás, convencionou-se adotar para este estudo, dois digestores anaeróbios de 1250 m³ de volume cada e bombas de reserva nas unidades alimentadoras.

Equipamentos:

- . 01 tanque para equalização de afluentes

$$V = 300 \text{ m}^3$$

- . 02 bombas centrífugas para alimentação do resfriador
(uma de reserva)

$$\text{vazão} = 90 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$T = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

inox 360, com selo mecânico

motor = 7,5 cv - 4p

- . 01 Resfriador para vinhaça - tipo trocador a placas

	vinhaça	água
vazão =	90 m ³ /h	145 m ³ /h
T1 =	60 °C	28 °C
T2 =	38 °C	41,9 °C

- . 01 tanque de acidificação da vinhaça

v = 200 m³

- . 01 agitador lateral para homogeneização do tanque de acidificação:

Pot = 3 CV

- . 01 tanque para hidróxido de sódio

v = 15 m³ (em fibra de vidro)

- . 01 bomba para Hidróxido de Sódio

vazão = 0,4 m³/h

T = ambiente (tipo dosadora, de diafragma)

motor = 1,0 CV - 4P

- . 01 tanque para nutrientes (Fósforo)

v = 15 m³ (em fibra de vidro)

- . 01 bomba para Fósforo

vazão = 0,1 m³/h

T = ambiente

- motor = 0,5 CV - 4P
- . 01 tanque para nutrientes (Nitrogênio)
 - v = 15 m³ (em fibra de vidro)
 - . 01 bomba para Nitrogênio
 - vazão = 0,1 m³/h
 - T = ambiente
 - motor = 0,5 CV - 4P
 - . 03 bombas para alimentação dos reatores anaeróbios (uma de reserva)
 - vazão = 100 m³/h
 - T = 37 °C
 - motor = 5 CV - 4P
 - . 02 Digestores anaeróbios - UASB
 - v = 1.250 m³ cada
 - . 02 gasômetros pressurizados
 - v = 10 m³
 - . 01 flare (queimador)
 - vazão = 1.000 m³/h

4.5.2. Sistema de purificação do biogás

- . 01 gasômetro inflável com capacidade de 1% do volume total do biogás produzido /dia
 - v = 180 m³
- . 01 filtro de particulados
- . 01 compressor rotativo de 2 estágios
 - pressão inicial ~ 1,15 bar
 - pressão final ~ 15 bar

. 02 filtros desoleadores tipo cartucho (1 reserva)

elemento filtrante: fibras de borosilicato
 carcaça de alumínio fundido
 dimensões: 0,580 m x 0,190 m

. 01 coluna de lavagem

$h = 11$ m
 $\varnothing = 0,7$ m
 1 bóia de controle de nível da coluna
 1 torre de expulsão
 vazão de água = 50 m³/h
 1 bomba de circulação de água
 pressão máxima. = 16 bar

. 01 separador de gotículas

$h = 1$ m
 $\varnothing = 0,4$ m

. 02 filtros desoleadores (1 reserva)

elemento filtrante: carvão ativado
 dimensões: 2 m x 0,5 m

. 01 tanque pulmão

$v = 18$ m³

4.5.3. Sistema de geração elétrica (turbina a gás)

- moto-gerador marca.....Ruston Gas Turbine
- modelo.....Hurricane
- combustível.....gás
- capacidade máxima.....1.612 kWe
- número de câmaras de exaustão.....1
- número de eixos do rotor.....1
- rotação.....1500/1800 rpm
- taxa de compressão.....9,2 : 1

- número de estágios da turbina.....2
- potência líquida final.....1.049 kWe
- sistema de instrumentação.....painel de controle para
2000 kW com controles de
temperatura de água e pressão
de gás.

4.5.4. Sistema de geração elétrica (motor a gás)

- moto-gerador marca.....Waukesha-Dresser
- modelo.....9.500 GL
- combustível.....biogás
- potência líquida.....1475 KWe
- rotação.....1200 rpm
- número de cilindros.....V16
- consumo de biogás.....423,5 m³/h
- admissão de ar.....20 a 25 psi (•)
- intervalo de revisão.....40.000 h
- sistema de controle.....controles elétricos
modelo Woodward UG-8
ou similar
- sistema de instrumentação.....painel de controle para
2000 kW com controles de
temperatura de água e pressão
de óleo e gás.
- sistema de refrigeração.....tanque para água de refrigeração
de 560 litros e tanque para óleo
de lubrificação de 590 litros

Obs. A Waukesha-Dresser apresenta um equipamento denominado LFPS (Low fuel pressure system), no qual a alimentação do gás ocorre a baixa pressão (podendo trabalhar com pressão atmosférica), sem comprometer o rendimento final nem alterando o nível de consumo de combustível.

(•) 1 bar de pressão equivale a 14,5038 psi

5. Análise Econômica

5.1. Premissas básicas

Neste capítulo é apresentada uma análise da viabilidade econômica do empreendimento descrito no estudo de caso (capítulo 4), considerando-se todas as fases previstas para uma hipotética implantação do mesmo, ou seja, o processo de produção de biogás, sua purificação e seu aproveitamento na geração de energia elétrica, por meio de duas alternativas distintas: o uso em turbinas a gás e em motores a gás.

Foram consideradas ainda três condições econômicas distintas para este estudo, nas quais procurou-se obter alternativas similares àquelas usadas tradicionalmente pelo setor elétrico para empreendimentos energéticos de pequeno porte, adotados pela iniciativa privada para tratamento de resíduos industriais. São elas:

- 15% a.a. , 8 anos
- 12% a.a. , 10 anos
- 10% a.a., 12 anos

O método usualmente mais utilizado para a avaliação econômica de projetos energéticos envolvendo transformação de insumos na produção de eletricidade é a determinação do custo de geração elétrica, obtida pelos seguintes parâmetros básicos:

- . investimento inicial
- . fator de recuperação de capital
- . eficiência de geração elétrica
- . custo do combustível (ou nutrientes/reagentes)
- . custo de operação e manutenção
- . modo de operação (fator de capacidade)
- . vida útil do empreendimento

Os valores das unidades de produção e purificação de gás foram obtidos junto a seus fabricantes/fornecedores, o mesmo ocorrendo com as unidades de geração elétrica. No estanto, devido ao fato destas últimas serem constituídas de equipamentos importados (turbina a gás e motor a gás), foram considerados os preços FOB em dólares médios de 1994 (CR\$ 2.235,50) e os preços CIF, cuja correspondência foi definida em 30% acima do preço FOB, aí inclusos frete + seguro + ICMS - taxas de importação, devido à isenção de impostos para esses produtos.

A vida útil para efeito de cálculo de todo o empreendimento foi assumida como sendo de 20 anos operando em regime contínuo. Esse tempo, entretanto, poderia ser na prática muito maior, uma vez que o fator de capacidade anual utilizado foi de 50% pelo fato que a vinhaça é um produto sazonal, oriunda do setor sucro-alcooleiro, cuja operação ocorre apenas no período de safra.

Como o combustível utilizado na geração elétrica é resultante da geração própria de biogás, não ocorrerão custos sobre o mesmo. No entanto, deverão incidir custos sobre os insumos (preparo da matéria prima) necessários a acidificação da vinhaça, afim de possibilitar o crescimento adequado das bactérias anaeróbias. A discriminação desses insumos, suas quantidades e custos são apresentados mais adiante no item 5.2.2.

Os custos de operação e manutenção abrangem os gastos com pessoal de operação mais encargos sociais, peças de reposição e sobressalentes, óleo de lubrificação, água de refrigeração, etc.

e, embora possam variar em função da qualificação dos operadores e dos preços dos lubrificantes, a sua repercussão sobre o custo total do empreendimento não chega a ser significativa.

Foi estimado o valor de US\$ 3,2/MWh como sendo o custo de O&M para a unidade de geração elétrica, a partir da média obtida entre os valores sugeridos pelos fornecedores da turbina a gás e do motor a gás.

Com relação as unidades de produção e purificação de gás, foi estimado o valor de US\$ 6.033,00/mês como custos em operação, devidamente discriminada na tabela 16, e de 1% ao ano sobre o investimento inicial em equipamentos, relativos aos custos de manutenção (41)

Foi considerado ainda um crédito adicional referente à comercialização do lodo excedente, obtido do processo de digestão anaeróbia, de acordo com o item 2.4.4. - Esquema básico do processo. O detalhamento desse assunto, bem como as quantidades e preços alcançados são apresentados mais adiante.

De uma maneira geral, o custo total da geração é constituído basicamente de 3 componentes: custo de capital, custo de combustível ou insumos e custo de operação e manutenção.

5.2. Análise Econômica

5.2.1. Custo de capital

O custo de capital depende do valor direto dos investimentos, da taxa de desconto utilizada, da vida útil do empreendimento e do seu modo de operação (fator de capacidade)

O custo de capital é dado pela expressão:

$$cc = \frac{\text{investimentos} \times \text{FRC}}{Ha \times FC \times \text{geração}} \quad \text{onde:}$$

FRC = fator de recuperação do capital

$$\text{FRC} = \frac{i \times (1 + i)^n}{[(1 + i)^n - 1]} \quad \text{sendo:}$$

i = taxa de desconto

n = número de anos

Ha = número de horas no ano = 8766 horas/ano

FC = fator de capacidade = 50%

Em função das alternativas consideradas, os cálculos são apresentados separadamente adotando-se turbina a gás e motor a gás para a geração elétrica e três condições econômicas para cada modelo.

Investimentos:

. unidade de produção de gás:	US\$ 1.800.000,00
. unidade de purificação de gás:	US\$ 500.000,00
. turbina a gás	US\$ 1.060.000,00
. motor a gás	US\$ 800.000,00

Geração:

. motor a gás	1362 KWe
. turbina a gás	1049 KWe

Tabela 15 - Custo de capital

	FRC=0,22285 (15% aa-8a)	FRC=0,176984 (12 %aa-10a)	FRC=0,146763 (10% aa-12a)
motor a gás	115,72 US\$/MWh	91,91 US\$/MWh	76,21 US\$/MWh
turbina a gás	162,85 US\$/MWh	129,34 US\$/MWh	107,25US\$/MWh

5.2.2. Custos de preparo da matéria prima

Os custos de preparo da matéria prima (insumos químicos) necessários à acidificação da vinhaça, correspondem à parcela relativa aos custos de combustíveis em estudos similares de geração elétrica por unidades termoelétricas.

Os insumos considerados são: Nitrogênio, Fósforo e Hidróxido de Sódio. A relação apropriada para o dimensionamento do consumo desses produtos é a seguinte:

DQO : N : P

350 : 5 : 1

Sendo a carga orgânica no estudo de caso adotado da ordem de 45.000 litros/DQO/dia, temos um consumo de 642,86 litros N/dia e 128,57 litros P/dia. Descontando as parcelas intrínsecas desses insumos na vinhaça utilizada, conforme a descrição de suas características físico-químicas citadas na tabela 14, temos o consumo líquido diário de 372,86 litros de Nitrogênio e 38,57 litros de Fósforo.

Assim, ao longo da safra, tem-se um consumo de 67.114,8 litros de Nitrogênio e 6.942,60 litros de Fósforo.

Já o consumo de Hidróxido de Sódio, necessário a correção do pH é da ordem de 0,1 litro/m³ de vinhaça. Como a produção diária de vinhaça é de 1800 m³, temos o consumo diário de 180 litros de NaOH ou 32.400 litros/safra.

Os valores comerciais para a aquisição desses produtos, obtidos junto a técnicos com experiência profissional, no processamento de vinhaça por meio de digestores anaeróbios são:

US\$ 0,55/litro de NaOH;
US\$ 0,77/litro de N;
US\$ 0,83/litro de P

Dessa forma, os custos referentes ao preparo da matéria prima ao longo da safra são:

US\$ 17.820,00 com NaOH
US\$ 51.678,40 com N
US\$ 5.762,35 com P

O resultado total é de US\$ 75.260,75/safra ou US\$ 12,79/MWh utilizando-se motor a gás ou ainda US\$ 16,60/MWh utilizando-se turbina a gás na geração elétrica.

5.2.3. Custos de operação e manutenção (O&M)

Para uma boa compreensão deste assunto, foram calculados separadamente os custos de O&M para os processos de produção e purificação de gás e para a geração elétrica.

Sendo assim, adotou-se o valor de US\$ 3,2/MWh como valor médio de O&M para os sistemas de geração elétrica (motor a gás e turbina a gás), a partir dos valores sugeridos pelos fornecedores dos equipamentos utilizados.

Quanto aos custos de O&M para as unidades de produção e purificação de gás, considerou-se uma somatória entre os custos de operação, através do levantamento de gastos com mão de obra e os custos de manutenção, a partir de dados obtidos junto a estudos similares⁽⁴¹⁾. Desta forma, somente com manutenção seriam gastos cerca de 1% ao ano (safra) sobre o investimento em equipamentos. Assim, esses custos seriam de:

1% de US\$ 1.800.000,00 = US\$ 18.000/safra e

1% de US\$ 500.000,00 = US\$ 5.000/safra

resultando num total de US\$ 23.000,00/safra em manutenção.

Para os custos de operação, foram considerados em termos práticos, um regime de trabalho diário de 3 turnos de 8 horas cada para 6 funcionários por turno, sendo 4 envolvidos no processo de produção a gás e 2 no de purificação de gás. Os salários de cada funcionário correspondem a 2 salários mínimos vigentes em 1994 (US\$ 70,00/salário mínimo) e sobre os mesmos, foram considerados encargos sociais correspondentes a 80% do total. Um quadro resumo contendo os dados acima é apresentado na tabela 16 - Custo de mão de obra em produção e purificação de gás.

Tabela 16 - Custo de mão de obra em produção e purificação de gás

turnos (*)	nº de func prod.gás	nº de func purif.gás	custos em US\$ 2 SM/mes (**)	enc.soc. (80%)	total
1	4	2	840	672	1.512
2	4	2	840	672	1.512
3	4	2	840	672	1.512
total	12	6	2.520	2.016	4.536

(*) 1 turno = 8 horas

(**) salário mínimo = US\$ 70,00/mes

Sobre o total encontrado deverá ser acrescido 33% correspondente aos custos com rodízio de pessoal, férias, fins de semana e feriados, resultando num custo total de mão de obra de US\$ 6.033,00/mês ou US\$ 36.198,00/safra.

Assim, os custos de O&M para as unidades de produção e purificação de gás são:

US\$ 23.000,00/safra em manutenção + US\$ 36.198,00/safra em operação, dando a somatória de US\$ 59.198,00/safra ou US\$ 10,06/MWh.

Portanto, o custo total de O&M de todo o empreendimento foi considerado como sendo:

US\$ 3,2/MWh em geração elétrica + US\$ 10,06/MWh em produção e purificação de gás = US\$ 13,26/MWh

5.2.4. Créditos (receita adicional)

O processo de digestão anaeróbia da vinhaça da cana-de-açúcar, através de digestores de fluxo ascendente, possibilita a obtenção de uma certa quantidade de lodo bacteriano excedente, toda vez que esse inóculo ultrapassa a quantidade correspondente

a 25% do volume total do digestor. Na medida em que novas cargas de matéria orgânica são adicionadas ao digestor, pequenas quantidades de lodo são incorporadas a população bacteriana existente. Dessa forma, todo o excedente de lodo extraído do interior do digestor, por meio de purgas sucessivas, pode ser comercializado, estando em condições ideais para ser utilizado como partida em outros digestores.

Essa quantidade de lodo é determinada através da expressão:

$$\text{massa lodo} = \text{carga orgânica} \times E_{DQO} \times A_e \quad (40)$$

onde: carga orgânica = 45.000 Kg DQO/dia
 E (eficiência de remoção de DQO) = 80%
 A_e (atividade do lodo = fator de transformação lodo/gas) = 0,02 Kg ST dia/KgDQO_{removido} (e)

$$\begin{aligned} \text{massa lodo} &= 45.000 \times 0,8 \times 0,02 \\ &= 720 \text{ Kg ST/dia} \end{aligned}$$

sabendo-se que para cada 1m^3 de lodo tem-se 80Kg de ST (dado experimental), temos:

produção de $9,0 \text{ m}^3$ de lodo/dia

Como o lodo excedente é comercializado ao valor de US\$ 80,00/ m^3 , temos a seguinte receita:

$$9,0 \text{ m}^3 \text{ lodo/dia} \times 80 \text{ US\$/m}^3 \text{ lodo} = 720 \text{ US\$/dia}$$

Ao longo da safra tem-se uma receita adicional de US\$ 129.600,00. Esse valor equivale a:

US\$ 22/MWh com motor a gás para geração elétrica ou

US\$ 28/MWh com turbina a gás para geração elétrica

(e) ST = sólidos totais

5.2.5. Custo total de geração elétrica

O custo total de geração elétrica (CG) é dado por: $CG =$ custo de capital + custo de preparo de matéria prima + custo de operação e manutenção - crédito adicional

As tabelas 17 e 18 apresentam os custos de geração para as condições econômicas estabelecidas no item 5.1 e discriminadas em relação ao uso de turbina a gás e motor a gás.

Tabela 17 - Custo de geração com motor a gás
em US\$/MWh

condição econômica	custo de capital	custo de insumos	custo de O&M	credito	total
15% a.a. - 8 a	115,72	12,79	13,26	22,00	119,77
12% a.a - 10 a	91,91	12,79	13,26	22,00	95,96
10% a.a - 12 a	76,21	12,79	13,26	22,00	80,26

Tabela 18 - Custo de geração com turbina a gás
em US\$/MWh

condição econômica	custo de capital	custo de insumos	custo de O&M	credito	total
15% a.a. - 8 a	162,85	16,60	13,26	28,00	164,71
12% a.a - 10 a	129,34	16,60	13,26	28,00	131,20
10% a.a - 12 a	107,25	16,60	13,26	28,00	109,11

5.3. Custo de instalação do empreendimento

Atualmente, um dos métodos mais usuais de avaliação econômica de empreendimentos energéticos é a determinação do seu custo de instalação, a partir do quociente obtido entre os preços de aquisição e montagem das unidades completas de geração

elétrica pela energia líquida produzida. Dessa maneira, o resultado final é apresentado em termos de US\$/kW instalado, possibilitando assim um comparativo rápido entre diversos empreendimentos com a mesma finalidade.

Como já foi citado no item 5.1., os valores das unidades completas de produção e purificação de gás além das unidades de geração elétrica foram obtidos dos respectivos fornecedores, já computadas as devidas conversões de preços FOB em CIF.

Assim, os custos de instalação para os dois sistemas de geração elétrica definidos para o estudo de caso adotado foram:

- utilizando-se turbina a gás:

. produção de gás	US\$ 1.800.000,00
. purificação de gás.....	US\$ 500.000,00
. turbina a gás.....	US\$ 1.060.000,00
. total (a).....	US\$ 3.360.000,00
. geração elétrica (b).....	1049 kWe
. custo de instalação (a)/(b)....	US\$ 3.203,00/kWe

- utilizando-se motor a gás:

. produção de gás	US\$ 1.800.000,00
. purificação de gás.....	US\$ 500.000,00
. motor a gás.....	US\$ 800.000,00
. total (a).....	US\$ 3.100.000,00

- . geração elétrica (b).....1362kWe
- . custo de instalação (a)/(b)....US\$ 2.276,00/kWe

Observa-se que o custo de instalação para este estudo, utilizando-se motor a gás é cerca de 36% menor que a alternativa utilizando-se turbinas a gás para a geração de energia elétrica.

Isso se deve em parte à diferenciação entre os valores de aquisição dos equipamentos elétricos e seus respectivos rendimentos. Há de se ressaltar que os números apresentados refletem os custos globais de implantação de um empreendimento constituído de três atividades distintas: produção de gás, purificação desse gás e geração de energia elétrica. Daí os resultados serem extremamente elevados quando comparados a preços históricos de geração termoelétrica a nível internacional, da ordem de US\$ 1400,00/kW instalado⁽¹¹⁾. Considerando-se apenas a geração elétrica os custos seriam, respectivamente, de US\$ 1010/kW instalado com turbina a gás e US\$ 587,00/kW instalado com motor a gás.

Esses valores resultantes são perfeitamente aceitáveis conforme pode-se constatar e, dentre as alternativas de geração sugeridas, a adoção do motor a gás é, sem dúvida alguma, aquela mais interessante para o estudo em questão.

Comentários adicionais são apresentados no item a seguir, Análise de Sensibilidade.

5.4. Análise de Sensibilidade

A interpretação dos resultados apresentados deve ser realizada mediante comparativo econômico entre os custos necessários à produção de energia elétrica e as receitas advindas da comercialização dessa energia.

Inicialmente vale ressaltar que para o estudo elaborado, foi considerado apenas o período da safra para a comercialização da energia gerada, não havendo desembolsos ou receitas no restante do ano.

Outra questão a considerar refere-se às condições econômicas adotadas, nas quais os prazos e taxas de juros são razoavelmente realistas para o momento econômico vigente no país, onde procurou-se evitar eventuais erros interpretativos, em função da adoção de variáveis incompatíveis para estudos desta natureza.

Constata-se então que, dentre os parâmetros assumidos, a melhor alternativa refere-se àquela composta de prazos mais longos e menores taxas de juros ou seja, 12 anos a 10% ao ano.

Esta alternativa no entanto, não se encontra em conformidade com a realidade de mercado, onde as condições econômicas mais comumente praticadas, conduzem a prazos mais curtos e maiores taxas de juros, ou seja, 8 anos a 15% ao ano.

Dentre as alternativas de geração elétrica, o motor a gás demonstrou ser muito mais interessante que a turbina a gás.

Assim, obtém-se com a melhor condição de energia gerada o valor de US\$ 80,26/MWh e, em termos mais realistas o valor de US\$ 119,77 MWh.

Esse valor, entretanto, se comparado a tarifa marginal de expansão utilizado pelo setor elétrico paulista para aquisição de energia elétrica, da ordem de US\$ 34,00/MWh ⁽⁴²⁾ (para o ano de 1994), demonstra a inviabilidade de implantação desse empreendimento, face a discrepância de preços entre o produzido e o recebido.

Outra questão que reforça a opinião anterior, refere-se aos custos de implantação. Diante dos resultados obtidos, observa-se que a melhor alternativa considerada foi de US\$ 2.276,00/kW, bem superior à média histórica de geração termoelétrica, equivalente a US\$ 1400,00/kW. Comparando-se com as hidroelétricas brasileiras, cujo custo de instalação varia de aproximadamente US\$ 900,00/kW até US\$ 1.800,00/kW (valores oficiais da Eletrobrás), ainda se tem um custo mais elevado para o estudo proposto.

Existem ainda duas possibilidades de aproveitamento da digestão da vinhaça que, embora fujam do enfoque principal deste estudo, representam vantagens não computadas até aqui, podendo contribuir para a melhora da análise econômica desta dissertação. São elas:

- . Aplicação da vinhaça sobre o solo;
- . Eletrificação rural.

Sobre essas alternativas, são descritas a seguir algumas informações e comentários a respeito:

. Aplicação da vinhaça sobre o solo

A vinhaça da cana-de-açúcar tem sido empregada na fertilização da lavoura da cana por todas as usinas e destilarias de álcool deste país, no sentido de se dar uma solução prática e viável à destinação final desse resíduo, tanto do ponto de vista técnico quanto econômico.

A determinação das taxas ótimas de aplicação depende de muitos fatores, os quais podem ser caracterizados por dois grupos básicos: tipo de vinhaça e tipo de solo⁽⁴³⁾.

Quanto ao tipo de vinhaça, os dados disponíveis demonstram que, para a vinhaça de mosto de melaço é aconselhável uma aplicação anual de 30-50 m³/ha, sem perigo de salinização do solo, enquanto que para a vinhaça de mosto misto ou de caldo, é aconselhável uma aplicação anual de 80 a 120 m³/ha⁽⁴³⁾,⁽⁴⁴⁾.

Quanto ao tipo de solo, tem-se as seguintes informações:

- . aumento do pH do solo quando aplicada doses acima de 500 m³/ha.ano, tornando-o alcalino por 30 a 40 dias;
- . aumento da capacidade de troca de cátions do solo com a aplicação de doses elevadas de vinhaça, porém de curta duração;
- . indicações que as propriedades físicas do solo (capacidade de retenção da água, porosidade, etc) são em geral, melhoradas.

Já a vinhaça tratada, obtida através da digestão anaeróbia, possui características físico-químicas otimizadas em relação a vinhaça "in natura", uma vez que ocorre uma significativa redução dos níveis de DQO (Demanda Química de Oxigênio) de 25.000 mg/litro para 3.750 mg/litro e de DBO (Demanda Biológica de Oxigênio) de 16.000 mg/litro para 320 mg/litro, sem no entanto provocar perdas superiores a 5% nos níveis dos minerais que a compõem (Nitrogênio, Fósforo, Potássio, Cálcio e Magnésio)

Por meio dessas características, pesquisadores que trabalham no setor sucro-alcooleiro e técnicos da Codistil afirmam que a adição da vinhaça tratada sobre a cultura da cana-de-açúcar aumenta sua produtividade agrícola, de onde se conclui que ela provoca efeitos positivos quando utilizada como fertilizante.

Desta forma, o uso da vinhaça tratada representa não só um ganho agrônômico quando comparado com a sua aplicação "in natura", mas também um ganho econômico, pois dispensa a aquisição de corretivos químicos para o seu balanceamento.

. Eletrificação rural

O processo de tratamento e transformação da vinhaça em biogás, juntamente com o aproveitamento do excedente de bagaço, ambos utilizados na geração de energia elétrica, podem e devem ser encarados como uma alternativa a mais na ampliação do sistema supridor de energia voltado à eletrificação rural.

O Estado de São Paulo possui atualmente uma zona rural bastante eletrificada. No entanto, o mesmo não ocorre no resto do país, onde a eletrificação rural ainda é um objetivo a ser alcançado. Nesse sentido, a geração de eletricidade oriunda das usinas e destilarias de álcool, quer por processos de biodigestão da vinhaça ou da queima do bagaço, poderia contribuir para estimular alguns aspectos logísticos que muitas vezes impedem a implantação ou mesmo expansão de redes elétricas em áreas desprovidas das mesmas.

Uma das vantagens das usinas e destilarias de álcool é o fato de estarem localizadas em áreas rurais, muitas vezes próximas a pequenas comunidades, próximas a plantações de culturas perenes, ou ainda a granjas, estábulos, matadouros, etc.. Dessa forma, caso tais localidades estivessem situadas distantes o bastante de uma supridora de energia (subestação), a ponto de inviabilizar a instalação de uma linha de transmissão a esses consumidores, a mesma poderia ser eventualmente suprida por uma linha específica partindo das usinas e/ou destilarias, desde que devidamente capacitada tecnicamente para tanto e autorizada pela concessionária local, permitindo dessa maneira o fornecimento de eletricidade, para os fins que se fizessem necessários: residencial, irrigação rural, mecanização, etc.

Assim sendo, poderíamos considerar uma destilaria de álcool gerando energia elétrica adicional àquela normalmente produzida ao longo da safra. Essa geração seria realizada com os resíduos resultantes da fabricação de álcool, por meio da digestão

anaeróbia da vinhaça no período de safra e, por meio da queima do bagaço excedente no período de entre-safra..

Em caráter de simulação, a destilaria sugerida poderia ser idêntica à do estudo de caso desta dissertação e, neste caso, teríamos a seguinte energia produzida:

- No período de safra (utilizando vinhaça)
 - . potência gerada com motor à gás.....1.362 kW
 - . energia gerada pelo biogás.....5.230.000 kWh
- No período de entre-safra (utilizando bagaço excedente)
 - . cana moída.....1900 ton/dia ou
304.000 ton/safra
 - . quantidade de bagaço.....91.200 ton/safra
(30% de C.M.)
 - . excedente de bagaço.....9.120 ton/safra
(10% do bagaço total)
 - . P.C.I. do bagaço.....1.777 Kcal/Kg
 - . sistema de conversão: 1 Kcal..... $1,163 \times 10^{-3}$ kWh
 - . equivalência energ. bruta.....1 Kg bagaço = 2,066 kWh
 - . equivalência energ. líquida1 Kg bagaço = 2,066 kWh x
a x b = 0,527 kWh
onde:
a= rend. caldeira= 85%
b= rend.turbo-gerador=30%
 - . ener. gerada pelo bagaço excedente...4.806.000 kWh
 - . energia total.....10.036.000 kWh

Mesmo desconsiderando os custos envolvidos nesta simulação e respeitando-se alguns critérios técnicos básicos à sua execução, tais como existência de excedentes de bagaço, caldeira e turbo-gerador capazes de serem utilizados durante a entre-

safra, existência de subestação elétrica própria apta a "armazenar" a geração adicional, possibilidade de manutenção ao longo da operação, etc., observa-se que esta alternativa, poderia ser encarada como uma opção a mais no fornecimento de eletricidade às comunidades rurais já citadas, contribuindo assim na melhoria das condições de vida das populações abrangidas, além de facilitar a adoção de técnicas mais modernas na agricultura, a exemplo do países desenvolvidos.

6. Conclusão

A possibilidade de se utilizar a vinhaça da cana-de-açúcar na geração de eletricidade é, como pode ser constatado neste estudo, perfeitamente viável sob o aspecto técnico, embora impraticável sob o aspecto econômico, mantidas as condições citadas no capítulo 5.

Do ponto de vista técnico, pode-se afirmar que os processos de tratamento da vinhaça, bem como o aproveitamento do biogás resultante são totalmente conhecidos e dominados por profissionais e empresas do ramo.

As etapas de produção e purificação do gás apresentam fornecedores de tecnologia e equipamentos nacionais, cuja capacitação pode ser constatada através de serviços prestados a clientes no país e no exterior.

Dentre os principais dados técnicos obtidos no estudo de caso sugerido, destacam-se a produção de vinhaça: 1.800 m³/dia e a produção de biogás: 18.000 Nm³/dia, dando uma relação biogás/vinhaça de 10m³/m³. O teor de metano existente no biogás gerado foi de 60%, resultando numa produção de metano de 10.800 Nm³/dia. A redução da DQO e da DBO alcançada na vinhaça tratada foi de 85% e 95% a 98% respectivamente. O pH final da vinhaça saltou de 3,7 a 4,0 para 6,8 a 7,2, tornando-a adequada à aplicação direta no solo como um biofertilizante líquido, sem a necessidade de corretivos químicos para a sua neutralização.

O biogás purificado apresenta índices de pureza que possibilitam a sua utilização na geração elétrica através de processos de combustão, sem causar praticamente nenhum dano ao meio ambiente. Dentre esses índices destacam-se o CH_4 , cuja participação saltou de 60% para 90%, e as reduções de CO_2 de 32% para 8 a 9% e do H_2S de 1% para 0,1%.

A etapa de geração elétrica depende de equipamentos importados, embora existam no país representantes dos fornecedores, capacitados a oferecer assistência técnica correspondente. Entre as alternativas estudadas, a adoção do motor a gás demonstrou ser mais promissora que a turbina a gás, devido aos custos de aquisição, nível mais fácil de manutenção e maior eficiência térmica: 33% contra 26% respectivamente.

A vinhaça tratada quando utilizada como biofertilizante sobre a cultura da cana-de-açúcar, apresenta um ganho agrônômico em relação à vinhaça "in natura", pois aumenta a produtividade agrícola.

O lodo excedente resultante da digestão anaeróbia da vinhaça, constitui-se num produto com grande procura no meio agro-industrial e, portanto, deve ser considerado como uma fonte permanente de receita no tratamento da vinhaça.

Do ponto de vista econômico, os custos da energia elétrica gerada bem como os de instalação do empreendimento proposto não são muito promissores. Diante da avaliação de dois processos distintos para obtenção de eletricidade (utilizando-se motor a

gás ou turbina a gás) e, através de três condições econômicas aplicadas a cada processo de geração adotado, o melhor resultado conseguido foi de US\$ 80,26/MWh, embora em condições mais realistas de mercado, o valor considerado devesse ser de US\$ 119,77/MWh. Esses valores são bem superiores a receita que poderia ser obtida com a comercialização dessa energia, uma vez que o preço fixado para a aquisição de eletricidade pelas concessionárias de energia elétrica para o ano de 1994 é de US\$ 34,00/MWh. O custo de instalação para a melhor alternativa avaliada foi de US\$2.276,00/KW, também superior aos valores oficiais do KW instalado em hidroelétricas nacionais.

No entanto, existem alguns atenuantes que podem contribuir no esclarecimento desses valores elevados.

Inicialmente considerou-se uma relação vinhaça/álcool bastante conservadora de 12:1. Caso fosse adotada uma relação maior (como ocorre com grande número de destilarias), haveria naturalmente uma maior produção de gás para uma destilaria do mesmo porte e, conseqüentemente, maior produção de eletricidade.

Em função disso, o fator de escala dos equipamentos utilizados na geração elétrica também contribuíram nos valores alcançados. Aumentando-se o fornecimento de combustível e, conseqüentemente, a capacidade de geração, principalmente com a adoção de turbinas a gás, haveria um aumento na eficiência térmica final, sem haver um correspondente aumento nos custos de

aquisição desses equipamentos, resultando numa energia mais competitiva.

O preço de comercialização da eletricidade gerada também é outro componente a ser analisado. O valor estabelecido de US\$ 34/MWh é o mais baixo dos últimos anos (US\$ 41/MWh em 1993 e US\$ 48/MWh em 1992 - fonte: CESP), havendo uma expectativa de recuperação gradual a partir de 1995, melhorando assim, o balanço econômico deste trabalho.

Por tratar-se de um estudo que engloba três unidades distintas, a saber: i) a transformação da vinhaça em gás; ii) a purificação desse gás; iii) o seu aproveitamento na geração de eletricidade, os custos de aquisição dessas unidades, em função do dimensionamento assumido, foram bastante elevados já que alguns dos equipamentos não são produzidos em série, devendo ser encomendados previamente.

Caso houvesse uma legislação que obrigasse as usinas e destilarias de álcool a tratar toda a vinhaça produzida, independentemente de sua destinação final, certamente, a aquisição dos equipamentos relacionados com o aproveitamento desse resíduo seria conseguida a níveis inferiores que os obtidos nas condições estabelecidas (itens 4.5.1. e 4.5.2.).

Finalmente, pode-se considerar que a eventual implantação de um empreendimento semelhante ao estudo apresentado, é possível, mediante um cenário de preços mais realistas referentes à comercialização da energia produzida pelo setor privado, além

de uma política de estímulo à auto-produção de eletricidade pelos diversos setores industriais do nosso país.

Seria recomendado ainda, a elaboração de um plano de conscientização junto aos empresários do setor sucro-alcooleiro, no sentido de juntarem forças visando a redução de custos no tratamento das enormes quantidades de vinhaças produzidas pelo setor, obtendo assim, além de uma nova fonte de receita com a venda de eletricidade gerada, uma imagem mais apurada perante a sociedade, em função do incremento na energia ofertada e na melhora da qualidade ambiental das localidades irrigadas com a vinhaça da cana-de-açúcar.

Bibliografia

- (1) Schmidell, W.; Craveiro, A.M.; Soares, H.M. **Technical Aspects and cost estimations for anaerobic systems treating vinasse and brewery/soft drink wastewaters.** In: Water Scientific Technology - nº 12, vol. 18, págs. 125-134. Great Britain - 1986.
- (2) Craveiro, A.M.; Rocha, B.M.; Schmidell, W. **Anaerobic treatment of vinasse in high-rate reactors.** In: EWPCA Conference on Anaerobic Treatment: Anaerobic Treatment a Grown-up Technology. 12 págs. Amsterdam, Holland - 1986.
- (3) Sheehan, G.J. e Greenfield, P.F. **Utilization, treatment and disposal of distillery wastewater.** Water Research, 14. págs. 257-277 - 1980.
- (4) Copersucar. **Proálcool - Conceito Geral - Diretrizes Básicas -** São Paulo - 1990.
- (5) Anciaes, A.W. et alii. **Avaliação Tecnológica do Alcool Etilico.** CNPQ - 1985.
- (6) Azzoni, C. **Aplicações da Teoria da Localização no Brasil.** São Paulo. FEA/USP - 1985.
- (7) Moreira, J.R.; Goldemberg, J. **O programa Nacional do Alcool em 1988.** Revista Brasileira de Energia. v.1 nº1.- 1989.
- (8) Copersucar. **Proalcohol - Fundamentos e Perspectivas.** Relatório Técnico - CTC. São Paulo - 1989.
- (9) Murgel Branco, G. e Szwarc, A. **A poluição do ar por veículos a álcool.** Cetesb. Relatório Técnico - 1990.
- (10) Szwarc, A. e Murgel Branco, G. **Automotive Emissions - The Brazilian Control Program.** Cetesb - 1991.
- (11) Coelho, S.T. **Avaliação da cogeração de eletricidade a partir do bagaço de cana em sistemas de gaseificador/turbina a gás.** Dissertação de mestrado - USP. 200 págs. São Paulo - 1992.
- (12) Marques, J.C. **Custos de Produção de Combustível.** Gerência de Custos de Produção da Copersucar - 1990.
- (13) Borges, J.M.M. **Custos, preços e competitividade do álcool combustível.** Revista Brasileira de Energia. vol. 2, nº 2. págs. 163-175 - 1992.

- (14) Kiehl, E. **Fertilizantes Orgânicos**. Editora Agronômica Ceres Ltda - 1985.
- (15) Orlando Filho, e Leme, E.J.A. **Utilização agrícola dos resíduos da agroindústria canavieira**. Anais do simpósio sobre Fertilizantes na Agricultura Brasileira. págs 451-475. Brasília - DF - 1984.
- (16) Autor desconhecido. **Onde colocar todo o vinhoto do proálcool**. Química e Derivados. nº 16. págs.44-47 - 1981.
- (17) Mc Inerney, M.J.; Bryant, M.P.; Stafford, D.A. **Metabolic stages and energetics of microbial anaerobic digestion**. In: Anaerobic digestion. Appl. Sci. Publishers. págs.91-98. London - 1980.
- (18) Ostrovski, C.M. **Novas Tecnologias em biodigestores**. Revista Energia. volume III. nº 13. págs.33-39. São Paulo - 1981.
- (19) Craveiro, A.M. **Produção de biogás**. Série Pesquisa e Desenvolvimento. IPT. 26 págs. São Paulo - 1982.
- (20) Lettinga, G. et alii. **Use of the upflow sludge blanket reactor concept for biological wastewater treatment specially for anaerobic treatment**. In: Biotechnology and Bioengineering. nº 22. págs.699-734. - 1980.
- (21) National Academy of Sciences. **Methane generation from human, animal and agricultural wastes**. N.A.S. 131 págs. Washington, DC. - 1977.
- (22) CESP. **Manual de Energia Solar e Tecnologias de Aproveitamento Energético**. Setor de Estudos Termoeletricos. 55 págs. São Paulo - 1993.
- (23) Diversos Autores. **Biogás**. Energia - Fontes Alternativas. Volume III. nº 15. 57 págs. São Paulo - 1981.
- (24) Vieira, S.M.M. e Souza, M.E. **Métodos analíticos para o acompanhamento da biodigestão**. CETESB. 12 págs. São Paulo - 1981.
- (25) Prakasan, K. et alii. **Tecnologia do biogás**. Laboratório de Energia - Universidade Federal da Paraíba. 95 págs. Areias - Paraíba - 1984.
- (26) Garcia, F.P. e Pellegrini, M.C. **Fundamentos do Processo da Digestão Anaerobia**. Série Pesquisa e Desenvolvimento. CESP. 22 págs. São Paulo - 1981.
- (27) Lettinga, G. **Anaerobic treatment for waste - water treatment and energy production**. In: Inter-American Seminar on Biogas. João Pessoa - Paraíba - 1985.
- (28) Craveiro, A.M. et alii. **Digestão anaeróbia da vinhaça - Estágio de desenvolvimento do processo**. III Congresso Brasileiro da STAB e V Convenção da ACTALAC. 31 págs. São Paulo - 1984.

- (29) IPT. **Aproveitamento da vinhaça - apêndice G.** In: Conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool. IPT. págs. 693-716. São Paulo - 1990.
- (30) Codistil. **Sistema produtor de gás metano através de tratamento de efluentes industriais.** Codistil - Dedini. Piracicaba - 1989.
- (31) Hirata, Y.S.; Craveiro, A.M.; Soares, H.M.; Vitoratto, E.; Romero de la Iglesia, M.; Schmidell Netto, W. **Aplicação de reatores de fluxo ascendente com leito de lodo (UASB) no tratamento de efluentes Líquidos e Produção de Energia.** Anais do I Sinerge - Simpósio Nacional sobre fontes novas e renováveis de energia. Volume I - 1988.
- (32) Takahara, K. **Diversification of Gás Turbine Fuels.** In: Physical constants of gás components. Techno Japan. vol 25. nº12. págs. 18-28. Tokio - 1992.
- (33) Eniplan. **Depuração de biogás - processo .** Eniplan Indústria e Planejamento Ltda. Relatório interno - 13 págs. mais dois catálogos de equipamentos. São Paulo - 1993.
- (34) CESP. **Estudo preliminar para implantação de usinas termoelétricas a gás natural no sistema de geração da CESP.** Depto. de Planejamento Energético. 75 págs. São Paulo - 1994.
- (35) Lee, J.F. e Sears, F.W. **Termodinâmica.** Editora da Univ. de São Paulo. págs. 422-499. São Paulo - 1969.
- (36) Dubbel. **Manual do Engenheiro Mecânico.** Tomo II. Quarto volume. Hemus Editora. São Paulo - 1979.
- (37) Hougen, O.A.; Watson, M.M.; Ragatz, R.A. **Princípios dos Processos Químicos - II Parte - Termodinâmica.** Livraria Lopes da Silva. Editora Porto. Portugal - 1973.
- (38) Copersucar. **Geração de Energia Elétrica com Biogás do vinhoto - anexo 4.** In: Geração de Energia Elétrica em Usinas e Destilarias. Convênio Eletrobrás-Copersucar. Relatório Técnico CTC. - 1991.
- (39) Chu, Zung C. **Comunicação Pessoal.** Cotema Ltda. Representante da Waukesha/Dresser no Brasil. São Paulo - 1994.
- (40) De Lamo, P.R. **Comunicação pessoal.** Gerente de desenvolvimento de novos produtos da Codistil - Dedini. Piracicaba - 1993.
- (41) CESP. **Avaliação técnico-econômica de microdestilarias de álcool hidratado.** Depto. Projetos Especiais. 73 págs. São Paulo - 1986.
- (42) Secretaria de Energia. **Programa de Cogeração e Produção Particular de Energia Elétrica no Setor Sucroalcooleiro do Estado de São Paulo.** 8 págs. São Paulo - 1993.

- (43) Glória, N.A. e Orlando Filho, J. **Aplicação de vinhaça: um resumo e discussões sobre o que foi pesquisado.** Alcool e Açúcar. volume 4. Piracicaba -1984.
- (44) Bichara, J.M. **Contribuição ao estudo do tratamento físico-químico da vinhaça: coagulação, floculação e sedimentação.** Dissertação de mestrado apresentada ao Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal de São Carlos. São Paulo - 1988.