

LEONARDO MONECI ZAMBONI

**AVALIAÇÃO COMPARATIVA DE SISTEMAS HÍBRIDOS DE
COGERAÇÃO A GÁS NATURAL E BAGAÇO DE CANA**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do título de
Mestre em Engenharia

São Paulo

2005

OK

LEONARDO MONECI ZAMBONI

**AVALIAÇÃO COMPARATIVA DE SISTEMAS HÍBRIDOS DE
COGERAÇÃO A GÁS NATURAL E BAGAÇO DE CANA**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do título de
Mestre em Engenharia

Área de Concentração:
Engenharia Mecânica

Orientador:
Arlindo Tribess

São Paulo
2005

O egoísmo é a fonte de todos os vícios, assim como a caridade é fonte de todas as virtudes. Destruir um e desenvolver a outra, esse deve ser o alvo de todos os esforços do homem... (Kardec, 1804-1869).

AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador e amigo, Prof. Dr. Arlindo Tribess, que sempre esteve disponível para me orientar, tanto relativo ao trabalho, quanto à vida.

Ao meu co-orientador Prof. Dr. Silvio de Oliveira Jr., pelas suas recomendações e sugestões que foram muito valiosas para o enriquecimento deste trabalho.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), pelo auxílio financeiro através da Bolsa de Pesquisa.

À Usina Sucroalcooleira Iracema, em especial aos Engenheiros Antônio Bichara e Nelson Gilberto Cella, pelas informações fornecidas no estágio realizado na própria Usina.

Ao meu pai Altevir Zamboni e minha mãe Ana Rosa Moneci Zamboni, pelo apoio, incentivo e paciência. Sem essa qualidade deles, eu não chegaria onde estou agora.

À minha namorada Gláucia Jansen Da Re Lopes, por ter ajudado-me na realização desta dissertação.

Aos amigos da Escola Politécnica Celso Y. Nakashima, Luiz F. Pelegini, Fernando Dotta, Fernando F. Santos, Sebastian Cravero, e muitos outros, pelo apoio e incentivo.

Aos meus ex-professores da FEI, em especial ao Prof. Caio de Paula Leite por ter me dado a oportunidade de continuar o trabalho realizado por ele, e ao Prof. Dr. Gilberto Oswaldo Ieno, pela orientação na Iniciação Científica.

A todos os amigos e familiares que me apoiaram no decorrer deste trabalho.

SUMÁRIO

<i>Lista de Figuras</i>	<i>iv</i>
<i>Lista de Tabelas</i>	<i>viii</i>
<i>Lista de Símbolos</i>	<i>ix</i>
<i>Resumo</i>	<i>xii</i>
<i>Abstract</i>	<i>xiii</i>
<i>CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO</i>	<i>1</i>
1.1. PRELIMINARES.....	1
1.2. OBJETIVOS DA DISSERTAÇÃO.....	6
1.3. ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO	6
<i>CAPÍTULO 2 – GÁS NATURAL</i>	<i>8</i>
2.1. ORIGEM DO GÁS NATURAL	8
2.2. CARACTERÍSTICAS DO GÁS NATURAL	10
2.2.1. Composição do gás natural.....	10
2.2.2. Cálculo do poder calorífico	10
2.2.3. Vantagens do gás natural.....	13
2.2.4. Especificação do gás natural	16
<i>CAPÍTULO 3 – BAGAÇO DE CANA</i>	<i>18</i>
3.1. INTRODUÇÃO	18
3.2. GERAÇÃO DO BAGAÇO DE CANA.....	20
<i>CAPÍTULO 4 – TERMOECONOMIA</i>	<i>24</i>
4.1. INTRODUÇÃO	24
4.1.1. Componentes da exergia	25
4.1.2. Exergia física.....	26
4.1.3. Exergia química	26
4.1.4. Análise exérgica de processo.....	27
4.1.5. Rendimento exérgico.....	28
4.2. TERMOECONOMIA	29
4.2.1. Balanço de custo em base exérgica.....	29
4.2.2. Cálculo do custo anual de equipamento	32

<i>CAPÍTULO 5 – CICLOS TERMODINÂMICOS.....</i>	<i>35</i>
5.1. INTRODUÇÃO	35
5.2. CICLO BRAYTON	35
5.2.1. Ciclo teórico de uma turbina a gás	36
5.3. CICLOS DE CARNOT E RANKINE.....	37
5.4. CICLO COMBINADO	39
5.5. CICLO DE RANKINE COM COGERAÇÃO	40
5.6. CICLOS COM GASEIFICAÇÃO	42
<i>CAPÍTULO 6 – AVALIAÇÃO COMPARATIVA DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO.....</i>	<i>46</i>
6.1. INTRODUÇÃO.....	46
6.2. SISTEMAS DE COGERAÇÃO.....	46
6.2.1. Ciclo combinado a gás natural	46
6.2.2. Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana.....	47
6.2.3. Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço.....	48
6.2.4. Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana e pré-aquecedor de ar....	49
6.2.5. Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço e secador de bagaço	50
6.2.6. Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana e secador de bagaço ..	51
6.2.7. Ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana	52
6.3. CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	54
6.4. ANÁLISE TERMOECONÔMICA	55
6.5. ANÁLISE DOS RESULTADOS DOS CICLOS COMBINADOS.....	58
6.6. VARIAÇÃO DO PREÇO DO BAGAÇO DE CANA.....	60
6.7. VARIAÇÃO DO PREÇO DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO COM INJEÇÃO DE BAGAÇO DE CANA.....	62
6.8. VARIAÇÃO DO PREÇO DO SECADOR DE BAGAÇO DE CANA	64
6.9. VARIAÇÃO DO PREÇO DO GASEIFICADOR DE BAGAÇO DE CANA.....	67
6.10. VARIAÇÃO DO CONSUMO DE GÁS NATURAL	70
6.10.1. Geração de eletricidade e produção de vapor	70
6.10.2. Rendimento exergético.....	71
6.10.3. Custos de geração de eletricidade e produção de vapor.....	74
<i>CAPÍTULO 7 – CONCLUSÃO.....</i>	<i>77</i>
7.1. CONTINUIDADE DO TRABALHO	79
<i>CAPÍTULO 8 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</i>	<i>80</i>

<i>ANEXO A – SIMULAÇÕES COMPUTACIONAIS</i>	86
<i>APÊNDICE A – BALANÇO ENERGÉTICO, RESERVAS DE GÁS NATURAL E ÁREAS DE CONCESSÃO NO ESTADO DE SÃO PAULO.</i> ..	A.1
<i>APÊNDICE B – PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ÁLCOOL</i>	B.1
<i>APÊNDICE C – RENDIMENTO EXERGÉTICO</i>	C.1
<i>APÊNDICE D – CICLO BRAYTON E RANKINE</i>	D.1

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Capacidade instalada no Estado de São Paulo.....	2
Figura 1.2 – Consumo de energia elétrica por classe no Estado de São Paulo	3
Figura 1.3 – Gráfico de produção de bagaço de cana por ano e consumo de bagaço de cana por setor e por ano	5
Figura 2.1 – Esquema de formação dos hidrocarbonetos em função da profundidade	9
Figura 2.2 – Gás natural associado e gás natural não associado.	9
Figura 3.1 – Fluxograma de fabricação de açúcar/álcool	18
Figura 3.2 –Usina Iracema, Iracemápolis, SP.....	19
Figura 3.3 – Distribuição da cultura de cana-de-açúcar no Estado de São Paulo	19
Figura 3.4 – Excedente de bagaço gerado na Usina Iracema.....	21
Figura 3.5 – Produção de cana de açúcar no Estado de São Paulo e no Brasil	22
Figura 4.1 – Processo reversível para determinar a exergia física (a) e mudança de exergia físicas, para um fluido homogêneo simples (b)	27
Figura 4.2 – Volume de controle.....	28
Figura 4.3 – Sistema termodinâmico (Ciclo de Rankine).....	30
Figura 5.1 – Ciclo Brayton.....	35
Figura 5.2 – Diagrama (T.s) e diagrama (p,v) para ciclo Brayton	37
Figura 5.3 – Diagrama (T, s) para ciclo de Carnot e Rankine	38
Figura 5.4 – Ciclo de Rankine convencional.....	38
Figura 5.5 – Típico ciclo combinado composto por turbina a gás e ciclo de turbina a vapor	39
Figura 5.6 – Ciclo a vapor com turbina de contrapressão	40
Figura 5.7 – Ciclo de turbina a vapor com condensação e extração	41
Figura 5.8 - Processos de gaseificação	43
Figura 5.9 – Processo STIG de turbina a gás com injeção de vapor com gaseificador	44
Figura 5.10 – Ciclo BIG/CC de turbina a gás e Rankine.....	45
Figura 6.1 – Ciclo combinado a gás natural	47
Figura 6.2 – Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana	48
Figura 6.3 – Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana	49
Figura 6.4 – Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana e pré-aquecedor de ar	50
Figura 6.5 – Ciclo combinado a gás natural com secador de bagaço de cana na caldeira de bagaço	51
Figura 6.6 – Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana e secador de bagaço	52

Figura 6.7 – Ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana	53
Figura 6.8 – Configuração reunindo todas os sistemas de cogeração em estudo.....	56
Figura 6.9 – Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço do bagaço de cana	60
Figura 6.10 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço do bagaço de cana	61
Figura 6.11 - Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus preço do bagaço de cana	62
Figura 6.12 – Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana.....	63
Figura 6.13 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana.....	64
Figura 6.14 – Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana.....	65
Figura 6.15 – Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço do secador de bagaço...	66
Figura 6.16 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço do secador de bagaço de cana.....	67
Figura 6.17 – Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus preço do secador de bagaço de cana.....	67
Figura 6.18 – Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço do gaseificador de bagaço de cana	68
Figura 6.19 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço do gaseificador de bagaço de cana.....	69
Figura 6.20 – Custo de geração de vapor de baixa pressão (2.5 bar a 130°C) versus preço do gaseificador de bagaço de cana.....	69
Figura 6.21 – Gráfico da potência elétrica gerada em função do consumo de gás natural.....	71
Figura 6.22 – Gráfico do rendimento exergético versus a potência elétrica gerada	72
Figura 6.23 – Vazão de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus consumo de gás natural	73
Figura 6.24 – Vazão de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus consumo de gás natural	73
Figura 6.25 – Gráfico do custo médio de eletricidade, em função do consumo de gás natural...	74
Figura 6.26 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus consumo de gás natural.....	75
Figura 6.27 – Custo de geração de vapor de baixa pressão (2.5 bar a 130°C) versus consumo de gás natural	76
Figura A.1 – Simulação do ciclo no Cycle Tempo para o ciclo CC/GN.....	99
Figura A.2 – Simulação do ciclo no Cycle Tempo para o ciclo CC/GN-IB	92
Figura A.1 – Estrutura da oferta de eletricidade nacional e mundial	A.2
Figura A.2 – Uso do gás natural na matriz energética brasileira e projeção da oferta de energia.....	A.4

Figura A.3 – Uso do gás natural no Estado de São Paulo e nas indústrias paulistas.....	A.5
Figura A.4 – Participação da oferta interna de energia no Estado de São Paulo, entre 1980 a 2002.....	A.6
Figura A.5 – Evolução das ofertas de gás natural OPEP/não-OPEP.	A.7
Figura A.6 – Reservas comprovadas de gás natural, segundo regiões geográficas (bilhões de m ³)	A.7
Figura A.7 - Reservas brasileiras de petróleo e gás natural	A.9
Figura A.8 – Gasodutos da América do Sul	A.12
Figura A.9 – Área de concessão do Estado de São Paulo.....	A.14
Figura A.10 – Área de concessão da Comgás	A.15
Figura A.11 – Área de concessão da Gas Brasileiro.....	A.16
Figura A.12 – Área de concessão da Gas Natural SPS.....	A.17
Figura B.1 – Fluxograma de fabricação de açúcar/álcool.....	B.1
Figura B.2 – Fotos da Usina Iracema, Iracemápolis, SP.....	B.2
Figura B.3 – Vista dos treminhões abastecendo a usina e da ponte rolante para descarrega ...	B.4
Figura B.4 – Lavagem da cana e tratamento de água	B.5
Figura B.5 – Vista dos seis ternos de moendas da Usina Iracema e o bagaço saindo da última moenda.....	B.7
Figura B.6 – Sistema simples de embebição aplicado na extração do caldo.....	B.7
Figura B.7 – Sistema composto de embebição aplicado na extração do caldo	B.8
Figura B.8 – Esquema geral do tratamento de caldo para a produção de açúcar	B.9
Figura B.9 – Vista dos filtros rotativos à vácuo	B.11
Figura B.10 – Conjunto de evaporadores da Usinas Iracema.	B.12
Figura B.11 – Sistema de evaporação múltiplo-efeito.....	B.12
Figura B.12 – Fluxograma do cozimento para a produção de açúcar	B.13
Figura B.13 – Esquema do processo de fermentação Melle-Boinot	B.15
Figura B.14 – Vista externa da destilaria.	B.16
Figura B.15 – Esquema geral de uma destilaria	B.16
Figura C.1 – Expansão em turbina	C.1
Figura C.2 – Trocador de calor (sem mistura de fluidos).	C.2
Figura C.3 – Trocador de calor com contato direto (misturador)	C.3
Figura D.1 – Diagramas T,s e p,v para ciclo Brayton real.....	D.3
Figura D.2 – Turbina a gás com injeção de vapor.....	D.6
Figura D.3 – Ciclo Brayton regenerativo	D.6
Figura D.4 – Diagrama T,s para ciclo Brayton regenerativo	D.7

Figura D.5 – Expansão reversível e irreversível.....	D.8
Figura D.6 – Ciclo de Rankine com reaquecimento de vapor	D.9
Figura D.7 – Diagrama (T,s) para ciclo de Rankine com reaquecimento	D.10
Figura D.8 – Ciclo de Rankine com pré aquecedor de água.....	D.11
Figura D.9 – Diagrama (T,s) para ciclo de Rankine com pré-aquecedor de água.....	D.11
Figura D.10 – Ciclo de Rankine com trocador de calor de mistura.	D.12
Figura D.11 – Diagrama (T,s) para ciclo de Rankine com trocador de calor de mistura.	D.12

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1 – Consumo de gás natural: média mensal por setor (106 Nm ³).....	4
Tabela 2.1 – Composição do gás natural – gasoduto Bolívia-Brasil	10
Tabela 2.2 – Composição do gás natural – Bacia de Campos.	11
Tabela 2.3 – Propriedades do gás natural	11
Tabela 2.4 – Propriedades toxicológicas de alguns componentes do gás natural.	14
Tabela 2.5 – Constantes físicas de hidrocarbonetos	15
Tabela 2.6 – Poder calorífico e emissão de gás carbônico.....	16
Tabela 2.7 – Especificação do gás natural.....	17
Tabela 4.1 – Valores das constantes da equação	33
Tabela 6.1 – Composição do gás natural boliviano, do bagaço de cana e do gás pobre	55
Tabela 6.2 – Potência elétrica e vapor gerado nos ciclos.....	59
Tabela 6.3 – Custo de geração de eletricidade e de vapor para processo.....	59
Tabela A.1 – Sumário com os dados de entrada no Cycle Tempo para o ciclo CC/GN.....	87
Tabela A.2 – Dados de saída do Cycle Tempo para o ciclo CC/GN-IB	91
Tabela A.3 – Sumário com os dados de entrada no Cycle Tempo para o ciclo CC/GN-IB	95
Tabela A.4 – Dados de saída do Cycle Tempo para o ciclo CC/GN-IB	100
Tabela A.1 – Dados de energia elétrica	A.1
Tabela A.2 – Balanço do gás natural.....	A.4
Tabela A.3 – Reservas provadas de gás natural nas Américas	A.8
Tabela A.4 – Reservas comprovadas de gás natural no Brasil	A.10
Tabela B.1 – Composição química, em porcentagem, da cana madura, normal e sadia	B.3

LISTA DE SÍMBOLOS

c	Custo específico [US\$\$/J]
C_a	Custo anual do equipamento amortizado [US\$/ano]
\dot{C}	Custo do equipamento [US\$/s]
c_p	Calor específico a pressão constante [J/kgK]
\dot{E}_x	Fluxo de exergia [W]
ex	Exergia específica [J/kg]
\bar{ex}	Exergia específica em base molar [J/mol]
f_a	Fator de amortização do capital investido [-]
FC	Fator de carga [-]
f_{omt}	Fração do investimento inicial gasto com despesas fixas de operação e manutenção dos equipamentos [-]
f_{omv}	Fração do investimento inicial gasto com despesas variáveis de operação e manutenção dos equipamentos [-]
g	Aceleração da gravidade [m/s ²]
H	Entalpia [J]
h	Entalpia específica [J/kg]
\dot{H}	Fluxo de entalpia [W]
I	Investimento [US\$]
IW	Índice de Wobbe [kcal/kg]
k	Relação de calor específico [-]
\dot{m}	Vazão mássica [kg/s]
n	Período de amortização [anos]
p	Pressão [Pa, bar]
PCI	Poder calorífico inferior, [cal/kg, cal/Nm ³ , J/Nm ³]
\bar{PCI}	Poder calorífico inferior em base molar, [J/mol]
PCS	Poder calorífico superior, kcal/kg, kcal/Nm ³ , MJ/Nm ³
Q	Calor [J]
\dot{Q}	Transmissão de calor por unidade de tempo [W]
R	Taxa anual de juros [-]
S	Entropia [J/K]
s	Entropia específica [J/kgK]
\dot{S}	Fluxo de entropia [W/K]
T	Temperatura Absoluta [K]
t	Temperatura [°C], tempo [s]
T_o	Período de operação anual da unidade [h]
V	Velocidade [m/s]
V	Volume total [m ³]
v	Volume específico [m ³ /kg]
W	Trabalho [J]
\dot{W}	Potência [W]
Z	Elevação [m]

Alfabeto Grego

η	Rendimento ou eficiência [-]
ρ	Densidade relativa do ar, [-]
Ψ	Eficiência exergetica [-]

Subscritos

0	Relação ao ambiente
1,2,3,4...	Relação aos estados 1, 2, 3, 4...
100 a 109	Numeração de tubulação referente aos combustíveis (GN e Bagaço de cana)
201 a 212	Numeração de tubulação referente ao ar e gases de escape
301 a 310	Numeração de tubulação referente à água líquida e vapor
401 e 402	Numeração de tubulação referente ao vapor de extração para processo
501 e 502	Numeração de tubulação referente à água de reposição
a	Amortizado
A	Água
A1, A2	Numeração de tubos
B	Bomba centrífuga
B1 a B3	Bomba centrífuga
BC	Bagaço de cana
C	Caldeira
c	Cinética
CB	Caldeira de bagaço de cana
CC	Câmara de combustão
CD	Condensador
comb	Combustível
CP	Compressor
CR	Caldeira de recuperação
e	Entrada
E TOTAL	Energia elétrica total produzida pelo sistema
E1 e E2	Energia elétrica produzida pelo turbo geradores
EQ	Equipamento
f	Física
F	Fonte fria
GB	Gaseificador de bagaço de cana
GE	Gases de escape
ger	Gerada
GN	Gás natural
I	Insumo
ise	Isentrópico
liq	Líquido
oxd	Oxidante
p	Potencial
P	Produto
PA	Pré-aquecedor de ar
q	Química
Q	Fonte quente

s	Saída
SB	Secador de bagaço de cana
T	Turbina
TG	Turbina a gás
TV	Turbina a vapor
VA	Vapor de alta pressão
VB	Vapor de baixa pressão
WB	Potência consumida pela bomba centrífuga
WT	Potência gerada pela turbina

RESUMO

O consumo de eletricidade no Brasil e principalmente no Estado de São Paulo vem aumentando gradativamente. Por outro lado, o potencial hidráulico no Estado de São Paulo está praticamente esgotado. Uma possível solução é a construção de usinas termoelétricas com a utilização de gás natural e bagaço de cana.

O gás natural tem a vantagem de estar disponível em grande quantidade e de ser um combustível menos poluidor. E o bagaço de cana (biomassa), além de ser um subproduto de baixo valor, não causa uma poluição global (apenas local), pois ao replantar a cana de açúcar para a próxima safra, o carbono liberado na queima será absorvido por fotossíntese. Estes combustíveis apresentam ainda a vantagem de poderem ser utilizados em ciclo combinados, na associação de turbinas a gás com turbinas a vapor. Estes ciclos operam com maiores rendimentos termoelétricos podendo resultar em menores custos de geração.

No presente trabalho foram realizadas avaliações de sistemas de cogeração utilizando-se o gás natural e o bagaço de cana (na queima direta ou gaseificado). O trabalho consiste na determinação da melhor opção considerando critério de mínimo custo por kWh de energia produzida. Para tal foi realizada análise termoeconômica com avaliação dos custos de produção de vapor e de eletricidade em base exergética, variando o consumo de gás natural e os preços do bagaço de cana, da caldeira de recuperação, do gaseificador de bagaço de cana e do secador de bagaço de cana.

Os resultados mostram que o sistema híbrido de cogeração com ciclo combinado a gás natural e queima de bagaço de cana em uma caldeira de recuperação apresenta o menor custo de geração de eletricidade e vapor (mesmo não sendo o sistema com maior rendimento exergético). Por outro lado, para um preço do gás natural de 140 US\$/t e custo do bagaço de cana superior a 10,50 US\$/t, a planta de cogeração com ciclo combinado utilizando somente gás natural (e, portanto sem a queima ou gaseificação de bagaço de cana) apresentou o menor custo de geração de eletricidade e vapor.

ABSTRACT

The consumption of electricity in Brazil and mainly in the State of São Paulo is increasing gradually. On the other hand, the hydraulic potential is practically exhausted and the government has no resources for such new investments. One solution is the construction of thermoelectrical plants with the use of the natural gas and sugar cane bagasse.

The natural gas has the advantage of being available in great amount and of being a less pollutant fuel. And the sugar cane bagasse (biomass), besides being a by-product of low value, doesn't cause a global pollution (just local), because by replanting the sugar cane for the next harvest, the carbon generate in the burn will be absorbed by photosynthesis. These fuels still present the advantage of could be used in combined cycles, in the association of gas turbines with steam turbines. These cycles operate with larger thermoelectrical incomes and can result in smaller generation costs.

In the present work some hybrid cogeneration plants using natural gas and sugar cane bagasse (in direct burn or gasified) were studied. The work consists of the determination of the best option considering criterion of minimum cost for kWh of energy produced. For such, thermoeconomic analysis with electricity and steam production costs evaluation in exergetic basis, was accomplished. In the evaluations the consumption of natural gas and the costs of the sugar cane bagasse, of the recovery boiler, of the sugar cane gasifier and of the sugar cane bagasse dryer were varied.

The results show that the cogeneration plant with combined cycle using natural gas and burning sugar cane bagasse in the recovery boiler presents the smallest cost of electricity and steam generation (even not being the cycle with larger exergetic efficiency). On the other hand, for a natural gas cost of 140 US\$/t and a cost of sugar cane bagasse superior to 10,50 US\$/t, the cogeneration plant with combined cycle using only natural gas (and, therefore not burning or gasifying sugar cane bagasse) presented the smallest cost of electricity and steam generation.

CAPÍTULO 1 – Introdução

1.1. Preliminares

O Brasil possui a rede hidrográfica mais extensa do Globo, com 55.457 km, apresentando um incomparável potencial de geração de energia elétrica. Atualmente, o Brasil dispõe de um dos maiores parques hidroelétricos do mundo, respondendo por quase 90% do total da energia elétrica gerada no país (Leite, 2003 e Geografia do Brasil, 18/0705).

O aproveitamento dos recursos hidrelétricos do país teve início em 1951, passando de 1,5 GW em 1950 a 41,8 GW em 1992, atingindo 49,9 GW em 1995 (mais de 90% da potência instalada total). O grande crescimento na capacidade instalada ocorreu durante as décadas de 60 (10,3% a.a.), 70 (8,8% a.a.) e de 80 (10,9% a.a.). Em 1999 a capacidade instalada era de 59 MW de hidroeletricidade num total de 61 MW. Até 1998, havia dois grandes sistemas interligados que operavam separadamente e atendiam cerca de 95% do consumo nacional de energia elétrica: o sistema S/SE/CO e o sistema N/NE. Estes dois sistemas foram interligados pelo chamado “Linhão” Norte Sul, com 1277 km de extensão (Coelho, 1999).

Por muitos anos, conviveu-se com a impressão de que as fontes energéticas hidrológicas brasileiras seriam inesgotáveis. Porém, em meados dos anos 90, o sistema hidroelétrico brasileiro começou a apresentar sinais de esgotamento. Os excedentes de água que garantiram o abastecimento até 1995, passaram a ser consumidos sem a compensação proporcional que deveria ser assegurada pelos períodos chuvosos (Leite, 2003).

Em 2001, problemas de escassez nos recursos hídricos, falta de gerenciamento adequado e de ampliação e distribuição da energia elétrica, levaram o país à necessidade de racionamento no consumo de energia elétrica, com retração na atividade industrial. Passada a fase de racionamento, a tendência é a volta aos patamares de consumo verificadas anteriormente e, se nenhuma providência for tomada, a possibilidade da ocorrência de um novo racionamento, comprometendo ainda mais o desenvolvimento do país (Leite, 2003).

No Estado de São Paulo, segundo dados da Secretaria de Energia, Recursos

Hídricos e Saneamento, em 2004 a capacidade instalada das principais concessionárias de energia elétrica era de 14,3 GW, correspondendo a 17% do total da capacidade instalada no Brasil (SESP, 2004). A CESP – Companhia Energética de São Paulo, é responsável por 52% da capacidade instalada no Estado, com 7,5 GW, seguida pela AES Tietê S.A. (2,7 GW), Duke Energy International Geração Paranapanema S.A (2,3 GW), EMAE – Empresa Metropolitana de Água e Energia S.A. (1,6 GW) e outras.

A capacidade instalada no Estado de São Paulo teve uma ampliação de 3.309,8MW (30,1%) entre 1995 a 2004, devido à construção de novas unidades geradoras, como pode ser visto na Figura 1.1. No Estado de São Paulo 95% (13,7 GW) da potência instalada é proveniente de hidrelétricas e somente 5% (0,7 GW) é proveniente de termoeletricas (SESP, 2004).

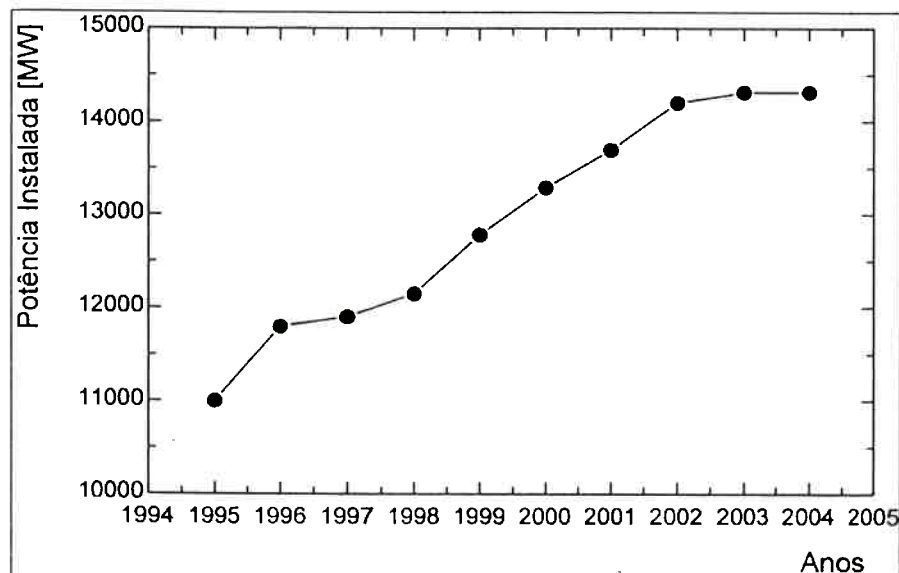


Figura 1.1 – Capacidade instalada no Estado de São Paulo (SESP, 2004).

O consumo de energia elétrica no ano de 2004 foi de 98,7 TWh, representando um acréscimo de 5,6% quando comparado ao ano anterior. O aumento do consumo de energia elétrica por setor (residencial, industrial, comercial e demais setores), no Estado de São Paulo, pode ser visto no gráfico da Figura 1.2 (SESP, 2004).

Analisando o gráfico da Figura 1.2, nota-se claramente que no ano de 2001 houve uma queda no consumo de energia elétrica no Estado, devido ao racionamento causado pela escassez dos recursos hídricos.

Passado o racionamento, o consumo voltou a subir. A tendência a um aumento gradativo continua sendo observada (Figura 1.2). Por outro lado, o crescimento da

potência instalada no Estado começou a estagnar a partir do ano de 2002 (Figura 1.1). Este aumento no consumo de energia elétrica, sem o correspondente aumento da capacidade instalada, é preocupante.

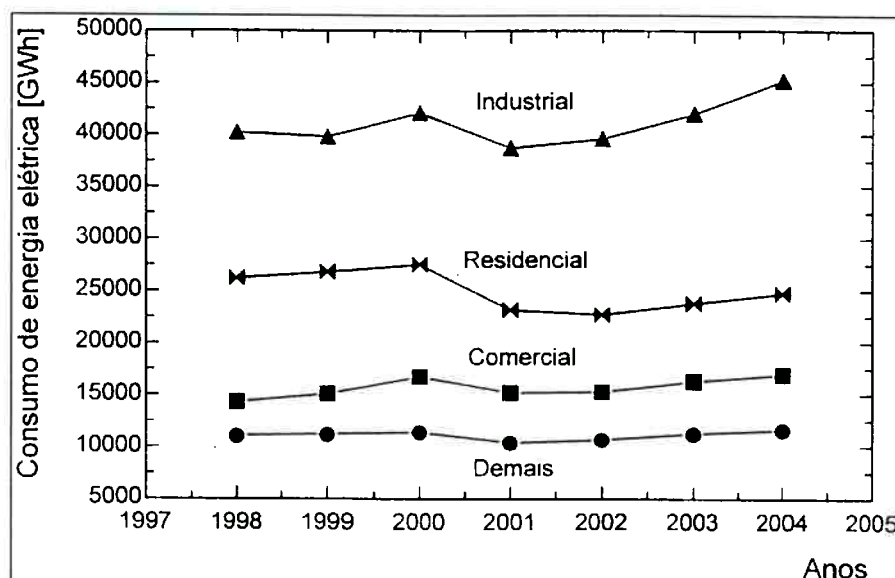


Figura 1.2 – Consumo de energia elétrica por classe no Estado de São Paulo (SESP, 2004)

Uma das formas de se atacar o problema seria aumentar a oferta e a diversidade de geração de energia elétrica. Embora sejam muitas as dificuldades para a expansão do setor elétrico, em consequência da situação econômica do país e dos impactos ambientais provocados pelas usinas termoeletricas e hidroeletricas, isso seria de grande importância. A expansão desse setor deve considerar as restrições existentes no aumento do parque hidroeletrico, responsável pela maior parte da potência instalada no Brasil, sendo que a implantação de as usinas termoeletricas surge como a melhor alternativa (Leite, 2003).

Em maio de 1987, o governo brasileiro instituiu o Plano Nacional do Gás Natural (PNGN), estabelecendo as metas e diretrizes que permitiriam elevar a participação do gás natural na matriz energética nacional. Já naquele período, identificaram-se vários aspectos favoráveis ao gás natural, que tornaram-se mais evidentes e reconhecidos no Brasil e no exterior ao longo destes últimos anos.

Em maio de 2003, os governos do Brasil e da Bolívia acertaram a prorrogação por mais 10 anos do atual contrato de compra de gás boliviano, estendendo de 2019 para 2029 o seu vencimento. O aumento do prazo visa diluir os custos e baratear os preços do gás e flexibilizar as cláusulas “take or pay”, que obriga o Brasil a pagar pelo gás

transportado mesmo que ele não seja consumido (Coimbra, 23/05/03).

O gás natural, assim como a eletricidade, constitui uma forma de energia mais nobre. Pode ser utilizado diretamente pelos consumidores finais, sendo facilmente controlável, manipulado através de simples interruptores e de controladores de combustão. O gás natural pode ser utilizado na geração de eletricidade em termoeletricas, seja operando continuamente em grandes sistemas de base ou complementando sistemas hidrotérmicos. Ademais, o gás pode ser utilizado em várias atividades industriais, como na fabricação de diversos produtos, como cerâmica, vidro, e outros, e na geração de vapor, o qual pode ser associado à geração elétrica através do sistema de cogeração¹ (Leite, 2003).

O consumo de gás natural no Estado de São Paulo pode se visto na Tabela 1.1 (SESP, 2004). Nota-se que houve aumento do consumo no Estado, com aumentos significativos no setor industrial, comercial, automotivo e cogeração e uma queda do consumo do gás natural no setor de termogeração.

Tabela 1.1 – Consumo de gás natural: média mensal por setor (10^6 Nm^3)

Discriminação	Ano						
	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004
Residencial	5,8	6,3	6,3	6,3	7,1	8,2	9,3
Industrial	90,6	92,8	118,1	146,9	194,2	254,8	293,1
Comercial	4,3	4,6	4,8	5,3	6,1	7,1	8,0
Automotivo	1,8	2,7	5,5	14,6	23,5	30,9	37,3
Cogeração	-	1,6	4,7	8,2	11,5	9,1	15,7
Termogeração	-	-	9,9	23,2	27,6	11,1	6,2
Total	102,5	108,0	149,2	204,4	270,1	321,2	369,7

Em vista da situação preocupante do potencial elétrico, é importante também a colaboração das caldeiras das usinas como auxílio na geração de eletricidade do setor de açúcar e álcool. As indústrias de açúcar e álcool podem utilizar o bagaço de cana, resíduo da produção de açúcar e álcool, como combustível nas caldeiras para produção de vapor. Este vapor, além de ser necessário ao processo de fabricação do açúcar e álcool, pode também ser usado para a geração de energia elétrica.

Nos gráficos da Figura 1.3, tem-se a produção anual de bagaço de cana produzida no Estado de São Paulo e o consumo anual do bagaço de cana por diferentes

¹ A cogeração corresponde a produção simultânea de diferente tipos de energia, como a energia eletromecânica e energia térmica, para suprir as necessidades de um processo, utilizando uma fonte primária de energia (Balestieri, 2002)

setores. Grande parte da produção do bagaço de cana é consumida no próprio setor energético industrial (por exemplo, utilização em caldeira), sendo que uma pequena parte é desviada para o setor energético e uma parte irrisória é utilização para fins não energéticos (exemplo, produção de ração animal) e termogeração na própria usina sucroalcooleira.

A utilização do bagaço de cana para a geração de eletricidade nas indústrias de açúcar e álcool, não em um caso isolado, mas com uma programação institucional, aparece como uma solução para grande parte dos problemas energéticos do Brasil e, principalmente, do Estado de São Paulo.

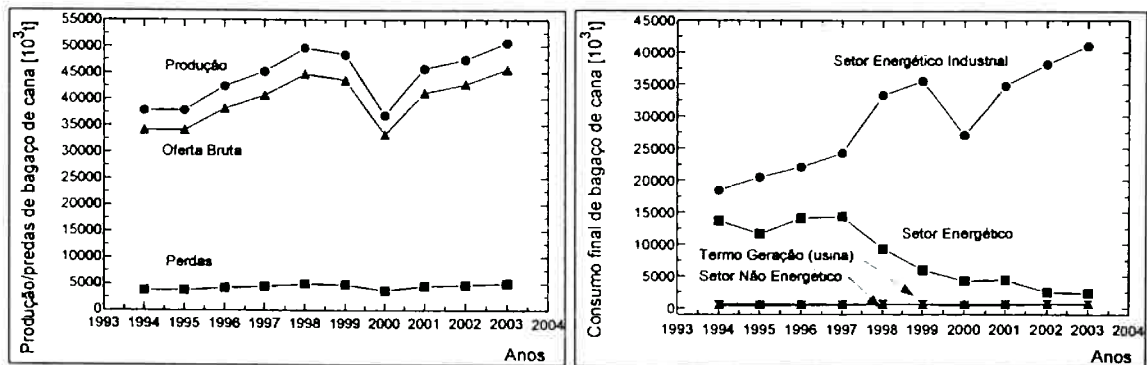


Figura 1.3 – Gráfico de produção de bagaço de cana por ano e consumo de bagaço de cana por setor e por ano (SESP/BESP, 2004)

Segundo o Ministério das Minas e Energia, de 2003 a 2007, a participação do gás natural na matriz energética nacional deverá aumentar de 5,83% para 7,93%, e a da biomassa, de 2,16% para 2,77%. Em 2003, a energia do bagaço da cana era de 1.105 MW, sendo que mais da metade desta potência era usada internamente para movimentar as usinas sucroalcooleiras. Segundo empresários do setor, menos de 500 MW são efetivamente comercializados durante a safra às concessionárias de eletricidade. O potencial energético da cana é 1,125 vezes superior ao do petróleo. Isso significa que 320 milhões de toneladas de cana - volume anual previsto para as próximas safras -, incluindo o caldo, o bagaço e a palha, equivalem a 360 milhões de barris de petróleo, ou seja, à produção brasileira de 225 dias (Costa, 2003).

Na indústria de açúcar e álcool o uso combinado do gás natural e do bagaço de cana em sistemas de cogeração pode gerar o vapor e a eletricidade necessários para os processos, bem como possibilitar a comercialização do excedente.

Com a possibilidade de gaseificação do bagaço e sua utilização em turbinas a

gás, poderá surgir no futuro uma possibilidade promissora para o setor, em vista da maior eficiência e das vantagens econômicas e ambientais. O excedente de eletricidade gerado pode ser vendido às concessionárias, contribuindo para suprir as crescentes necessidades de expansão do parque de geração brasileiro (Leite, 2003).

1.2. Objetivos da dissertação

A implantação de sistemas de cogeração requer um estudo detalhado que envolve uma avaliação criteriosa para o estabelecimento da melhor opção para cada tipo de combustível utilizado.

No presente trabalho são realizadas avaliações comparativas de configurações de sistemas híbridos de cogeração utilizando gás natural e bagaço de cana. O critério de comparação consiste na determinação da melhor opção considerando critério de mínimo custo por kWh de energia elétrica e de vapor produzidos na planta de cogeração (US\$/t).

Os sistemas em estudo são ciclos combinados de cogeração, onde um ciclo Brayton de turbina a gás combinado com um ciclo Rankine produzem energia elétrica e parte do vapor produzido no ciclo de Rankine é extraído para um processo genérico (cogeração). Estes ciclos operam somente com gás natural ou com a combinação de gás natural e bagaço de cana. Os ciclos avaliados são:

- Ciclo combinado a gás natural (CC/GN);
- Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana (CC/GN-CB);
- Ciclo combinado a gás natural e injeção de bagaço de cana na caldeira de recuperação (CC/GN-IB);
- Ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana (CC/GB).

Os ciclos CC/GN-CB e o CC/GN-IB, acrescidos de um sistema de secagem de bagaço de cana, e o ciclo CC/GN-CB, acrescido de um sistema de pré-aquecimento de ar, também fazem parte do estudo de avaliação comparativa realizado.

1.3. Organização do trabalho

Nos Capítulos 2 e 3 são apresentados os usos potenciais do gás natural e do bagaço de cana, as vantagens e as dificuldades na sua utilização e a importância de seu uso para o país.

O equacionamento para a aplicação da análise termoeconômica em base exergética é apresentado no Capítulo 4. No capítulo 5 são apresentadas possibilidades do uso desses combustíveis em ciclos combinados apropriados para a produção de energia elétrica e cogeração.

Finalmente, no Capítulo 6 são apresentados os sistemas de cogeração baseados em instalações reais e a apresentação dos resultados de análise termoeconômica, com conseqüente determinação da melhor opção considerando critério de mínimo custo por kWh de energia elétrica e de vapor produzidos. São apresentadas também avaliações do impacto do custo do bagaço de cana, da massa de gás natural, do custo de equipamentos, como o gaseificador de bagaço de cana, o secador de bagaço e da caldeira recuperação na capacidade de produção e nos custos de produção

As conclusões do trabalho, bem como a apresentação de sugestões para novos trabalhos, constam do Capítulo 7.

CAPÍTULO 2 – Gás Natural

2.1. Origem do gás natural

O gás natural é encontrado nas profundezas do mar e abaixo do solo em diversas partes do mundo. É proveniente de três fontes diferentes: degradação de matéria orgânica por bactérias anaeróbicas, degradação do carvão a pressões e temperaturas elevadas, e de alterações térmicas dos hidrocarbonetos líquidos (Poulallion, 1986).

O gás natural é composto por uma mistura de diferentes gases, onde o principal deles é o metano (CH_4). O metano se origina principalmente de matéria orgânica fóssil, chamada de querogêneo gorduroso. O querogêneo pode ser subdividido em dois grupos: seco, quando proveniente de materiais vegetais (carvão), e gorduroso, quando proveniente de algas e materiais animais (petróleo e gás natural). Nos últimos estágios de degradação do querogêneo gorduroso, o petróleo apresenta-se como condensado volátil associado a hidrocarbonetos gasosos, onde predomina o metano (Poulallion, 1986).

Segundo a teoria de Tissot e Welt (1978) *apud* Poulallion (1986), quanto maior a profundidade, maior a probabilidade de se encontrar gás acumulado, dependendo também do tipo de solo, uma vez que o gás se dispersa facilmente. É mostrado na Figura 2.1 que a cerca de 3 km da superfície o gás é encontrado úmido, isto é, em presença de óleo. Em profundidades maiores, em torno de 4 km, o gás já pode ser encontrado sem óleo (seco).

O gás natural pode formar uma câmara de pressão sobre o petróleo contribuindo para levá-lo para a superfície do solo. Neste caso, o gás natural pode sair junto com o óleo, sendo denominado de associado. Em seguida, o gás é passado por um separador, seguindo para o consumo, ou ainda, sendo reinjetado para auxiliar na extração do petróleo. O gás natural também pode ser encontrado em jazidas, sem o petróleo, sendo denominado de não associado¹. Na Figura 2.2 é apresentada uma representação

¹ É aquele que no reservatório está livre ou junto a pequenas quantidades de óleo. Neste caso, só se justifica comercialmente produzir o gás. As maiores ocorrências de gás natural no mundo são de gás não associado. (Gás Energia, 09/03/2004)

esquemática da diferença entre gás associado e do não associado.

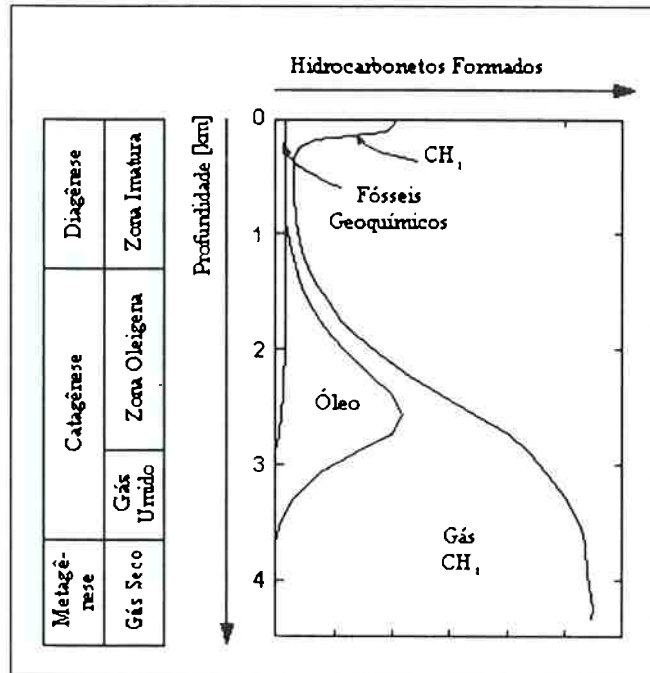


Figura 2.1 – Esquema de formação dos hidrocarbonetos em função da profundidade (Poulallion 1986)

A presença ou não do petróleo junto ao gás natural depende dos hidrocarbonetos presentes nas jazidas. A forma física do hidrocarboneto depende do número de átomos de carbono que fazem parte da sua estrutura molecular. Com a presença de até quatro átomos em cada molécula, ele se apresenta na forma gasosa, constituindo o gás natural (uma mistura de metano, etano, propanos e butanos). Caso a molécula possua entre cinco e vinte átomos de carbono, o hidrocarboneto se apresenta na forma líquida, constituindo o que se conhece como petróleo bruto. (Leite, 2003).

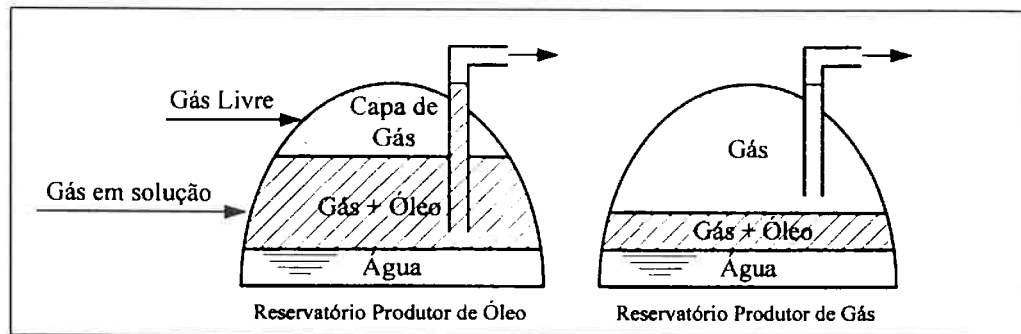


Figura 2.2 - Gás natural associado e gás natural não associado (Gás Energia, 09/03/2004).

2.2. Características do gás natural

2.2.1. Composição do gás natural

O Brasil utiliza o gás natural produzido no próprio país, como o da Bacia de Campos no Rio de Janeiro e o da bacia de Santos no Estado de São Paulo, além de importá-lo da Bolívia através do Gasoduto Bolívia-Brasil.

O gás natural boliviano é composto praticamente por metano (CH_4) e de etano (C_2H_6), nas porcentagens de 92% e 6%, respectivamente. A composição completa pode ser visualizada na Tabela 2.1.

Na Tabela 2.2 é apresentada a composição do gás natural da Bacia de Campos. Nesta tabela, nota-se que o gás natural da bacia de Campos também é composto praticamente por metano e etano, mas em uma proporção ligeiramente menor de metano (89%), quando comparado à composição do gás natural boliviano.

Tabela 2.1 – Composição do gás natural – gasoduto Bolívia-Brasil (Comgás, 10/03/2004).

Componente	Fórmula	% Molecular
Metano	CH_4	91,80
Etano	C_2H_6	5,58
Propano	C_3H_8	0,97
I-Butano	C_4H_{10}	0,03
N-Butano	C_4H_{10}	0,02
N-Pentano	C_5H_{12}	0,10
Dióxido de Carbono	CO_2	0,08
Nitrogênio	N_2	1,42
Total		100,00

O poder calorífico superior e a densidade do gás natural boliviano e da Bacia de Campos são praticamente iguais, como pode ser visualizado na Tabela 2.3. Ambas as composições possuem valores elevados de poder calorífico superior, graças à sua elevada porcentagem de metano e etano. O cálculo do poder calorífico pode ser visto no item 2.2.2.

2.2.2. Cálculo do poder calorífico

O poder calorífico superior pode ser definido como: “a quantidade de calor liberada pela unidade de massa (ou volume para combustíveis gasosos) de um combustível, quando queimado completamente, em uma dada temperatura

(normalmente 18°C ou 25°C), sendo os produtos de combustão (CO₂, H₂O, etc.) resfriados até a temperatura inicial (18°C ou 25°C) da mistura combustível (Hilsdorf, 1996). O poder calorífico de um combustível é avaliado através das equações (2.1) a (2.4) de combustão (Ieno, 2000):

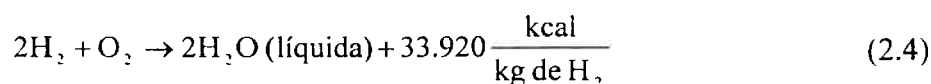
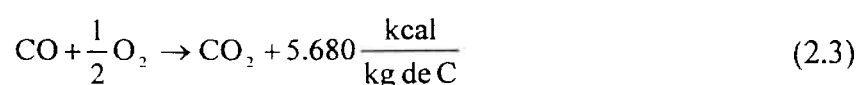
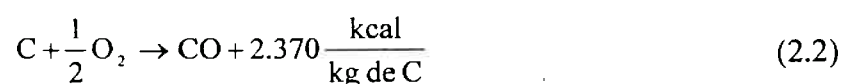


Tabela 2.2 – Composição do gás natural – Bacia de Campos (Gás Energia, 18/03/2004).

Componente	Fórmula	% Molecular
Metano	CH ₄	88,97
Etano	C ₂ H ₆	6,71
Propano	C ₃ H ₈	2,64
I-Butano	C ₄ H ₁₀	0,25
N-Butano	C ₄ H ₁₀	0,39
I-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,04
N-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,04
Outros hidrocarbonetos	C _s , H _x	0,02
Dióxido de Carbono	CO ₂	0,29
Nitrogênio	N ₂	0,65
Oxigênio	O ₂	0,01
	Total	100,00

Tabela 2.3 – Propriedades do gás natural

Procedência do gás natural	Densidade Relativa (Ar = 1)	Poder Calorífico Superior (kcal/Nm ³)
Boliviano ²	0,602	9958
Bacia de Campos ³	0,630	9738

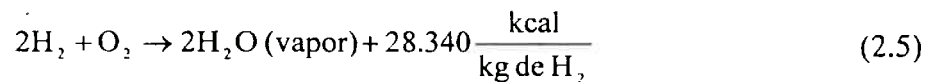
2 Referência (Comgás, em 10/03/2004)

3 Referência (www.gasenergia.com.br, em 10/03/2004)

Caso um combustível contenha hidrogênio (como os hidrocarbonetos formadores do gás natural) e, portanto, pela sua combustão houver a formação de água, pode-se argumentar que em uma combustão industrial esse vapor de água não se condensa, saindo como vapor nos fumos. Neste caso, o calor latente de condensação de vapor não deve ser incluído no poder calorífico do combustível.

Assim, deve-se considerar o poder calorífico inferior, que é obtido deduzindo-se do poder calorífico superior o calor latente liberado pela condensação e resfriamento de toda água presente nos produtos de combustão, incluindo a água previamente presente no combustível (Hilsdorf, 1996).

Considerando-se a formação da água a 20°C e evaporação a 100°C, com o consumo de 620 kcal para cada quilograma de água produzida e que 12 kg de carbono dão origem à formação de 9 kg de água, pode-se então afirmar que 5.580 kcal são consumidas na vaporização desta água. Se este calor for descontado do calor produzido pela combustão do hidrogênio a equação (2.4) fica (Ieno, 2000):



O poder calorífico do gás metano (CH_4) pode ser calculado considerando-se sua composição em massa como sendo 75% de carbono e 25% de hidrogênio. Logo, o poder calorífico inferior pode ser considerado como:

$$\text{PCI}_{\text{CH}_4} = 0,75 \cdot 8.050 + 0,25 \cdot 28.340 = 13.122 \frac{\text{kcal}}{\text{kg de CH}_4} \quad (2.6)$$

Para os outros gases como etano, propano, butano, pentano, procede-se da mesma forma:

$$\text{PCI}_{\text{C}_2\text{H}_6} = 0,80 \cdot 8.050 + 0,20 \cdot 28.340 = 12.208 \frac{\text{kcal}}{\text{kg de C}_2\text{H}_6} \quad (2.7)$$

$$\text{PCI}_{\text{C}_3\text{H}_8} = 0,818 \cdot 8.050 + 0,182 \cdot 28.340 = 11.739 \frac{\text{kcal}}{\text{kg de C}_3\text{H}_8} \quad (2.8)$$

$$\text{PCI}_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = 0,828 \cdot 8.050 + 0,172 \cdot 28.340 = 11.548 \frac{\text{kcal}}{\text{kg de C}_4\text{H}_{10}} \quad (2.9)$$

$$PCI_{C,H_n} = 0,833 \cdot 8.050 + 0,167 \cdot 28.340 = 11.438 \frac{\text{kcal}}{\text{kg de } C_4H_{10}} \quad (2.10)$$

Conhecendo a composição da mistura de gases, procede-se da mesma forma para a determinação do poder calorífico utilizando os valores das equações (2.6) a (2.9).

O poder calorífico inferior, pode ser calculado em base volumétrica, considerando que o gás se encontra nas condições normais de pressão e temperatura (CNTP). Nestas condições, 1 mol corresponde a 22,4 litros. Portanto, 1 kmol corresponde a 22,4 Nm³. Desta forma, a massa específica de cada componente pode ser dada por:

- Metano $\frac{16}{22,4} = 0,714 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3}$;
- Etano $\frac{30}{22,4} = 1,339 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3}$;
- Propano $\frac{44}{22,4} = 1,964 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3}$;
- Butano $\frac{58}{22,4} = 2,589 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3}$;
- Pentano $\frac{72}{22,4} = 3,214 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3}$.

2.2.3. Vantagens do gás natural

O gás natural, sob todas as formas, é a energia mais segura, e os índices de mortes e acidentes são os mais baixos, quando comparados a qualquer outro insumo energético. As principais características físico-químicas que conferem segurança ao gás natural são (Gasnet, 10/03/2004):

- **densidade relativa ao ar atmosférico inferior a 1**, conseqüentemente o gás natural é menos denso do que o ar; Assim, em caso de vazamento em ambiente aberto, ele é capaz de subir e ocupar as camadas superiores da atmosfera. Em caso de vazamento em ambientes internos, não há a formação de bolsões nas regiões inferiores, sendo suficiente para garantir sua dissipação a existência de um orifício de ventilação superior. O gás natural não oferece risco de asfixia, pois não se acumula na região correspondente à altura média do ser humano. Isso pode ser

comprovado pelo fato da quantidade de metano na composição do gás natural ser maior que 90% (Tabela 2.1), sendo que a sua densidade é inferior à densidade do ar.

- **o gás natural não é quimicamente tóxico**, sua inalação não provoca danos à saúde, isto é, as substâncias que compõem o gás natural são inertes ao corpo humano. O gás natural não possui monóxido de carbono (CO) ou cloro (Cl), que têm a propriedade de se combinar com a hemoglobina do sangue e ocupar o lugar do oxigênio (O_2). Na Tabela 2.4 são apresentadas as propriedades toxicológicas dos principais componentes do gás natural. A partir da análise dos dados desta tabela fica evidente que o gás natural é apenas um asfíxiante simples, devido à falta de oxigênio;

Tabela 2.4 – Propriedades toxicológicas de alguns componentes do gás natural (Moraes, 2003).

Propriedade	Dióxido de carbono	Metano	Etano	Propano
Cor	Incolor	Incolor	Incolor	Incolor
Odor	Inodoro	Inodoro	Inodoro	Inodoro
Toxicologia	Asfíxiante simples	Asfíxiante simples	Asfíxiante simples	Asfíxiante simples
Efeito local	Nenhum	Nenhum	Nenhum	Nenhum
Efeito sistêmico	Baixo	Baixo	Moderado	Baixo

- **limite de inflamabilidade inferior é elevado**, isto significa que, para atingir as condições de auto-sustentação da combustão, é necessária uma quantidade significativa de gás natural em relação à quantidade de ar total em um ambiente. O metano e o etano, que são os principais componentes do gás natural, possuem limites inferiores de inflamabilidade muito maiores do que de outros hidrocarbonetos mais pesados, como pode ser visto na Tabela 2.5. Por isso, o risco de explosão por uma centelha provocada por um interruptor, brasa de cigarro e outros, é baixa. A faixa entre o limite superior e inferior de inflamabilidade é estreita. Embora seja difícil alcançar o limite inferior de inflamabilidade em um vazamento de gás natural em ambiente confinado, caso isso ocorra, a condição de diluição da mistura ar-gás natural que permite a auto-sustentação da combustão após uma incitação inicial é rapidamente perdida, pois o limite superior de inflamabilidade é logo atingido e o gás natural torna-se diluente do ar;

- **não explosividade**, a explosão é um processo de combustão em que a pressão gerada pela expansão dos gases é superior à resistência da estrutura que os comporta. No caso do gás natural, as condições de inflamabilidade não são facilmente atingidas e a velocidade de propagação de sua combustão é a menor entre os gases combustíveis. Assim, a ocorrência de explosões por vazamento de gás é praticamente nula;
- **ausência de enxofre**, não há a necessidade de investimento para controlar a emissão de ácido sulfúrico (SO₂). O gás natural tem no máximo 70 mg de enxofre por Nm³, sendo esta quantidade praticamente desprezível.

Tabela 2.5 – Constantes físicas de hidrocarbonetos (Poulallion 1986)

Composto	Fórmula	Ponto de Ebulição ⁴ [°C]	Pressão de vapor ⁵ [atm]	Ponto de Solidificação ⁴ [°C]	Volume Crítico [m ³ /kg (10 ⁻³)	Densidade Gás Ideal ⁶		Calor específico ⁶ [MJ/kg°C]	Poder calorífico ⁶ [MJ/Nm ³]		Ar req. para combustão [m ³ /m ³]	Limite de inflamabilidade vol. % da mistura com ar.	
						Relativa (Ar = 1)	m ³ gás/kg		Inferior	Superior		Inferior	Superior
Metano	CH ₄	-162	-	-183	6,20	0,555	0,590	1,683	39,9	36,9	9,53	5,0	15,0
Etano	C ₂ H ₆	-89	-	-184	4,91	1,046	-	1,436	70,5	64,4	16,67	3,22	12,45
Propano	C ₃ H ₈	-43	12,93	-188	4,56	1,547	0,267	1,432	101,6	93,4	23,82	2,37	9,50
N-Butano	C ₄ H ₁₀	-11	3,51	-139	4,39	2,071	0,230	1,520	134,7	124,1	30,97	1,86	8,41
I-Butano	C ₄ H ₁₀	-12	4,91	-160	4,52	2,067	0,222	1,474	133,8	123,3	30,97	1,80	8,44
N-Pentano	C ₅ H ₁₂	35	1,06	-130	4,31	2,491	0,207	1,549	169,6	156,7	38,11	1,40	7,80
N-Exano	C ₆ H ₁₄	68	0,34	-96	4,28	2,975	0,182	1,570	210,7	194,9	45,26	1,25	6,90
N-Octano	C ₈ H ₁₈	125	0,34	-57	4,26	3,943	0,146	1,599	233,0	216,0	59,55	0,84	3,20
N-Decano	C ₁₀ H ₂₂	173	0,00	-30	4,19	4,912	0,122	1,620	288,5	267,9	73,85	0,67	2,60

- **inodoro**, as companhias de gás podem utilizar o odorizante que desejarem nas aplicações que julguem necessárias (Poulallion, 1986).

4 à pressão de 1 atm

5 à temperatura de 37,2°C

6 à temperatura de 16°C, pressão de 1 atm e gás ideal.

Por apresentar os menores índices de emissão de poluentes na atmosfera, o gás natural (Tabela 2.6) é um combustível que pode ser considerado mais limpo em relação a outros combustíveis fósseis. O gás metano, por conter 75% de carbono em sua composição em massa, produz 2,770 kg de gás carbônico e gera 13.372 kcal/kg de metano queimado. Um quilograma de um hidrocarboneto líquido com 10 átomos de carbono produz 3,156 kg de gás carbônico e gera somente 10.941 kcal/kg. Para cada 1000 kcal geradas na combustão, o metano produz 0,2057 kg de gás carbônico e o hidrocarboneto líquido produz 0,2896 kg, isto é 41% a mais. Os valores da Tabela 2.6 foram obtidos a partir das emissões de CO₂ representadas em função do calor produzido na combustão completa. (Ieno, 2000).

Tabela 2.6 – Poder calorífico e emissão de gás carbônico (Ieno, 2000).

Combustível	Poder calorífico [kcal/kg]	Emissão de CO₂ [kg por kg_{comb.}]
Gás natural	11.400	2,77
GLP	11.000	3,02
Lenha	3.350	1,43
Óleo combustível	10.600	3,45
Óleo diesel	10.900	3,77

2.2.4. Especificação do gás natural

A especificação do gás natural, de origem nacional ou importado, a ser comercializado em todo território nacional, é estabelecida pela Agência Nacional do Petróleo, segundo a Portaria Nº 104, de 8 de julho de 2002, cujos dados são apresentados na Tabela 2.7.

O gás natural fornecido pela Comgás apresenta algumas características para efeito de segurança e meio ambiente, principalmente quanto à densidade e ao odor. Na situação original, o gás natural é inodoro e incolor, o que impede sua percepção no caso de vazamento. Para efeito de segurança ele é odorizado com mercaptanas, dentro de certos limites, na proporção de 25 gramas para cada 1000 m³ de gás natural. Esse vapor permite a percepção de possíveis vazamentos, a partir do instante em que a mistura com o ar chega a 20% do limite inferior de inflamabilidade. Como já foi mencionado, a densidade relativa ao ar é 0,6, o que permite uma rápida dissipação em caso de vazamento. Estes dois fatores fazem do gás natural um combustível que pode ser utilizado com segurança (Ieno, 2000).

No Apêndice A podem ser encontrados mais alguns detalhes quanto ao gás natural, abordando:

- Balanço energético do gás natural e seu histórico;
- Reservas de gás natural (mundiais, na América e no Brasil);
- Gasodutos e áreas de concessão no Estado de São Paulo.

Tabela 2.7 – Especificação do gás natural⁽¹⁾ (ANP, 08/03/2004).

Características	Unidade	Limites ⁽²⁾⁽³⁾			Método	
		Norte	Nordeste	Sul, Sudeste, Centro-Oeste	ASTM	ISO
Poder calorífico superior ⁽⁴⁾	KJ/m ³	34.000 a 38.400	35.000 a 42.000		D 3588	6976
	KWh/m ³	9.47 a 10.67	9,72 a 11.67			
Índice de Wobbe ⁽⁵⁾	KJ/m ³	40.500 a 45.000	46.500 a 52.500		-	6976
Metano, mín.	% vol.	68,0	86,0		D 1945	6974
Etano, máx.		12,0	10,0			
Propano, máx.		3,0				
Butano e mais pesados, máx.		1,5				
Oxigênio, máx.		0,8	0,5			
Inertes (N ₂ + CO ₂), máx.		18,0	5,0	4,0		
Nitrogênio, máx.		Anotar	2,0			
Enxofre, máx.	mg/m ³	70			D5504	6326-2 6326-5
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx. ⁽⁶⁾	mg/m ³	10,0	15,0	10,0		
Ponto de orvalho de água a 1 atm, máx.	°C	-39	-39	-45	D5454	-

- (1) O gás natural deve estar tecnicamente isento, ou seja, não deve haver traços visíveis de partículas sólidas e partículas líquidas;
- (2) Limites especificados são valores referidos a 293,15 K (20°C) e 101,325 kPa (1 atm) em base seca, exceto ponto de orvalho;
- (3) Os limites para a Região Norte se destinam às diversas aplicações exceto veicular e para esse uso específico devem ser atendidos os limites equivalentes à Região Nordeste;
- (4) O poder calorífico de referência de substância pura empregado neste Regulamento Técnico encontra-se sob condições de temperatura e pressão equivalentes a 293,15K, 101,325 kPa, respectivamente em base seca;
- (5) O índice de Wobbe é calculado empregando o poder calorífico superior em base seca. Quando o método ASTM D 3588 for aplicado para a obtenção do poder calorífico superior, o índice de Wobbe deverá ser determinado pela fórmula constante do Regulamento Técnico;
- (6) O gás odorizado não deve apresentar teor de enxofre total superior a 70 mg/m³.

7 O índice de Wobbe é uma medida da quantidade de energia disponibilizada em um sistema de combustão através de um orifício injetor. A quantidade de energia disponibilizada é função linear do índice de Wobbe $IW = \frac{PCS}{\sqrt{\rho}}$, onde IW é o índice de Wobbe, PCS é o poder calorífico superior e ρ é a densidade relativa (ANP, 18/03/2004).

CAPÍTULO 3 – Bagaço de Cana

3.1. Introdução

O bagaço de cana é um subproduto inevitável, obtido em grandes quantidades, a partir da produção de açúcar e de álcool, como pode ser visto no fluxograma da Figura 3.1 (Camargo, 1990).

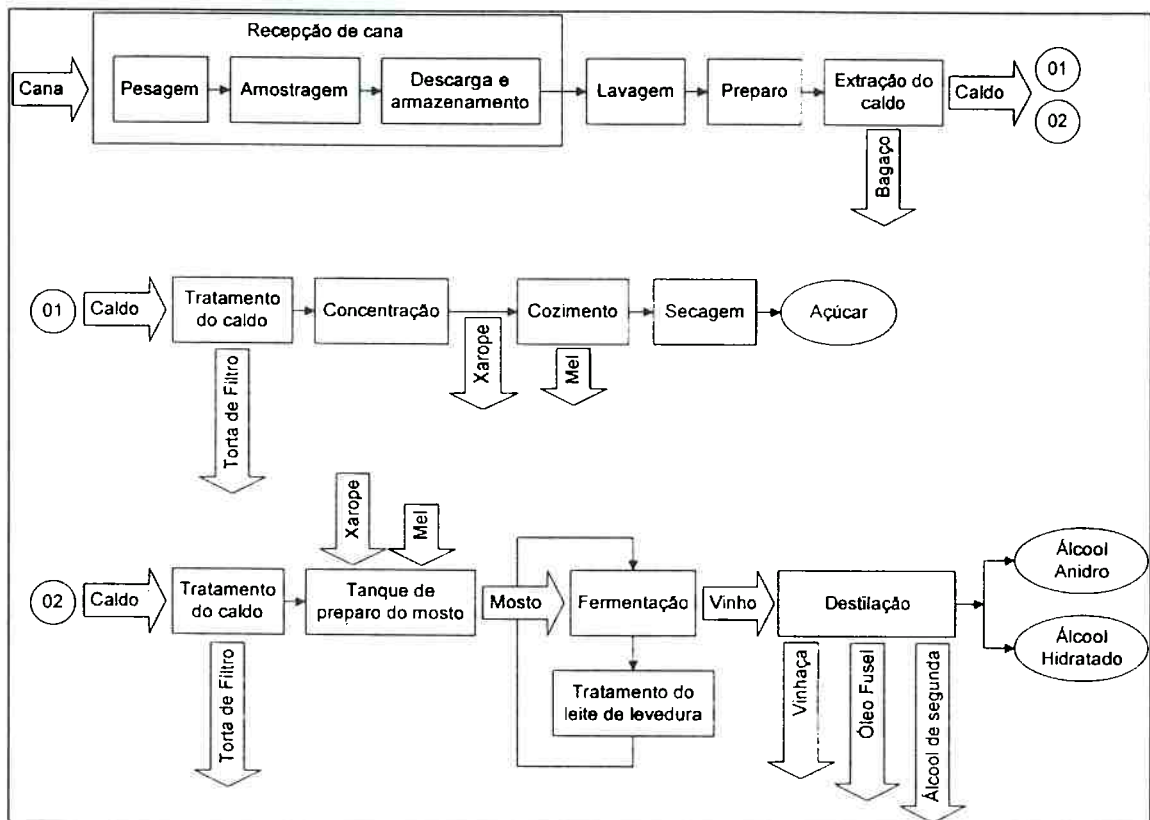


Figura 3.1 – Fluxograma de fabricação de açúcar/álcool (Camargo, 1990).

Os processos de fabricação de açúcar e álcool, com conseqüente geração do bagaço de cana, são apresentados em detalhes no Apêndice B; em que é utilizado como objeto de estudo uma Usina localizada na cidade de Iracemápolis (região de Piracicaba), Estado de São Paulo (Figura 3.2).

Na Figura 3.3 é apresentado um mapa com as maiores regiões produtoras de cana-de-açúcar no Estado de São Paulo; indicando uma grande produção e, conseqüentemente, disponibilidade de bagaço de cana, na maioria das regiões do Estado.



Figura 3.2 – Usina Iracema, Iracemópolis, SP

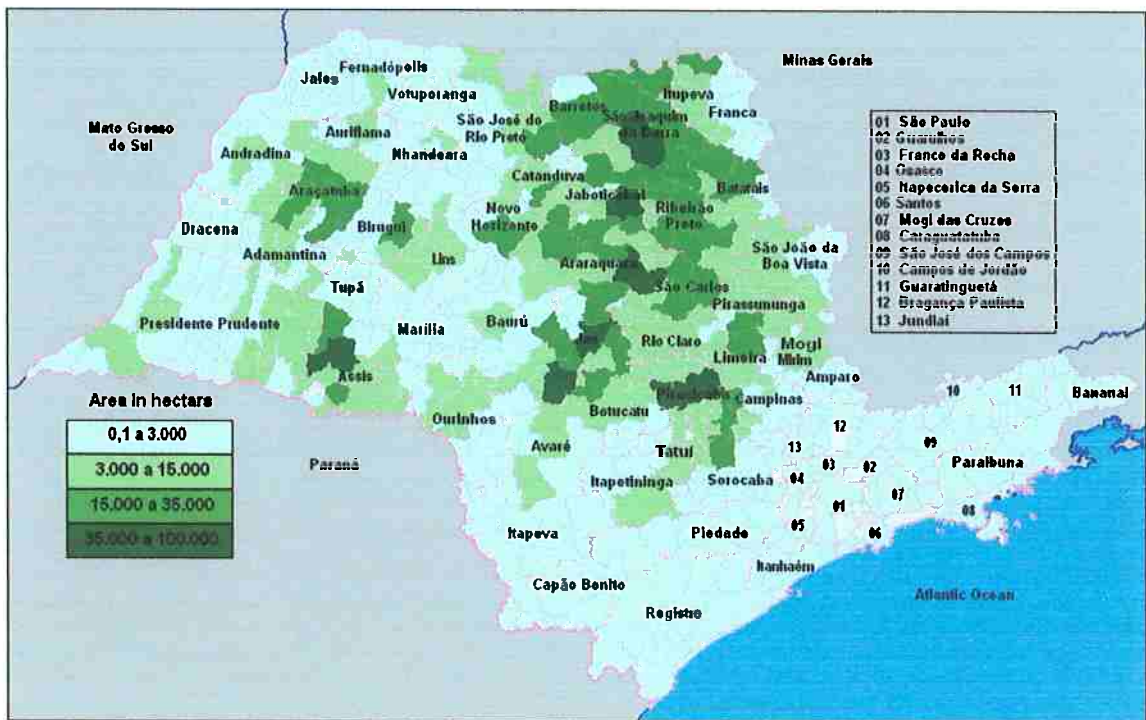


Figura 3.3 – Distribuição da cultura de cana-de-açúcar no Estado de São Paulo (Cati, 28/05/2005).

Comparando o mapa da Figura 3.3 com o mapa dos gasodutos que atravessam o Estado de São Paulo, Figura 3.4, pode-se apontar regiões bastante propícias para implantação dos sistemas híbridos de cogeração, como as regiões de Araçatuba, Araraquara, São Carlos, Rio Claro, Piracicaba, dentre outras, pois nestas regiões há a disponibilidade do bagaço de cana e do gás natural. Existem também regiões que apresentam potencial para a implementação desse tipo de sistemas de cogeração, pois têm a disponibilidade do bagaço de cana e estão envolvidas em estudos para a

ampliação da rede de gás natural, como é o caso das regiões de Ribeirão Preto, Jaú e Tatuí.



Figura 3.4 – Gasodutos que atravessam o Estado de São Paulo.

Detalhes sobre os gasodutos e concessionárias de gás natural no Estado de São Paulo podem ser encontrados no Apêndice A.

3.2. Geração do bagaço de cana

Após a colheita, a cana de açúcar é preparada, sendo, e em seguida, alimentada em moendas, para a extração do caldo que será utilizado no processo. Deste processo de moagem sai o bagaço, numa proporção de 30% em peso; com uma tonelada de cana de açúcar produzindo em média 300 kg de bagaço com 50% de umidade e poder calorífico inferior de 2280 kcal/kg (Coelho, 1992).

O bagaço de cana em grandes quantidades, se não for bem aproveitado, pode gerar problemas de armazenamento. Durante os meses de produção ou safra, o bagaço de cana natural não proporciona problemas, mas o excedente pode gerar problemas relacionados a custos adicionais nos demais meses do ano. Estes custos podem ser reduzidos com armazenamento ao ar livre e adequada movimentação (Leite, 2003).

Contudo, neste período de entressafra pode-se perder uma parte de qualidade do

bagaço de cana, em consequência de reações bioquímicas e das chuvas (Leite, 2003). Por outro lado, se compactado, o bagaço precisa de armazenamento e de proteção contra as intempéries. Contudo, a compactação, a secagem e o armazenamento exigem custos adicionais proibitivos, não sendo viáveis.

A maioria das usinas/destilarias não aproveita completamente o bagaço de cana gerado, vendendo-o a terceiros. No início do Proálcool, o bagaço de cana era vendido a preços irrisórios, como um sub-produto indesejado (era vendido para a Alemanha a US\$ 2,5/t, sendo utilizado na fabricação de papel). Segundo Coelho (1992), nos anos de 1990 o bagaço de cana foi vendido para outras empresas, como as indústrias de suco de laranja, a um preço médio de US\$ 4,5/t, correspondente ao valor líquido recebido pela usina. As indústrias que compravam o bagaço de cana pagavam US\$ 12/t devido ao frete e demais despesas.

Atualmente, a Usina Iracema vende o bagaço de cana a um preço de US\$ 13,30/t e o custo do transporte de 25t por 200km fica em torno de US\$ 11,70. Na Figura 3.4 é apresentada uma vista do excedente de bagaço gerado na Usina Iracema.



Figura 3.4 - Excedente de bagaço gerado na Usina Iracema

A utilização do bagaço de cana para a geração de eletricidade nas indústrias de açúcar e álcool, não em um caso isolado, mas com uma programação institucional, poderia solucionar grande parte dos problemas energéticos do Brasil e, principalmente, do Estado de São Paulo.

O potencial de poluição do bagaço é muito inferior aos dos combustíveis fósseis; existe a possibilidade concreta de geração de energia com investimento privado e,

conseqüentemente, poder-se-ia reduzir o custo de produção do álcool (Coelho, 1992).

O potencial de produção de eletricidade a partir do bagaço de cana atinge valores consideráveis. Considerando-se que na safra de 2002/2003, foram colhidas no Brasil 318 milhões de toneladas de cana, conforme apresentado no gráfico da Figura 3.5 (ÚNICA, 07/06/2004), houve a produção de cerca de 95 milhões de toneladas de bagaço de cana. Admitindo-se que nas indústrias de açúcar e álcool sejam consumidos 80% para uso próprio, restam 20% do bagaço de cana para geração de eletricidade. Admitindo-se um rendimento teórico de 30%, a energia elétrica total possível de ser gerada a partir da produção obtida naquela safra seria de:

$$\frac{(95 \cdot 10^6 \text{ t}) \cdot (2,28 \cdot 10^6 \text{ kcal / t}) \cdot (30\%) \cdot (20\%)}{(860 \text{ kcal / kWh})} = 15.100 \text{ GWh} \quad (3.1)$$

Comparando-se este valor com o valor da geração total de energia elétrica do Brasil em 2003 (365 TWh), conforme é apresentado na Tabela A.1 do Apêndice A, o potencial de produção de energia elétrica a partir do bagaço corresponde à cerca de 4,1% da energia gerada no Brasil.

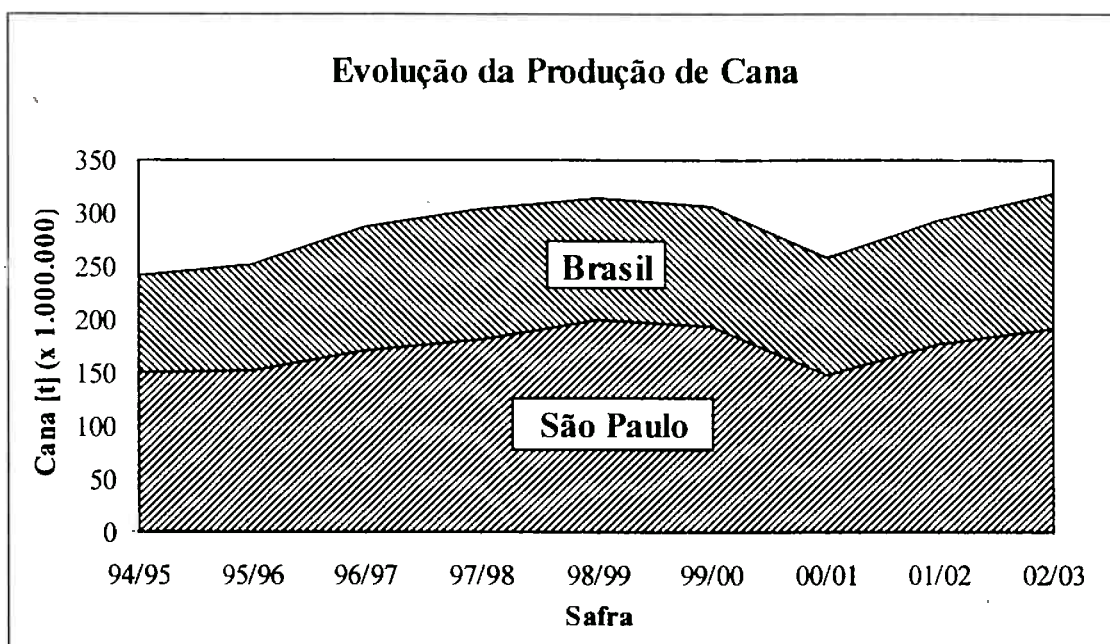


Figura 3.5 – Produção de cana de açúcar no Estado de São Paulo e no Brasil

Até os anos de 1990, a energia elétrica produzida nas indústrias de açúcar e álcool com o uso do bagaço de cana era insuficiente para suprir a própria demanda da usina, sendo que aproximadamente 40% do total consumido era comprado.

Nos últimos anos, a geração elétrica nas usinas aumentou gradativamente, principalmente devido ao uso do bagaço de cana. Atualmente o setor já é praticamente auto-suficiente.

CAPÍTULO 4 – Termoeconomia

4.1. Introdução

Nos ciclos de potência em que ocorre somente a produção de eletricidade utiliza-se um método convencional de análise econômica, baseado na amortização do capital investido, no custo do combustível utilizado e nos custos de pessoal e manutenção, por meio do custo da eletricidade gerada.

Contudo, este método convencional de análise econômica não pode ser aplicado a sistemas de cogeração. Neste caso ocorre a produção simultânea de energia eletromecânica e calor útil e, conseqüentemente, a existência de dois produtos cujos custos de geração devem ser calculados. Isso leva à necessidade de utilização de análise termoeconômica, que consiste na aplicação dos balanços de custos em base exergética (Oliveira, 2003).

Na análise energética, baseada na 1ª lei da termodinâmica, o balanço de energia não diferencia a qualidade dos produtos gerados, ou melhor, das diversas formas de energia. Na análise energética, por exemplo, 1 kJ de calor e 1kJ de trabalho são tratados da mesma forma. No entanto, sabe-se que a qualidade da energia sob a forma de trabalho é maior que a do calor. Ou seja, os balanços de energia não fornecem informações sobre os processos de degradação da qualidade da energia. Dessa forma, a análise energética apresenta algumas falhas que impedem uma avaliação efetiva dos processos e sistemas (Nakashima, 2000). Alguns exemplos das “falhas” da primeira lei são (Oliveira, 2003):

- a primeira lei não reconhece que parte do calor tem que ser rejeitado em um sistema térmico;
- a primeira lei não reconhece as irreversibilidades, como por exemplo, em uma câmara de combustão, em uma válvula (adiabática) ou em um trocador de calor.

A análise termodinâmica utilizando somente a primeira lei é fácil de ser aplicada, mas não trata das irreversibilidades, como as que ocorrem numa expansão não isentrópica, numa célula de combustível ou em uma planta térmica, etc.

Por isso houve a necessidade de se associar a primeira à segunda lei da

termodinâmica, dando origem à exergia.

A exergia, segundo alguns autores, pode ser expressa por (Oliveira, 2003):

Kotas: *é o padrão de qualidade da energia, que é igual ao máximo trabalho útil que pode ser obtido de uma dada "forma de energia", utilizando os parâmetros do ambiente¹ (pressão, temperatura, e potencial químico), como aqueles do estado de referência (Kotas, 1995);*

Szargut: *é a quantidade de trabalho obtida quando uma massa é trazida até um estado de equilíbrio termodinâmico com os componentes comuns do meio ambiente, através do processo reversível, envolvendo interação apenas com os componentes do meio ambiente (Szargut, 1988);*

Rant: *é a parte da energia que pode ser completamente convertida em qualquer outra forma de energia; etc.*

4.1.1. Componentes da exergia

A exergia $\dot{E}x$ pode ser dividida em quatro componentes, a exergia cinética $\dot{E}x_c$, exergia potencial $\dot{E}x_p$, exergia física $\dot{E}x_r$ e a exergia química $\dot{E}x_q$ (desconsiderando-se os efeitos: nuclear, magnético, elétrico, etc), resultando na seguinte expressão (Kotas, 1995):

$$\dot{E}x = \dot{E}x_c + \dot{E}x_p + \dot{E}x_r + \dot{E}x_q \quad (4.1)$$

ou na forma de energia específica, onde $ex = \frac{\dot{E}x}{\dot{m}}$, ficando:

$$ex = ex_c + ex_p + ex_r + ex_q \quad (4.2)$$

Quando a energia cinética e potencial de um fluxo de uma substância apresentam-se de forma ordenada, a energia pode ser convertida completamente em trabalho. Então, quando se faz a análise em relação ao nível ambiental, a energia cinética e potencial são iguais à exergia cinética e potencial:

¹ Para um uso prático em aplicações terrestres, o ambiente consiste da atmosfera, dos oceanos e mares e da crosta terrestre.

$$\dot{E}x_c = \dot{m} \frac{V_0^2}{2} \quad (4.3)$$

$$\dot{E}x_p = \dot{m} \cdot g \cdot Z_0 \quad (4.4)$$

onde, \dot{m} é a vazão mássica do fluido, V_0 é a velocidade do fluido relativo a velocidade a velocidade da crosta da terra e Z_0 é a altitude em relação ao nível do mar.

4.1.2. Exergia física

A exergia física é igual ao máximo trabalho obtido quando um fluxo de uma substância é trazido do estado inicial para o estado ambiente, definido pela pressão p_0 e temperatura T_0 , sendo representada pela equação:

$$ex_1 = (h_1 - T_0 \cdot s_1) - (h_0 - T_0 \cdot s_0) \quad (4.5)$$

onde, ex_1 é a diferença do valor de $(h - T_0 \cdot s)$ do estado inicial e do meio ambiente.

Para a aplicação quando há diferença de estados a equação fica:

$$ex_{f1} - ex_{f2} = (h_1 - h_2) - T_0(s_1 - s_2) \quad (4.6)$$

Utilizando uma representação gráfica, a exergia física pode ser representada no gráfico “a” da Figura 4.1, por um processo reversível. O gráfico “b” representa a diferença de exergia entre dois estados (1 e 2) para um fluido homogêneo.

4.1.3. Exergia química

A exergia química é o máximo trabalho possível de se obter quando um sistema ou fluxo é levado do estado de referência restrito ao estado morto². Para um fluxo, a exergia pode ser dada por:

² onde há condições de equilíbrio mecânico, térmico e químico entre o sistema e o ambiente. Assim, além da pressão e temperatura, os potenciais químicos das substâncias e do ambiente são iguais (Kotas, 1995).

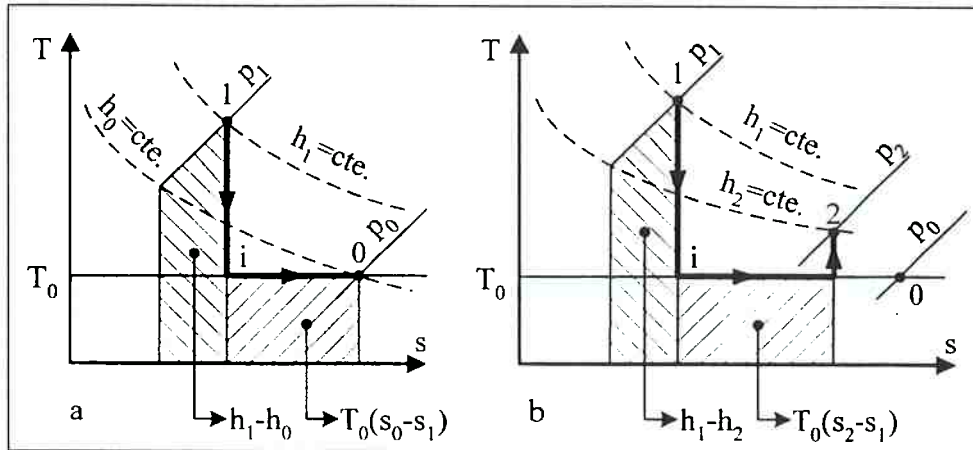


Figura 4.1 – Processo reversível para determinar a exergia física (a) e mudança de exergia físicas, para um fluido homogêneo simples (b)

$$ex = h - T_0 s - \beta_a \tag{4.7}$$

onde:

$$\beta_a = h_a - T_0 s_a \tag{4.8}$$

A exergia química pode ser encontrada em tabelas, sendo que os valores processados são relativos a um estado conveniente de referência (a) definido pelas propriedades h_a e s_a .

Oliveira (2003) utiliza correlações de Bejan entre o poder calorífico inferior em base molar e a exergia química molar para hidrocarbonetos gasosos $C_\alpha H_\beta$:

$$\frac{\bar{ex}_q}{PCI} = 1,033 + 0,0169 \frac{\beta}{\alpha} - \frac{0,0698}{\alpha} \tag{4.9}$$

E para hidrocarbonetos líquidos $C_\alpha H_\beta$:

$$\frac{\bar{ex}_q}{PCI} = 1,04224 + 0,011925 \frac{\beta}{\alpha} - \frac{0,042}{\alpha} \tag{4.10}$$

4.1.4. Análise exergetica de processo

A análise exergetica consiste no emprego simultâneo da Primeira e Segunda Lei da Termodinâmica na avaliação do desempenho de processos de conversão de energia, permitindo a efetiva avaliação termodinâmica dos processos, uma vez que quantifica as irreversibilidades que ocorrem durante o desenvolvimento destes processos (Nakashima, 2000).

Analisando o volume de controle da Figura 4.2, e aplicando a primeira lei da termodinâmica para regime permanente, tem-se a seguinte equação:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \dot{H}_s - \dot{H}_e \quad (4.11)$$

Aplicando o balanço de entropia (segunda lei da termodinâmica), tem-se:

$$\frac{\dot{Q}}{T} + \dot{S}_{ger} = \dot{S}_s - \dot{S}_e \quad (4.12)$$

onde \dot{S}_{ger} é a entropia gerada.

Multiplicando-se a segunda lei da termodinâmica por $(-T_0)$ e somando-se com a primeira lei, tem-se:

$$\dot{H}_s - \dot{H}_e - T_0(\dot{S}_s - \dot{S}_e) = \dot{Q}\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) - \dot{W} - T_0 \cdot \dot{S}_{ger} \quad (4.13)$$

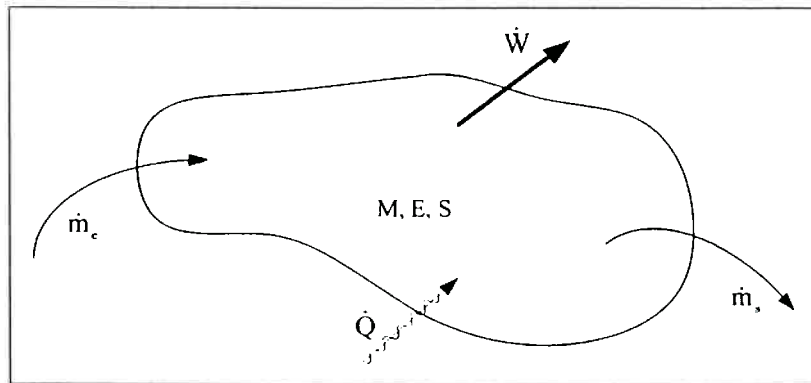


Figura 4.2 – Volume de controle

A equação (4.13) é o balanço de exergia válido para o volume de controle considerado. Ele é formado pelos seguintes termos: (variação de exergia entre os fluxos de entrada e saída) = (exergia associada ao calor trocado) - (exergia pura = trabalho realizado) - (exergia destruída) (Nakashima, 2000).

4.1.5. Rendimento exergético

O rendimento exergético é um parâmetro que permite avaliar o rendimento de um sistema ou equipamento do ponto de vista termodinâmico. Por exemplo, para uma planta de geração de que trabalhe com reação química, o rendimento é dado por:

$$\psi = \frac{\dot{W}_{\text{eixo}}}{\dot{E}x_{\text{comb}} + \dot{E}x_{\text{oxd}}} \quad (4.14)$$

onde \dot{W}_{eixo} é a potência do eixo, $\dot{E}x_{\text{comb}}$ e $\dot{E}x_{\text{oxd}}$ são a exergia do combustível e a exergia do oxidante, respectivamente. Se o oxidante é o ar nas condições ambientais, $\dot{E}x_{\text{oxd}} = 0$.

Simplificando, o rendimento exergético pode ser expresso por:

$$\psi = \frac{\sum \dot{E}x_{\text{prod. util}}}{\sum \dot{E}x_{\text{consumida}}} \quad (4.15)$$

onde $\dot{E}x_{\text{prod. util}}$ é a exergia útil produzida e $\dot{E}x_{\text{consumida}}$ é o consumo de exergia. No Apêndice C são apresentados exemplos de aplicação de rendimento exergético para processos de compressão, expansão, trocadores de calor e misturadores.

4.2. Termoeconomia

A termoeconomia em base exergética é utilizada para “distribuir” custos para produtos em sistemas térmicos, isto é, partilha entre cada produto o custo total produzido, como o custo do combustível, os custos de amortização e operação do equipamento, como o custo capital, manutenção, etc. (Moran, 1999).

4.2.1. Balanço de custo em base exergética

A expressão para balanço de custo de um sistema é:

$$\sum \dot{C}_p = \sum \dot{C}_I + \dot{C}_{\text{EQ}} \quad (4.16)$$

onde:

$$\dot{C} = c \cdot \dot{E}x \quad (4.17)$$

e c é o custo específico e \dot{C} é o custo anual do equipamento.

Como exemplo, pode-se aplicar o balanço de custo para o Ciclo de Rankine da Figura 4.3. O ciclo de Rankine é composto por uma bomba centrífuga, que bombeia água de um reservatório para alimentar a caldeira. A caldeira transforma água sub-resfriada em vapor (no caso, super aquecido), queimando bagaço de cana em sua fornalha. O vapor é expandido em uma turbina gerando potência mecânica ou de eixo

\dot{W} e o vapor de baixa pressão segue para um processo qualquer.

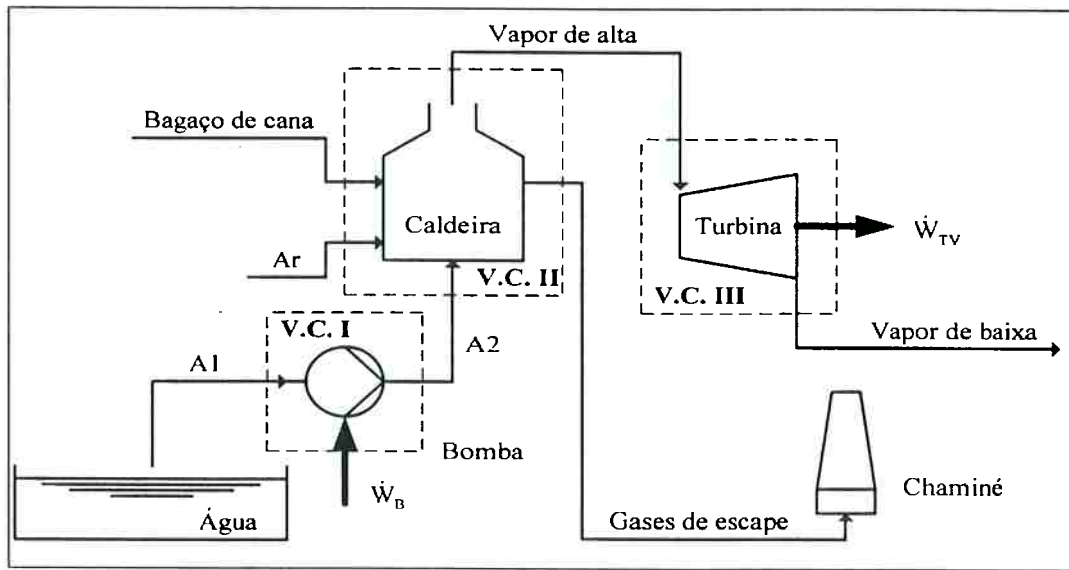


Figura 4.3 – Sistema termodinâmico (Ciclo de Rankine)

O balanço de custo em base exérgica aplicado para o volume de controle I (V.C.I), isto é, para a bomba centrífuga:

$$\dot{C}_{A1} + \dot{C}_{WB} + \dot{C}_B = \dot{C}_{A2} \quad (4.18)$$

ou

$$c_{A1} \cdot \dot{E}x_{A1} + c_{WB} \cdot \dot{W}_B + \dot{C}_B = c_{A2} \cdot \dot{E}x_{A2} \quad (4.19)$$

onde \dot{C}_B é o custo anual da bomba centrífuga, \dot{W}_B é a potência consumida pela bomba e c_{WB} é o custo específico da potência mecânica consumida pela bomba, c_{A1} e c_{A2} são os custos específicos da água na entrada e na saída da bomba consecutivamente e $\dot{E}x_{A1}$ e $\dot{E}x_{A2}$ é a exergia total na entrada e na saída da bomba, consecutivamente.

Aplicando o mesmo balanço para a caldeira (V.C.II), tem-se:

$$c_{A2} \cdot \dot{E}x_{A2} + c_{BC} \cdot \dot{E}x_{BC} + c_{Ar} \cdot \dot{E}x_{Ar} + \dot{C}_C = c_{VA} \cdot \dot{E}x_{VA} + c_{GE} \cdot \dot{E}x_{GE} \quad (4.20)$$

onde \dot{C}_C é o custo anual da caldeira, os índices BC significam bagaço de cana, VA vapor de alta e GE gás de escape.

Analisando a equação (4.20), verifica-se que os custos dos insumos, e o custo da caldeira serão partilhados entre o custo do vapor de alta e os gases de escape. Caso seja considerado o custo dos gases de escape como sendo nulo $c_{GE} = 0$, o preço do vapor

c_{VA} embutirá todos os outros custos.

Para o volume de controle III, isto é, a turbina a vapor, o balanço de custo exerético pode ser expresso pela seguinte equação:

$$c_{VA} \cdot \dot{E}x_{VA} + \dot{C}_T = c_{WT} \cdot \dot{W}_T + c_{VB} \cdot \dot{E}x_{VB} \quad (4.21)$$

onde \dot{C}_T é o custo anual da turbina a vapor, c_{VA} e c_{VB} são os custos específicos do vapor de alta e o vapor de baixa, consecutivamente, $\dot{E}x_{VA}$ e $\dot{E}x_{VB}$ são as exergias totais do vapor de alta e do vapor de baixa, consecutivamente e \dot{W}_T é a potência gerada pela turbina.

Analisando essa equação, verifica-se que ela tem duas variáveis (c_{VB} e c_{WT}), e só existe uma equação. A outra equação pode ser dada pelo método de partição/alocação de custo. Para fazer esta partição existem vários métodos, sendo que os quatro mais utilizados são: o método da igualdade de custo, o método da extração, o método que considera trabalho como subproduto e o método que considera o vapor como subproduto (Oliveira, 2003).

4.2.1.1 Método da igualdade de custo

Esse método é utilizado quando todos os produtos têm o mesmo custo exerético unitário. Aplicado, por exemplo, para o V.C. III, da Figura 4.3, tem-se:

$$c_{VB} = c_{WT} \quad (4.22)$$

Aplicando-se este método, o custo do equipamento é distribuído pelos produtos da planta.

4.2.1.2 Método da extração

Esse método é empregado quando a potência mecânica ou de eixo é produzida para usuários externos da planta e o vapor destina-se ao uso da própria planta. Neste caso o custo da turbina (necessária para a produção, por exemplo, de eletricidade) é descarregado inteiramente no custo da eletricidade. O custo do vapor é obtido a partir do custo da caldeira:

$$c_{VA} = c_{VB} \quad (4.23)$$

4.2.1.3 Método que considera o trabalho como subproduto

Esse método considera o vapor de baixa pressão como produto fundamental. O cálculo do custo do vapor de baixa pressão é feito a partir da melhor alternativa possível disponível para obtê-lo. Por exemplo, quando a alternativa é a produção de vapor em uma caldeira que opere a baixa pressão e gera a mesma vazão de vapor requerida:

$$c_{VB} = \frac{c_{BC}}{\psi_{C_{VB}}} + \frac{\dot{C}_{C_{VB}}}{\dot{E}X_{VB}} \quad (4.24)$$

onde $\psi_{C_{VB}}$ é o rendimento exergético da caldeira.

O valor de c_{WT} é obtido da equação (4.21). Caso seja inferior ao preço da eletricidade da rede, fica caracterizada a vantagem de se utilizar o sistema de cogeração.

4.2.1.4 Método que considera o vapor de baixa como subproduto

Este método considera que a potência mecânica é o produto fundamental e seu custo será avaliado a partir da melhor alternativa disponível para sua obtenção direta, que pode ser a produção em uma turbina de condensação e extração ou sua compra da rede elétrica.

Uma vez definido o valor do custo específico da potência mecânica c_{WT} , o custo do vapor de baixa é calculado pela equação (4.21).

4.2.2. Cálculo do custo anual de equipamento

Para efetuar os cálculos de custos é necessário, inicialmente, especificar valores de custos de equipamentos, custos de operação e manutenção, equações e parâmetros necessários, conforme apresentado a seguir (Oliveira, 2003):

4.2.2.1 Custo dos equipamentos

Pode-se obter o custo de equipamento através de orçamentos individuais com o fabricante, como por exemplo, o preço de uma turbina, ou de um modo mais geral, pegar esse valor por equações ou gráficos obtidos de levantamento do preço de vários fabricantes, como pode ser visto na equação a seguir, que é função da potência do equipamento:

$$I_{EQ} = I_r \left(\frac{S}{S_r} \right)^m \quad [\text{US\$}] \quad (4.25)$$

onde os valores dos termos da equação (4.25) podem ser encontrados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Valores das constantes da equação (4.25)

Equipamento	m	I _r	S _r	S	Referência
Caldeira	0,78	768,00	1,0	Q̇ [kW]	Garagatti, 2000
Turbina a vapor	0,68	17082,00	1,0	Ẃ [kW]	Garagatti, 2000
Turbina a gás	1,00	400,00	1,0	Ẃ [kW]	Leite, 2003
Condensador	0,55	3000,00	10,0	5 – 105 [kW] ³	Boehm, 1987
Bomba	0,39	2500,00	1,0	1 – 23 [kW]	Boehm, 1987

4.2.2.2 Custo do equipamento amortizado

O custo anual do equipamento (amortizado) C_a, é função do fator de amortização f_a, custo fixo anual de operação e manutenção f_{omf}, custo anual variável de operação e manutenção f_{omv} e do fator de carga FC., que é dado pela seguinte equação:

$$C_{a_{EQ}} = I_{EQ} (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) \left[\frac{\text{US\$}}{\text{ano}} \right] \quad (4.26)$$

Sendo que o fator de amortização f_a é dado por:

$$f_a = \frac{r}{1 - (1+r)^{-n}} \quad (4.27)$$

onde r é a taxa anual de juros e n é o período de amortização do equipamento em anos.

O custo do equipamento Ĉ_{EQ}, pode ser dado pela seguinte expressão:

$$\dot{C}_{EQ} = \frac{C_a}{T_0 \cdot 3600} \left[\frac{\text{US\$}}{\text{s}} \right] \quad (4.28)$$

onde C_{a_{EQ}} é o custo anual (amortizado) do equipamento, T₀ é o período de operação anual da unidade [h].

O balanço de custos em base exergética visto nesse capítulo, será aplicado para

3 Valor referente a potência da planta termoeletrica.

custear os produtos gerados nas configurações híbridas de gás natural e bagaço de cana no capítulo 6.

CAPÍTULO 5 – Ciclos termodinâmicos

5.1. Introdução

O objetivo deste trabalho é estudar sistemas de cogeração operando com dois tipos de combustíveis: gás natural e bagaço de cana. Para isso, as plantas de cogeração são compostas, geralmente, por ciclos combinados.

Neste trabalho, os ciclos combinados são compostos por um ciclo Brayton, operando com gás natural e um ciclo de Rankine, operando com os gases de escape da turbina a gás e complementado pela queima do bagaço de cana. Além disto, o ciclo de Rankine opera com turbinas especiais para a geração simultânea de eletricidade e vapor para processo. Adicionalmente, ao invés de a queima do bagaço de cana ser efetuada no ciclo Rankine, este combustível pode ser gaseificado e utilizado conjuntamente com o gás natural no ciclo Brayton.

Para uma melhor compreensão das configurações que serão estudadas, neste capítulo são descritos o ciclo Brayton de turbina a gás, o ciclo a vapor de Rankine tradicional, o ciclo de Rankine com cogeração e o ciclo Brayton operando com bagaço de cana gaseificado e gás natural.

5.2. Ciclo Brayton

O ciclo Brayton padrão de ar é o ciclo ideal para a turbina a gás simples. A turbina a gás basicamente consiste de um compressor de ar, um combustor, uma turbina e outras peças auxiliares como pode ser visto na Figura 5.1.

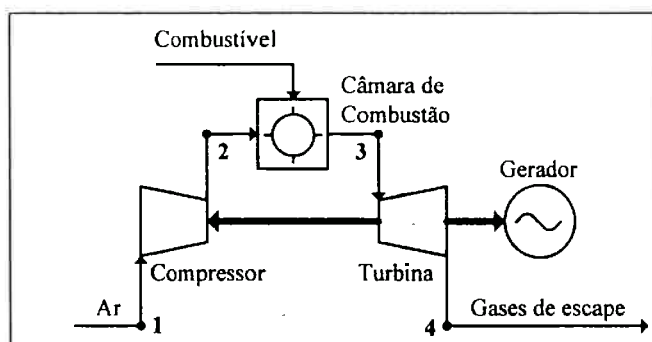


Figura 5.1 – Ciclo Brayton

Na operação de uma turbina a gás simples, o ar comprimido é enviado ao combustor, onde o combustível é fornecido em regime permanente e uma chama contínua é mantida. Os gases gerados no combustor se expandem através de bocais e desenvolvem altas velocidades. Parte de sua energia cinética é entregue à turbina, sendo distribuída para o acionamento do compressor e para o trabalho de eixo (Pitanga, 1985).

5.2.1. Ciclo teórico de uma turbina a gás

Basicamente, uma turbina a gás é constituída de um compressor, uma câmara de combustão e uma turbina. O compressor recebe o ar atmosférico e eleva a sua pressão até o valor especificado para entrar na turbina. Este ar, em alta pressão, penetra em uma câmara de combustão na qual se mistura com o combustível, fornecendo o oxigênio necessário para a combustão. Dentro da câmara, a mistura gasosa tem a sua temperatura elevada até o ponto necessário para a sua entrada na turbina. O ar, que se encontra em alta pressão e alta temperatura, com elevada disponibilidade de energia, entra na turbina e cede parte da sua energia para as palhetas, provocando o movimento do rotor. Ao passar pelas palhetas, a pressão do ar diminui, reduzindo também a sua temperatura. Quando o ar passa pelos últimos estágios da turbina, a sua pressão atinge o valor da pressão atmosférica, e assim, a disponibilidade energética para realização de trabalho, pela expansão dentro da turbina, termina. Pode-se observar que a temperatura da mistura gasosa ainda é elevada, podendo ser utilizada no pré-aquecimento do ar antes da câmara de combustão melhorando, desta forma, a eficiência térmica da turbina (Leite, 2003).

O diagrama temperatura e entropia (T,s) para um ciclo Brayton ideal pode ser visto na Figura 5.2, com os processos:

- 1→2, compressão adiabática reversível;
- 2→3, adição de calor, isobárico;
- 3→4, expansão adiabática reversível;
- 4→1, perda de calor, isobárico.

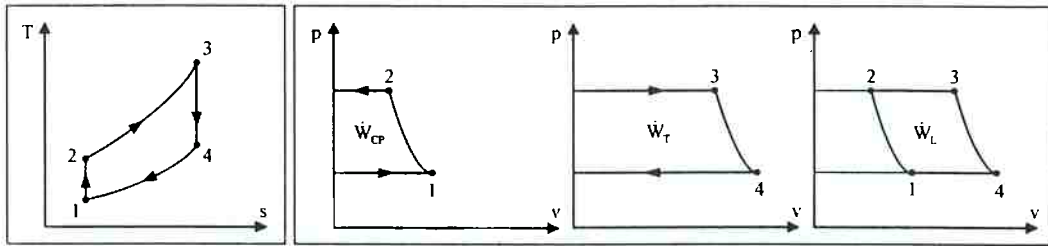


Figura 5.2 – Diagrama (T,s) e diagrama (p,v) para ciclo Brayton (Russel, 1993)

O trabalho da turbina e do compressor e o trabalho útil do sistema podem ser vistos no diagrama pressão vs. volume específico (p,v) da Figura 5.2. A área à direita da curva 1 e 2, corresponde ao trabalho do compressor, a área à direita da curva 3 e 4 corresponde ao trabalho realizado pela turbina. Subtraindo o trabalho consumindo no compressor pelo trabalho realizado pela turbina, tem-se o trabalho útil ou trabalho de eixo, que corresponde à área da curva 1,2,3 e 4. O equacionamento e técnicas para o aumento da eficiência do ciclo de Brayton podem ser vistos no Apêndice D.

5.3. Ciclos de Carnot e Rankine

O ciclo de Carnot, representado na curva 1'-2'-3'-4' do diagrama T,s da Figura 5.3 é o ciclo teórico com rendimento máximo e apresenta uma grande dificuldade para ser colocado em prática, devido à mistura de líquido e vapor de água que sai do condensador (1') e é comprimida para a caldeira. A dificuldade consiste na compressão do vapor e do líquido separadamente. Além disso, a energia gasta na compressão de vapor é muito maior que a energia que seria gasta para comprimir a mesma quantidade de líquido. Por essas razões, é comum utilizar apenas líquido na entrada da bomba (Pitanga, 1985).

Para evitar a compressão de líquido e vapor, e condensação parcial de vapor no condensador, como ocorre no ciclo de Carnot, tem-se o ciclo de Rankine que compreende os seguintes processos (Wylen, 1998):

- 1→2, bombeamento adiabático reversível, na bomba;
- 2→3', troca de calor a pressão constante, na caldeira;
- 3'→4', expansão adiabática reversível, na turbina;
- 4'→1, troca de calor a pressão constante, no condensador.

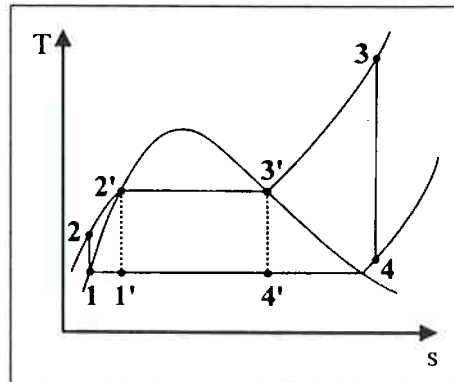


Figura 5.3 – Diagrama (T, s) para ciclo de Carnot e Rankine

Ainda assim, esse ciclo de Rankine tem um problema, uma turbina que opera em alta rotação não pode operar com líquido, isto é, na região de saturação, pois isso poderia colocar em risco a segurança. Por essa razão, o equipamento limita a pressão e a temperatura do vapor superaquecido na entrada, de modo que o vapor de saída seja saturado seco ou superaquecido, como pode ser visto nas curvas 1-2-3-4 da Figura 5.4.

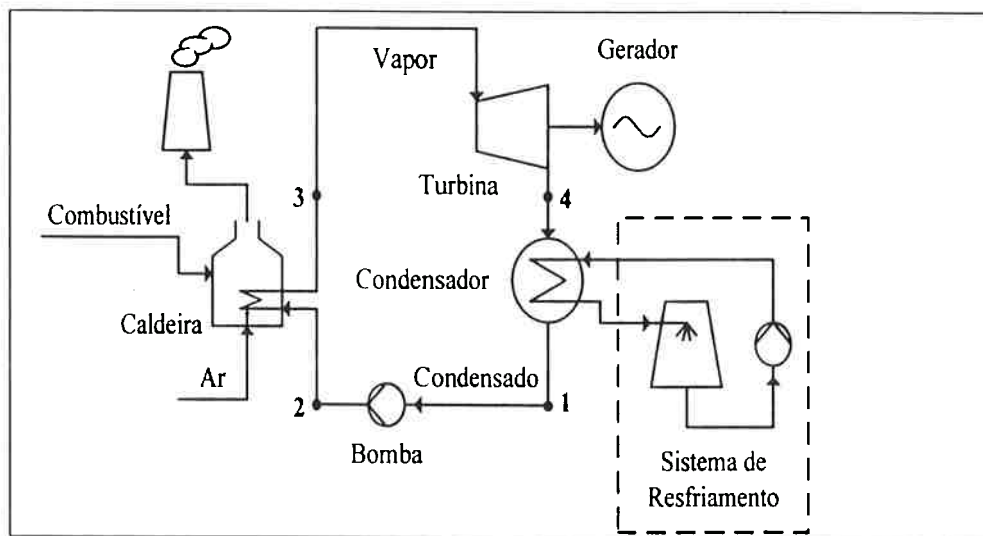


Figura 5.4 – Ciclo de Rankine convencional

A produção de eletricidade num ciclo a vapor, de uma forma geral, ocorre através de um ciclo Rankine tradicional, como pode ser visto na Figura 5.4, que corresponde a uma tecnologia em uso comercial há 100 anos. Neste caso, em que ocorre somente produção de energia elétrica, usa-se uma turbina de condensação, onde o vapor na saída da turbina vai para o condensador, sendo totalmente condensado para ser bombeado para a caldeira.

O equacionamento e as técnicas de aumento da eficiência para o ciclo de Rankine podem ser vistos no Apêndice D.

5.4. Ciclo combinado

A busca por eficiências térmicas mais elevadas resultou em modificações inovatórias nas usinas de energia convencionais (Leite, 2003). A modificação mais comum envolve um ciclo a gás fornecendo energia para um ciclo a vapor. Este ciclo é denominado de ciclo combinado.

O ciclo combinado de maior interesse é o ciclo de turbina a gás acionando o ciclo de Rankine de turbina a vapor (mostrado na Figura 5.5), que apresenta eficiência térmica mais elevada que qualquer um dos ciclos agindo individualmente.

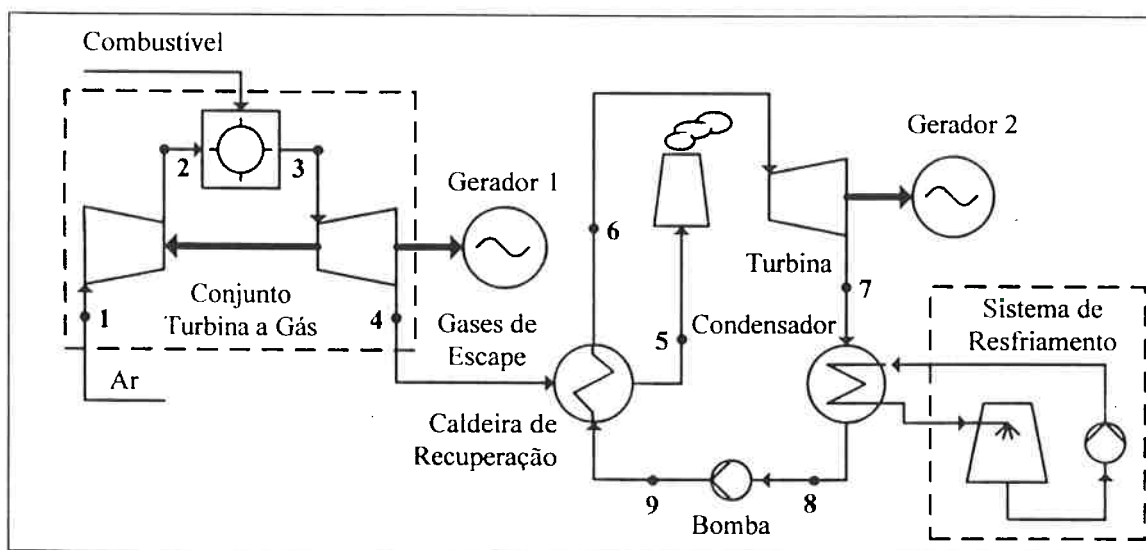


Figura 5.5 – Típico ciclo combinado composto por turbina a gás e ciclo de turbina a vapor (Rolle, 1999).

Neste ciclo, a energia é recuperada dos gases na exaustão da turbina a gás, sendo transferida para o vapor em um trocador de calor que serve como uma caldeira. Em geral, mais do que uma turbina a gás de mesma potência da turbina a vapor são necessárias para suprir o calor necessário para a produção do vapor. O ciclo a vapor pode também envolver regeneração.

5.5. Ciclo de Rankine com cogeração

Conforme visto anteriormente, a produção de eletricidade num ciclo a vapor, de uma forma geral, ocorre através de um ciclo Rankine tradicional. Neste caso, produz-se somente energia elétrica e usa-se uma turbina de condensação, onde o vapor na saída da turbina vai para o condensador, onde é totalmente condensado para ser bombeado para a caldeira. Este é o sistema mais usado nas usinas/destilarias.

Para a produção simultânea de eletricidade e vapor, pode-se usar uma turbina de contrapressão (Figura 5.6), ou uma turbina de condensação e extração, no ciclo CEST – “Condensing Extraction Steam Turbine” (Turbina de Condensação e Extração de Vapor), (Figura 5.7).

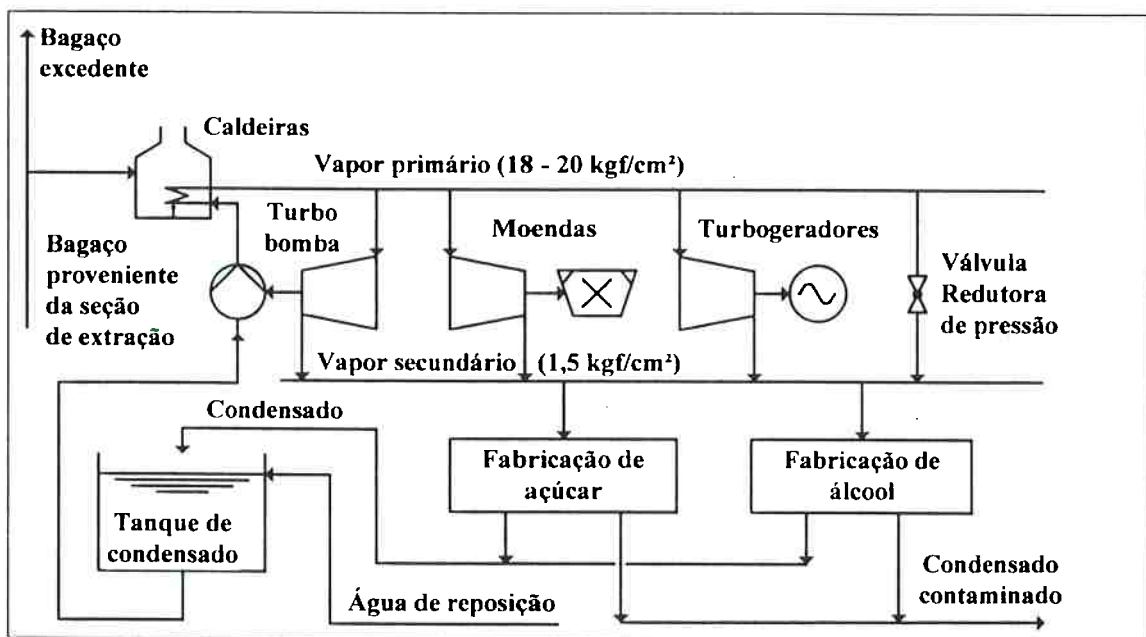


Figura 5.6 – Ciclo a vapor com turbina de contrapressão (Camargo, 1990).

Nestes ciclos, parte do vapor gerado na caldeira, é extraído da turbina numa pressão intermediária, indo para o processo; o restante expande na turbina até a pressão do condensador, condensa e retorna à caldeira juntamente com o condensado do processo.

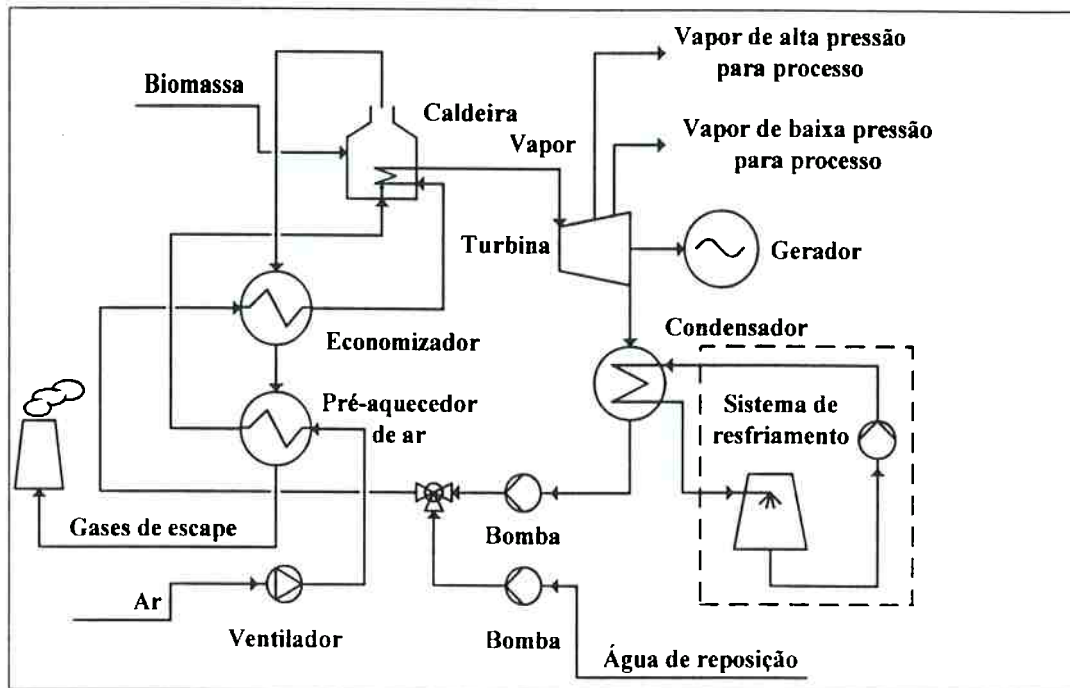


Figura 5.7 – Ciclo de turbina a vapor com condensação e extração (CEST)

O rendimento de um ciclo Rankine é função da temperatura do vapor produzido na caldeira: quanto maior esta temperatura, maior o rendimento (e maior o custo de instalação, devido à necessidade de equipamentos mais sofisticados em termos tecnológicos). De acordo com a 2ª Lei da Termodinâmica, o rendimento máximo possível de um ciclo térmico, ciclo de Carnot, é dado por:

$$\eta = 1 - \frac{T_F}{T_Q} \quad (5.1)$$

onde T_F e T_Q são as temperaturas absolutas das fontes fria e quente para o ciclo.

No caso de usinas termoelétricas tradicionais, a temperatura do vapor é da ordem de 500°C/600°C, bem superior à temperatura de trabalho nas indústrias de açúcar e álcool (230°C), o que explica o maior rendimento (Coelho, 1992).

É importante observar que os custos de capital dos ciclos a vapor são muito influenciados pela escala de produção, razão pela qual as termoelétricas tradicionais são de grande porte (por exemplo, a Usina de Piratininga, em São Paulo, tem 400MW de potência instalada). No entanto, no caso de biomassa (em particular o bagaço de cana no Brasil), unidades de maior porte (e de menor custo de capital) seriam impossíveis de

operar devido a problemas decorrentes da grande quantidade de bagaço, como dificuldades de manuseio e de transporte. Para reduzir os custos de instalação, foram construídos ciclos mais simples, operando com temperaturas e pressões mais baixas (e, conseqüentemente, com menor eficiência). Mesmo operando com baixo rendimento esse sistema é viável, pois o custo do combustível é baixo.

5.6. Ciclos com gaseificação

Gaseificação é um processo no qual o combustível sólido é fragmentado com o uso de calor numa atmosfera com pouco oxigênio para a geração de uma mistura de gases combustíveis. A seguir, são listadas as 4 (quatro) etapas principais do processo (Pellegrini, 2003):

- **Secagem** - evaporação da umidade presente no combustível, esta etapa pode ser descartada caso o combustível já entre no reator com uma baixa umidade (~8-15%);
- **Pirólise** - através do aumento de temperatura (~500°C), ocorrendo a formação do alcatrão e produtos gasosos (CO, H₂, dentre outros);
- **Oxidação** parcial do combustível por um agente oxidante (ar ou oxigênio puro) - esta etapa é responsável pelo fornecimento de calor necessário para as demais etapas, onde as reações de transformação ocorrem;
- **Redução** dos componentes formados na pirólise (carvão, óleos, entre outros) - nesta etapa reações fortemente endotérmicas acontecem, ocorrendo também a formação do metano.

Os processos citados acima, podem ser vistos na Figura 5.8.

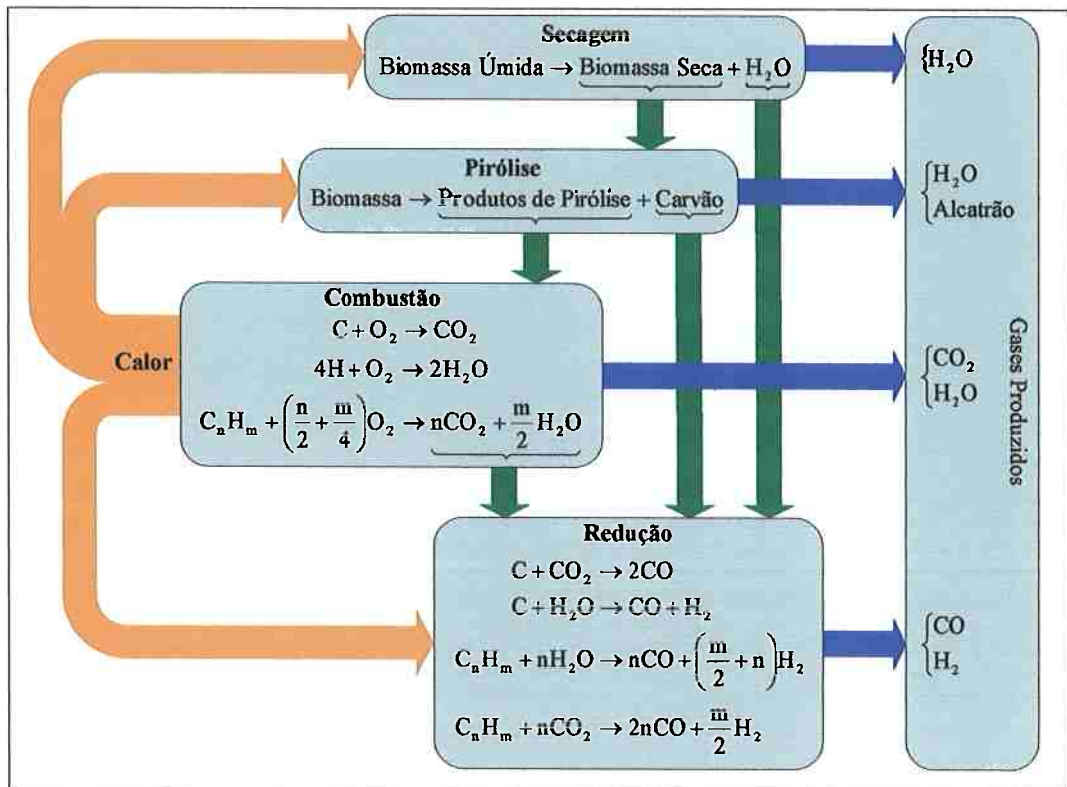


Figura 5.8 - Processos de gaseificação (BGT, 2004)

A seguir serão descritos os ciclos de turbina a gás para cogeração utilizando os gases combustíveis provenientes da gaseificação.

O processo STIG (Steam Injected Gas Turbine) pode ser utilizado juntamente com um gaseificador de bagaço, conforme mostrado na Figura 5.9. Os gases de exaustão da turbina a gás produzem vapor na caldeira de recuperação antes de serem descarregados na atmosfera. Parte do vapor produzido é usado no gaseificador do bagaço de cana, parte é injetada na turbina a gás e o restante é enviado ao processo de produção de açúcar e álcool (Leite, 2003). Devido ao consumo de vapor pelo próprio processo STIG, o vapor disponível para o consumo da usina é limitado (Coelho, 1992).

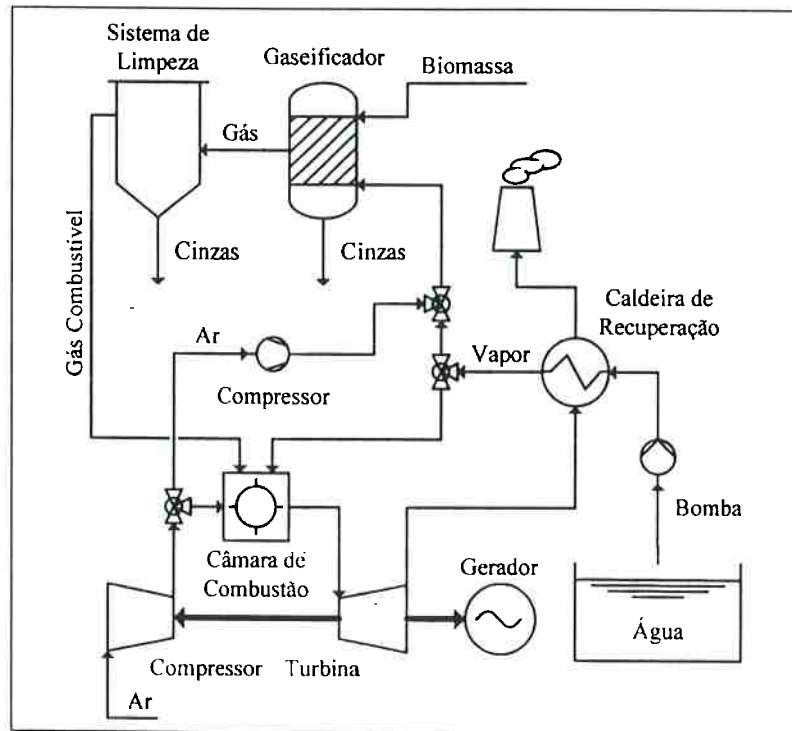


Figura 5.9 - Processo STIG de turbina a gás com injeção de vapor com gaseificador (Leite, 2003)

Outro ciclo que também pode ser usado é o BIG/CC – “Biomass Integrated Gasification Combined Cycle”, ou ciclo combinado com gaseificação de biomassa, que combina um ciclo Brayton e um Ciclo Rankine, utilizando gás proveniente de um gaseificador de biomassa, como pode ser visto na Figura 5.10. A diferença em relação aos ciclos combinados convencionais está na utilização do gás produzido na gaseificação de carvão ou biomassa, ao invés do gás natural utilizado nas instalações convencionais (Pellegrini, 2003 e 2005).

Nos estudos de Rodrigues (2003) o esquema em estudo é similar ao ciclo BIG/CC da Figura 5.10, mas com a adição de gás natural para complementar o gás combustível proveniente da gaseificação dos resíduos da cana de açúcar (palha mais o bagaço de cana).

Os conceitos básicos vistos neste capítulo serão aplicados no próximo capítulo para os estudos de ciclos híbridos combinados de cogeração, isto é, ciclos que utilizam dois combustíveis (neste caso o gás natural e o bagaço de cana) e que possuem extração de vapor para processos, seja para a produção de álcool e açúcar ou outra qualquer.

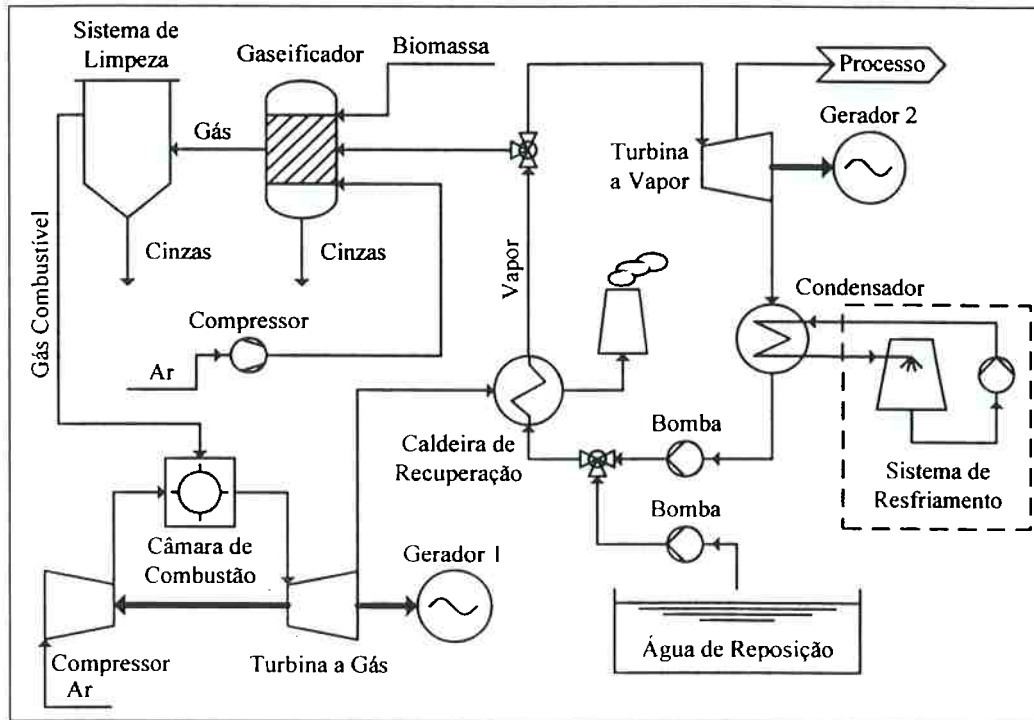


Figura 5.10 – Ciclo BIG/CC de turbina a gás e Rankine (Leite, 2003 e Pellegrine, 2003)

CAPÍTULO 6 – Avaliação Comparativa de Sistemas de Cogeração

6.1. Introdução

Neste capítulo são apresentados os resultados de avaliação de sistemas de cogeração, utilizando gás natural e bagaço de cana, baseados em uma instalação real e utilizando como critério de seleção o menor custo por kWh de energia produzida.

Uma vez definidas as configurações, foi realizada análise termoeconômica a partir de resultados de simulação dos sistemas e dados de campo, considerando-se aplicação em termoelétricas com cogeração (vendendo vapor). Por uma questão de simplificação foram mantidos fixos os percentuais de vapor de alta e de baixa em todas as configurações analisadas.

Foi feita uma avaliação do custo da energia elétrica e vapor em função da variação do preço do bagaço de cana, da variação da vazão mássica de gás natural e da variação do preço do secador de bagaço de cana, da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana e do gaseificador de bagaço.

6.2. Sistemas de cogeração

Os sistemas de cogeração em estudo são compostos por ciclos combinados que operam com a queima somente de gás natural ou de gás natural mais o bagaço de cana. Esses sistemas são descritos nos itens a seguir.

6.2.1. Ciclo combinado a gás natural (CC/GN)

O primeiro ciclo a ser estudado foi um ciclo combinado, onde o gás natural é queimado em um ciclo Brayton de turbina a gás, gerando potência mecânica. Os gases de escape provenientes do ciclo Brayton são utilizados para gerar vapor em uma caldeira de recuperação para movimentar um ciclo de Rankine, gerando potência mecânica e vapor para um processo qualquer. O vapor para processo pode ser derivado diretamente da caldeira, como também pode ser extraído da turbina a vapor, caso vapor com uma pressão mais baixa seja necessário, evitando a destruição de exergia. Esse ciclo pode ser visto na Figura 6.1.

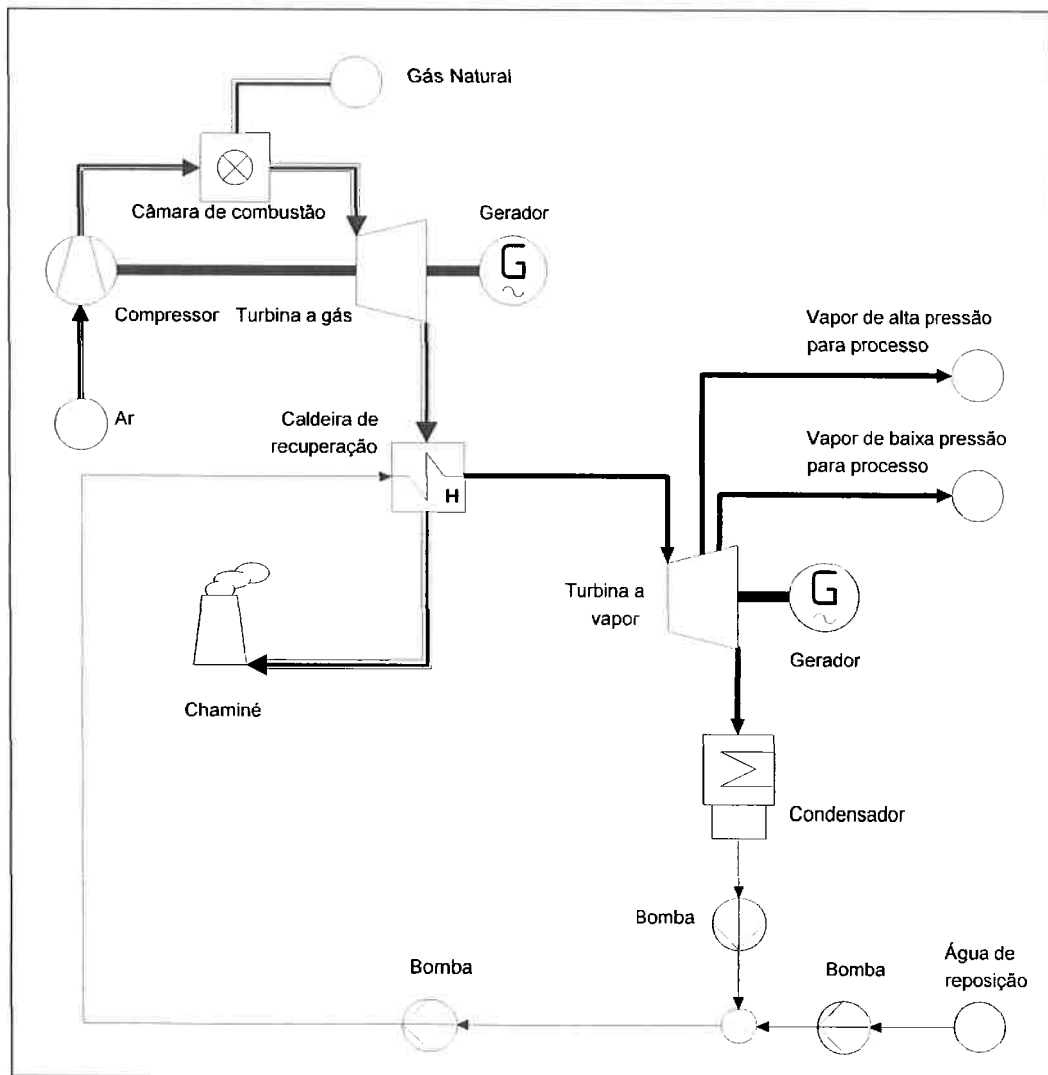


Figura 6.1 – Ciclo combinado a gás natural (CC/GN)

6.2.2. Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana (CC/GN-CB)

Este ciclo é similar ao ciclo CC/GN (ciclo combinado a gás natural), mas com uma caldeira extra e instalada paralelamente à caldeira de recuperação para a queima de bagaço de cana. Esse ciclo pode ser visualizado na Figura 6.2.

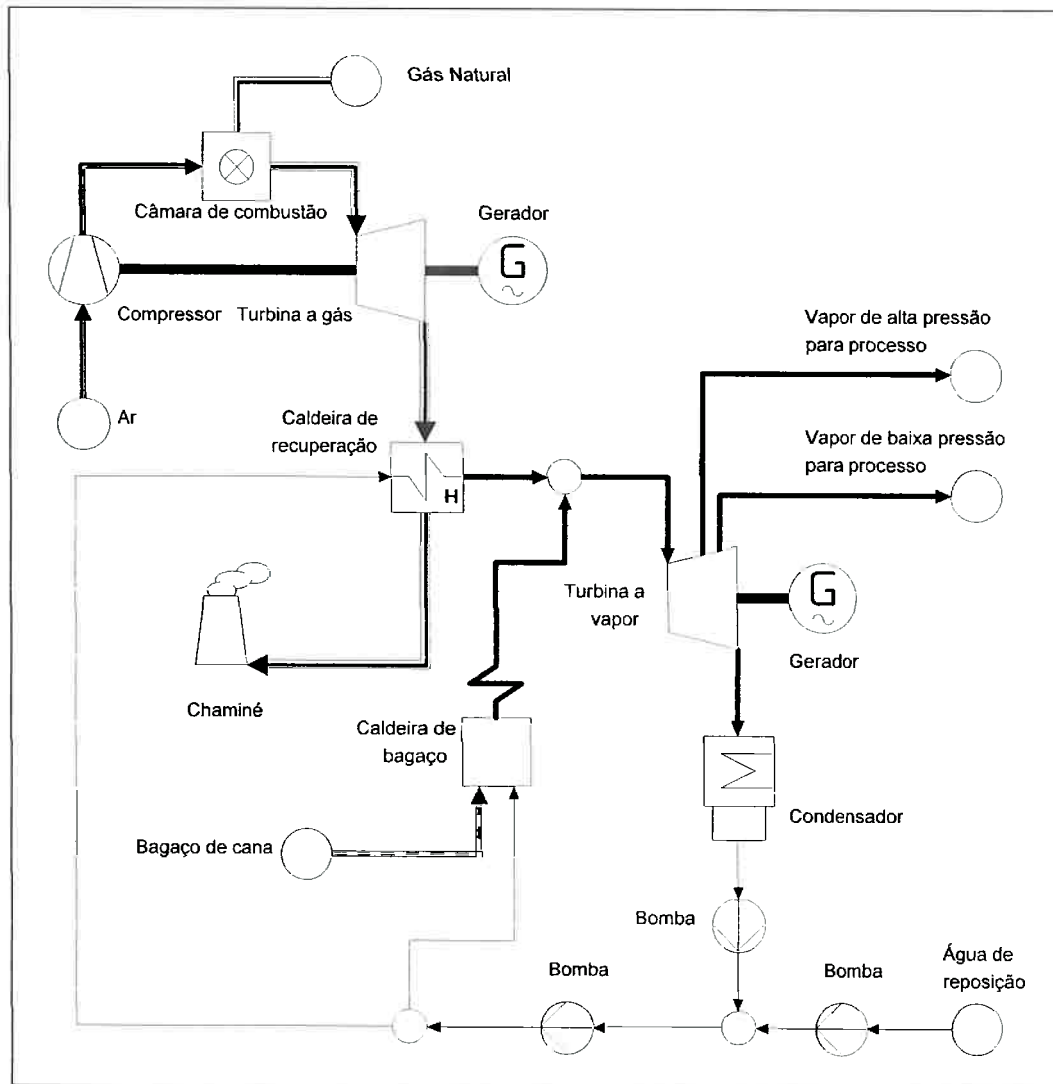


Figura 6.2 – Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana (CC/GN-CB)

6.2.3. Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço (CC/GN-IB)

Este ciclo também é similar ao ciclo CC/GN (ciclo combinado a gás natural), mas com a diferença de que o bagaço de cana é injetado na caldeira de recuperação, sendo queimado juntamente com os gases de escape da turbina a gás, visando elevar a temperatura dos mesmos (Leite, 2003 e Zamboni *et al.*, 2003). Esse ciclo pode ser visto na Figura 6.3.

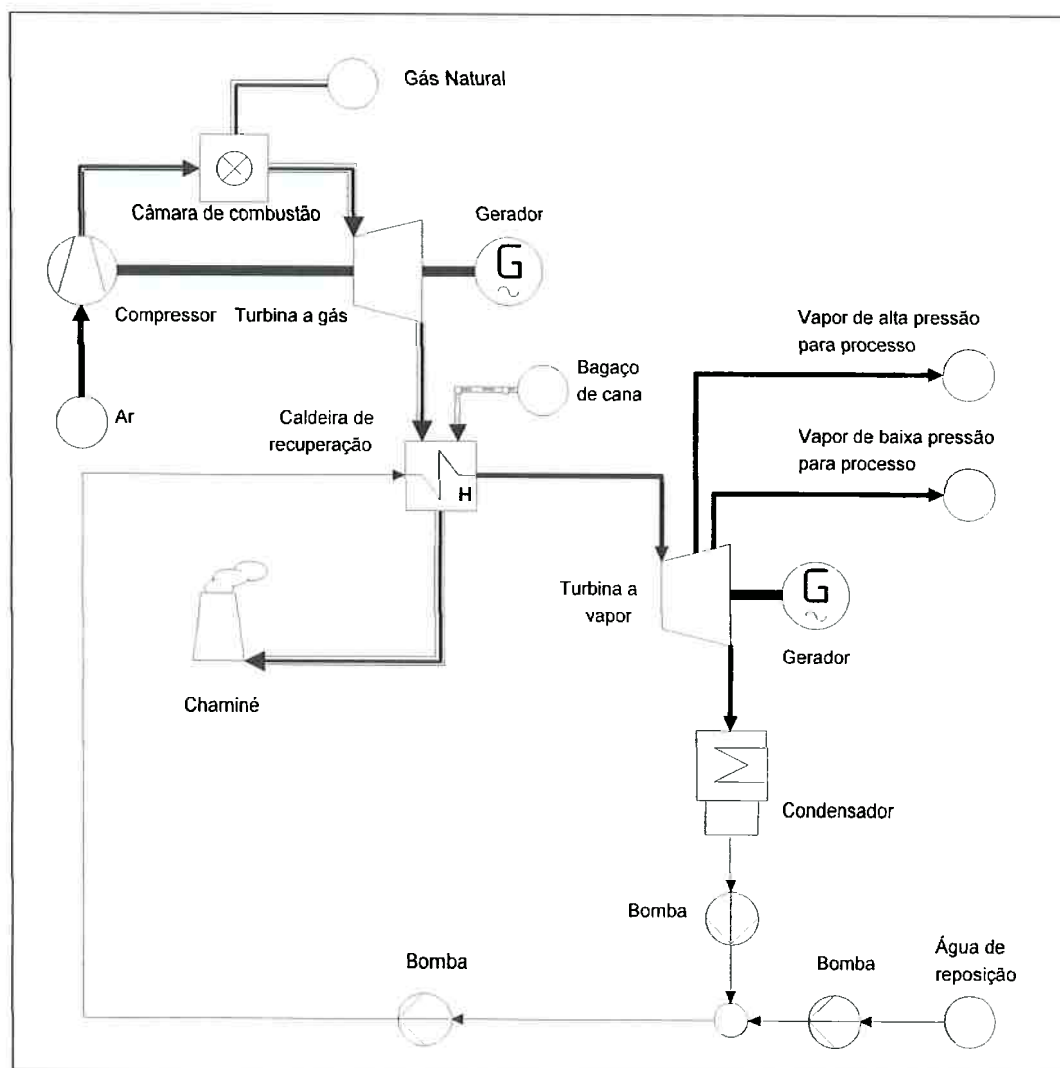


Figura 6.3 – Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana (CC/GN-IB)

O diferencial do ciclo CC/GN-IB é a caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana. Nesta nova caldeira, a queima de bagaço de cana ocorre juntamente com os gases de escape e, portanto, ocorrem trocas de calor por convecção e radiação.

6.2.4. Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana e pré-aquecedor de ar (CC/GN-PA-CB)

Este ciclo é baseado no ciclo CC/GN-CB (ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana), com o acréscimo de um pré-aquecedor de ar (Zamboni *et al.*, 2004). Nesta configuração a caldeira de bagaço de cana recebe ar pré-aquecido proveniente do pré-aquecedor de ar.

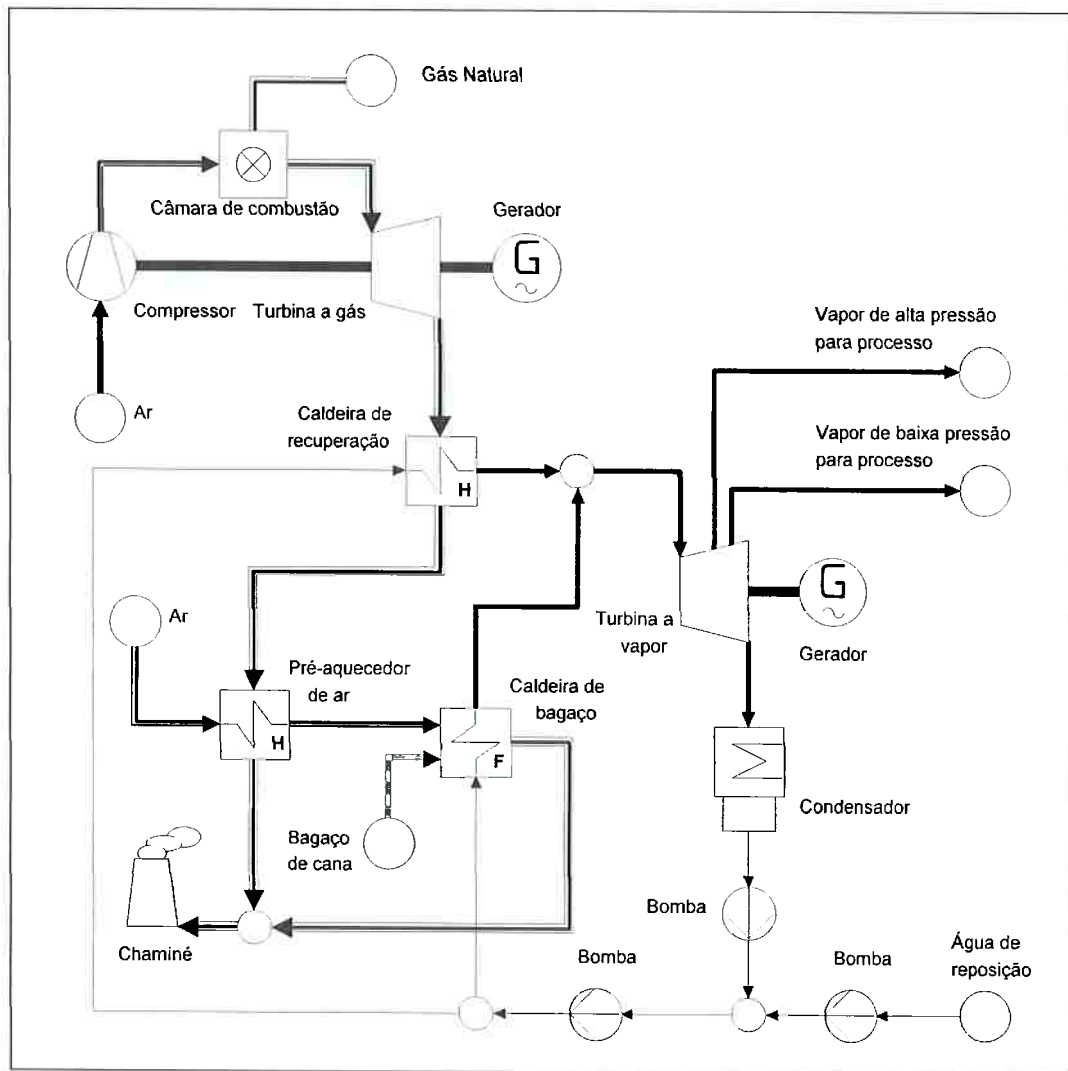


Figura 6.4 – Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana e pré-aquecedor de ar (CC/GN-PA-CB)

6.2.5. Ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço e secador de bagaço (CC/GN-SB-CB)

Este ciclo é similar ao ciclo CC/GN-CB (ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana), com a adição de um secador de bagaço de cana antes da caldeira de bagaço. O secador de bagaço de cana utiliza parte da energia dos gases de escape da caldeira de recuperação. Esse ciclo pode ser visualizado na Figura 6.5.

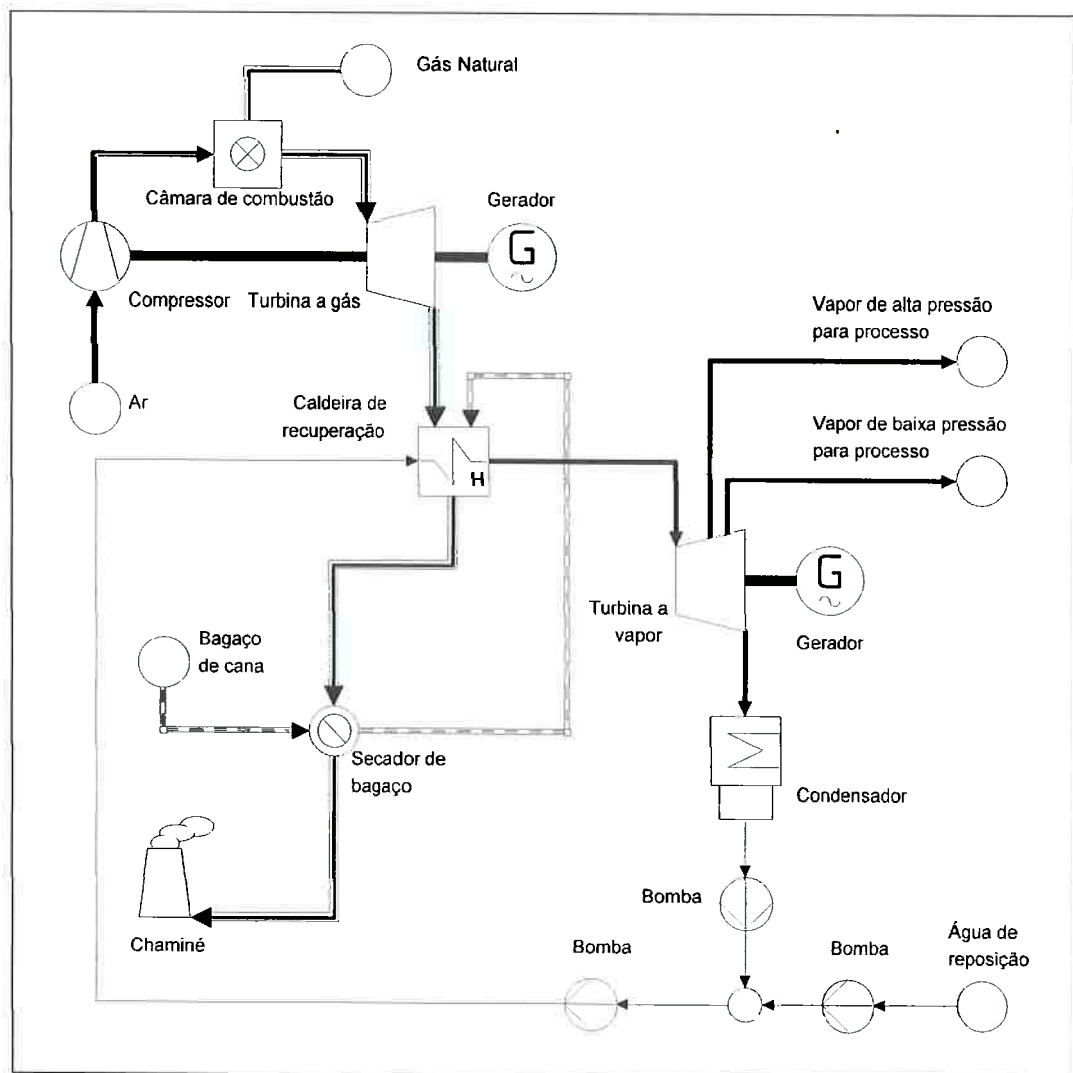


Figura 6.6 – Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana e secador de bagaço (CC/GN-SB-IB)

6.2.7. Ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana (CC/GB)

O ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana é um ciclo combinado (Brayton mais Rankine) onde os gases de insumo do ciclo Brayton são uma mistura de gás natural e gás pobre. O gás pobre é proveniente de um sistema de gaseificação do bagaço da cana. Esse ciclo pode ser visto na Figura 6.7.

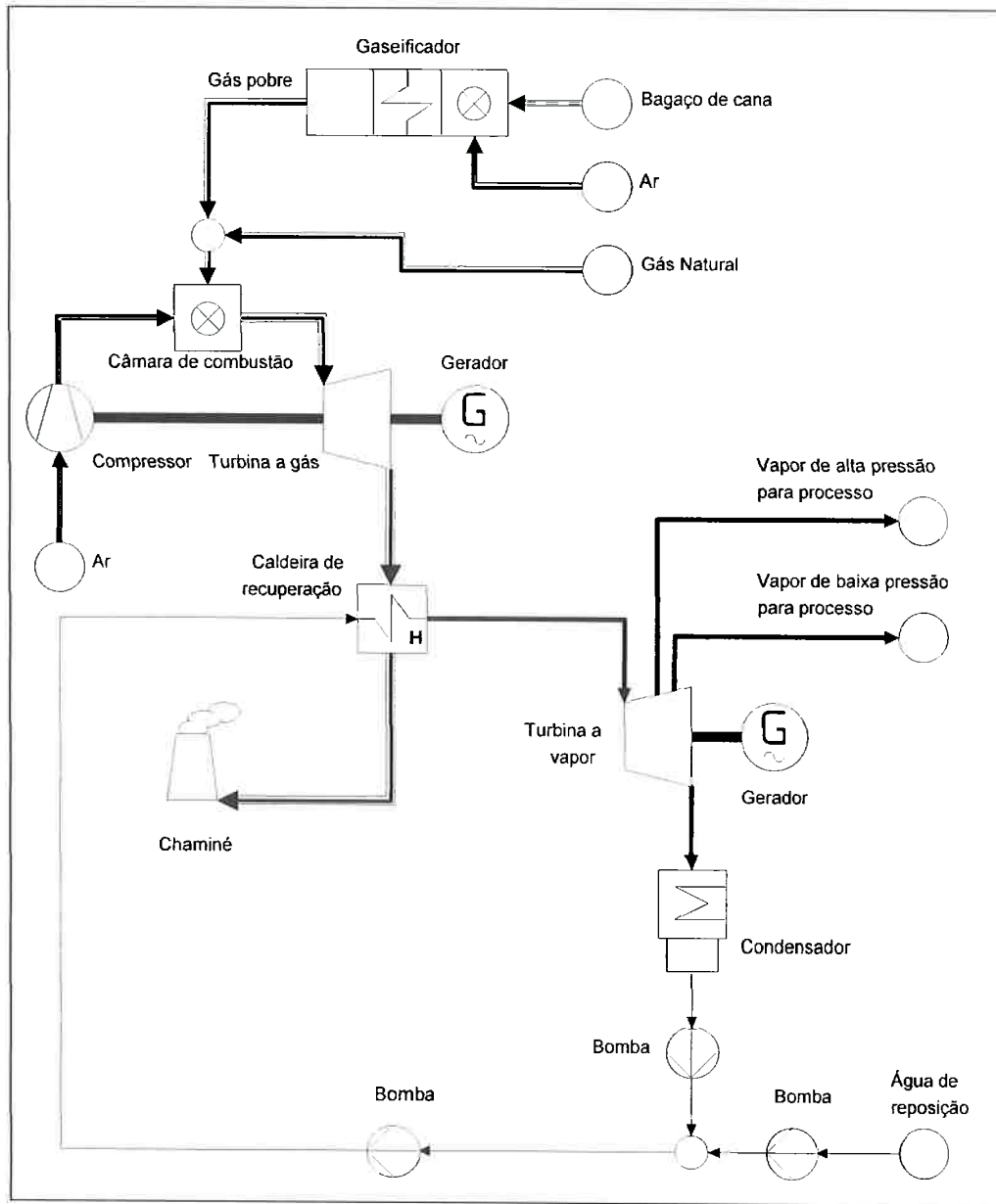


Figura 6.7 – Ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana (CC/GB)

6.3. Condições de operação

As condições de operação para os ciclos de cogeração estudados foram:

• Vazão de gás natural ¹ :	13,096 kg/s
• Pressão ambiente do ar	1 bar
• Temperatura ambiente do ar	25°C
• Pressão na saída do compressor	16 bar
• Temperatura na saída da câmara de combustão	1200°C
• Pressão dos gases de escape da turbina a gás	1 bar
• Temperatura dos gases de escape na chaminé	140°C
• Pressão do vapor gerado	70 bar
• Temperatura do vapor gerado	520°C
• Pressão de condensação	0,1 bar
• Rendimento isentrópico do compressor	83%
• Rendimento isentrópico da turbina a gás	87%
• Rendimento isentrópico da turbina a vapor	90%

Nas simulações foram estudados ciclos combinados com cogeração baseados em dados de uma unidade real, levantados durante estágio realizado na Usina Iracema:

- massa de bagaço de cana consumida na usina de 206,2 t/h, com massa excedente de 16,1 t/h;
- calor utilizado no processo de fabricação de açúcar e álcool de 289 MW (utilizando vapor a 2,5 bar e 130°C), que equivale a 80% do vapor produzido nas caldeiras (vapor de baixa);
- potência mecânica utilizada na moagem e bombeamento de água de 17 MW;
- potência elétrica gerada em turbogeradores de 12 MW, consumida na usina;
- o vapor utilizado tanto para a potência mecânica quanto para a potência elétrica é de 21 bar a 300°C, que equivale a 7% do vapor produzido pelas caldeiras (vapor de alta);
- custo da água de reposição de 0,10 US\$/t.

¹ É a mínima vazão de gás natural que o ciclo CC/GN-IB-SC necessita para que se tenha quantidade suficiente de gases de escape para a queima do bagaço de cana produzido pela Usina Iracema, de modo que a temperatura dos gases de escape não ultrapasse os 1000°C.

A composição do gás natural, do bagaço de cana e do gás pobre, proveniente da gaseificação do bagaço, são apresentados na Tabela 6.1.

6.4. Análise termoeconômica

Conforme apresentado no capítulo 4, a expressão para o balanço de custos de um sistema é dada por:

$$\sum \dot{C}_P = \sum \dot{C}_I + \dot{C}_{EQ} \quad (6.1)$$

onde: $\dot{C} = c \cdot \dot{E}_x$ (6.2)

e c é o custo específico e \dot{C} é o custo anual do equipamento.

Tabela 6.1 – Composição do gás natural boliviano, do bagaço de cana e do gás pobre (Rodrigues, 2003 e Pellegrini, 2005)

Componente	% Molecular		
	Gás Natural	Bagaço de cana	Gás Pobre
C	-	48,37	-
C ₂ H ₂	6,00	-	-
C ₂ H ₄	6,00	-	-
C ₂ H ₆	4,00	-	-
CH ₄	80,61	-	3,24
CO	-	-	11,33
CO ₂	0,52	-	18,38
H	-	6,53	-
H ₂	1,00	-	25,09
H ₂ O	0,07	-	3,13
N ₂	1,80	-	38,84
O	-	45,10	-

Para a determinação dos custos de produção específicos das utilidades foi empregado o método da extração, que aplicado à turbina a gás e à turbina de vapor, fornece as seguintes relações:

$$c_{\text{combustível}} = c_{\text{gases de escape (turbina a gás)}} \quad (\text{turbina a gás}) \quad (6.3)$$

$$c_{\text{vapor gerado}} = c_{\text{vapor de processo (alta pressão)}} = c_{\text{vapor de processo (baixa pressão)}} = c_{\text{vapor para condensador}} \quad (\text{turbina a vapor}) \quad (6.4)$$

$$c_{\text{vapor gerado}} = c_{\text{vapor de processo (alta pressão)}} = c_{\text{vapor de processo (baixa pressão)}} = c_{\text{vapor para condensador}} \quad (\text{turbina a vapor}) \quad (6.4)$$

O sistema de equações de um ciclo é similar para todas os sistemas de cogeração estudados. Assim, as equações serão apresentadas considerando um ciclo genérico (todos os ciclos reunidos) apresentado na Figura 6.8.

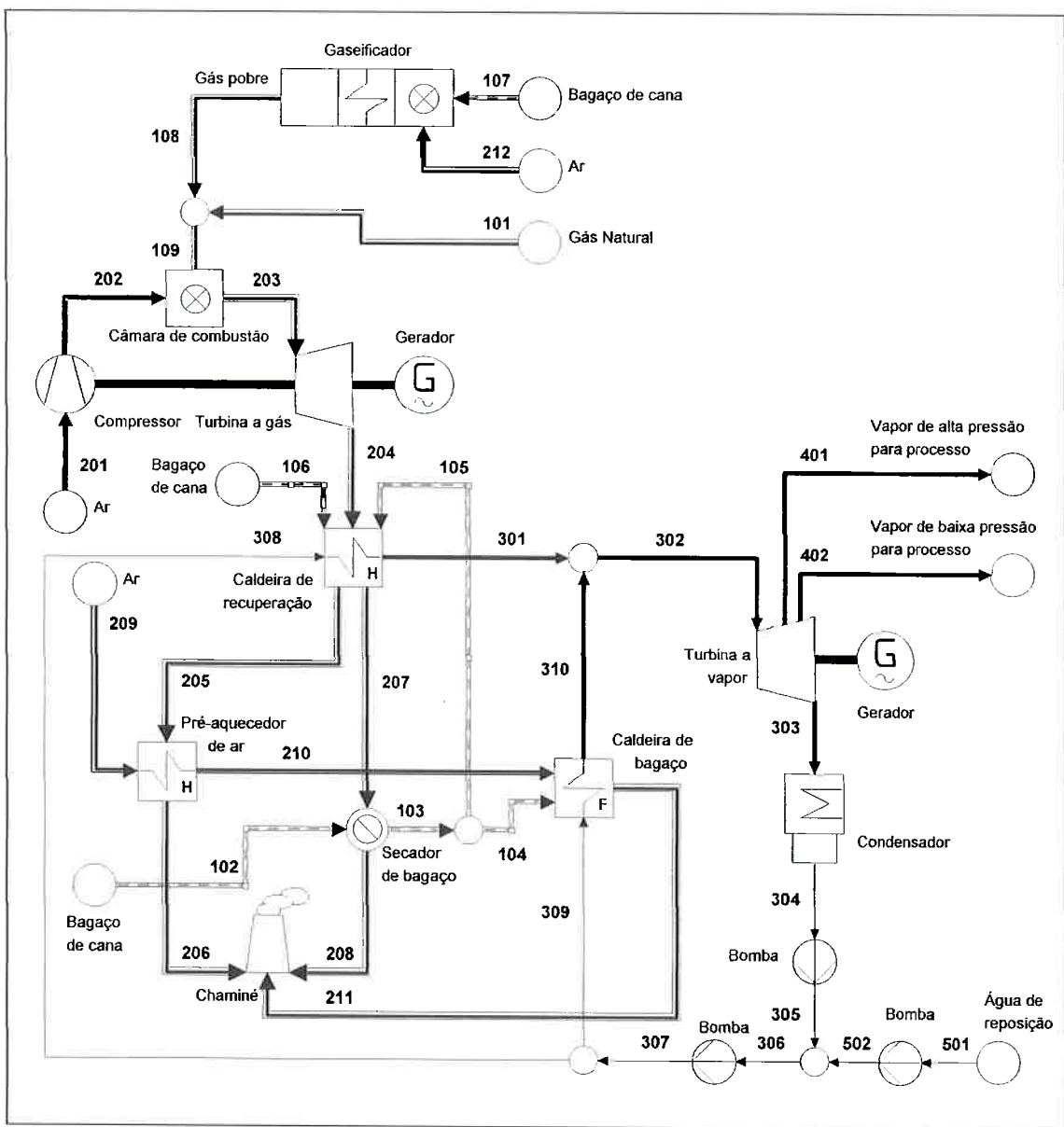


Figura 6.8 – Configuração reunindo todos os sistemas de cogeração em estudo

O sistema de equações resultantes para o ciclo genérico (Fig. 6.8) pode ser

Método da extração na turbina a gás:

$$c_{109} = c_{204} \quad (6.6)$$

União:

$$c_{101} \cdot \dot{E}x_{101} + c_{108} \cdot \dot{E}x_{108} = c_{109} \cdot \dot{E}x_{109} \quad (6.7)$$

Caldeira de recuperação:

$$\begin{aligned} \dot{C}_{CR} + c_{106} \cdot \dot{E}x_{106} + c_{204} \cdot \dot{E}x_{204} + c_{105} \cdot \dot{E}x_{105} + c_{308} \cdot \dot{E}x_{308} = \\ = c_{301} \cdot \dot{E}x_{301} + c_{205} \cdot \dot{E}x_{205} + c_{207} \cdot \dot{E}x_{207} \end{aligned} \quad (6.8)$$

União:

$$c_{301} \cdot \dot{E}x_{301} + c_{310} \cdot \dot{E}x_{310} = c_{302} \cdot \dot{E}x_{302} \quad (6.9)$$

Turbina a vapor:

$$\dot{C}_{TV} + c_{302} \cdot \dot{E}x_{302} = c_{303} \cdot \dot{E}x_{303} + c_{401} \cdot \dot{E}x_{401} + c_{402} \cdot \dot{E}x_{402} + c_{E2} \cdot \dot{W}_{E2} \quad (6.10)$$

Método da extração na turbina a vapor:

$$c_{302} = c_{303} = c_{401} = c_{402} \quad (6.11)$$

Condensador:

$$\dot{C}_{CD} + c_{303} \cdot \dot{E}x_{303} = c_{304} \cdot \dot{E}x_{304} \quad (6.12)$$

Bomba:

$$\dot{C}_{B1} + c_{304} \cdot \dot{E}x_{304} + c_{B1} \cdot \dot{W}_{B1} = c_{305} \cdot \dot{E}x_{305} \quad (6.13)$$

União:

$$c_{305} \cdot \dot{E}x_{305} + c_{502} \cdot \dot{E}x_{502} = c_{306} \cdot \dot{E}x_{306} \quad (6.14)$$

Bomba:

$$\dot{C}_{B2} + c_{501} \cdot \dot{E}x_{501} + c_{B2} \cdot \dot{W}_{B2} = c_{502} \cdot \dot{E}x_{502} \quad (6.15)$$

União:

$$c_{307} \cdot \dot{E}x_{307} = c_{309} \cdot \dot{E}x_{309} + c_{308} \cdot \dot{E}x_{308} \quad (6.16)$$

Bomba:

$$\dot{C}_{B3} + c_{404} \cdot \dot{E}x_{404} + c_{B3} \cdot \dot{W}_{B3} = c_{405} \cdot \dot{E}x_{405} \quad (6.17)$$

Caldeira de bagaço:

$$\dot{C}_{CB} + c_{104} \cdot \dot{E}x_{104} + c_{210} \cdot \dot{E}x_{210} + c_{309} \cdot \dot{E}x_{309} = c_{310} \cdot \dot{E}x_{310} + c_{211} \cdot \dot{E}x_{211} \quad (6.18)$$

Pré-aquecedor de ar:

$$\dot{C}_{PA} + c_{205} \cdot \dot{E}x_{205} = c_{210} \cdot \dot{E}x_{210} + c_{206} \cdot \dot{E}x_{206} \quad (6.19)$$

Secador de bagaço de cana:

$$\dot{C}_{SB} + c_{102} \cdot \dot{E}x_{102} + c_{207} \cdot \dot{E}x_{207} = c_{104} \cdot \dot{E}x_{104} + c_{105} \cdot \dot{E}x_{105} \quad (6.20)$$

Gaseificador:

$$\dot{C}_{GB} + c_{107} \cdot \dot{E}x_{107} = c_{108} \cdot \dot{E}x_{108} \quad (6.21)$$

Esse conjunto de equações foi aplicado para todos os ciclos em estudo. No Anexo A é apresentado a simulação para o ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana, bem como os dados de entrada e saída do programa Cycle-Tempo (simulação termodinâmica) e os dados de entrada e saída do EES (simulação termoeconômica). Os principais resultados das simulações são apresentados a seguir.

6.5. Análise dos resultados dos ciclos combinados

Neste item são apresentadas as potências geradas (eletricidade), a vazão mássica de vapor que é extraída para um processo, assim como os custos de geração de energia elétrica e vapor para cada ciclo.

Na Tabela 6.2 são apresentadas todas as potências geradas pelo conjunto turbina a gás/gerador (\dot{W}_{E1}) e turbina a vapor/gerador (\dot{W}_{E2}), bem como as vazões mássicas que são extraídas com a mesma porcentagem utilizada na Usina Iracema, conforme item 6.3. Esses ciclos trabalham com uma vazão de gás natural de 47,1 t/h a um custo de 140 US\$/t e uma vazão mássica de bagaço de cana de 223,2 t/h, com um custo adotado para fins de estudo de 10 US\$/t.

Analisando a Tabela 6.2, verifica-se que o ciclo CC/GB (ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana) foi o que gerou mais eletricidade, seguido pelo ciclo CC/GN-SB-IB (ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana e secador de bagaço). Nota-se também que o ciclo CC/GN-SB-IB produz mais vapor para processo.

A seguir, são analisados os custos de geração de eletricidade e vapor. Na Tabela 6.3 são apresentados os custos de geração de energia elétrica da turbina a gás, da turbina a vapor e dos vapores extraídos da turbina a vapor para processo. Esses custos foram

calculados adotando os preços dos equipamentos conforme Equação 4.25 e Tabela 4.1. Os custos dos equipamentos não convencionais, como no caso do secador de bagaço de cana e do gaseificador de bagaço de cana foram adotados como sendo US\$ 4,3 milhões e US\$ 50 milhões, respectivamente.

Tabela 6.2 – Potência elétrica e vapor gerado nos ciclos

Ciclos	\dot{W}_{E1} [MW]	\dot{W}_{E2} [MW]	$\dot{W}_{E\text{ TOTAL}}$ [MW]	$\dot{m}_{V\text{ ALTA}}$ [kg/s]	$\dot{m}_{V\text{ BAIXA}}$ [kg/s]
CC/GN	258,8	86,4	345,2	8,32	95,03
CC/GN-CB	258,8	145,4	404,2	14,00	159,97
CC/GN-IB	258,8	156,6	415,4	15,08	172,38
CC/GN-PA-CB	258,8	150,3	409,1	14,47	165,41
CC/GN-SB-CB	258,8	152,4	411,2	14,67	167,68
CC/GN-SB-IB	258,8	165,0	423,8	15,89	181,54
CC/GB	406,3	129,1	535,4	12,43	142,06

Tabela 6.3 – Custo de geração de eletricidade e de vapor para processo

Ciclos	C_{E1} [US\$/MWh]	C_{E2} [US\$/MWh]	$C_{E\text{ MÉDIO}}$ [US\$/MWh]	$C_{V\text{ ALTA}}$ [US\$/t]	$C_{V\text{ BAIXA}}$ [US\$/t]
CC/GN	29,78	35,38	31,18	5,39	3,10
CC/GN-CB	29,78	35,88	31,97	6,12	3,52
CC/GN-IB	29,78	33,41	31,15	5,55	3,19
CC/GN-PA-CB	29,78	35,46	31,87	6,05	3,48
CC/GN-SB-CB	29,78	35,08	31,74	5,96	3,43
CC/GN-SB-IB	29,78	33,00	31,03	5,50	3,16
CC/GB	30,33	33,56	31,11	5,38	3,10

Analisando os custos, verifica-se que o ciclo CC/GN-SB-IB (ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço de cana e secador de bagaço), teve o menor custo de geração de eletricidade. Os ciclos que tiveram menor custo de produção de vapor foram os ciclos CC/GN (ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana) e CC/GN (ciclo combinado a gás natural).

6.6. Variação do preço do bagaço de cana

A seguir são apresentados resultados em que foi variado o preço do bagaço de

cana para verificação da sua influência no custo médio de geração de eletricidade e no custo de geração de vapor de alta e de baixa pressão.

O gráfico apresentado na Figura 6.9, indica o custo médio de geração de eletricidade, variando-se o preço do bagaço de cana, para todos os ciclos estudados.

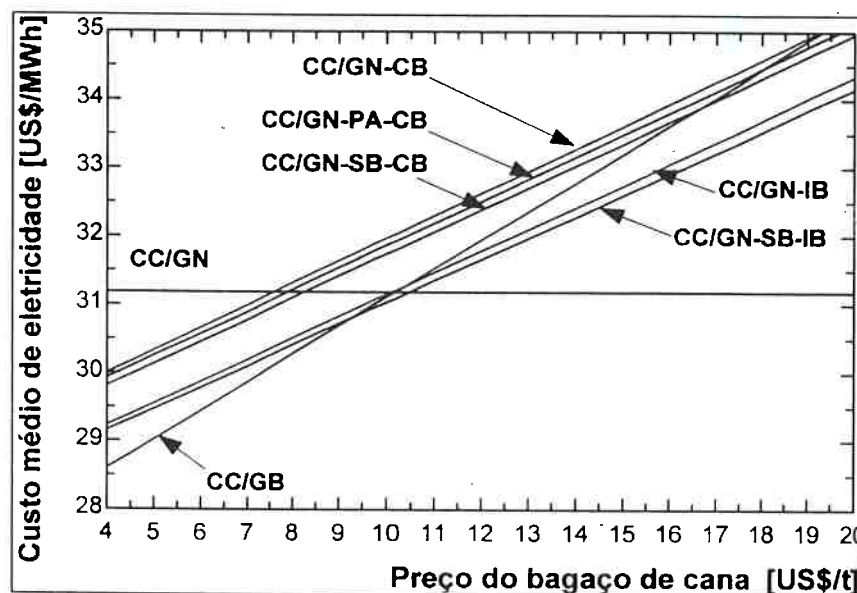


Figura 6.9 – Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço do bagaço de cana

Analisando os gráficos da Figura 6.9, verifica-se que ao variar o preço do bagaço de cana, tem-se um aumento proporcional no custo de geração de eletricidade. Comparando todos os ciclos estudados, o que apresentou menor custo de geração foi o CC/GB, quando o preço do bagaço de cana for inferior a 9,30 US\$/t. Se o preço estiver entre 9,30 US\$/t e 10,50 US\$/t, o ciclo CC/GN/SB-IB é o que possui menor custo de geração. Caso o valor do bagaço de cana seja superior a 10,50 US\$/t, para este estudo, não é recomendado a utilização de um ciclo híbrido e sim a utilização de um ciclo combinado a gás natural (CC/GN).

O custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) em função do preço do bagaço de cana, pode ser visto no gráfico da Figura 6.10.

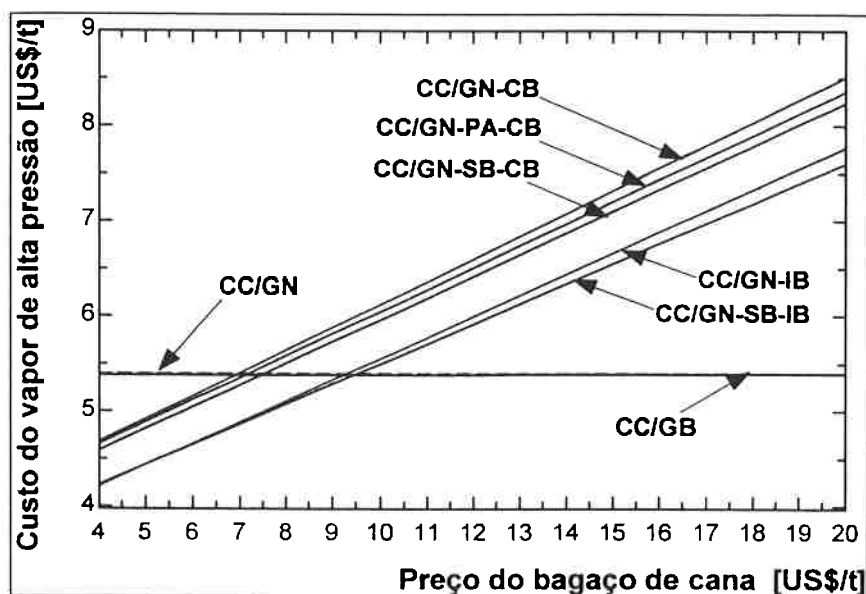


Figura 6.10 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço do bagaço de cana

Analisando o gráfico da Figura 6.10, verifica-se que o ciclo CC/GN-SB-IB apresenta menor custo de produção de vapor de alta caso o preço do bagaço não ultrapasse os 9,50 US\$/t. Caso o valor seja superior, os ciclos CC/GB e CC/GN apresentam os menores custos de produção de vapor de alta.

O custo de geração de vapor de baixa (2,5 bar a 130°C) em função do preço do bagaço de cana, pode ser visto no gráfico da Figura 6.11.

Nota-se que este gráfico é análogo ao da Figura 6.10, isto é, se o preço do bagaço de cana for superior a 9,50 US\$/t, os ciclos que CC/GN e CC/GB possuem o menor custo de produção de vapor de baixa. Caso o valor seja inferior, o CC/GN-SB-IB é o que possui menor custo de produção.

Os ciclos que tiveram maior produção de eletricidade e vapor não foram, necessariamente, os que apresentaram os menores custos de geração.

Nesta primeira análise, verifica-se que os ciclos híbridos, com exceção do ciclo CC/GB, apresentam uma variação proporcional, tanto no custo de geração elétrica quanto no custo de produção de vapor de acordo com a variação do preço do bagaço de cana.

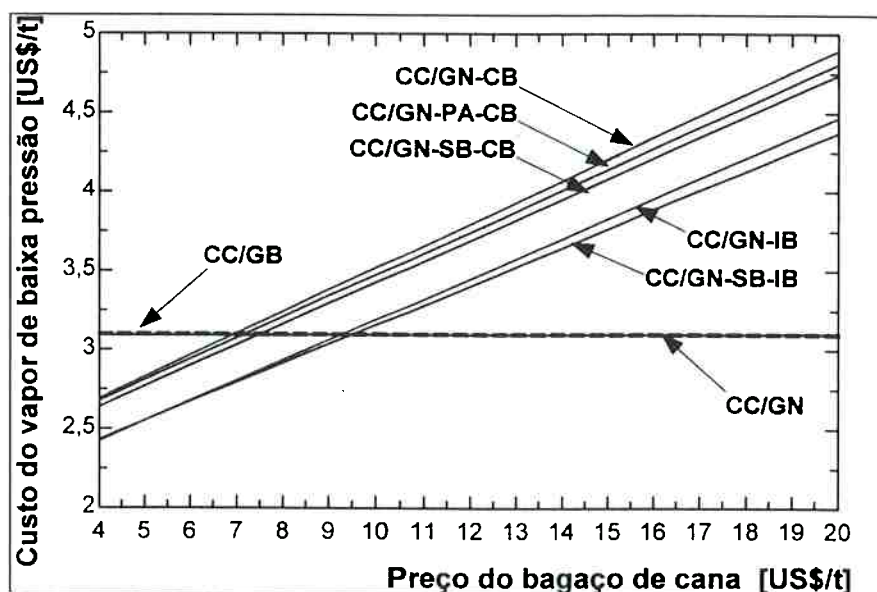


Figura 6.11 - Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus preço do bagaço de cana

Os ciclos que apresentaram os menores custos de geração, tanto de eletricidade quanto de vapor, foram: CC/GN, CC/GB, CC/GN-SB-IB e CC/GN-IB.

No próximo tópico será estudada a influência dos preços de alguns dos equipamentos, no custo de geração de eletricidade e produção de vapor.

6.7. Variação do preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana

Como já mencionado no item 6.2.3, a caldeira em estudo não é uma caldeira de recuperação convencional, pois nela ocorre a queima do bagaço de cana. Considerando-se a impossibilidade de estabelecimento do preço deste equipamento, adotou-se nas primeiras análises o preço de uma caldeira convencional. Neste item o preço da caldeira de recuperação foi variado e os custos de produção de eletricidade e vapor foram analisados.

Os dados de entrada foram os mesmos para os cálculos do item 6.5, isto é, um consumo de gás natural e bagaço de cana de 47,1 t/h a um preço de 140 US\$/t e 223,2 t/h a um preço de 10 US\$/t respectivamente.

O custo médio de eletricidade em função do preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço, pode ser visto no gráfico da Figura 6.12.

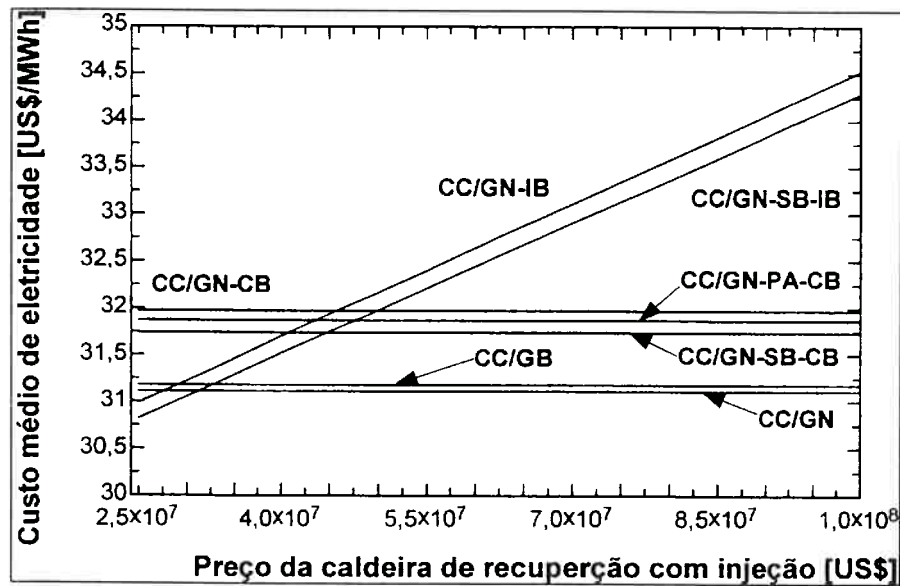


Figura 6.12 - Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana

A variação do custo médio de eletricidade é linearmente proporcional à variação do preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana, somente para os ciclos CC/GN-IB e CC/GN-SB-IB. Caso o preço da caldeira de recuperação seja menor que US\$ 33,0 milhões, o ciclo CC/GN-SB-IB, possui menor custo de geração. Caso o preço desse equipamento seja superior a US\$ 33,0 milhões, os ciclos mais indicados são CC/GN (sem queima de bagaço) ou CC/GB (com gaseificação de bagaço).

No gráfico da Figura 6.13, é apresentada a variação do custo de produção de vapor de alta pressão em função do preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana.

Verifica-se que o preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana tem uma forte influência sobre o custo de produção de vapor. Para estudos anteriores, o custo médio da caldeira de recuperação convencional é em torno de US\$ 30 milhões. É provável que o preço de uma caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana seja maior, por tratar-se de uma nova tecnologia. Portanto, caso o maior interesse seja o vapor, não é aconselhável investir em um equipamento com essa tecnologia e sim trabalhar com o ciclo CC/GN ou trabalhar com o ciclo CC/GB (caso o preço do gaseificador seja igual ou inferior a US\$ 50,0 milhões).

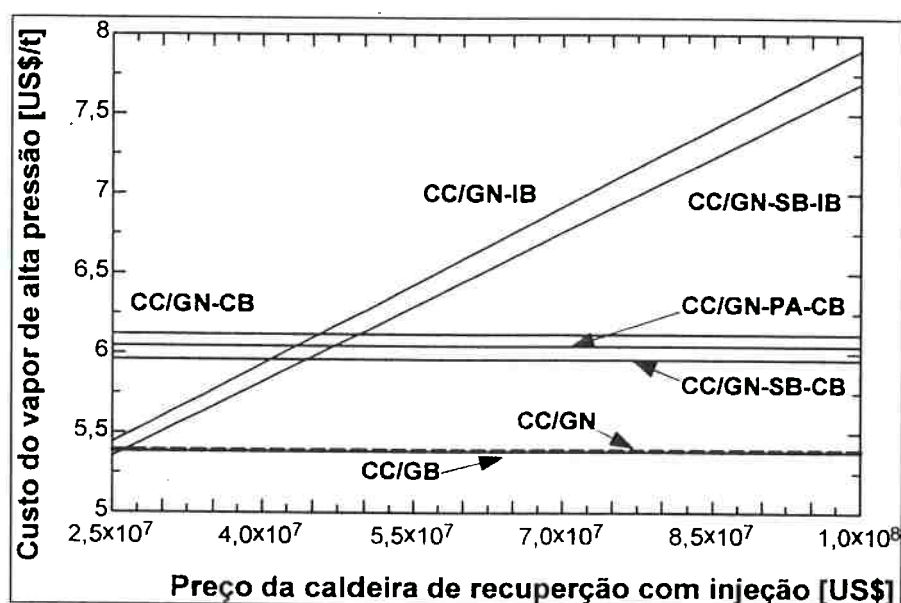


Figura 6.13 - Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana

A variação do custo de produção do vapor de baixa pressão em função da variação do preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana, pode ser vista no gráfico da Figura 6.14. Verifica-se neste gráfico uma analogia com os gráficos anteriores.

Visando-se apenas o custo de geração de eletricidade, a utilização do ciclo CC/GN-SB-IB só pode ser justificada caso o preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana seja inferior a US\$ 33,0 milhões.

6.8. Variação do preço do secador de bagaço de cana

Neste item são apresentados resultados de estudo da influência do preço do secador de bagaço de cana no custo de geração de eletricidade e produção de vapor para processo. Nos estudos anteriores foi adotado o custo do secador como sendo de US\$ 4,3 milhões.

No gráfico da Figura 6.15, pode ser vista a variação do custo médio de geração de eletricidade em função do preço do secador de bagaço de cana.

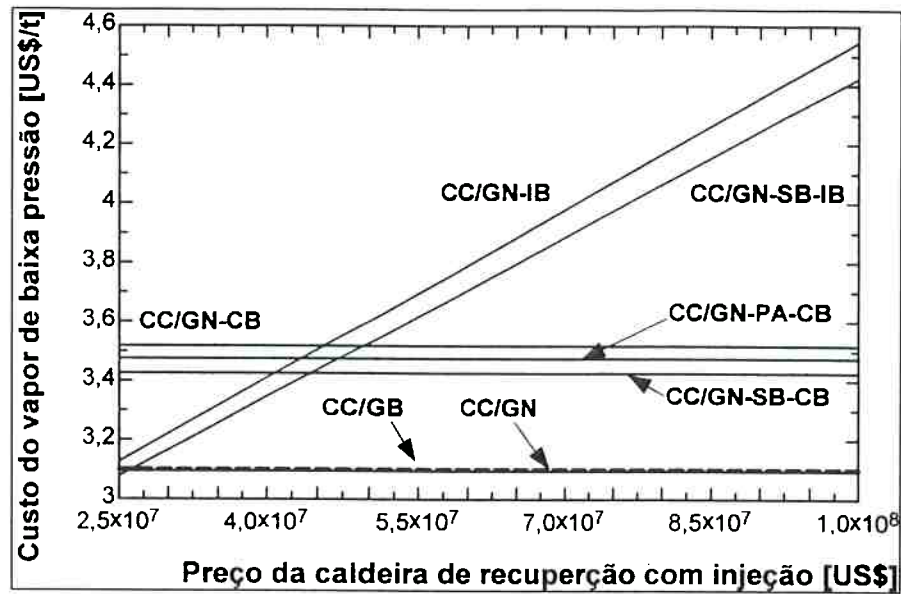


Figura 6.14 - Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus preço da caldeira de recuperação com injeção de bagaço de cana

Comparando os resultados para os ciclos CC/GN-SB-CB e CC/GN-SB-IB, que utilizam o secador de bagaço de cana, verifica-se que o ciclo CC/GN-SB-IB apresentou o custo médio mais baixo de geração de eletricidade. Isto ocorre em função do ciclo CC/GN-SB-CB ser mais caro, já que há a necessidade de amortizar o preço de uma caldeira individual para a queima do bagaço de cana, além do preço da caldeira de recuperação convencional.

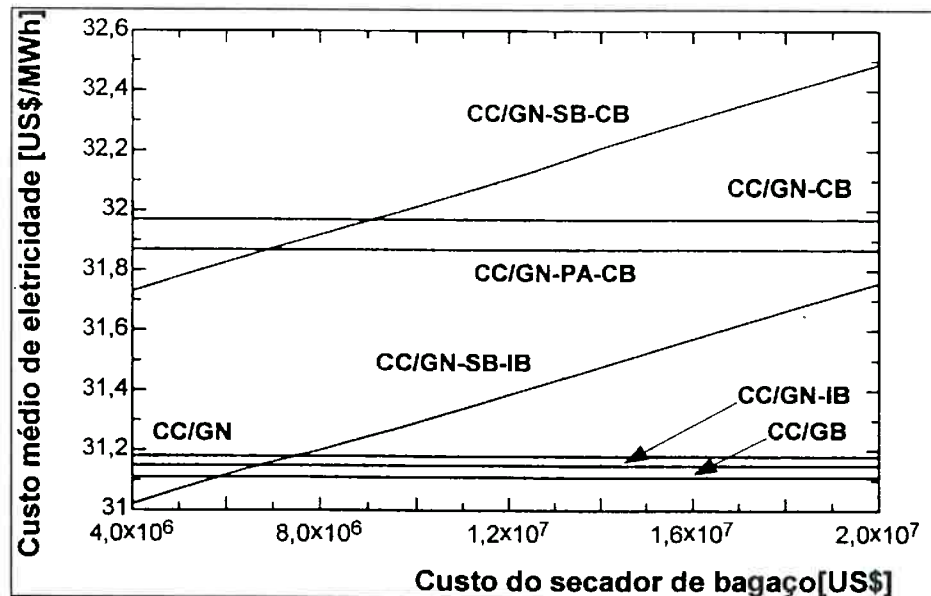


Figura 6.15 – Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço do secador de bagaço.

Verifica-se ainda no gráfico da Figura 6.15 que, para as condições de trabalho adotadas, o ciclo CC/GN-SB-IB é recomendado caso o preço do secador seja inferior a US\$ 5,8 milhões. Caso o preço ultrapasse esse valor, o ciclo CC/GB se torna o mais indicado.

Os gráficos da Figura 6.16 e da Figura 6.17, representam a variação dos custos de produção de vapor em função da variação do preço do secador de bagaço de cana. O primeiro gráfico representa o custo do vapor de alta pressão e o segundo, o custo do vapor de baixa pressão.

Verifica-se nestes gráficos que os custos de geração de vapor não são os mais baixos para os ciclos que operam com o secador. Portanto, se o enfoque do sistema for a produção de vapor, os ciclos CC/GN-SB-IB e CC/GN-SB-CB não são recomendados nestas condições de operação.

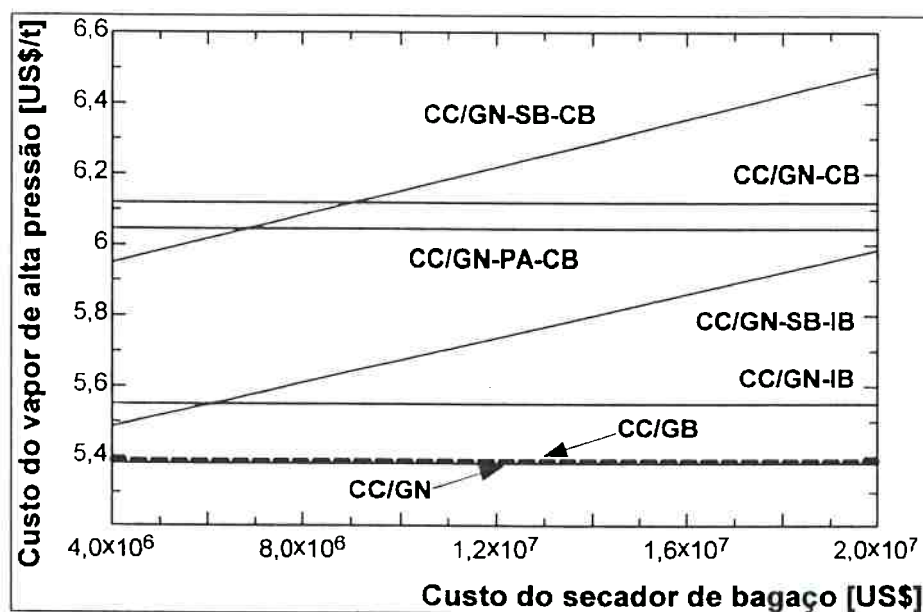


Figura 6.16 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço do secador de bagaço de cana

O ciclo CC/GN-SB-IB apresenta o custo de geração de eletricidade mais baixo, apenas se o preço do secador for inferior a US\$ 4,8 milhões. Os ciclos que apresentaram os custos de produção mais baixos foram o CC/GB e o CC/GN.

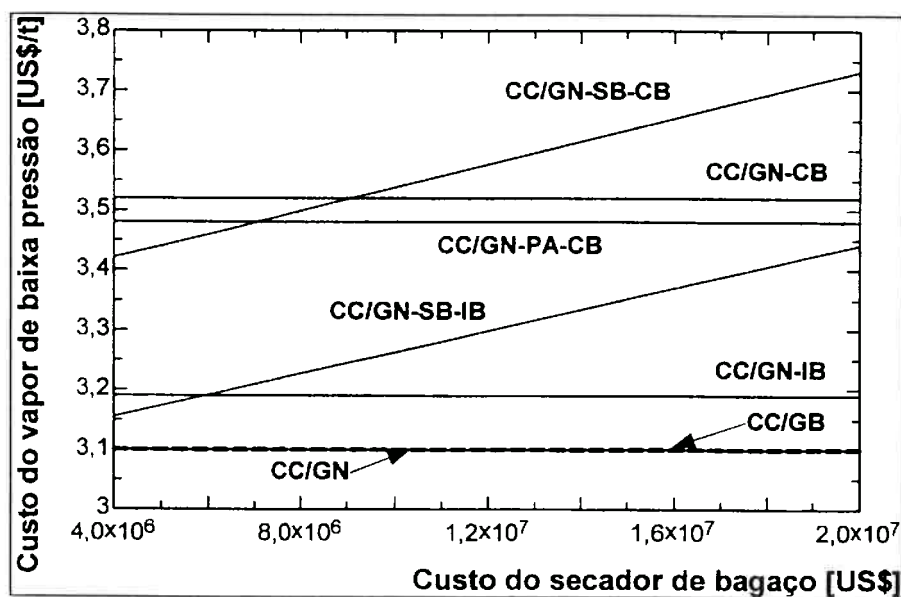


Figura 6.17 – Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus preço do secador de bagaço de cana

6.9. Variação do preço do gaseificador de bagaço de cana

Nas análises anteriores, o sistema de gaseificação de bagaço de cana teve seu preço estimado em US\$ 50 milhões. Neste item faz-se a análise dos custos de produção de vapor e eletricidade em função do preço do gaseificador.

Na primeira análise, a variação do custo médio de eletricidade em função do preço do gaseificador de bagaço, pode ser vista no gráfico da Figura 6.18.

Analisando o gráfico da Figura 6.18, verifica-se que a utilização do ciclo CC/GB, com o uso do sistema de gaseificação de bagaço de cana, para a geração de eletricidade só é viável (para as condições adotadas de operação) se o preço do gaseificador for inferior a US\$ 49 milhões.

A variação dos custos dos dois níveis de pressão extraídos da turbina a vapor, pode ser vista nos gráficos da Figura 6.19, pressão alta e da Figura 6.20, pressão baixa.

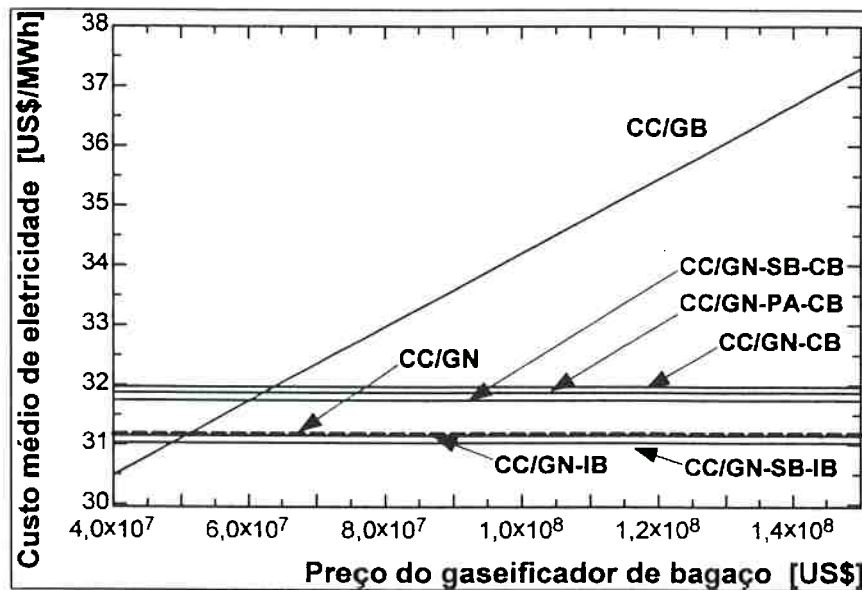


Figura 6.18 – Gráfico do custo médio de eletricidade versus preço do gaseificador de bagaço de cana

Fica claro que o preço do gaseificador de bagaço de cana tem uma influência direta sobre o custo de geração de eletricidade, já que o preço do gaseificador e da turbina a gás serão descarregados diretamente sobre ele. Como anteriormente comentado, a eletricidade carrega o maior custo, pois foi utilizado o método da extração nos cálculos termoeconômicos.

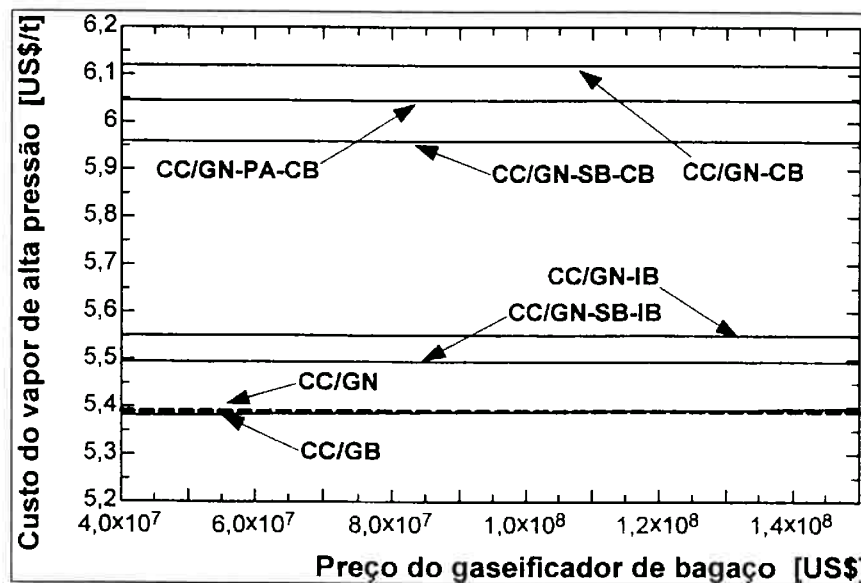


Figura 6.19 – Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus preço do gaseificador de bagaço de cana

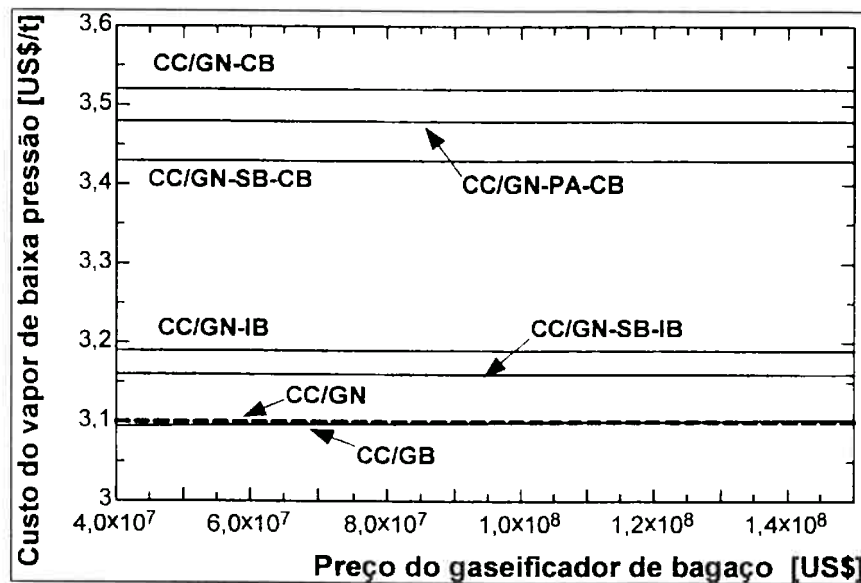


Figura 6.20 – Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus preço do gaseificador de bagaço de cana

Como o preço do gaseificador foi descarregado sobre o custo de geração de eletricidade, os custos de produção do vapor de alta e baixa não variam muito em relação à variação do preço do gaseificador, como pode ser visto nos gráficos da Figura 6.19 (alta pressão) e Figura 6.20 (baixa pressão).

Portanto, caso o preço do gaseificador seja inferior a US\$ 49 milhões, o ciclo CC/GB apresenta o melhor preço de geração tanto de eletricidade como de vapor. Vale

ressaltar que este sistema apresenta a maior produção de eletricidade e umas das menores produções de vapor.

6.10. Variação do consumo de gás natural

6.10.1. Geração de eletricidade e produção de vapor

Neste item, são analisados a geração de eletricidade e produção de vapor (alta pressão e baixa pressão) em função do consumo de gás natural. Os ciclos comparados são os que apresentaram os menores custos de geração, isto é, o ciclo CC/GN, CC/GN-IB, CC/GN-SB-IB e CC/GB.

Nestas simulações foi utilizada vazão mássica de bagaço de cana de 62 kg/s, que corresponde à produção da Usina Iracema e consumo de gás natural variável. Os custos do gás natural e do bagaço de cana adotados foram de 140 US\$/t e 10 US\$/t, respectivamente. Também foi considerada a sazonalidade da produção de cana-de-açúcar, com disponibilidade do bagaço de cana por um período de 6 meses. No restante do tempo, os ciclos operaram apenas com o gás natural. Foi mantida a proporção do vapor extraído para processo, conforme apresentado no item 6.3.

Como neste estudo há a variação do consumo de gás natural, consecutivamente haverá variação na potência elétrica gerada e na produção de vapor para processo, consecutivamente. A variação da potência elétrica em função da vazão mássica de gás natural, pode ser vista no gráfico da Figura 6.21.

Analisando o gráfico da Figura 6.21, verifica-se que as potências geradas seriam bastante elevadas. Como não existem turbinas para estas capacidades (acima de 350 MW) seria necessária a utilização de várias turbinas (o que alteraria os valores das capacidades encontradas).

Contudo, da análise dos resultados encontrados verifica-se que o ciclo CC/GB apresenta a maior geração de potência elétrica. Caso o consumo de gás natural seja inferior a 17 kg/s o ciclo CC/GN-SB-IB tem a segunda maior geração de eletricidade. No caso de consumo superior a 17 kg/s, o ciclo CC/GN-IB se posiciona em segundo lugar. O ciclo que teve a menor geração de eletricidade foi o CC/GB, isto é, o ciclo que não possui a adição de bagaço de cana.

Para este estudo, os ciclos que trabalham com a queima do bagaço de cana na safra (CC/GB, CC/GN-SB-IB e CC/GN-IB) gerarão a mesma potência do ciclo CC/GN quando estiverem na entressafra, isto é, quando estiverem operando apenas com o gás natural. Portanto, todos os ciclos híbridos em estudo terão a mesma curva do CC/GN do gráfico da Figura 6.21 durante a entressafra.

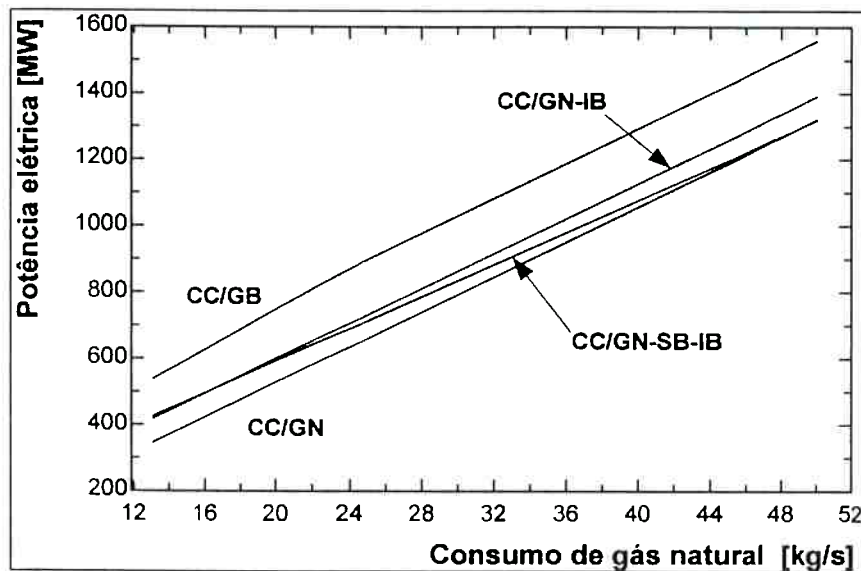


Figura 6.21 – Gráfico da potência elétrica gerada em função do consumo de gás natural

6.10.2. Rendimento exergetico

A temperatura dos gases de saída da caldeira de recuperação foi limitada em 140°C, mas para o ciclo com secagem de bagaço (CC/GN-SB-IB), a temperatura precisa que ser superior (290°C) para que se consiga uma redução de 50% na umidade do bagaço (Grande Moravia, 06/12/2004). Quando o consumo de gás natural for superior a 17 kg/s, o ciclo CC/GN-IB começa a ser mais viável, pois não é mais vantajoso extrair os gases de escape com temperatura elevada da caldeira de recuperação.

O comentário do parágrafo anterior fica mais claro quando se analisa o gráfico da Figura 6.22, que apresenta o rendimento exergetico em função da potência elétrica gerada. Quando a potência elétrica for inferior a 500 MW (consumo de 17 kg/s de gás natural), o ciclo CC/GN-SB-IB apresenta rendimento exergetico maior que o ciclo CC/GN-IB. Quando a potência for maior que 500MW, o ciclo CC/GN-IB possui um rendimento maior.

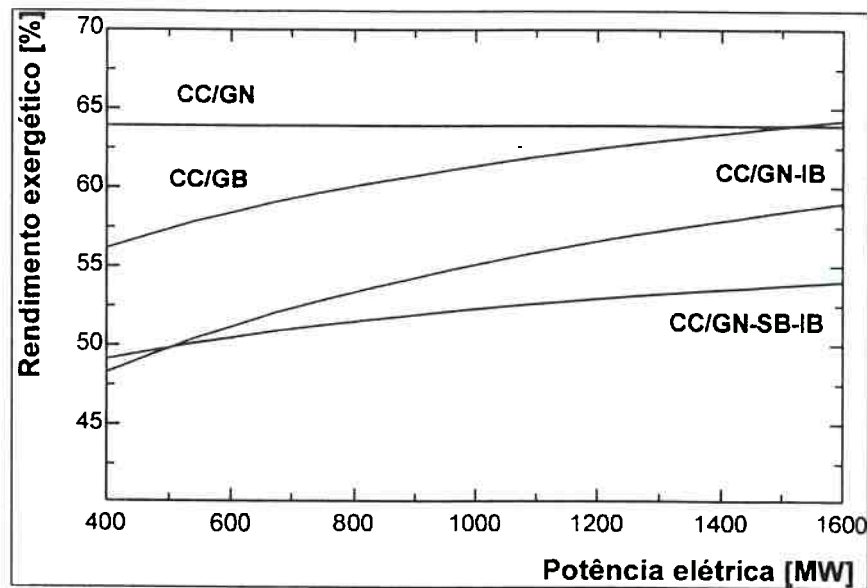


Figura 6.22 – Gráfico do rendimento exergético versus a potência elétrica gerada

Com base no que visto no Capítulo 4 (item 4.5.1) a equação do rendimento exergético para a elaboração do gráfico da Figura 6.22, pode ser dada por:

$$\psi = \frac{\dot{W}_{TV} + \dot{W}_{TG} + \dot{E}x_{VA} + \dot{E}x_{VB}}{\dot{W}_B + \dot{E}x_{BC} + \dot{E}x_{GN} + \dot{E}x_A} \quad (6.22)$$

onde \dot{W}_{TV} e \dot{W}_{TG} são as potências geradas pela turbina a vapor e pela turbina a gás, $\dot{E}x_{VA}$ e $\dot{E}x_{VB}$ são as exergias totais do vapor de alta e de baixa para processo, \dot{W}_B é a potência consumida nas bombas d'água, $\dot{E}x_{BC}$ e $\dot{E}x_{GN}$ são as exergias totais dos combustíveis (bagaço de cana e gás natural), e $\dot{E}x_A$ é a exergia total da água de reposição.

Analisando o gráfico da Figura 6.22, nota-se que o ciclo que possui maior rendimento exergético é o ciclo CC/GN. Com o aumento da vazão de gás natural, e conseqüente aumento da potência, a tendência do rendimento exergético do CC/GB é de se manter em $\psi \cong 64\%$, se igualando com o do ciclo CC/GN. Isso se dá porque, à medida que se aumenta a vazão de gás natural a quantidade de gás pobre vai ficando cada vez menor e, conseqüentemente, o ciclo vai se igualando ao ciclo CC/GN.

A produção de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) e de baixa pressão (2,5 bar a 130°C), em função da demanda de gás natural, pode ser vista nos gráficos da Figura 6.23 e da Figura 6.24; onde se nota que as vazões de vapor são linearmente

proporcionais ao consumo de gás natural.

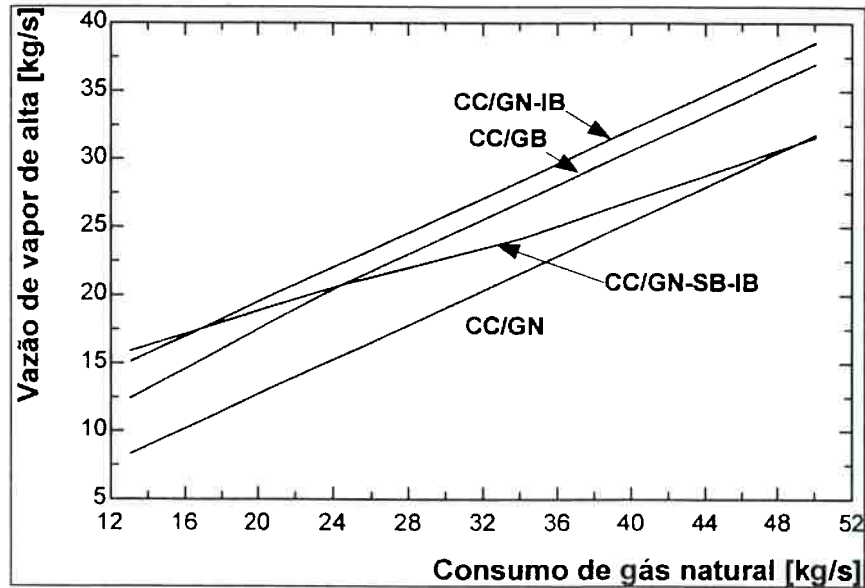


Figura 6.23 – Vazão de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus consumo de gás natural

Verifica-se nesse gráfico que o ciclo que produz mais vapor, tanto de alta como de baixa, para uma demanda de gás natural de até 17 kg/s, é o ciclo CC/GN-SB-IB. Caso a demanda de gás natural seja maior, o ciclo que passa a ser o maior produtor de vapor é o ciclo CC/GN-IB.

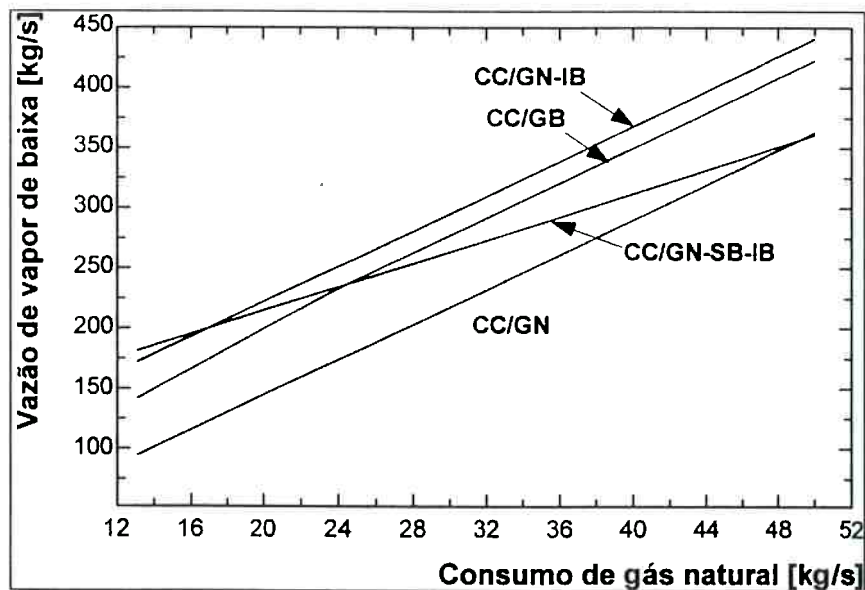


Figura 6.24 – Vazão de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus consumo de gás natural

Como já foi mencionado, a produção de vapor nos ciclos híbridos na entressafra

da cana-de-açúcar se iguala ao ciclo CC/GN, isto é, sem a adição do bagaço de cana.

6.10.3. Custos de geração de eletricidade e produção de vapor

Nos itens anteriores, foi adotado que o bagaço de cana estaria disponível o ano todo para a geração de eletricidade e vapor nos ciclos híbridos. Esta hipótese foi adotada somente para a realização de um estudo comparativo, pois o armazenamento do bagaço de cana não é viável, conforme comentado no Capítulo 3.

No presente item, as simulações foram feitas levando-se em conta a sazonalidade da cana de açúcar, isto é, os ciclos híbridos utilizam o bagaço de cana e gás natural durante um semestre e, no outro semestre, apenas o gás natural. Os ciclos híbridos que estiverem trabalhando na entressafra, isto é, utilizando como insumo apenas o gás natural, produzem a mesma quantidade de vapor e eletricidade que o ciclo CC/GN.

O custo médio de geração de eletricidade em função da demanda de gás natural, levando-se em conta a sazonalidade da cana-de-açúcar, pode ser visto no gráfico da Figura 6.25.

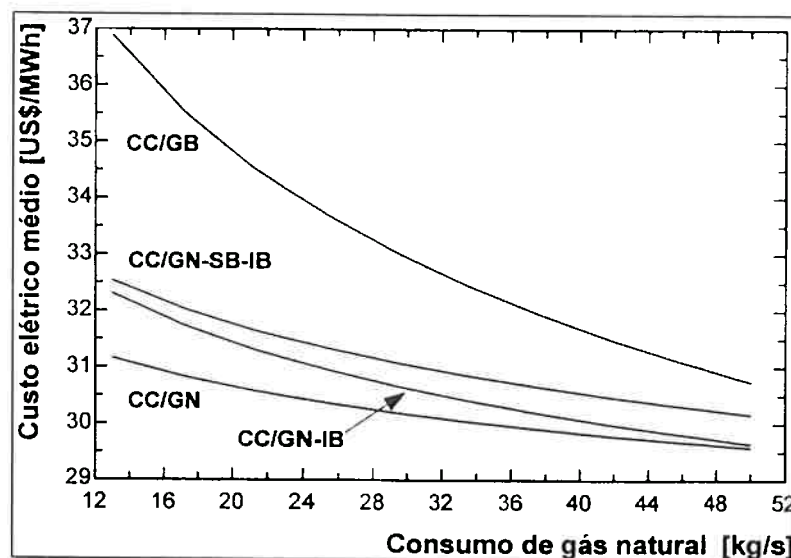


Figura 6.25 – Gráfico do custo médio de eletricidade, em função do consumo de gás natural

Fazendo-se uma comparação entre o gráfico da Figura 6.21 (potência elétrica gerada em função do consumo de gás natural) e o gráfico da Figura 6.25, verifica-se que o ciclo CC/GB, que gera maior potência elétrica, é o que possui maior custo de geração de eletricidade. O ciclo híbrido com menor custo de geração de eletricidade foi o CC/GN-IB. O ciclo CC/GN (ciclo combinado sem a adição de bagaço de cana) foi o que

gerou menor potência elétrica, apresentando o menor custo de geração de eletricidade.

Os custos médios do vapor de alta pressão e de baixa pressão, em função do consumo de gás natural, podem ser vistos nos gráficos das e Figura 6.27.

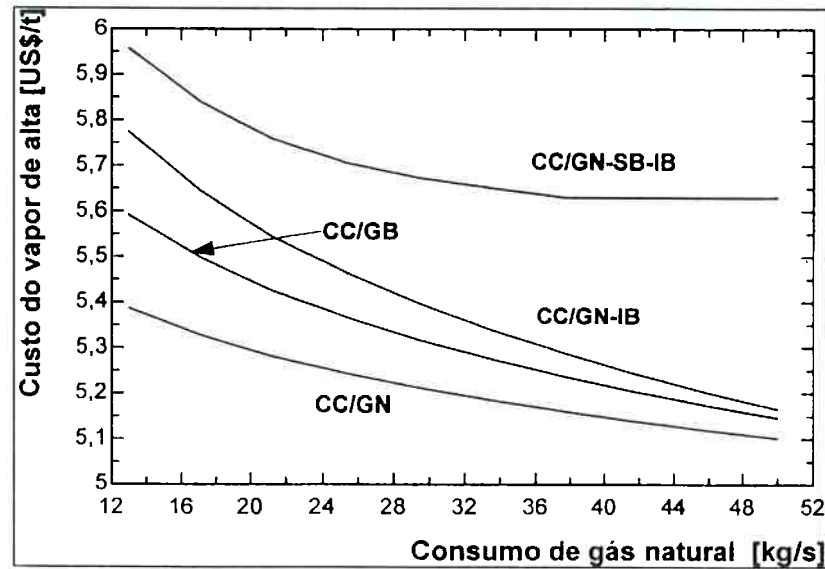


Figura 6.26 - Custo de geração de vapor de alta pressão (21 bar a 354°C) versus consumo de gás natural

Analisando-se esses dois gráficos, fica evidente que quanto maior for a demanda de gás natural, menor é o custo de geração de vapor para os ciclos CC/GN, CC/GB e CC/GN-IB. A tendência do ciclo CC/GN-SB-IB é de estabilizar os custos em 5,63 US\$/t de vapor de alta e 3,30 US\$/t de vapor de baixa.

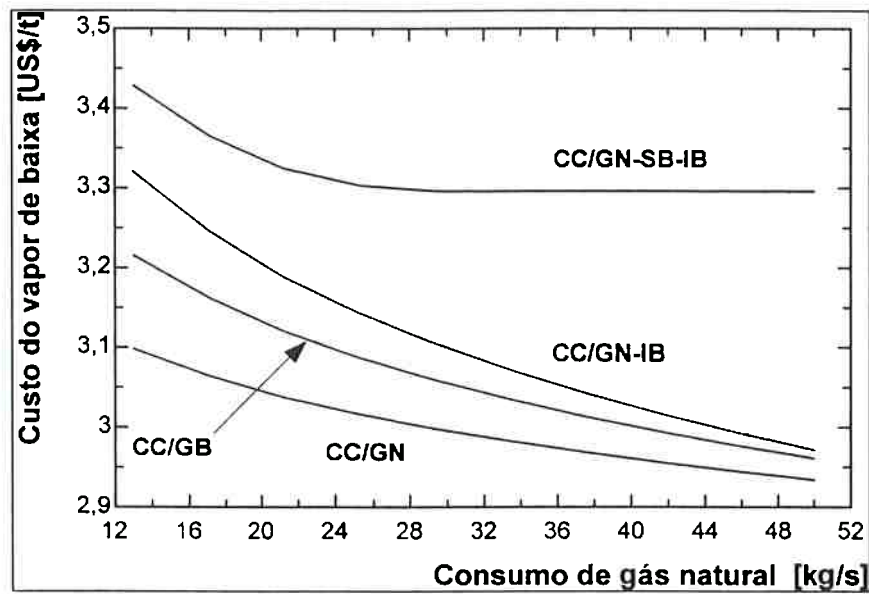


Figura 6.27 - Custo de geração de vapor de baixa pressão (2,5 bar a 130°C) versus consumo de gás natural

O ciclo híbrido que apresentou os menores custos de produção de vapor de alta pressão e de baixa pressão foi o ciclo CC/GB. O ciclo que possui os maiores custos de produção de vapor é o CC/GN-SB-IB. O ciclo CC/GN apresentou menor produção de vapor, mas foi também o que apresentou o menor custo de vapor.

CAPÍTULO 7 – Conclusão

Neste trabalho foram realizadas avaliações comparativas de ciclos combinados híbridos de cogeração (operando com gás natural e bagaço de cana) e um ciclo combinado convencional de cogeração (operando apenas com gás natural), considerando-se aplicação em termoeletricas com cogeração (vendendo vapor) nas regiões onde há a disponibilidade do gás natural e do bagaço de cana.

Os resultados mostraram que os ciclos combinados de cogeração que trabalham com os dois combustíveis, gás natural e bagaço de cana, apresentaram uma maior geração de eletricidade e produção de vapor, quando comparados a um sistema que utiliza somente o gás natural como combustível.

Nos primeiros estudos, onde não foi levado em conta a sazonalidade da cana-de-açúcar, isto é, adotou-se a existência de disponibilidade do bagaço de cana durante o ano inteiro, os ciclos híbridos combinados apresentaram custos de geração de eletricidade e vapor menores, quando comparados ao ciclo combinado convencional, que opera apenas com gás natural.

Para uma demanda de bagaço de cana de 223 t/h (produção da Usina Iracema) e consumo de gás natural de 47,1 t/h a um preço de 140 US\$/t, verificou-se que os ciclos híbridos de cogeração têm os menores custos de geração de eletricidade, comparado com o ciclo combinado a gás natural, se o preço do bagaço de cana for inferior a 10,50 US\$/t.

Dentre os ciclos híbridos de cogeração, os que mostraram menor custo de geração de eletricidade foram o ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana (CC/GB) e o ciclo combinado a gás natural com caldeira de bagaço de cana e secador de bagaço de cana (CC/GN-SB-CB) e injeção de bagaço de cana na caldeira de recuperação (CC/GN-IB). Os ciclos que apresentaram menor custo de geração de vapor foram o ciclo combinado com injeção de bagaço de cana (CC/GN-IB) e o ciclo combinado com secagem e injeção de bagaço de cana (CC/GN-IB) quando o preço do bagaço de cana for inferior a 9,50 US\$/t. O ciclo combinado a gás natural (CC/GN) e o ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana (CC/GB) têm um custo mais atraente de geração de vapor, caso o preço do bagaço de cana seja superior a 9,50 US\$/t.

Os custos dos equipamentos também tiveram uma influência considerável no custo de geração de eletricidade e vapor:

- se o custo da caldeira de recuperação for inferior a US\$ 33 milhões, o ciclo combinado com secagem de bagaço de cana (CC/GN-SB-IB) se torna uma alternativa viável; caso contrário, o ciclo combinado a gás natural (CC/GN) é o mais recomendado para a geração de eletricidade;
- o custo de geração de eletricidade não foi muito influenciado com a variação do preço do gaseificador de bagaço de cana, pois com um preço de US\$ 4 milhões o custo de geração ficou em torno de 31,03 US\$/MWh e para um preço de US\$ 20 milhões, o custo foi para 31,78 US\$/MWh;
- se o custo do gaseificador de bagaço de cana for inferior a US\$ 50 milhões, o ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana (CC/GB) se torna uma alternativa viável para a geração de eletricidade; caso contrário, os ciclos híbridos com injeção de bagaço de cana (CC/GN-IB) e com secagem e injeção de bagaço de cana (CC/GN-SB-IB) e o ciclo combinado a gás natural (CC/GN) são os mais recomendados.

Nas avaliações em que foi levado em conta a sazonalidade, com disponibilidade de bagaço de cana somente durante 6 meses do ano, os ciclos híbridos encareceram o custo de produção de eletricidade e vapor, mas com uma diferença pequena de preço. Utilizando como exemplo a geração de 1000MW, o custo de geração de eletricidade ficaria entre 29,9 e 33,2 US\$/MWh.

Com o aumento da demanda do gás natural, os custos de geração de eletricidade e de produção de vapor diminuíram em todos os ciclos, devido ao aumento da eficiência exergética (em torno de 64%). Variando-se a vazão de gás natural e lavando em conta a sazonalidade da cana de açúcar, o ciclo combinado a gás natural (CC/GN) foi o que apresentou os menores custos de geração de eletricidade e produção de vapor. O ciclo combinado com injeção de bagaço de cana (CC-GN-IB) apresentou o melhor custo de geração de eletricidade entre os ciclos híbridos. Na produção de vapor, o ciclo combinado com gaseificação de bagaço de cana (CC/GB) teve o menor custo de produção de vapor entre os ciclos híbridos avaliados.

7.1. Continuidade do trabalho

Para uma melhor avaliação do potencial de implantação dos sistemas híbridos de cogeração, seguem algumas sugestões de continuidade do trabalho:

- ✓ Estudos utilizando as configurações apresentadas no presente trabalho para outras aplicações, utilizando outras condições de operação e outros critérios de avaliação;
- ✓ Estudo de sistemas de cogeração utilizando outros tipos de biomassa;
- ✓ Estudo mais aprofundado dos equipamentos como o caso do gaseificador de bagaço de cana, secador de bagaço de cana e caldeira de recuperação com queima de bagaço de cana;
- ✓ Otimização de sistemas de cogeração e outros.

CAPÍTULO 8 – Referências Bibliográficas

- ANP – Agência Nacional do Petróleo. **Anuário estatístico do petróleo e do gás natural 2004**. Brasília. 2004. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/>>. Acesso em: 27 de maio 2005.
- ANP – Agência Nacional do Petróleo. **Anuário estatístico do petróleo e do gás natural 2003**. Brasília. 2003. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/>>. Acesso em: 23 de mar. 2004.
- ANP – Agência Nacional do Petróleo. **Estabelece a especificação do gás natural, de origem nacional ou importada, a ser comercializado em todo território nacional**. Brasília: Portaria N° 104, de 8 de Julho de 2002. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/gas/legis_gas.asp>. Acesso em: 08 de mar. 2004.
- Balestieri, J. A. **Cogeração – geração combinada de energia e calor**. Florianópolis: Editora da UFSC, 2002. 279p.
- Boehm, R. F. **Design analysis of thermal systems**. New York: John Wiley & Sons Inc, 1987. 266p.
- BTG – Biomass Technology Group. Enschede. **Biomass gasification**. Disponível em: <<http://www.btgworld.com>> Acesso: 28 de outubro de 2004.
- Camargo, C. A. (Org.) **Conservação de energia na indústria de açúcar e álcool**. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas – IPT, 1990. 797p.
- CENBIO – Centro Nacional de Referência de Biomassa. **Medidas Mitigadoras Para A Redução De Emissões De Gases De Efeito Estufa Na Geração Termoelétrica**. São Paulo: Dupligráfica Editora, 2000.
- CATI – Coordenadoria de Assistência Técnica Integrada. São Paulo. **Mapa da agricultura paulista**. Disponível em: <<http://www.cati.sp.gov.br/novacati/index.php>> Acesso em: 28 de maio de 2005.
- CESP – Comissão de Serviços Públicos de Energia. São Paulo. **Concessões**. Disponível em: <<http://www.cspe.sp.gov.br/>>. Acesso em: 12 de maio de 2004.
- Coelho, S. T. **Avaliação da cogeração de eletricidade a partir de bagaço de cana em sistemas de gaseificador/turbina a gás**. 1992. 148p. Dissertação

- (Mestrado) - Escola Politécnica/Instituto de Eletrotécnica e Energia/Instituto de Física/Faculdade de Economia e Administração, da Universidade de São Paulo. São Paulo, 1992.
- Coelho, S. T. **Mecanismo para a implementação da cogeração de eletricidade a partir da biomassa. Um modelo para o Estado de São Paulo.** 1999. 278p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica/Instituto de Eletrotécnica e Energia/Instituto de Física/Faculdade de Economia e Administração, da Universidade de São Paulo. São Paulo, 1999.
- Coimbra, L. Brasil e Bolívia prorroga contrato para a compra de gás natural por mais 10 anos. **Valor Econômico.** São Paulo. 23 mai. 2003. Disponível em: <http://www.cenbio.org.br/pt/noticia_mostra.asp?id=110&ok=1>. Acesso em: 27 de mai. 2003.
- Comgás – Companhia de Gás de São Paulo. São Paulo. **Composição do gás natural – gasoduto Bolívia-Brasil.** Disponível em: <http://www.comgas.com.br/pt/gas_natural/composicao.asp>. Acesso em: 10 de mar. 2004.
- Comgás – Companhia de Gás de São Paulo. São Paulo. **Concessão.** Disponível em: <<http://www.comgas.com.br/pt/empresa/concessao.asp>>. Acesso em: 28 de maio de 2005.
- Costa, E. A. Bagaço e gás ganham espaço na matriz. **Gazeta Mercantil.** São Paulo. 20 mar. 2003. Disponível em: <http://www.cenbio.org.br/pt/noticia_mostra.asp?id=24&ok=1>. Acesso em: 23 de abr. 2003.
- Cycle Tempo. Release 4.0. Netherlands: TNO, 1999. See also: <http://www.cycle-tempo.nl>.
- EES – **Engineering Equation Solver.** Release 7.173. F-Chart Software, 2004. See also: <http://www.fchart.com>.
- Garagatti, A. D. W. **Sistema tri e tetra combinado de cogeração avaliação exergetica e termoeconômica.** 2000. Dissertação (Mestrado). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2000.
- Gas Brasileiro GDB. São Paulo. **Área de concessão.** Disponível em: <<http://www.gasbrasiliano.com.br/institucional/concessao.asp>>. Acesso em: 28

de maio de 2005.

- Gás Energia. Rio de Janeiro. **Composição do gás natural da Bacia de Campos**. Disponível em: <<http://www.gasenergia.com.br/portal/port/gasnatural/cabiunas.jsp>>. Acesso: 18 de mar. 2004.
- Gás Energia. Rio de Janeiro. **Distribuidoras de gás natural**. Disponível em: <http://www.gasenergia.com.br/portal/port/areanegocios/gasdistribuicao_m.jsp>. Acesso em: 12 de maio 2004.
- Gás Energia. Rio de Janeiro. **Gás natural, o que é?** Disponível em: <<http://www.gasenergia.com.br/portal/port/gasnatural/oque.jsp>>. Acesso: 09 de mar. 2004
- Gás Natural SPS – São Paulo Sul. **Co-geração**. Disponível em: <http://www.gasnaturalsps.com.br/pop_industrial.htm>. Acesso em: 12 de mai. 2004.
- Gasnet – O Site do Gás Natural. São Paulo. **Gás natural – o produto**. Disponível em: <http://www.gasnet.com.br/gasnet_br/oque_gn/produto.asp>. Acesso em: 10 de mar. 2004.
- Geografia do Brasil. Santa Cruz do Sul. **Bacias hidrográficas**. Disponível em: <http://www.geobrasil2001.hpg.ig.com.br/grupo05/hidrografia_do_brasil.htm> Acesso em: 18 de julho de 2005.
- Grande Morávia Industrial Ltda. **Informes técnicos**. São Paulo. 2004. Disponível em: <<http://www.gmoravia.com.br/>>. Acesso em: 06 de dez. de 2004.
- Hilsdorf, J. W.; Reitano, M. F.; Barros, N. D. Combustão e combustíveis. In: Hilsdorf, J. W. et al. **Química Tecnológica**. São Bernardo do Campo: Opus/FEI, 1996. p.1-212.
- Hugot, E. **Manual da engenharia açucareira**. São Paulo: Editora Mestre Jou, 1969. Vol. I e II.
- Ieno, G. O. **Gás natural como fator de integração do Mercosul**. 2000. 186p. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica/Instituto de Eletrotécnica e Energia/Instituto de Física/Faculdade de Economia e Administração, da Universidade de São

- Paulo. São Paulo, 2000.
- Ieno, G. O. **Geração, distribuição e uso de vapor I**. São Bernardo do Campo: Faculdade de Engenharia Industrial, 1º semestre de 1999 / Anotação de aula (Disciplina de graduação), 1999.
- Kardec, Allan. **O livro dos espíritos**. 3ª ed. São Paulo: EME Editora, 2004. 352p.
- Kotas, T. J. **The exergy method of thermal plant analysis**. 1º ed. Boston: Krieger Publishing Company, 1995. 328p.
- Leite, C. P. **Seleção de centrais termoeletricas utilizando gás natural e bagaço de cana**. 2003. 148p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2003.
- Leite, C.P.; Zamboni, L. M.; Tribess, A.; Oliveira Jr.; S. Use of natural gas and sugar cane bagasse in cogeneration systems. **Proceedings of ECOS 2003**. p. 209, 2003.
- MME – Ministério de Minas e Energia do Brasil. **BEN – Balanço Energético Nacional de 2004**. Brasília. 2004. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br>>. Acesso em: 27 de maio de 2005.
- Moraes, S. E. G. **O mercado de gás natural no Estado de São Paulo : histórico, cenário, perspectivas e identificação de barreiras**. 2003. 157p. Dissertação (mestrado) – Escola Politécnica/Instituto de Eletrotécnica e Energia/Instituto de Física/Faculdade de Economia e Administração, da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2003.
- Moran, M. J.; Shapiro, H. N. **Fundamentals of Engineering Thermodynamics**. 4ªed. New York: John Wiley & Sons, 1999. 921p.
- Nakashima, C. Y. **Modelo de comportamento termodinâmico de uma bomba multifásica do tipo duplo parafuso**. 2000. 126p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2000.
- Oliveira, S. **Análise exérgica e termoeconômica de sistemas térmicos**. São Paulo: Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 15 de set à 07 de dez. de 2003 / Anotação de aula (Disciplina de pós-graduação – PME 5202-2), 1993.

- Pamplona, N. Gás da nova reserva chega ao mercado em 4 anos. **O Estado de São Paulo**. São Paulo. 05 de set. 2003. Disponível em: <http://www.cenbio.org.br/pt/noticia_mostra.asp?id=480&ok=1>. Acesso em: 15 de out. 2003.
- Pellegrini, L. F. **Estudo da Cogeração em Ciclos Combinados Com Gaseificação de Bagaço de Cana-de-Açúcar**. 2003. 98p. Trabalho de Formatura – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2003.
- Pellegrini, L. F.; Oliveira, S. Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. **Proceedings of ECOS 2005**. Trondheim. Vol.1, p. 393. 2005.
- Petrobras. **Gasoduto com a participação da Petrobras**. Rio de Janeiro. Maio de 2004. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br>>. Acesso em: 12 de maio de 2004.
- Pitanga, F. J. T.; et al. **Termodinâmica**. S. Bernardo do Campo: Opus, 1985. 355p.
- Poulallion, P. (Org.) **Manual do gás natural**. Rio de Janeiro: Conselho para Assuntos de Energia – COASE, 1986. 354p.
- Rodrigues, M.; Faaij, A; Walter, A. Techno-economic analysis of co-fired biomass integrated gasification/combined cycles systems with inclusion of economies of scale. **Energy**. V.28, p.1229, 2003.
- Rodrigues, M.; Walter, A.; Faaij, A. Co-firing of natural gas and biomass gas in biomass integrated gasification/combined cycle systems. **Energy**. V.28, p.1115, 2003.
- Rolle, K. C. **Thermodynamics and Heat Power**. 5º ed. Columbus: Prentice Hall, 1999. 588p.
- Russell, L. D.; Adebisi, G. A. **Classic Thermodynamics**. New York: Saunders College Publishing, 1993. 754p.
- Schwyster, A. A. **A regulação da distribuição de gás natural em São Paulo: questões e desafios**. 2001. 126p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica/Instituto de Eletrotécnica e Energia/Instituto de Física/Faculdade de Economia e Administração, da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2001.

- SESP – Secretária de Energia, Recursos Hídricos e Saneamento – Governo do Estado de São Paulo. **BEESP – Balanço Energético do Estado de São Paulo de 2003, ano base 2002.** São Paulo. 2003. Disponível em: <<http://www.energia.sp.gov.br/index1.htm>>. Acesso em: 20 de mar. 2004.
- SESP – Secretaria de Energia, Recursos Hídricos e Saneamento do Estado de São Paulo. **BESP – Balanço Energético do Estado de São Paulo de 2004.** São Paulo. 2004. Disponível em: <<http://www.energia.sp.gov.br/serhs.htm>>. Acesso em: 19 de fevereiro de 2005.
- Szargut, J.; Morris, D.R; Stewart, F. R., **Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes**, Hemisphere, New York, 1988.
- Tribess, A.; Zamboni, L. M. Sistemas híbridos – Uso do Gás natural e bagaço de cana na co-geração. **TN Petróleo**, São Paulo, 2003, Ano VI nº33, p.60, 2003.
- UNICA – União da Agroindústria Canavieira do Estado de São Paulo. **Estatísticas.** Disponível em: <<http://www.unica.com.br/pages/estatisticas.asp#>>. Acesso em: 07 de jun. 2004.
- Wylen, G. J.; Sonntag, R. E.; Borgnakke, C. **Fundamentos da termodinâmica clássica.** 5º ed. São Paulo: Edgard Blücher, 1998. 540p.
- Zamboni, L. M.; Pellegrini, L. F.; Tribesss, A.; Oliveira J., S. Comparative Evaluation of Natural Gas and Sugarcane Bagasse Based Cogeneration Systems. **Proceedings of ECOS 2005.** Trondheim. Vol.3, p. 1105. 2005
- Zamboni, L. M.; Leite, C. P.; Oliveira Jr., S.; Tribess; A. Natural gas and sugar cane bagasse based cogeneration systems. **Proceedings of COBEM 2003**, São Paulo, 2003.
- Zamboni, L.M.; Oliveira Jr., S.; Tribess; A. Performance optimization of natural gas and sugar cane bagasse based cogeneration system. **Proceedings of ECOS 2004.** Denmark. p. 1171, 2004.

ANEXO A – Simulações Computacionais

Todas as simulações foram realizadas utilizando programa computacional Cycle-Tempo (Cycle-Tempo, 1999) para obtenção das propriedades termodinâmica, os dados obtidos foram inseridos programa EES - Engineering Equation Solver (EES, 2004), para avaliação termoeconômica.

O Cycle Tempo é um programa de utilização e modelagem termodinâmica de sistemas para produção de eletricidade, calor e refrigeração. Estes sistemas, muitas vezes, agrupam vários ciclos interconectados e, cada um deles, consiste de diferentes aparatos, de certa maneira, resultando em um complexo sistema de fluxos de massa e de energia. O objetivo primário do Cycle Tempo é calcular os fluxos de massa e de energia da instalação.

O programa é também equipado com dispositivos para a análise exergetica. Ele é aplicável a processos contínuos de produção de eletricidade, exergia, cogeração de calor e energia, otimização de processos e outros sistemas.

A título de ilustração, são apresentados a seguir os dados/resultados para o sistema CC/GN-IB – Ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço na caldeira de recuperação e CC/GN – Ciclo combinado a gás natural.

A.1. Simulação do ciclo combinado a gás natural

A.1.1. Dados de entrada e saída do Cycle-Tempo

A seguir é mostrado um sumário com os dados de entrada para a simulação do CC/GN – Ciclo combinado a gás natural. Cada item numerado poderá ser visto na Figura A.1.

Tabela A.1 – Sumário com os dados de entrada no Cycle Tempo para o ciclo CC/GN

Equipamento	Dados pré-estabelecidos para a simulação	Dados de entrada no Cycle Tempo
Fonte de ar 01	Pressão de saída = 1,01325 bar Temperatura de saída = 25°C Vazão mássica = 806,26 kg/s	Apparatus: NO=1 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' POUT=1.01325 TOUT=25 DELM=806.26
Compressor 02	Pressão de saída = 16 bar Rendimento isentrópico = 0,83	Apparatus: NO=2 TYPE=29 APNAME='Compressor' POUT=16 ETHAI=0.83
Câmara de combustão 03	Pressão de saída = 16bar Relação ar/combustível estequiométrica sobre teórica = 3,84	Apparatus: NO=3 TYPE=13 APNAME='Combustor' EEQCOD=1 POUT=16 LAMBDA=3.84
Turbina a gás 04	Temperatura de entrada = 1200°C Rendimento isentrópico = 0,87	Apparatus: NO=4 TYPE=3 APNAME='Turbine' TIN=1200 ETHAI=0.87 POUTDS=1 POUTRT=0
Caldeira de recuperação 05	Diferença de pressão do gás = 0 Diferença de pressão da água = 0	Apparatus: NO=5 TYPE=5 APNAME='Flash.Heater' DELP1=0 DELP2=0
Chaminé 07	Pressão de entrada = 1bar Temperatura de entrada = 140°C	Apparatus: NO=7 TYPE=10 APNAME='Stack' PIN=1 TIN= 140

Continuação da Tabela A.1

Turbina a vapor 13	Pressão de entrada = 70bar Temperatura de entrada = 520°C Rendimento isentrópico = 0,90	Apparatus: NO=13 TYPE=3 APNAME='Turbine' PIN= 70 TIN= 520 ETHAI=0.9
Condensador 14	Perda de pressão no condensado = 0 Perda de pressão água de resfriamento = 0 Diferença de temperatura (água de resfriamento) = 7°C Pressão de saída do condensado = 0,1bar	Apparatus: NO=14 TYPE=4 APNAME='Condensor' EEQCOD=1 DELP1=0 DEL T1=7 POUT2=0.1 DELP2=0 SATCOD=0
Bomba 15	Pressão de entrada = 0,1bar Pressão de saída = 1,5bar Rendimento isentrópico = 0,75	Apparatus: NO=15 TYPE=8 APNAME='Pump' PIN=0.1 POUT=1.5 ETHAI=0.75
União 09	Sem dados	Apparatus: NO=16 TYPE=9 APNAME='Node'
Bomba 17	Pressão de entrada = 1,5bar Pressão de saída = 70bar Rendimento isentrópico = 0,75	Apparatus: NO=17 TYPE=8 APNAME='Pump' PIN=1.5 POUT=70 ETHAI=0.75
Extração para processo 18	Pressão de entrada = 21bar Vazão mássica = 8,315kg/s	Apparatus: NO=18 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' PIN=21 DELM=8.315
Extração para processo 19	Pressão de entrada = 2,5bar Vazão mássica = 95,033kg/s	Apparatus:NO=19 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' PIN= 2.5 DELM= 95.033
Fonte de água 20	Pressão de saída = 1,01bar Temperatura de saída = 25°C	Apparatus: NO=20 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' POUT= 1.01 TOUT= 25
Bomba 21	Pressão de saída = 1,5bar Rendimento isentrópico = 0,75	Apparatus: NO=21 TYPE=8 APNAME='Pump' POUT= 1.5 ETHAI=0.75

Continuação da Tabela A.1

Fonte de GN 27	Pressão de saída = 16bar Temperatura de saída = 25°C Vazão mássica estimada = 5kg/s	Apparatus: NO=27 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' POUT=16 TOUT=25 ESTMAS=5
Resfriamento condensação 100	Temperatura de saída = 25°C Pressão de saída = 1bar	Apparatus: NO=100 TYPE=10 PNAME='Sink/Source' POUT=1 TOUT= 25
Gerador elétrico 01	Rendimento mecânico = 0,95	Generator: NO=2 IGAPP=13 ETAGEN=0.95
Gerador elétrico 02	Rendimento mecânico = 0,95	Generator: NO=2 IGAPP=4 ETAGEN=0.95
Composição do GN linha 101	Medium: Pipe No = 101, Type = 'GASMIX' Specie = CH ₄ C ₂ H ₂ C ₂ H ₄ C ₂ H ₆ Mole %= 80.61 6 6 4	CO ₂ H ₂ H ₂ O N ₂ 0.52 1 0.07 1.8
Composição do ar linha 201	Medium: Pipe No = 201, Type = 'GASMIX' Specie = AR CO ₂ H ₂ O N ₂ O ₂ Mole %= 0.92 0.03 1.4 76.98 20.67	
Linha 501 e 1003	Medium: Pipe No = 501, Type = 'WATERSTM' Medium: Pipe No = 1003, Type = 'WATERSTM'	
Environment composition:		
Specie =	AR CO ₂ H ₂ O N ₂ O ₂	
Mole %=	0.9 0.03 3.12 75.65 20.3	
Environment pressure: 1.00000 bar		
Environment temperature: 25 °C		
Heating values calculated at environment conditions		

Tabela A.2 - Dados de saída do Cycle Tempo para o ciclo CC/GN

Pipe No.	Mass flow [kg/s]	Pressure [bar]	Temperature [°C]	Exergy [kJ/kg]	Total Energy flow [kW]
101	13.096	16.00	25.00	49257.11	682381.50
201	806.260	1.013	25.00	1.67	17238.86
202	806.260	16.00	440.25	402.18	366211.03
203	819.356	16.00	1200.00	1076.77	1194010.88
204	819.356	1.000	578.55	276.23	572625.25
206	819.356	1.000	140.00	29.20	176586.92
301	118.827	70.00	520.00	1417.49	398481.94
303	15.479	0.1000	45.83	139.02	33629.25
304	15.479	0.1000	45.83	2.82	1346.26
305	15.479	1.500	45.85	2.96	1349.18
306	118.827	1.500	27.72	0.10	1356.05
308	118.827	70.00	28.41	6.99	2443.56
401	8.315	21.00	353.56	1077.73	25274.94
402	95.033	2.500	129.78	619.70	248664.66
501	103.348	1.010	25.00	0.00	0.10
502	103.348	1.500	25.00	0.05	6.87
1003	1103.649	1.000	32.00	0.34	32282.99
1004	1103.649	1.000	25.00	0.00	0.00

A.1.2. Programação no EES

Os dados termodinâmicos extraídos do Cycle Tempo, como o da Tabela A.2, foram inseridos no programa elaborado no EES para a realização dos cálculos termoeconômicos, como pode ser visto na programação a seguir (realizada para o CC/GN).

"D01 - CC/GN - Ciclo combinado a gás natural "

"Dados econômicos"

r=0,12	[-]
n=20	[anos]
$f_a=r/(1-(1+r)^{-n})$	
f_omf=0,09	[-]
f_omv=0,01	[-]
FC=0,75	[-]
T_0=7000	[horas/ano]

"Custos dos insumos"

C_GN=140,00	[US\$/t]
C_A=0,10	[US\$/t]
$c_{101}=C_{GN}/b_{101}$	
$c_{501}=C_A/b_{501}$	

"Potência dos equipamentos"

W_TG=258793	[KW]
Q_CR=396038	[kW]
W_TV=86367	[KW]
Q_CD=W_TV	
W_B1=3,88	[kW]
W_B2=1144,64	[kW]
$V_{B2}=118,827*60/1000$	
W_B3=8,47	[kW]

"Exergia"

b_101=49257,11	[kJ/kg]
b_204=276,23	[kJ/kg]
b_301=1417,49	[kJ/kg]
b_303=139,02	[kJ/kg]
b_304=2,82	[kJ/kg]
b_305=2,96	[kJ/kg]
b_306=0,10	[kJ/kg]
b_308=6,99	[kJ/kg]
b_401=1077,73	[kJ/kg]
b_402= 619,70	[kJ/kg]
b_501=9,7e-4	[kJ/kg]
b_502=0,05	[kJ/kg]

"Exergia total"

Ex_101=645,063	[MW]
Ex_204=226,329	[MW]
Ex_301=168,436	[MW]
Ex_303=2,152	[MW]
Ex_304=0,044	[MW]

Ex_305=0,046 [MW]
 Ex_306=0,012 [MW]
 Ex_308=0,830 [MW]
 Ex_401=8,961 [MW]
 Ex_402=58,892 [MW]
 Ex_501=1,0e-4 [MW]
 Ex_502=5,2e-3 [MW]

"Turbina a gás"

$C_{TG} + c_{101} * Ex_{101} = c_{e1} * W_{TG} / 1000 + c_{204} * Ex_{204}$
 $c_{101} = c_{204}$
 $CC_{TG} = 400 * W_{TG}$
 $C_{TG} = (CC_{TG}) * (f_a + f_{omf} + FC * f_{omv}) / (T_0 * 3600)$
 $c'_{e1} = c_{e1} * 3600$

"Caldeira de recuperação"

$C_{CR} + c_{204} * Ex_{204} + c_{308} * Ex_{308} = c_{301} * Ex_{301}$
 $CC_{CR} = 768 * Q_{CR}^{0,78}$
 $C_{CR} = (CC_{CR}) * (f_a + f_{omf} + FC * f_{omv}) / (T_0 * 3600)$

"Turbina a vapor"

$C_{TV} + c_{301} * Ex_{301} = c_{e2} * W_{TV} / 1000 + c_{303} * Ex_{303} + c_{401} * Ex_{401} + c_{402} * Ex_{402}$
 $c_{301} = c_{401}$
 $c_{301} = c_{402}$
 $c_{301} = c_{303}$
 $CC_{TV} = 17082 * W_{TV}^{0,68}$
 $C_{TV} = (CC_{TV}) * (f_a + f_{omf} + FC * f_{omv}) / (T_0 * 3600)$
 $c'_{e2} = c_{e2} * 3600$

"Condensador"

$C_{CD} + c_{303} * Ex_{303} = c_{304} * Ex_{304}$
 $CC_{CD} = 3000 * (Q_{CD} / 10)^{0,55}$
 $C_{CD} = (CC_{CD}) * (f_a + f_{omf} + FC * f_{omv}) / (T_0 * 3600)$

"Bomba 1"

$C_{B1} + c_{304} * Ex_{304} + c_{em} * W_{B1} / 1000 = c_{305} * Ex_{305}$
 $CC_{B1} = 2500 * (W_{B1} / 10)^{0,39}$
 $C_{B1} = (CC_{B1}) * (f_a + f_{omf} + FC * f_{omv}) / (T_0 * 3600)$
 $c_{em} = (c_{e1} * W_{TG} + c_{e2} * W_{TV}) / (W_{TG} + W_{TV})$
 $c'_{em} = (c'_{e1} * W_{TG} + c'_{e2} * W_{TV}) / (W_{TG} + W_{TV})$

"Bomba 3"

$C_{B3} + c_{501} * Ex_{501} + c_{em} * W_{B3} / 1000 = c_{502} * Ex_{502}$
 $CC_{B3} = 2500 * (W_{B3} / 10)^{0,39}$
 $C_{B3} = (CC_{B3}) * (f_a + f_{omf} + FC * f_{omv}) / (T_0 * 3600)$

"Conexão"

$c_{305} * Ex_{305} + c_{502} * Ex_{502} = c_{306} * Ex_{306}$

"Bomba 2"

$C_{B2} + c_{306} * Ex_{306} + c_{em} * W_{B2} / 1000 = c_{308} * Ex_{308}$
 $CC_{B2} = 4300 * (V_{B2} / 1)^{0,59}$
 $C_{B2} = (CC_{B2}) * (f_a + f_{omf} + FC * f_{omv}) / (T_0 * 3600)$

"Conversão de unidades"

$c'_{101} = c_{101} * b_{101}$
 $c'_{204} = c_{204} * b_{204}$

c'_301=c_301*b_301
 c'_303=c_303*b_303
 c'_304=c_304*b_304
 c'_305=c_305*b_305
 c'_306=c_306*b_306
 c'_308=c_308*b_308
 c'_401=c_401*b_401
 c'_402=c_402*b_402
 c'_501=c_501*b_501
 c'_502=c_502*b_502

"Rendimento Exergético"

ETA_Ex=100*(W_TV/1000+W_TG/1000+Ex_401+EX_402)/(W_B1/1000+W_B2/1000+W_B3/1000+Ex_101+EX_501)

A.1.3. Dados de saída do EES

b ₁₀₁ = 49257.11 [kJ/kg]	b ₂₀₄ = 276.23 [kJ/kg]	b ₃₀₁ = 1417.49 [kJ/kg]	b ₃₀₃ = 139.02 [kJ/kg]	b ₃₀₄ = 2.82 [kJ/kg]
b ₃₀₅ = 2.95 [kJ/kg]	b ₃₀₆ = 0.1 [kJ/kg]	b ₃₀₈ = 6.99 [kJ/kg]	b ₄₀₁ = 1078 [kJ/kg]	b ₄₀₂ = 619.7 [kJ/kg]
b ₅₀₁ = 0.00097 [kJ/kg]	b ₅₀₂ = 0.05 [kJ/kg]	CC _{B1} = 1728.16 [\$]	CC _{B2} = 13701.80 [\$]	CC _{B3} = 2343.23 [\$]
CC _{CD} = 438644.37 [\$]	CC _{CR} = 17848263.53 [\$]	CC _{TG} = 103517200.00 [\$]	CC _{TV} = 38837855.80 [\$]	c ₁₀₁ = 0.0028 [\$/MJ]
c ₂₀₄ = 0.0028 [\$/MJ]	c ₃₀₁ = 0.0050 [\$/MJ]	c ₃₀₃ = 0.0050 [\$/MJ]	c ₃₀₄ = 0.3362 [\$/MJ]	c ₃₀₅ = 0.3226 [\$/MJ]
c ₃₀₆ = 2.104 [\$/MJ]	c ₃₀₈ = 0.0425 [\$/MJ]	c ₄₀₁ = 0.005002 [\$/MJ]	c ₄₀₂ = 0.005002 [\$/MJ]	c ₅₀₁ = 103.1 [\$/MJ]
c ₅₀₂ = 2.001 [\$/MJ]	C _A = 0.1 [1/°C]	C _{B1} = 1.587E-05 [1/s]	C _{B2} = 1.258E-04 [1/s]	C _{B3} = 2.151E-05 [1/s]
C _{CD} = 4.028E-03 [1/s]	C _{CR} = 1.639E-01 [1/s]	c _{e1} = 8.271E-03 [\$/MJ]	c _{e2} = 9.829E-03 [\$/MJ]	C _{em} = 8.661E-03 [\$/MJ]
C _{GN} = 140 [1/°C]	C _{TG} = 9.505E-01 [1/s]	C _{TV} = 3.566E-01 [1/s]	c' ₁₀₁ = 140.00 [\$/h]	c' ₂₀₄ = 0.79 [\$/h]
c' ₃₀₁ = 7.09 [\$/h]	c' ₃₀₂ = 0.70 [\$/h]	c' ₃₀₄ = 0.95 [\$/h]	c' ₃₀₅ = 0.95 [\$/h]	c' ₅₀₁ = 0.1 [\$/h]
c' ₃₀₈ = 0.30 [\$/h]	C' ₄₀₁ = 5.390 [\$/h]	C' ₄₀₂ = 3.099 [\$/h]	C' _{em} = 31.18 [\$/MWh]	η _{Ex} = 63.91 [%]
C _{e1} = 29.78 [\$/MWh]	C _{e2} = 35.38 [\$/MWh]	C _{em} = 31.18 [\$/MWh]	Ex ₃₀₃ = 2.15 [MW]	Ex ₃₀₄ = 0.04 [MW]
Ex ₂₀₄ = 226.33 [MW]	Ex ₃₀₁ = 168.44 [MW]	Ex ₄₀₁ = 8.961 [MW]	Ex ₄₀₂ = 58.89 [MW]	Ex ₅₀₁ = 0.0001 [MW]
Ex ₃₀₆ = 0.012 [MW]	Ex ₃₀₈ = 0.83 [MW]	f _a = 0.1339 [1/ano]	f _{omv} = 0.09 [1]	f _{omv} = 0.01 [1]
Ex ₅₀₂ = 0.0052 [MW]	FC = 0.75 [1]	Q _{CR} = 396038.00 [kW]	r = 0.12 [1]	T _G = 7000 [K]
n = 20 [anos]	Q _{CD} = 86367.00 [kW]	W _{B2} = 1144.64 [kW]	W _{B3} = 8.47 [kW]	W _{TG} = 258793.00 [kW]
V _{B2} = 7.13 [m ³ /min]	W _{B1} = 3.88 [kW]			
W _{TV} = 86367.00 [kW]				

Calculation time = 0 sec

A.2. Simulação do ciclo combinado a gás natural com injeção de bagaço na caldeira de recuperação

A.2.1. Dados de entrada e saída do Cycle-Tempo

Na Tabela A.3, é apresentado um sumário com os dados de entrada no programa Cycle Tempo, para o ciclo CC/GN-IB.

Tabela A.3 – Sumário com os dados de entrada no Cycle Tempo para o ciclo CC/GN-IB

Equipamento	Dados pré-estabelecidos para a simulação	Dados de entrada no Cycle Tempo
Fonte de ar 01	Pressão de saída = 1,01325bar Temperatura de saída = 25°C Vazão mássica = 806,26kg/s	Apparatus: NO=1 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' POUT= 1.01325 TOUT=25 DELM= 806.26
Fonte de GN 02	Pressão de saída = 16bar Temperatura de saída = 25°C Vazão mássica estimada = 5kg/s	Apparatus: NO=2 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' POUT=16 TOUT= 25 ESTMAS= 5
Compressor 03	Pressão de saída = 16bar Rendimento isentrópico = 0.83	Apparatus: NO=3 TYPE=29 APNAME='Compressor' POUT=16 ETHAI=0.83
Câmara de combustão 04	Pressão de saída = 16bar Relação ar/combustível estequiométrica sobre teórica = 3.84	Apparatus:NO=4 TYPE=13 APNAME='Combustor' EEQCOD=1 POUT=16 LAMBDA= 3.84
Turbina a gás 05	Temperatura de entrada = 1200°C Rendimento isentrópico = 0,87	Apparatus:NO=5 TYPE=3 APNAME='Turbine' TIN=1200 ETHAI=0.87
Fonte de bagaço de cana 06	Pressão de saída = 1 bar Temperatura de saída = 25°C Vazão mássica estimada = 5kg/s	Apparatus: NO=6 TYPE=10, APNAME='Sink/Source' POUT=1 TOUT=25 ESTMAS=5

Continuação da Tabela A.3

Queimador da caldeira 07	Pressão e saída = 1bar	Apparatus: NO=7 TYPE=13 APNAME='Combustor' EEQCOD=1 POUT= 1 ESTOFR=15 PREACT= 4
Caldeira de recuperação 08	Diferença de pressão do gás = 0 Diferença de pressão da água = 0	Apparatus: NO=8 TYPE=5 APNAME='Flash.Heater' DELP1=0 DELP2=0 TIN2= 825.04
Chaminé 09	Pressão de entrada = 1bar Temperatura de entrada = 140°C	Apparatus: NO=9 TYPE=10 APNAME='Stack' PIN=1 TIN=140
Turbina a vapor 10	Pressão de entrada = 70bar Temperatura de entrada = 520°C Rendimento isentrópico = 0.90	Apparatus:NO=10 TYPE=3 APNAME='Turbine', PIN=70 TIN=520 ETHAI=0.9
Condensador 11	Perda de pressão no condensado = 0 Perda de pressão água de resfriamento = 0 Diferença de temperatura (água de resfriamento) = 5°C Pressão de saída do condensado = 0,1bar	Apparatus: NO=11 TYPE=4 APNAME='Condensor' EEQCOD=1 DELP1=0 DELT1=5 POUT2=0.1 DELP2=0 SATCOD=0
Extração para processo 12	Pressão de entrada = 2,5bar Vazão mássica = 172.382kg/s	Apparatus: NO=12 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' PIN= 2.5 DELM= 172.382
União 13	Sem dados de entrada	Apparatus: NO=13 TYPE=9 APNAME='Node'
Fonte de água 13	Pressão de saída = 1bar Temperatura de saída = 25°C	Apparatus: NO=14 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' POUT= 1 TOUT= 25

Continuação da Tabela A.3

Extração para processo 15	Pressão de entrada = 21bar Vazão mássica = 15,083 kg/s	Apparatus: NO=15 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' PIN=21 DELM= 15.083
Bomba 17	Pressão de saída = 1,5bar Rendimento isentrópico = 0,75	Apparatus: NO=17 TYPE=8 APNAME='Pump' POUT= 1.5 ETHAI=0.75
Resfriamento condensação 20	Temperatura de saída = 25°C Pressão de saída = 1.01325bar	Apparatus: NO=20 TYPE=10 APNAME='Sink/Source' POUT= 1.01325 TOUT= 25
Bomba 21	Pressão de entrada = 1,5bar Pressão de saída = 70bar Rendimento isentrópico = 0,75	Apparatus: NO=21 TYPE=8 APNAME='Pump' PIN=1.5 POUT= 70 ETHAI=0.75
Bomba 22	Pressão de entrada = 0,1bar Pressão de saída = 1,5bar Rendimento isentrópico = 0,75	Apparatus: NO=22 TYPE=8 APNAME='Pump' PIN=0.1 POUT= 1.5 ETHAI=0.75
Gerador 02	Rendimento mecânico = 0,95	Generator: NO=2 IGAPP=10 ETAGEN=0.95
Gerador 01	Rendimento mecânico = 0,95	Generator: NO=1 IGAPP=5 ETAGEN=0.95
Composição do GN linha 101	Medium: Pipe No = 101, Type = 'GASMIX' Specie = CH ₄ C ₂ H ₂ C ₂ H ₄ C ₂ H ₆ Mole %= 80.61 6 6 4 CO ₂ H ₂ H ₂ O N ₂ 0.52 1 0.07 1.8	
Composição do BC Linha 102	Medium: Pipe No = 102, Type = 'FUEL' Specie = C H ₂ H ₂ O N ₂ O ₂ Mass %= 25.4 2.8 50 1.8 20 Lower heating value = 5384.22 kJ/kg	
Composição do ar linha 201	Medium: Pipe No = 201, Type = 'GASMIX' Specie = AR CO ₂ H ₂ O N ₂ O ₂ Mole %= 99.92 0.03 1.4 76.98 20.67	
Linha 501 e 1003	Medium: Pipe No = 501, Type = 'WATERSTM' Medium: Pipe No = 1003, Type = 'WATERSTM'	

Continuação da Tabela A.3

Environment composition:

Specie =	AR	CO2	H2O	N2	O2
Mole %=	0.9	0.03	3.12	75.65	20.3

Environment pressure: 1.00000 bar

Environment temperature: 25 °C

Heating values calculated at environment conditions

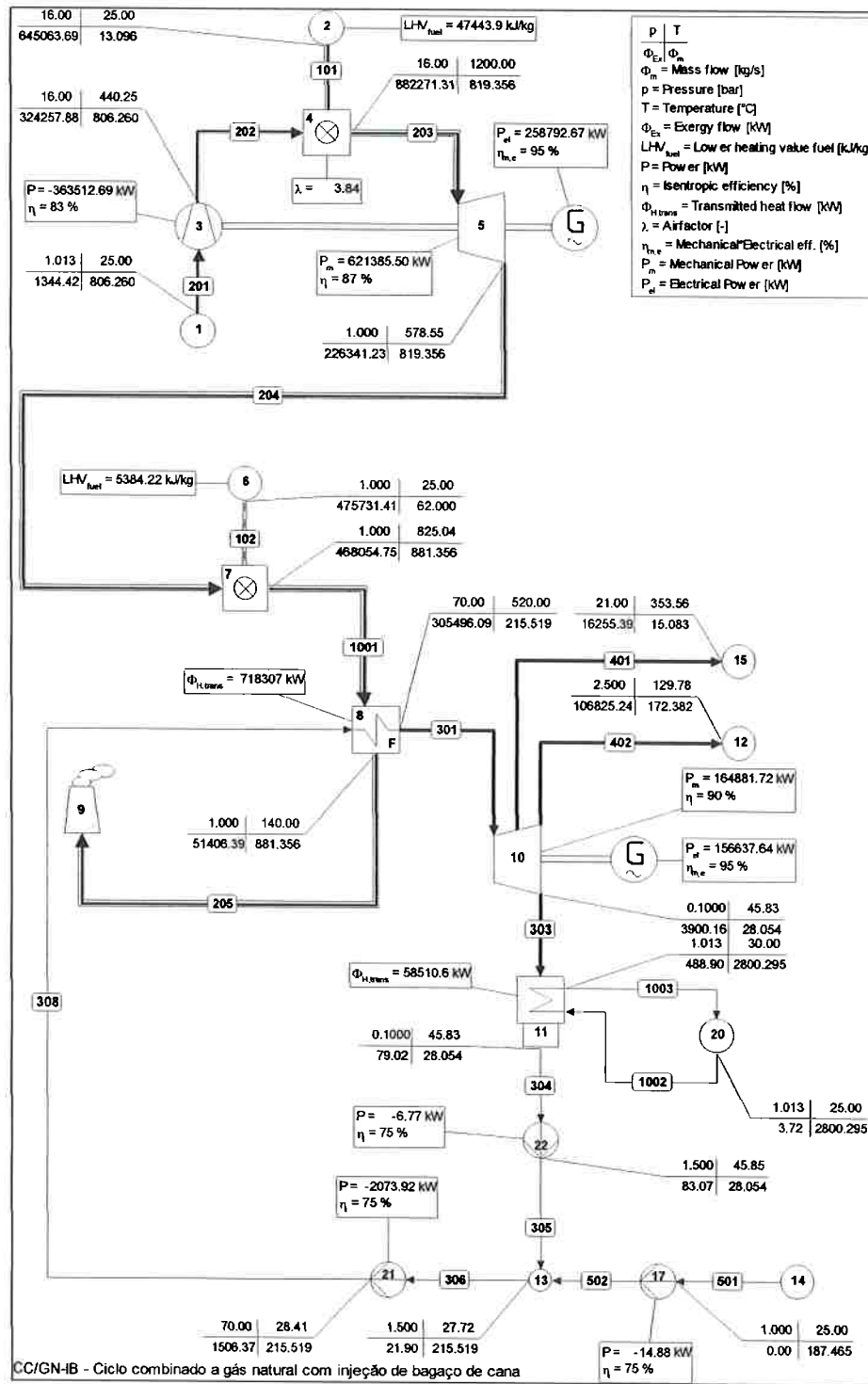


Figura A.2 – Simulação do ciclo no Cycle Tempo para o ciclo CC/GN-IB

Tabela A.4 – Dados de saída do Cycle Tempo para o ciclo CC/GN-IB

Pipe	Mass flow	Pressure	Temperature	Exergy	Total Exergy flow
Nº	[kg/s]	[bar]	[°C]	[kJ/kg]	[kW]
101	13.096	16.00	25.00	49257.11	645063.69
102	62.000	1.000	25.00	7673.08	475731.41
201	806.260	1.013	25.00	1.67	1344.42
202	806.260	16.00	440.25	402.18	324257.88
203	819.356	16.00	1200.00	1076.79	882271.31
204	819.356	1.000	578.55	276.24	226341.23
205	881.356	1.000	140.00	58.33	51406.39
301	215.519	70.00	520.00	1417.49	305496.09
303	28.054	0.1000	45.83	139.02	3900.16
304	28.054	0.1000	45.83	2.82	79.02
305	28.054	1.500	45.85	2.96	83.07
306	215.519	1.500	27.72	0.10	21.90
308	215.519	70.00	28.41	6.99	1506.37
401	15.083	21.00	353.56	1077.73	16255.39
402	172.382	2.500	129.78	619.70	106825.24
501	187.465	1.000	25.00	0.00	0.00
502	187.465	1.500	25.00	0.05	9.40
1001	881.356	1.000	825.04	531.06	468054.75
1002	2800.295	1.013	25.00	0.00	3.72
1003	2800.295	1.013	30.00	0.17	488.90

A.2.2. Programação no EES

"D04 - CC/GN-IB - Ciclo combinado com gás natural com injeção de bagaço"

"Dados econômicos"

r=0,12	[-]
n=20	[anos]
$f_a=r/(1-(1+r)^{-n})$	
f_omf=0,09	[-]
f_omv=0,01	[-]
FC=0,75	[-]
T_0=7000	[horas/ano]

"Custos dos insumos"

C_BC=10,00	[US\$/t]
C_GN=140,00	[US\$/t]
C_A=0,10	[US\$/t]

"Custo específico dos insumos"

$c_{101}=C_{GN}/b_{101}$
$c_{102}=C_{BC}/b_{102}$
$c_{501}=C_A/b_{501}$

"Potência dos equipamentos"

W_TG=258793	[KW]
Q_CR=718307	[kW]
W_TV=156638	[KW]
Q_CD=W_TV	
W_B1=6,77	[kW]
W_B2=2073,92	[kW]
V_B2=215,519*60/1000	
W_B3=14,88	[kW]

"Exergia"

b_101=49257,11	[kJ/kg]
b_102=7673,08	[kJ/kg]
b_204=276,23	[kJ/kg]
b_301=1417,49	[kJ/kg]
b_303=139,02	[kJ/kg]
b_304=2,82	[kJ/kg]
b_305=2,96	[kJ/kg]
b_306=0,10	[kJ/kg]
b_308=6,99	[kJ/kg]
b_401=1077,73	[kJ/kg]
b_402=619,70	[kJ/kg]
b_501=9,8e-4	[kJ/kg]
b_502=0,05	[kJ/kg]

"Exergia total"

Ex_101=645,064	[MW]
Ex_102=475,731	[MW]
Ex_204=226,341	[MW]
Ex_301=305,469	[MW]
Ex_303=3,900	[MW]
Ex_304=0,079	[MW]
Ex_305=0,083	[MW]
Ex_306=0,021	[MW]
Ex_308=1,506	[MW]

Ex_401=16,255 [MW]
 Ex_402=106,825 [MW]
 Ex_501=5e-5 [MW]
 Ex_502=0,009 [MW]

"Turbina a gás"

$C_{TG} + c_{101} \cdot Ex_{101} = c_{e1} \cdot W_{TG} / 1000 + c_{204} \cdot Ex_{204}$
 $c_{101} = c_{204}$
 $CC_{TG} = 400 \cdot W_{TG}$
 $C_{TG} = (CC_{TG}) \cdot (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) / (T_0 \cdot 3600)$
 $c'_{e1} = c_{e1} \cdot 3600$

"Caldeira de recuperação"

$C_{CR} + c_{204} \cdot Ex_{204} + c_{308} \cdot Ex_{308} + c_{102} \cdot Ex_{102} = c_{301} \cdot Ex_{301}$
 $CC_{CR} = 768 \cdot Q_{CR}^{0,78}$
 $C_{CR} = (CC_{CR}) \cdot (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) / (T_0 \cdot 3600)$

"Turbina a vapor"

$C_{TV} + c_{301} \cdot Ex_{301} = c_{e2} \cdot W_{TV} / 1000 + c_{303} \cdot Ex_{303} + c_{401} \cdot Ex_{401} + c_{402} \cdot Ex_{402}$
 $c_{301} = c_{401}$
 $c_{301} = c_{402}$
 $c_{301} = c_{303}$
 $CC_{TV} = 17082 \cdot W_{TV}^{0,68}$
 $C_{TV} = (CC_{TV}) \cdot (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) / (T_0 \cdot 3600)$
 $c'_{e2} = c_{e2} \cdot 3600$

"Condensador"

$C_{CD} + c_{303} \cdot Ex_{303} = c_{304} \cdot Ex_{304}$
 $CC_{CD} = 3000 \cdot (Q_{CD} / 10)^{0,55}$
 $C_{CD} = (CC_{CD}) \cdot (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) / (T_0 \cdot 3600)$

"Bomba 1"

$C_{B1} + c_{304} \cdot Ex_{304} + c_{em} \cdot W_{B1} / 1000 = c_{305} \cdot Ex_{305}$
 $CC_{B1} = 2500 \cdot (W_{B1} / 10)^{0,39}$
 $C_{B1} = (CC_{B1}) \cdot (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) / (T_0 \cdot 3600)$
 $c_{em} = (c_{e1} \cdot W_{TG} + c_{e2} \cdot W_{TV}) / (W_{TG} + W_{TV})$
 $c'_{em} = (c'_{e1} \cdot W_{TG} + c'_{e2} \cdot W_{TV}) / (W_{TG} + W_{TV})$

"Bomba 3"

$C_{B3} + c_{501} \cdot Ex_{501} + c_{em} \cdot W_{B3} / 1000 = c_{502} \cdot Ex_{502}$
 $CC_{B3} = 2500 \cdot (W_{B3} / 10)^{0,39}$
 $C_{B3} = (CC_{B3}) \cdot (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) / (T_0 \cdot 3600)$

"Conexão"

$c_{305} \cdot Ex_{305} + c_{502} \cdot Ex_{502} = c_{306} \cdot Ex_{306}$

"Bomba 2"

$C_{B2} + c_{306} \cdot Ex_{306} + c_{em} \cdot W_{B2} / 1000 = c_{308} \cdot Ex_{308}$
 $CC_{B2} = 4300 \cdot (V_{B2} / 1)^{0,59}$
 $C_{B2} = (CC_{B2}) \cdot (f_a + f_{omf} + FC \cdot f_{omv}) / (T_0 \cdot 3600)$

"Conversão de unidade"

$c'_{101} = c_{101} \cdot b_{101}$
 $c'_{102} = c_{102} \cdot b_{102}$
 $c'_{204} = c_{204} \cdot b_{204}$
 $c'_{301} = c_{301} \cdot b_{301}$
 $c'_{303} = c_{303} \cdot b_{303}$
 $c'_{304} = c_{304} \cdot b_{304}$
 $c'_{305} = c_{305} \cdot b_{305}$
 $c'_{306} = c_{306} \cdot b_{306}$

c'_308=c_308*b_308
 c'_401=c_401*b_401
 c'_402=c_402*b_402
 c'_501=c_501*b_501
 c'_502=c_502*b_502

"Rendimento Exergético"

ETA_Ex=100*(W_TV/1000+W_TG/1000+Ex_401+EX_402)/(W_B1/1000+W_B2/1000+W_B3/1000+Ex_101+Ex_102+EX_501)

A.2.3. Dados de saída do EES

Unit Settings (K, J, M, C, F, P, T, g); degrees:				
b ₁₀₁ = 49257.11 [kJ/kg]	b ₁₀₂ = 7673 [kJ/kg]	b ₂₀₄ = 276.23 [kJ/kg]	b ₃₀₁ = 1417.49 [kJ/kg]	b ₃₀₃ = 139.02 [kJ/kg]
b ₃₀₄ = 2.82 [kJ/kg]	b ₃₀₅ = 2.96 [kJ/kg]	b ₃₀₆ = 0.1 [kJ/kg]	b ₃₀₈ = 6.99 [kJ/kg]	b ₄₀₁ = 1078 [kJ/kg]
b ₄₀₂ = 619.7 [kJ/kg]	b ₅₀₁ = 0.00098 [kJ/kg]	b ₅₀₂ = 0.05 [kJ/kg]	CC _{B1} = 2147.19 [\$]	CC _{B2} = 19468.58 [\$]
CC _{B3} = 2919.14 [\$]	CC _{CD} = 608575.80 [\$]	CC _{CR} = 28397695.43 [\$]	CC _{TG} = 103517200.00 [\$]	CC _{TV} = 58219539.43 [\$]
c ₁₀₁ = 0.0028 [\$/MJ]	c ₁₀₂ = 0.001303 [\$/MJ]	c ₂₀₄ = 0.0028 [\$/MJ]	c ₃₀₁ = 0.0052 [\$/MJ]	c ₃₀₃ = 0.0052 [\$/MJ]
c ₃₀₄ = 0.3250 [\$/MJ]	c ₃₀₅ = 0.3103 [\$/MJ]	c ₃₀₆ = 1.477 [\$/MJ]	c ₃₀₈ = 0.0326 [\$/MJ]	c ₄₀₁ = 0.00515 [\$/MJ]
c ₄₀₂ = 0.00515 [\$/MJ]	c ₅₀₁ = 102 [\$/MJ]	c ₅₀₂ = 0.5842 [\$/MJ]	C _A = 0.1 [US\$/h]	C _{B1} = 1.971E-05 [1/s]
C _{B2} = 1.788E-04 [1/s]	C _{B3} = 2.680E-05 [1/s]	C _{BC} = 10 [US\$/h]	C _{CD} = 5.588E-03 [1/s]	C _{CR} = 2.607E-01 [1/s]
c _{e1} = 8.271E-03 [\$/MJ]	c _{e2} = 9.281E-03 [\$/MJ]	c _{em} = 8.652E-03 [\$/MJ]	C _{GN} = 140 [US\$/h]	C _{TG} = 9.505E-01 [1/s]
C _{TV} = 5.346E-01 [1/s]	c' ₁₀₁ = 140.00 [\$/h]	c' ₁₀₂ = 10 [\$/h]	c' ₂₀₄ = 0.79 [\$/h]	c' ₃₀₁ = 7.30 [\$/h]
c' ₃₀₃ = 0.72 [\$/h]	c' ₃₀₄ = 0.92 [\$/h]	c' ₃₀₅ = 0.92 [\$/h]	c' ₃₀₆ = 0.1477 [\$/h]	c' ₃₀₈ = 0.23 [\$/h]
c' ₄₀₁ = 5.550 [\$/h]	c' ₄₀₂ = 3.191 [\$/h]	c' ₅₀₁ = 0.1 [\$/h]	c' ₅₀₂ = 0.02921 [\$/h]	c' _{a1} = 29.78 [\$/MWh]
c' _{a2} = 33.41 [\$/MWh]	c' _{em} = 31.15 [\$/MWh]	η _{Ex} = 47.96 [%]	Ex ₁₀₁ = 645.06 [MW]	Ex ₁₀₂ = 475.7 [MW]
Ex ₂₀₄ = 226.34 [MW]	Ex ₃₀₁ = 305.47 [MW]	Ex ₃₀₃ = 3.90 [MW]	Ex ₃₀₄ = 0.08 [MW]	Ex ₃₀₅ = 0.08 [MW]
Ex ₃₀₆ = 0.021 [MW]	Ex ₃₀₈ = 1.51 [MW]	Ex ₄₀₁ = 16.26 [MW]	Ex ₄₀₂ = 106.8 [MW]	Ex ₅₀₁ = 0.00005 [MW]
Ex ₅₀₂ = 0.009 [MW]	FC = 0.75 [-]	f _a = 0.1339 [1/ano]	f _{omv} = 0.09 [-]	f _{omv} = 0.01 [-]
n = 20 [anos]	Q _{CD} = 156638.00 [kW]	Q _{CR} = 718307.00 [kW]	r = 0.12 [-]	T ₀ = 7000 [horas/ano]
V _{B2} = 12.93 [m³/min]	W _{B1} = 6.77 [kW]	W _{B2} = 2073.92 [kW]	W _{B3} = 14.88 [kW]	W _{TG} = 258793.00 [kW]
W _{TV} = 156638.00 [kW]				
Calculation time = 0 sec				

APÊNDICE A – Balanço Energético, Reservas de Gás Natural e Áreas de Concessão no Estado de São Paulo

A.1. Balanço energético do gás natural

A.1.1. Geração de eletricidade no Brasil

A geração pública e de autoprodutores do Brasil atingiu 364,9 TWh em 2003, resultado 5,6% superior ao de 2002. Configuram este resultado, a geração hidráulica pública de 294,3 TWh (+7,3 %), a geração térmica pública de 35 TWh (-6,1%) e a geração de autoprodutores de 35,7 TWh (+4,7%), como pode ser visto na Tabela A.1.

Tabela A.1 – Dados de energia elétrica.

Especificação	Unidade	2001	2002	2003
Geração total (pública e autop.)	TWh	328,5	345,7	364,9
Geração hidro pública	TWh	262,7	274,3	294,3
Geração termo total pública	TWh	38,7	37,3	35,0
Geração a energia nuclear	TWh	14,3	13,8	13,4
Geração pública a gás natural	TWh	6,9	9,1	9,1
Geração pública a carvão mineral	TWh	7,4	5,1	5,3
Geração de auto produtores	TWh	27,2	34,1	35,7
Importação	TWh	37,9	36,6	37,1
Consumo final total	TWh	309,7	324,4	341,9
Consumo residencial	TWh	73,8	72,8	76,1
Consumo comercial	TWh	44,7	45,8	48,4
Consumo industrial	TWh	139,4	148,7	160,4
Consumo de outros setores	TWh	51,9	53,6	57,0
Perdas sobre a oferta total	%	15,5	15,1	15,0
Capacidade instalada (pública e autop.)	GW	76,3	82,5	86,5

A estrutura da oferta de energia elétrica de 2003 no Brasil e no mundo pode ser verificada na Figura A.1. No gráfico representativo da oferta de eletricidade no Brasil encontram-se incluídos a produção dos auto-produtores e a parcela paraguaia da Usina Hidroelétrica de Itaipu.

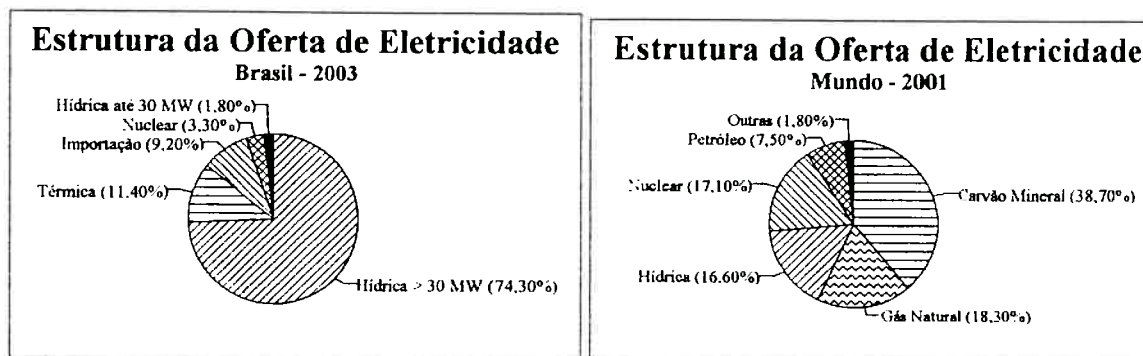


Figura A.1 – Estrutura da oferta de eletricidade nacional e mundial (MME, 2005).

Analisando os gráficos da Figura A.1, nota-se que mais de 60% da energia mundial é proveniente de termoelétricas, e mais de 50% destas utilizam carvão mineral e derivados de petróleo. No Brasil, ao se comparar sua estrutura de oferta de eletricidade com a mundial, é possível observar a grande importância das hidroelétricas, seguida pelas termoelétricas.

A.1.2. Utilização de gás natural na matriz energética

O gás natural foi utilizado pela primeira vez em Birmingham na Inglaterra, em 1795, para a iluminação pública (Ieno, 2000).

Em 1865, constituiu-se nos Estados Unidos a primeira empresa de gás natural, simultaneamente ao desenvolvimento da indústria de aço e da soldagem. Porém, foi somente a partir de 1869 que o petróleo começou a ser aproveitado industrialmente em grande escala, quando Eldwin Drake da Pensilvânia, descobriu uma jazida a uma profundidade de apenas 21 metros. Instalou-se ali uma refinaria rudimentar para a produção de querosene e iniciou-se uma nova era na estrutura das relações econômicas, industriais e comerciais que provocariam profundas mudanças no poder econômico e político mundial (Ieno, 2000).

A história do gás dutado no Brasil começou no Rio de Janeiro, em 1851, quando Irineu Evangelista de Souza, o Barão de Mauá, assinou um contrato para a iluminação a gás na cidade do Rio de Janeiro. O contrato determinava a construção de uma fábrica de gás no centro da cidade e a instalação de canalização em perímetros determinados. Em 1854 surgiu a primeira empresa deste setor, a Companhia de Iluminação a Gás, no Rio de Janeiro, hoje chamada Companhia Estadual de Gás (CEG) (Moraes, 2003).

Logo em seguida, em 1857, foi inaugurada em São Paulo a San Paulo Gas

Company, atual Comgás, para promover a iluminação pública (Moraes, 2003).

No final da década de 1950, o mercado do gás canalizado foi restrito às empresas Comgás em São Paulo e CEG no Rio Janeiro, pois o gás canalizado perdeu o mercado para o GLP (gás liquefeito de petróleo) acondicionado em botijões e para a energia elétrica. O GLP dominou o mercado de cocção e a energia elétrica dominou o setor de iluminação (Schwyte, 2001).

A distribuição do gás natural começou na década de 1960, quando a Petrobrás fornecia o combustível para algumas indústrias localizadas em áreas próximas aos poços de petróleo. A distribuição foi ampliada com a construção do gasoduto Sergipe-Bahia. Posteriormente, a descoberta de gás e petróleo no Rio Grande do Norte permitiu a ligação de várias outras regiões através do gasoduto do Nordeste, que atravessa vários estados e distribui o gás para importantes indústrias ao longo de seu traçado (Schwyte, 2001).

No Rio de Janeiro, a distribuição de gás natural pela CEG só se iniciou em 1983. Em São Paulo, a Comgás até 1988 só distribuía gás produzido a partir da nafta e GLP. Com a construção do gasoduto Rio de Janeiro-São Paulo pela Petrobrás, a empresa começou a distribuir esse tipo de combustível na Região Metropolitana de São Paulo. A partir de 1992, a Comgás iniciou a distribuição de gás natural produzido na Bacia de Santos para fins de uso exclusivo industrial (Schwyte, 2001).

A importação de gás natural boliviano começou no ano de 2000, sendo que no ano de 2002, observou-se um aumento de 14,3% em relação ao ano de 2001 ocorrendo, logo em seguida uma queda de 5,8% em relação a 2003, como pode ser visto na Quase metade do gás natural consumido é utilizada na indústria, sendo apenas 13,4% utilizados para geração de eletricidade. Nota-se que 26% é reinjetado, isto é, consumido em refinarias e na exploração e produção do petróleo, como pode ser visto na Figura A.2 (MME, 2005).

Tabela A.2 (MME, 2003 e MME, 2005). Nota-se ainda uma queda bastante significativa no consumo para geração pública, e um aumento no uso veicular e industrial. Também houve aumento de 1,4% na produção nacional.

Quase metade do gás natural consumido é utilizada na indústria, sendo apenas 13,4% utilizados para geração de eletricidade. Nota-se que 26% é reinjetado, isto é,

consumido em refinarias e na exploração e produção do petróleo, como pode ser visto na Figura A.2 (MME, 2005).

Tabela A.2 – Balanço do gás natural

Especificação	Unidade	2001	2002	2003
Produção	milhões m ³ /dia	38,4	42,5	43,3
Importação	milhões m ³ /dia	12,6	14,7	13,8
Uso térmico da Petrobrás	milhões m ³ /dia	6,6	7,5	8,0
Consumo industrial	milhões m ³ /dia	14,1	17,4	18,3
Consumo veicular	milhões m ³ /dia	1,6	2,7	3,6
Consumo na geração pública	milhões m ³ /dia	4,2	6,0	5,5
Consumo na cogeração	milhões m ³ /dia	2,1	2,3	2,6
Uso não energético	milhões m ³ /dia	2,2	2,2	2,2
Reservas provadas	bilhões m ³	219,8	236,6	245,3
Capacidade instalada de UPGNs	milhões m ³ /dia	28,4	30,3	38,6

Analisando o segundo gráfico da Figura A.2, nota-se a existência de pequenas variações na estrutura de participação das fontes de energia interna na comparação com os dados da série histórica. O gás natural é o único energético a ter sua participação aumentada, deslocando, principalmente, o carvão mineral. O petróleo e a energia nuclear apresentam pequena perda de participação e as fontes renováveis (hidráulica, biomassa, eólica, solar dentre outras) mantêm sua participação.

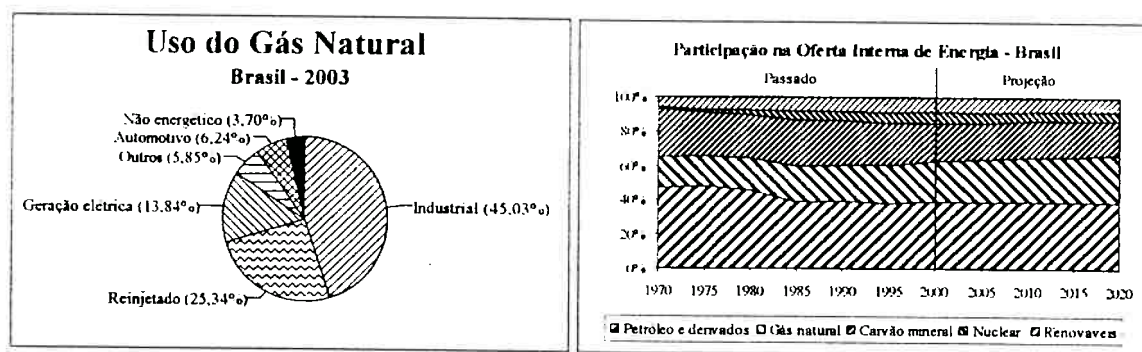


Figura A.2 – Uso do gás natural na matriz energética brasileira e projeção da oferta de energia

A.1.3. Balanço energético do Estado de São Paulo

A Secretaria de Energia, Recursos Hídricos e Saneamento do Estado de São Paulo elabora anualmente um balanço energético estadual, onde se encontram os fluxos energéticos das fontes primárias e secundárias de energia. Com bases nos dados da Secretaria, foi levantada a utilização do gás natural por setor, representada na Figura A.3 (SESP, 2004).

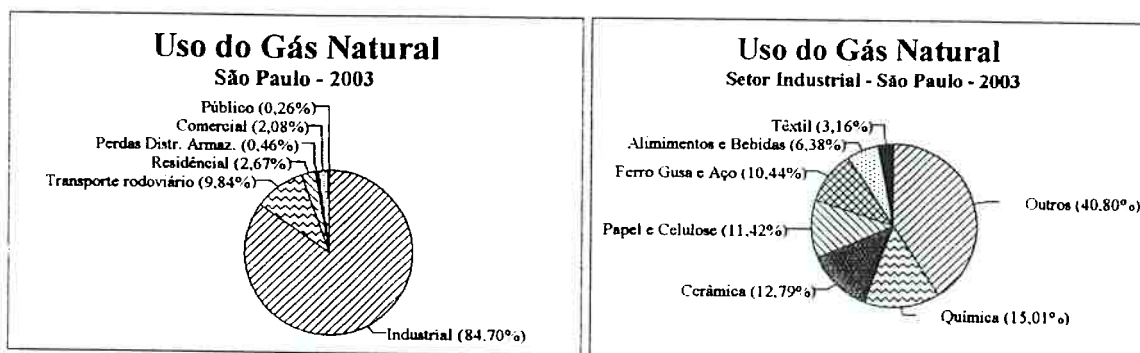


Figura A.3 – Uso do gás natural no Estado de São Paulo e nas indústrias paulistas.

A produção e importação de gás natural no Estado de São Paulo em 2003 foi de $1,07 \cdot 10^9 \text{ m}^3$ e $2,45 \cdot 10^9 \text{ m}^3$, respectivamente, sendo que $1,60 \cdot 10^7 \text{ m}^3$ foram perdidos na distribuição e armazenagem. O setor que mais consome gás natural no Estado é o industrial, sendo que no ano de 2003, seu consumo chegou a cerca de $2,98 \cdot 10^9 \text{ m}^3$, o que representa uma participação de 84% no consumo do gás. A utilização do gás natural no setor industrial paulistano é bastante diversificada, sendo cerca de 15% utilizado nas indústrias químicas, 13% na fabricação de cerâmicas, 11% nas indústrias de papel e celulose e outras.

O gás natural começou a ser importado (importação estadual) no ano de 1989, como pode ser visto no gráfico da Figura A.4 (SESP, 2003), onde o volume anual foi de 120 milhões de m^3 . Em 1994 o Estado de São Paulo começou sua produção, com um volume anual de 577 milhões de m^3 e continuou importando mais 134 milhões de m^3 . Em 2002 o Estado produzia 394 milhões de m^3 por ano e importava (importação estadual e internacional) 2,636 bilhões de m^3 .

O petróleo e seus derivados contribuíam com quase 43% da participação da oferta interna de energia no Estado em 2002, seguidos pela cana-de-açúcar com 29% e pela energia hidráulica e eletricidade com 17%. O gás natural, carvão mineral, lenha e carvão vegetal e outras fontes primárias renováveis representam quase 12% da participação de oferta interna.

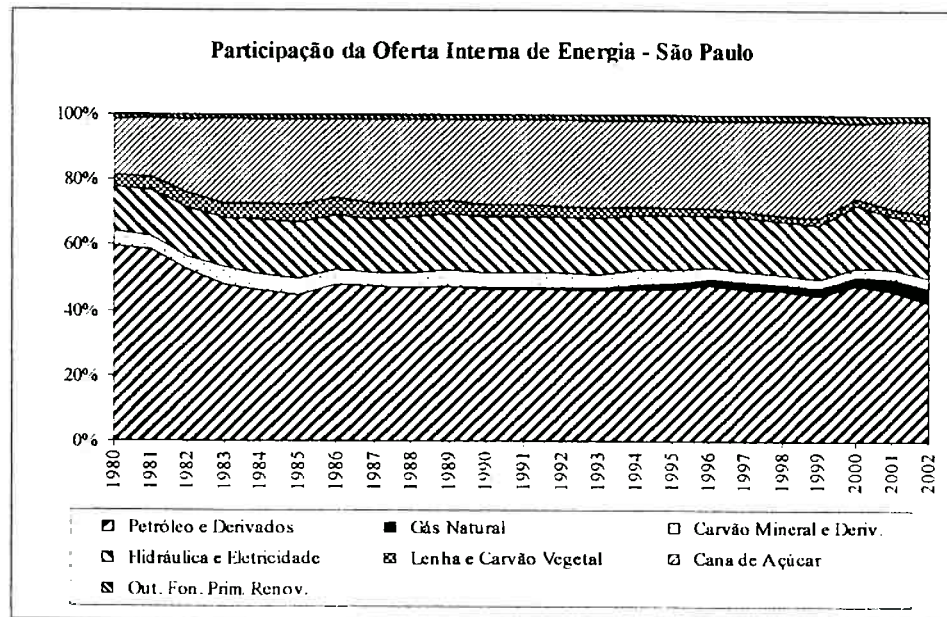


Figura A.4 – Participação da oferta interna de energia no Estado de São Paulo, entre 1980 a 2002.

A.2. Reservas de gás natural

A.2.1. Reservas mundiais de gás natural

As reservas de gás natural localizadas nos países da OPEP (Organização de Países Exportadores de Petróleo¹) que concentram 45,3% do total, também apresentam pouca variação quando comparadas ao volume registrado no ano anterior (0,2%), somando 70,5 trilhões de m³ em 2003, como pode ser visto na Figura A.5.

O gráfico da Figura A.5 mostra que as reservas comprovadas de gás natural no ano de 2002 estão em torno de 155 trilhões de m³, valor este similar ao do ano anterior.

O mapa da Figura A.6 apresenta as reservas mundiais comprovadas de gás natural, onde se nota uma grande concentração das reservas na Europa e Ex-URSS, com 1.024 milhões de m³, seguidos pela América do Norte e Ásia com 766 e 311 milhões de m³, respectivamente.

¹ Organização multinacional estabelecida em 1960, com a função de coordenar as políticas de petróleo dos países-membros. É formada pelos seguintes países-membros: Argélia, Líbia, Nigéria, Indonésia, Irã, Iraque, Kuwait, Catar, Arábia Saudita, Emirados Árabes Unidos e Venezuela. (ANP, 23/03/2004).

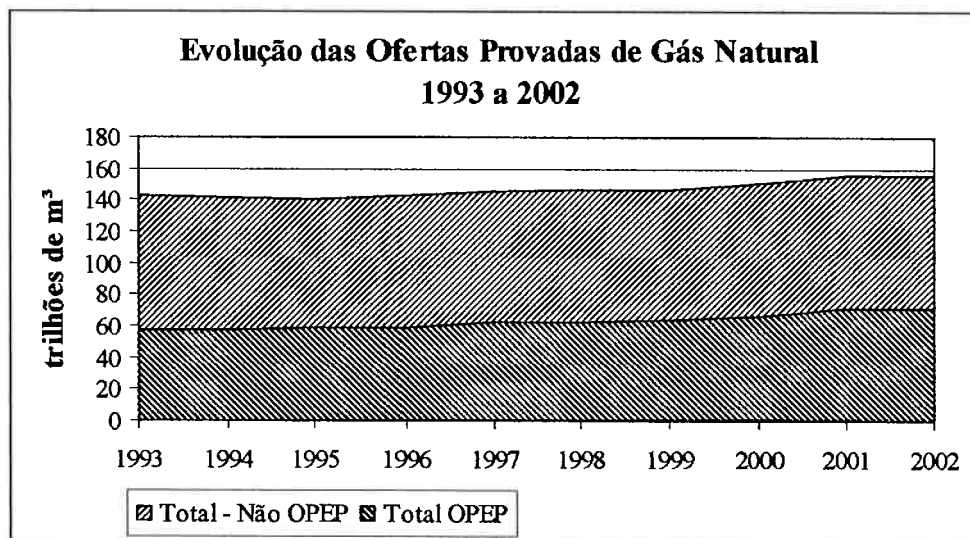


Figura A.5 – Evolução das ofertas de gás natural OPEP/não-OPEP (ANP, 23/03/2004).

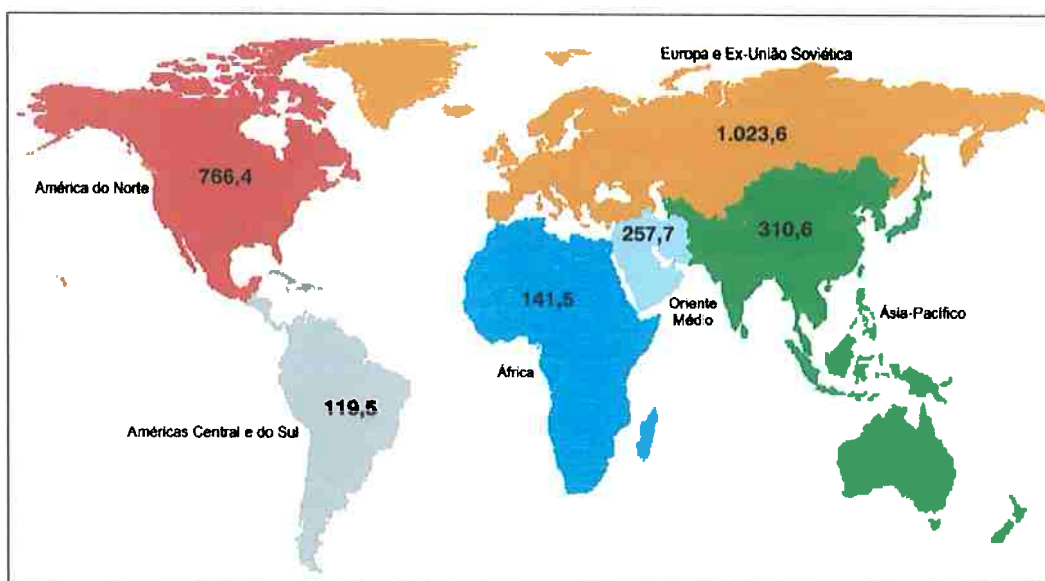


Figura A.6 – Reservas comprovadas de gás natural, segundo regiões geográficas (bilhões de m³)

Em 2003 os países com maior concentração de reservas de gás natural do grupo europeu e ex-soviéticos eram: Rússia, com 47 trilhões de m³, Turcomenistão e Noruega, com 2,9 e 2,46 trilhões de m³, respectivamente.

A.2.2. Reservas de gás natural na América

Na Tabela A.3 são apresentadas as reservas comprovadas de gás natural nas Américas.

Tabela A.3 – Reservas provadas de gás natural nas Américas (ANP, 23/03/2004).

	Reservas provadas (trilhões de m ³)										
	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
América Central e do Sul	5,65	5,42	5,83	5,97	6,37	6,20	6,31	6,91	7,17	7,09	7,19
Argentina	0,75	0,52	0,53	0,62	0,69	0,68	0,69	0,75	0,76	0,66	0,66
Bolívia	0,11	0,13	0,13	0,13	0,13	0,12	0,12	0,52	0,78	0,81	0,81
Brasil	0,19	0,20	0,21	0,22	0,23	0,23	0,23	0,22	0,22	0,24	0,25
Colômbia	0,28	0,22	0,28	0,23	0,40	0,20	0,20	0,20	0,13	0,12	0,11
Peru	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Trinidad e Tobago	0,24	0,24	0,30	0,35	0,45	0,52	0,56	0,60	0,58	0,73	0,74
Venezuela	3,65	3,69	3,96	4,01	4,05	4,04	4,04	4,16	4,18	4,18	4,15
Outros	0,22	0,20	0,22	0,21	0,22	0,22	0,22	0,22	0,23	0,22	0,22
América do Norte	9,37	8,82	8,87	8,52	8,36	8,34	7,31	7,33	7,55	7,15	7,31
Canadá	2,69	2,24	1,90	1,93	1,84	1,81	1,81	1,73	1,69	1,70	1,66
Estados Unidos	4,67	4,60	4,64	4,68	4,71	4,74	4,65	4,74	5,02	5,19	5,23
México	2,01	1,97	1,94	1,92	1,81	1,80	0,85	0,86	0,84	0,25	0,42

Analisando a Tabela A.3, verifica-se que os Estados Unidos possuem quase 72% (5,23 trilhões m³) das reservas comprovadas de gás natural da América do Norte, seguido pelo Canadá e México com 23% e 5,7%, respectivamente. Na América Latina, a Venezuela é o país que apresenta o maior proporção em reservas comprovadas de gás natural, com quase 60% (4,19 trilhões m³), seguido pela Argentina (11%), Trinidad e Tobago (9,5%), Bolívia (9,6%) e outros.

A estrutura do setor de gás dos Estados Unidos é constituída de 8 mil produtores, 23 sistemas de transportes interestaduais, 160 empresas de transporte e cerca de 1500 empresas de distribuição de gás. Todo esse sistema é responsável pelo fornecimento a 58 milhões de consumidores em todo o país. É um dos maiores consumidores de gás natural, sendo um dos primeiros na sua utilização (Scwyter, 2001).

A.2.3. Reservas brasileiras de gás natural

Analisando ainda a Tabela A.3, verifica-se que o Brasil possui em torno de 3,5% das reservas de gás natural da América Latina.

Com a descoberta das novas reservas, o país chegará à produção diária de 80 milhões de m³ nos próximos anos. Comparativamente, o acordo com a Bolívia prevê

a importação de 30 milhões de m³ por dia. Segundo Guilherme Estrella, diretor de produção e exploração da Petrobrás, a empresa está trabalhando para acelerar a processo para chegar ao consumidor em um prazo mínimo de quatro anos. (Pamplona, 05/09/2003).

A Figura A.7 (MME, 2005) mostra as reservas comprovadas de gás natural brasileiras juntamente com as reservas de petróleo. Verifica-se que durante a década de 1990 houve um aumento significativo de descobertas de novas reservas, tanto de gás natural quanto de petróleo.

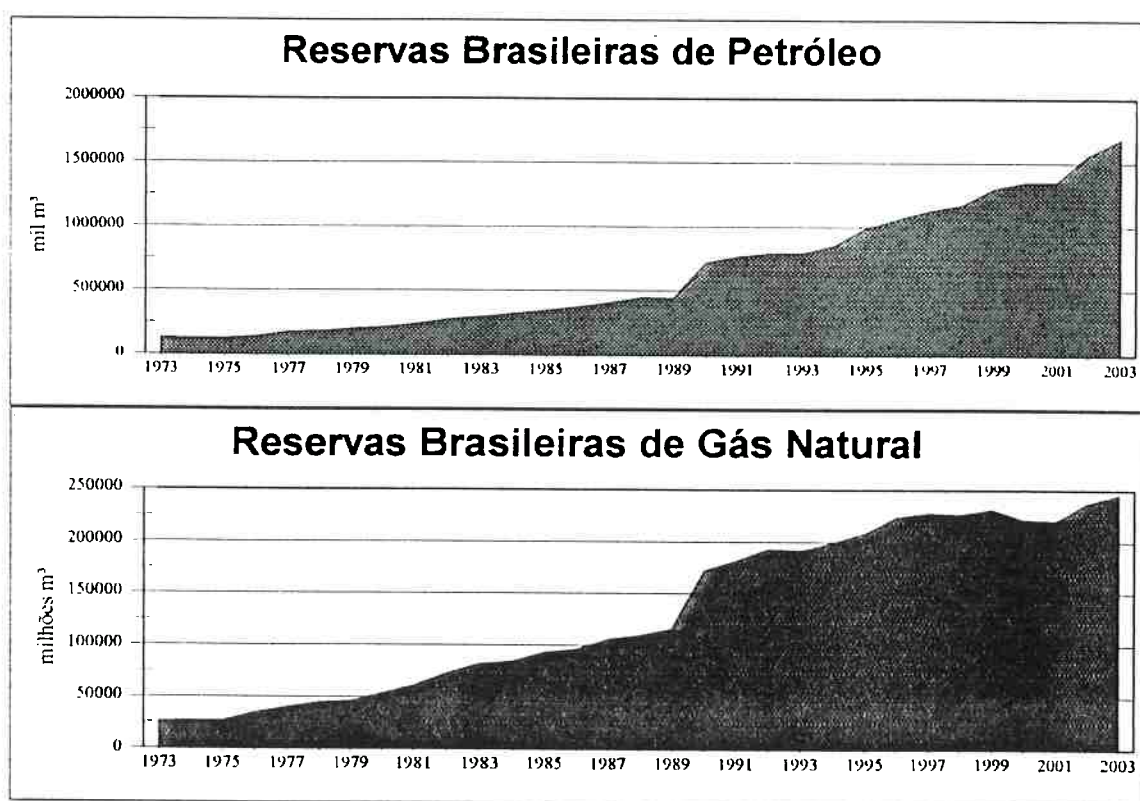


Figura A.7 - Reservas brasileiras de petróleo e gás natural

Na Tabela A.4, são mostradas as reservas comprovadas de gás natural por Unidades da Federação, indicando a sua localização no mar ou em terra.

Verifica-se na Figura A.4 que o Estado de São Paulo teve uma redução de 9,5% das reservas comprovadas de gás natural no ano de 2003, em relação ao ano anterior. Já o Rio de Janeiro apresentou um aumento de 2,5% em suas reservas no mesmo período. Analisando o total, o Brasil teve um aumento de 0,3% chegando a 245.340 milhões de m³. Verifica-se que cerca de 68% (168.743 milhões de m³) das reservas brasileiras de gás natural se encontram sob o mar.

Tabela A.4 – Reservas comprovadas de gás natural no Brasil (ANP, 27/05/2005)

Unidades da Federação	Local	Reservas comprovadas de gás natural (milhões m ³)									
		1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
Amazonas	Terra	41.316	41.657	52.048	54.062	59.960	44.897	44.402	44.549	47.893	49.075
Maranhão	Terra	-	-	-	0	-	-	-	-	-	-
Ceará	Terra	-	0	0	1	1	1	-	-	-	-
	Mar	1.370	1.307	1.146	1.483	1.438	1.808	1.595	1.186	1.462	1.139
Rio Grande do Norte	Terra	2.860	3.155	3.172	3.194	3.770	6.171	3.837	3.918	3.585	3.151
	Mar	12.633	12.241	12.199	12.737	13.206	17.520	16.841	15.930	15.334	17.289
Alagoas	Terra	12.324	12.120	11.617	10.987	8.181	7.268	5.961	5.766	4.719	4.286
	Mar	1.505	1.505	1.493	1.381	980	1.563	1.272	1.154	1.118	980
Sergipe	Terra	950	898	896	918	901	925	789	864	820	861
	Mar	3.368	3.746	4.012	4.607	4.165	5.385	4.861	4.132	3.860	2.525
Bahia	Terra	29.997	31.021	31.957	27.402	22.261	23.705	20.786	19.774	17.244	16.987
	Mar	244	192	540	552	2.554	4.183	4.126	3.083	5.519	8.681
Espírito Santo	Terra	2.374	2.168	2.027	2.081	2.312	2.510	2.826	2.288	1.809	2.237
	Mar	198	185	5.149	5.259	3.496	5.453	5.477	9.499	14.467	15.258
Rio de Janeiro	Mar	73.654	82.924	88.687	94.203	94.419	104.904	103.515	106.246	116.339	119.257
São Paulo	Mar	13.087	12.626	6.201	5.512	5.664	4.940	4.669	4.273	3.875	3.508
Paraná	Terra	-	-	-	800	800	-	-	-	-	-
	Mar	2.880	2.216	2.419	2.460	1.836	-	43	68	34	61
Santa Catarina	Mar	-	0	0	11	-	-	-	-	-	44
Subtotal	Terra	89.821	91.021	101.717	99.446	98.185	85.477	78.601	77.159	76.070	76.597
	Mar	108.939	116.943	121.845	128.204	127.758	145.756	142.398	145.572	168.477	168.743
Total		198.761	207.964	223.562	227.650	225.944	231.233	220.999	222.731	244.547	245.340

A.3. Gasodutos e áreas de concessão

A.3.1. Gasodutos

O transporte de gás natural por meio de gasoduto abrange 78% do comércio mundial, sendo o restante efetuado através de navios metaneiros, utilizados para maiores distâncias (Ieno, 2000).

No Brasil, as alternativas de oferta de gás natural estão se multiplicando. Em particular, o gasoduto Bolívia – Brasil (GASBOL), que começa em Campo Grande (Bolívia) e termina em Canoas (RS) no Brasil, irá transportar gás boliviano para o Sul, Sudeste e Centro - Oeste do Brasil. A construção do gasoduto foi planejada em duas etapas: a primeira etapa (1970 km), iniciado em 1998, é o caminho norte do gasoduto, começa na Bolívia, chega em Paulínia (SP) e segue por um ramal até Guararema (SP), no Brasil; a segunda etapa (1180 km), começa em Paulínia (SP) e segue para Canoas (RS).

O gasoduto Bolívia-Brasil, passando pelos Estados de Mato Grosso do Sul, São Paulo, Paraná, Santa Catarina e Rio Grande do Sul, tem capacidade para transportar até

30 milhões de Nm³/dia, mas está operando com um fluxo bem menor. Era esperado que o gasoduto permitisse a substituição de combustíveis fósseis ao longo de seu trajeto, com benefícios econômicos e ambientais, porém a construção de grandes termelétricas, com elevado consumo de gás, deixam dúvidas a respeito da disponibilidade do gás para estas situações (Leite, 2003). O trajeto do gasoduto Bolívia-Brasil, pode ser visto na Figura A.8, que mostra os gasodutos existentes na América do Sul com e sem a participação da Petrobrás.

O gasoduto, a partir da cidade de Campo Grande, percorre 557 km com 32” de diâmetro em território boliviano, com estações de medição em Campo Grande e Mutum. O gasoduto chega na cidade de Puerto Soares e atravessa a fronteira brasileira junto à cidade de Corumbá. No território brasileiro, a partir de Corumbá, percorre 1244 km com o mesmo diâmetro, para chegar à cidade de Paulínia, no Estado de São Paulo. Neste trecho tem estações de medição em Corumbá, Paulínia e em 27 *city - gates*. A partir de Paulínia inicia-se um ramal de 155 km e 24” até Guararema, onde faz a conexão com o gasoduto de Campos a São Paulo.

O gasoduto continua, a partir de Paulínia com 24” de diâmetro, para atingir o Estado do Paraná na cidade de Araucária, percorrendo 469 km. Em seguida, segue para Santa Catarina, com 20” de diâmetro, para atingir a cidade de Tijucas, após percorrer 281 km. Em Santa Catarina, com mais um trecho de 178 km, com 18” de diâmetro, o gasoduto irá atingir a cidade de Criciúma. O trecho final deste gasoduto possui 252 km com 16”, para o Estado do Rio Grande do Sul, e atingirá a cidade de Canoas, próxima de Porto Alegre. O comprimento total deste gasoduto será de 3 150 km. Se for adicionado o ramal de Cuiabá, resultará no comprimento total de 3 776 km (Leite, 2003).

Desde julho de 1999, a Bolívia exporta cerca de 2,2 milhões de metros cúbicos por dia de gás natural para o mercado da região Sudeste do Brasil. Em 2002, o Brasil deveria importar cerca de 12 milhões de metros cúbicos por dia de gás boliviano. A partir de 2003, outros 18 milhões de metros cúbicos por dia (da Bolívia ou Argentina) deveriam somar-se para totalizar os 30 milhões de metros cúbicos por dia que constituem a capacidade máxima de transporte contratada (Cenbio, 2000).



Figura A.8 – Gasodutos da América do Sul (Petrobras, 12/05/04)

A.3.2. Áreas de concessão no Estado de São Paulo

No Estado de São Paulo existem três empresas que possuem concessão: Comgás, Gás Brasileiro e Gás Natural SPS, como pode ser visto na Figura A.9, que foi elaborada a partir dos mapas das áreas de concessão da Comissão de Serviços Públicos de Energia (CESP², 12/05/04) e da Comgás (Comgás, 12/05/04).

A reestruturação do setor de gás canalizado iniciou-se com a privatização da Comgás, cujo Contrato de Concessão foi celebrado em abril de 1999 e, em seguida, com as licitações pela CSPE da área Noroeste e Sul do Estado de São Paulo, cujos Contratos de Concessão foram celebrados, respectivamente, com a Gás Brasileiro Distribuidora Ltda., em 10/12/99, e com a Gás Natural São Paulo Sul S/A, em 31/05/2000. Os Contratos de Concessão prevêem metas a serem atingidas pelas respectivas Concessionárias nos primeiros 10 (dez) anos de concessão, além de projetos de qualidade, que estabelecem os critérios de atendimento comercial, de segurança e de qualidade na exploração dos serviços de distribuição de gás canalizado.

A Área Leste, concedida à Companhia de Gás de São Paulo - Comgás, é integrada pelas atuais regiões administrativas de São Paulo, São José dos Campos, Santos e Campinas, compreendendo 177 municípios. A Área Noroeste, concedida à Gás Brasileiro Distribuidora Ltda, é integrada pelas atuais regiões administrativas de Ribeirão Preto, Bauru, São José do Rio Preto, Araçatuba, Presidente Prudente, Marília, Central, Barretos e Franca, compreendendo 375 municípios. A Área Sul, concedida à Gás Natural São Paulo Sul S/A, é integrada pelas atuais regiões administrativas de Sorocaba e Registro, compreendendo 93 municípios (CESP, 12/05/04).

O GASBOL cruza praticamente o meio da Região de concessão da Gás Brasileiro, se dirigindo para Guararema, onde já é a área de concessão da Comgás. Na cidade de Paulínia, o GASBOL deriva-se em direção à Região Sul, cruzando a área de concessão da Gás Natural SPS. A região da Comgás recebe gás natural Boliviano através do GASBOL, da Bacia de Campos e da Bacia de Santos através do Gasoduto Campos-Guararema-Santos.

² Agência reguladora e fiscalizadora dos serviços de energia elétrica e gás canalizado do Estado de São Paulo.



Figura A.9 – Área de concessão do Estado de São Paulo.

A.3.2.1 Comgás

A história da Comgás - desde abril de 1999 controlada pela British Gas e pela Shell - começou oficialmente em 28 de agosto de 1872, quando a companhia inglesa San Paulo Gas Company recebeu a autorização do Império para funcionar como empresa de iluminação de São Paulo. A área de concessão da Comgás compreende a região metropolitana de São Paulo, Vale do Paraíba, Baixada Santista e Campinas, como pode ser visualizado na Figura A.10 (Comgás, 12/05/04).

A Comgás é a maior distribuidora de gás natural canalizado do País, com consumo diário de 9,0 milhões de m³, e tem 3400 km de rede espalhados por 44 municípios, atingindo mais de 370 mil consumidores nos segmentos residencial, comercial, automotivo, termo e cogeração e industrial (Gás Energia, 12/05/04 e Comgás, 12/05/04).



Figura A.11 – Área de concessão da Gas Brasileiro (Gas Brasileiro, 28/05/2005).

O potencial de mercado considerado a ser captado no Projeto de Distribuição de Gás Natural para a Área Noroeste do Estado de São Paulo é da ordem de 1,5 milhões m³/dia (ano de 2003).

Encontram-se em operação os sistemas Bilac-Aracatuba e São Carlos-Descalvado-Porto Ferreira. A empresa pretende ampliar suas rede para as cidades de: Bariri, Pederneira, Bauru, Lençóis Paulistas, Barra Bonita e Agudos.

A.3.2.3 Gas Natural SPS

A Gas Natural, empresa espanhola que está presente em países como: Portugal, Espanha, Marrocos, Argentina, Colômbia, México e Brasil, começou seus empreendimentos no Brasil em julho de 1997 em um consórcio formado por empresas na aquisição da Companhia Distribuidora de Gás do Rio de Janeiro (CEG) (Gás Energia, 12/05/04).

Em 26 de abril de 2000, a empresa Gas Natural SPS (São Paulo Sul S/A) ganhou a licitação convocada pela Comissão de Serviços Públicos de Energia (CSPE) do Estado de São Paulo, para outorga de concessão para a exploração de serviços de distribuição de gás canalizado na área sul do referido Estado. A zona adquirida tem a extensão de

53.000 km², com uma população em torno de 2,5 milhões de habitantes e que compreende 93 municípios entre as regiões administrativas de Sorocaba e Registro, como pode ser visualizado na Figura A.12 (Gas Natural SPS, 12/05/04).

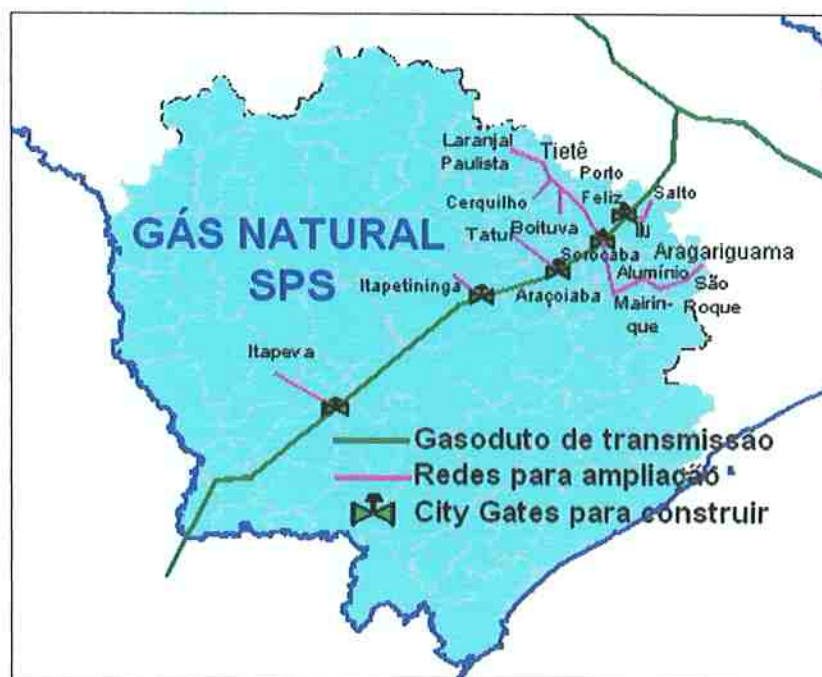


Figura A.12 – Área de concessão da Gas Natural SPS (Gas Natural SPS, 12/05/04).

Verifica-se pela Figura A.12, que a empresa pretende ampliar sua rede para as cidades de: Itu, Itapeva, Itapetininga, São Roque, Laranjal Paulista e outras. Apenas a cidade de Sorocaba possui rede residencial de gás natural.

APÊNDICE B – Produção de Açúcar e Álcool

B.1. Introdução

Conforme apresentado no capítulo 3, o bagaço de cana é um subproduto inevitável obtido em grandes quantidades, a partir da produção de açúcar e de álcool, como pode ser visto no fluxograma da Figura B.1 (Camargo, 1990).

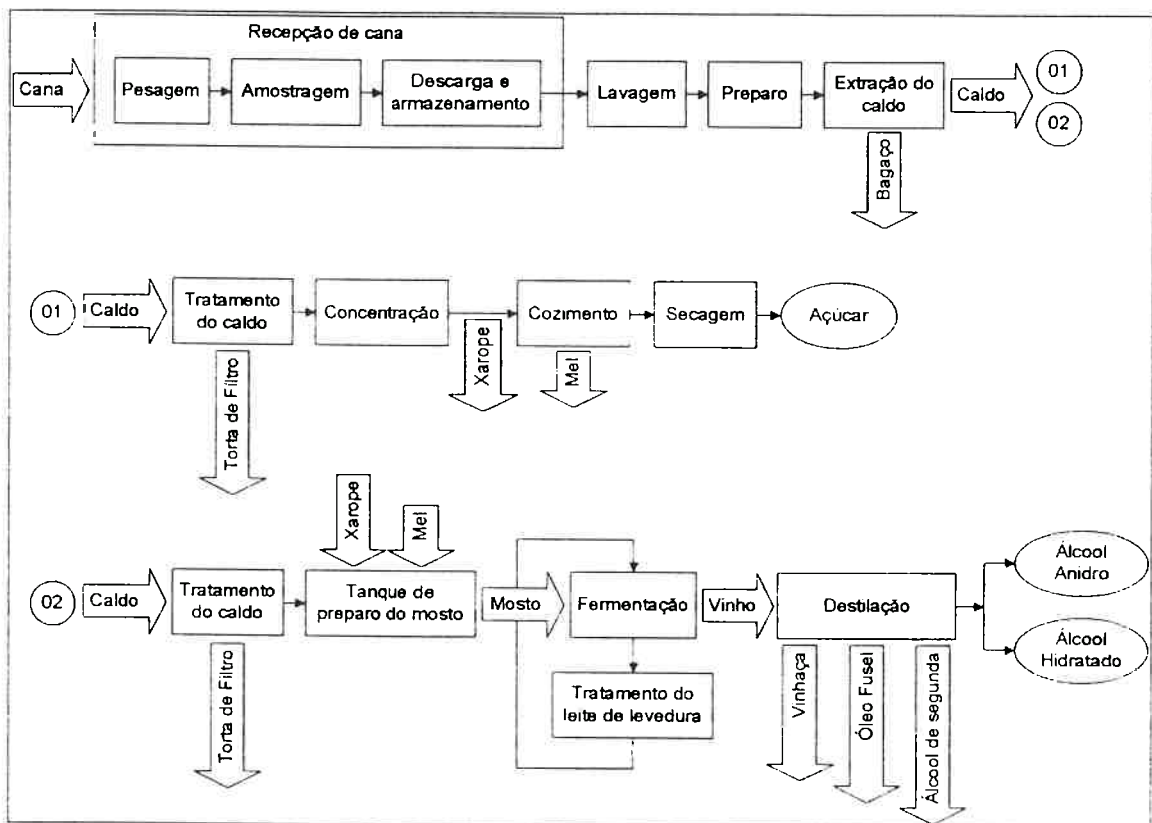


Figura B.1 – Fluxograma de fabricação de açúcar/álcool (Camargo, 1990)

Para uma melhor compreensão do processo de fabricação de açúcar e álcool e a geração de bagaço de cana, será apresentada a seguir uma breve descrição dos processos, utilizando como objeto de estudo uma Usina localizada na cidade de Iracemápolis (região de Piracicaba), Estado de São Paulo (Figura B.2).



Figura B.2 – Fotos da Usina Iracema, Iracemópolis, SP.

B.2. Processos de fabricação

Segundo Camargo (1990), o álcool etílico pode ser obtido de matérias primas:

- amiláceas, como a mandioca, milho, batata-doce, etc;
- celulósicas, como a madeira e resíduos agrícolas como o bagaço de cana-de-açúcar;
- sacarinas, como a cana-de-açúcar e a beterraba,

enquanto o açúcar é obtido somente a partir da sacarina.

Para a utilização das amiláceas, é necessário efetuar-se uma limpeza, seguida por moagem e preparação da suspensão para aumentar a superfície de contato, facilitando a ação dos agentes sacarificantes e do calor. Esse processo é seguido por cozimento que intumesce as células para romper e liberar o amido para o meio aquoso. Após o cozimento, segue a sacarificação que faz a conversão das dextrinas em glicose, utilizando-se um processo ácido ou biológico.

As matérias primas celulósicas possuem estruturas cristalinas e ação protetora de lignina, por isso há a necessidade de se submeter essa matéria prima a diversos tipos de tratamentos para que se possa obter açúcares fermentescíveis a uma velocidade e rendimento satisfatórios. A sacarificação pode ser feita por hidrólise ácida ou enzimática, mas o consumo de enzimas necessárias para a conversão de celulose em açúcares é muito superior à quantidade requerida para a hidrólise enzimática de amiláceos.

No Brasil praticamente todo o álcool e açúcar são produzidos da sacarina

proveniente de cana-de-açúcar, pelos seguintes motivos:

- tradição de 4 séculos no cultivo e utilização de cana-de-açúcar;
- existência de solo adequado e ainda não esgotado;
- o bagaço da cana-de-açúcar é utilizado como combustível para o processamento;
- possui maior relação $\frac{(kg_{açúcar} \text{ ou } l_{alcohol})}{ha_{plantedo}}$.

A cana-de-açúcar é composta de fibra, que se subentende ser todo o material insolúvel em água, e o caldo que é um conjunto de água e sólidos solúveis (açúcares, cinzas, etc.).

A composição química da cana-de-açúcar pode variar muito quantitativamente, mas é muito semelhante qualitativamente. As variações são influenciadas por diversos fatores, tais como: tipo de cana, região de cultivo, clima, solo, adubação, etc. Na Tabela B.1 é apresentada a composição química média da cana-de-açúcar (Camargo, 1990)

Tabela B.1 – Composição química, em porcentagem, da cana madura, normal e sadia

Elemento	Porcentagem
Água	74,5 (66,0 – 75,0)
Açúcares (sacarose, glicose, levulose)	14,0 (12,0 – 18,0)
Fibra (celulose, lignina, e outras)	10,0 (8,0 – 14,0)
Cinzas (SiO ₂ , K ₂ O, P ₂ O ₅ , etc.)	0,50 (0,4 – 0,8)
Matérias nitrogenadas (Aminoácidos, Albuminóide, etc)	0,40 (0,3 – 0,6)
Gorduras e ceras	0,20 (0,15 – 0,25)
Substâncias pépicas, gomas e mucilagem	0,20 (0,15 – 0,25)
Ácidos combinados	0,12 (0,10 – 0,15)
Ácidos livres	0,80 (0,06 – 0,10)
Matérias corantes (clorofila, antocianina)	(não dosadas)

Quanto maior for o teor de fibra na composição da cana-de-açúcar, maior será a produção de bagaço; aumentando a dificuldade de extração da sacarose. Segundo Camargo (1990), 1% de aumento no teor de fibra, causa uma redução de 1,5% na extração de caldo. Já o aumento no teor de cinzas prejudica os processos de clarificação, evaporação e cristalização envolvidos na a fabricação de açúcar.

B.2.1. Preparo da cana-de-açúcar

A colheita da cana-de-açúcar pode ser automatizada ou manual. A colheita automatizada é pouco utilizada, pois as colheitadeiras só trabalham em superfícies pouco acidentadas e com pequenos desníveis. A colheita com despalha manual tem pouco interesse devido ao baixo rendimento do trabalho manual, cedendo lugar ao método de queima de palha antes do corte manual.

A colheita da cana está diretamente relacionada com a capacidade de moagem das usinas, pois a usina procura trabalhar sempre a plena carga e para isso precisa ser suprida continua e uniformemente de matéria-prima. Por outro lado, após a queima da palha, a cana sofre um processo rápido de deterioração, sendo necessário haver uma sincronização entre a queima da área, o transporte até a usina e a recepção da cana para moagem.

O transporte de cana do canavial até a usina é, geralmente, feito em caminhões. Neles a cana é transportada inteira ou em toletes. Na Usina Iracema o transporte é feito por caminhões basculantes, chamados treminhões. A Usina possui uma ponte rolante que remove a cana dos treminhões com a ajuda de correntes, como pode ser visto na Figura B.3.



Figura B.3 – Vista dos treminhões abastecendo a usina e da ponte rolante para descarrega

Conforme apresentado no fluxograma de fabricação de açúcar/alcool (Figura B.1), a cana-de-açúcar é recebida pela usina passando pelo processo de pesagem, amostragem, descarga e armazenamento. A pesagem tem por finalidade fazer o levantamento agrícola e industrial da unidade e também gerar os balanços e rendimentos

globais da usina. Após a pesagem, são retiradas amostras que são enviadas para o laboratório, onde são analisados os teores de Pol¹, Brix² e fibra. Como pode ser visto na Figura B.3, a descarga da cana é geralmente automatizada, indo diretamente para as moendas (como é o caso da Usina Iracema) ou para o armazenamento.

Para que a cana não perca suas propriedades químicas, não se recomenda o armazenamento, mas se não for possível evitá-lo, o prazo máximo é de dois dias para a cana inteira e um dia para a cana em toletes. Caso o prazo de armazenamento seja ultrapassado, o colmo pode se ressecar, além de ocorrer o desenvolvimento de microorganismos, como leveduras, fungos e bactérias.

A lavagem da cana é feita para a remoção de areia, argila palha e pedras. A presença de materiais estranhos pode causar desgaste dos equipamentos e aumento no tempo de decantação do caldo nos clarificadores, levando a um aumento de perda de açúcar, aumento de cinzas nas caldeiras, problema com a filtrabilidade do lodo, o que resulta em uma maior perda de açúcares na torta de filtro. O mínimo de água necessário para a lavagem da cana é de 5m³/t de cana, mas esse valor pode chegar a 15m³/t de cana, dependendo da inclinação da mesa alimentadora. O processo de lavagem da cana e o tratamento da água podem ser vistos na Figura B.4.



Figura B.4 – Lavagem da cana e tratamento de água

B.2.2. Extração do caldo

Antes da extração do caldo, a cana tem que ser preparada. O preparo tem como

1 abreviatura de polarização, é a unidade de medida (porcentagem em massa) que indica o teor de sacarose.

2 porcentagem em massa de sólidos solúveis aparentes contidos no caldo de cana.

principal objetivo desintegrar a cana para facilitar a extração do caldo. O preparo serve para alimentar as moendas com uma massa compacta e homogênea. Nas indústrias sucroalcooleiras usa-se para o preparo da cana as facas rotativas (navalhas), comumente chamadas de picadores e, em seguida, os desfibradores.

As facas têm a função de regularizar e uniformizar a carga de cana, formando uma massa homogênea, isto é, fornecendo a cana em pedaços bastante curtos e pequenos. Enquanto a canas inteiras se apóiam umas sobre as outras, formando arcos e deixando vazios entre elas, estes pedaços se amontoam numa massa compacta, que escorre facilmente para o desfibrador, que é capaz de agarrá-los facilmente, absorvendo-os de maneira contínua. Para se ter uma idéia da compactação da cana picada, a cana inteira mais ou menos emaranhada tem uma densidade que varia entre 125 a 150 kg/m³, já a cana picada tem uma densidade que varia entre 250 a 300 kg/m³ (Hugot, 1969).

O desfibrador é um aparelho empregado para completar a preparação e a desintegração da cana e facilitar a extração do caldo pelas moendas, que tem por objetivo destruir por completo a estrutura da cana, aumentando o ganho na extração.

Logo em seguida a cana segue para uma moenda esmagadora, bastante rápida, com dentes grandes (cerca de 40 × 52mm), e com chevrons³ ocupando a metade da profundidade dos dentes. Posteriormente segue por outras 4 ou 5 moendas, das quais 2 ou 3 com dentes médios (26mm de passo) e 2 ou 3 com dentes pequenos (13mm). Assim se obtém um tandem com 15 a 18 rolos; sendo que o de 15 é mais indicado para pequenas capacidades para até 100t de cana por hora, e o de 18 rolos para capacidades superiores. Assim, a moenda é uma unidade esmagadora, constituída por 3 cilindros dispostos de tal modo que a união de seus centros forma um triângulo isósceles.

No primeiro terno de moenda a extração é na ordem de 50 a 70% do caldo, em seguida o bagaço é encaminhado para os outros ternos de moendas onde é completada a extração. Para aumentar a extração da sacarose, é realizada a embebição do bagaço, com objetivo de substituir o caldo original pela água adicionada. Mesmo com a adição de água de embebição a umidade final do bagaço permanece a mesma, em relação aos

³ Chevrons são depressões entalhadas nos dentes e cuja sucessão descreve uma hélice desde o centro até uma extremidade do rolo. O chevrom tem a finalidade de facilitar a pega do bagaço melhorando a extração.

processos que não utilizam embebição. À título de ilustração, na Figura B.5 são mostradas as moendas da Usina Iracema.



Figura B.5 – Vista dos seis ternos de moendas da Usina Iracema e o bagaço saindo da última moenda

Segundo Hugot (1969), o sistema de embebição pode ser simples quando é acrescentada água ao bagaço após cada moenda, como pode ser visto na Figura B.6, ou pode ser por embebição simples e única, quando é acrescentada água em um só ponto, entre as duas últimas moendas.

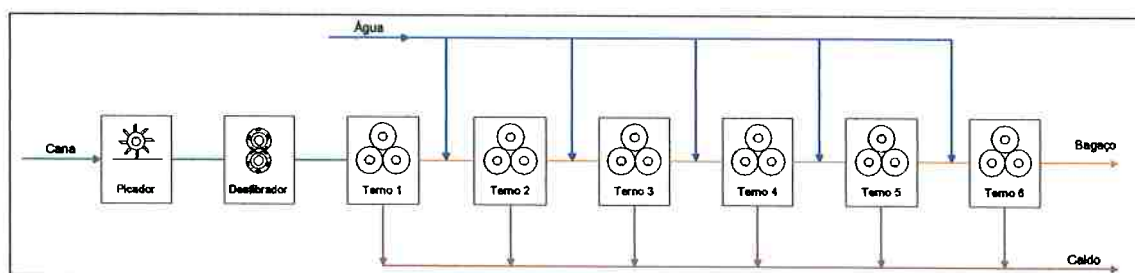


Figura B.6 - Sistema simples de embebição aplicado na extração do caldo.

A embebição composta é um sistema que consome muita água, que precisa ser posteriormente eveporada. Partindo da embebição simples única, onde a água é adicionada depois do penúltimo terno de moenda, observou-se que o caldo diluído da ultima moenda é quase como água: por isso, foi utilizado para ser novamente

adicionado antes da penúltima moenda, chamado de embebição composta dupla. Utilizando o caldo assim obtido na penúltima moenda, para enviá-lo a moenda precedente, tem-se uma embebição tripla, e assim por diante.

O sistema de embebição da Usina Iracema (Figura B.7) é o processo de embebição composta, onde a água é aplicada no bagaço nos ternos de moenda 5 e 6, com o caldo de cada sendo bombeado para o terno anterior.

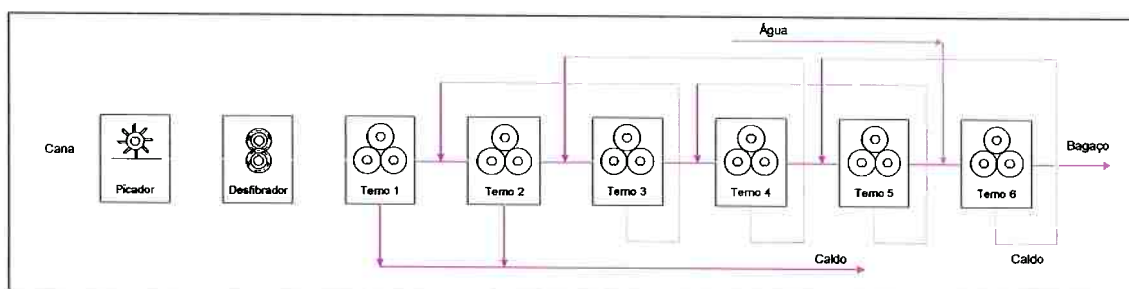


Figura B.7 – Sistema composto de embebição aplicado na extração do caldo

A próxima etapa do processo é o tratamento do caldo, que será visto nos próximos parágrafos.

B.2.3. Tratamento do caldo

O caldo misto proveniente da extração passa por algumas etapas de tratamento. O caldo destinado à produção de açúcar é peneirado e bombeado para a torre de sulfitação em contra corrente com SO_2 , acidificando o caldo (pH entre 3,8 e 4,3). Em seguida o caldo é alcalinizado utilizando-se leite de cal, elevando o pH para 6,8 a 7,2, e aquecido a uma temperatura entre 100 e 105°C para efetuar a separação do precipitado por sedimentação e decantação. Após a decantação, o caldo segue para a seção de evaporação, enquanto o lodo decantado é filtrado.

O caldo extraído do lodo retorna para o processo de calagem e a torta de filtro resultante é enviada ao campo como adubo. Todo esse esquema pode ser visto na Figura B.8 e será mais detalhado a seguir.

Para a produção de álcool, em algumas usinas, o caldo é peneirado após a extração e enviado diretamente para a seção de fermentação. Em outras unidades após o peneiramento, faz-se a pasteurização do caldo aquecendo-o a 105°C e resfriando-o rapidamente a 32°C. Já outras usinas fazem o peneiramento, aquecimento a 105°C e

decação, podendo ou não ter calagem.

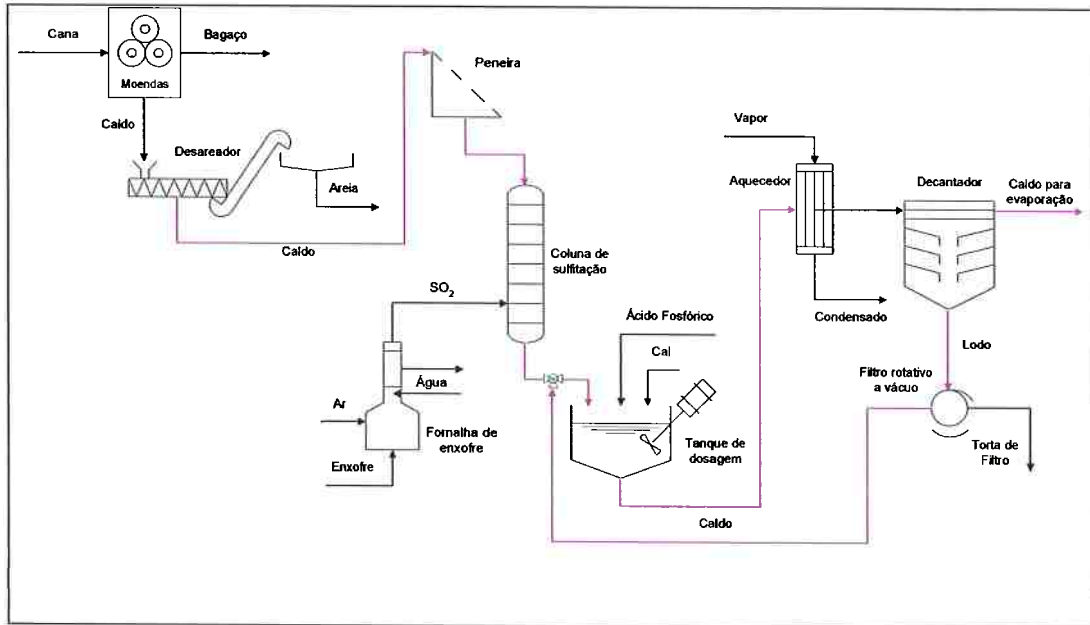


Figura B.8 – Esquema geral do tratamento de caldo para a produção de açúcar

O caldo misto começa a ser purificado pela remoção, por meio de peneiramento, dos materiais em suspensão como areia, terra, pedaços de cana, bagacilhos (finos de bagaço), etc. A presença de bagacilhos durante a clarificação pode resultar na solubilização da celulose durante a calagem, liberando um produto de cor amarela, a sacaretina, que interfere na qualidade do açúcar.

O emprego de SO_2 no tratamento do caldo misto, chamado de sulfitação, restringe-se à produção do açúcar branco. O enxofre é queimado na fornalha a uma temperatura de 250°C para produzir o dióxido de enxofre, SO_2 , Equação (B.1). Esse gás então é resfriado para evitar a formação de SO_3 que representa um consumo inútil do enxofre no que concerne no tratamento do caldo. A sulfitação tem a função de eliminar as matérias corantes (propriedade comum de todos os ácidos) e transformar em compostos ferrosos incolores os sais férricos que o contato com as moendas, tubulações e outros, possam ter se formados (Hugot, 1969 ; Camargo, 1990).



Depois da sulfitação o caldo segue para o tanque de calagem, também conhecido

como defecação. Com a adição da cal (CaO) os ácidos orgânicos são eliminados porque os sais de cal são insolúveis e as matérias albuminóides⁴ são coaguladas. Uma parte das matérias pécticas⁵ e das matérias corantes é destruída e se torna insolúvel. Essa destruição é praticamente insignificante. A purificação é, sobretudo física, formando-se um precipitado de matérias coaguladas (Hugot, 1969).

A adição de ácido fosfórico (P₂O₅) é uma prática muito utilizada nas usinas. Para ser clarificado eficientemente, o caldo misto deve conter no mínimo 0,3% de P₂O₅, isso porque os precipitados de cálcio que se formam ao ser adicionado junto com a cal é caracteristicamente de natureza floculante e, quando em sedimentação, exerce papel de absorvente, aprisionando e arrastando outros não-açúcares, contribuindo, portanto para a obtenção de um caldo mais límpido, melhor clarificado (Camargo, 1990).

A próxima etapa depois da calagem e fosfatização é o aquecimento, que consiste em elevar a temperatura do caldo até valores em torno de 100 a 105°C (a temperatura não poderá passar dos 105°C, pois as ceras presentes no caldo emulsificam-se, tornando-se difícil sua separação), visando remover albuminas e impurezas coloidais, induzido sua separação por floculação e precipitação nos decantadores. O vapor utilizado nos secadores pode ser proveniente: dos escapes das turbinas, vapor vegetal originado no pré-evaporador ou no conjunto de evaporadores (Camargo, 1990).

A principal função do decantador é fazer com que o caldo fique em repouso depois do tratamento químico para que haja a remoção das impurezas tanto por floculação quanto por sedimentação, separando o caldo clarificado do precipitado formado em sua massa.

Como já foi dito, a decantação separa o caldo clarificado, que fica na superfície, do lodo, que permanece acumulado no fundo. O caldo clarificado é enviado para os evaporadores, enquanto o lodo deve ser primeiramente filtrado, para a separação do caldo e do precipitado contido, juntamente com os sais insolúveis formados e o bagacilho arrastado. O caldo filtrado retorna ao processo de calagem.

4 Albumina é qualquer membro de uma classe de proteínas solúveis em água e coaguláveis por aquecimento.

5 Pectico diz-se de polímeros encontrados nos vegetais, de natureza glicídica, hidrolisáveis, formando material gelificado.

Os filtros usados na usina Iracema são do tipo rotativo a vácuo, como pode ser visto na Figura B.9.



Figura B.9 – Vista dos filtros rotativos à vácuo

Depois do tratamento o caldo pode ser destinado tanto para a produção de açúcar quanto para a produção de álcool.

B.2.4. Produção de açúcar

Com o caldo clarificado e filtrado, o primeiro estágio para a produção do açúcar é a concentração, que é feita por evaporação. A evaporação compreende a concentração do caldo até a obtenção de uma solução (também conhecida como xarope), sem apresentar qualquer sinal de sacarose cristalizada (Camargo, 1990).

Um evaporador de uma usina é constituído basicamente por um casco tubular que contém feixes de tubos para a troca de calor: o vapor de aquecimento envolve os tubos externamente e o caldo a ser evaporado está no interior dos tubos. Um conjunto de evaporadores pode ser visto na Figura B.10, da usina Iracema.

Na indústria sucro-alcooleira brasileira, o sistema de evaporação mais encontrado é o de múltiplo efeito em correntes paralelas, isto é, tanto o caldo quanto o vapor são alimentados no pré-evaporador, seguindo paralelos do primeiro até o último efeito, conforme apresentado na Figura B.11.

O vapor que alimenta o pré-evaporador é vapor de escape (extração das turbinas). O condensado deste corpo e do primeiro efeito retorna à caldeira; o condensado do vapor dos efeitos seguintes recebe os mais variados destinos: pré-aquece

água de embebição, é utilizado para lavagem da torta na filtragem e das centrifugas ou simplesmente drenado (Camargo, 1990).



Figura B.10 – Conjunto de evaporadores da Usinas Iracema.

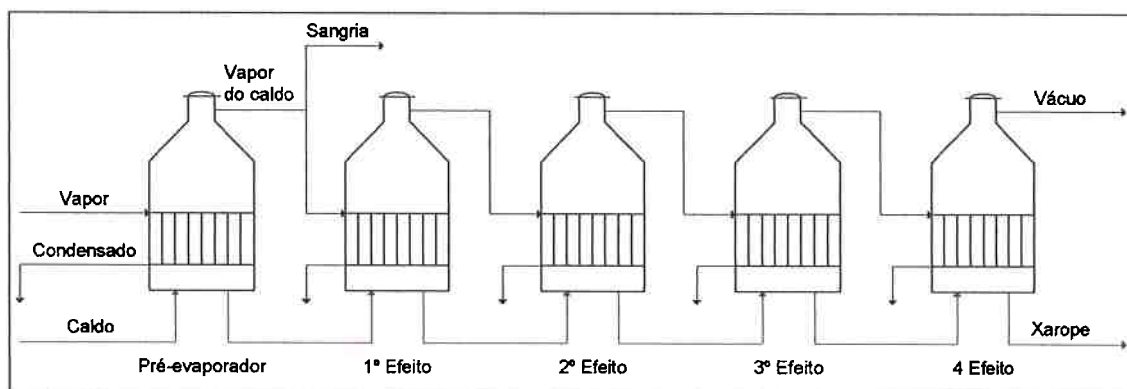


Figura B.11 – Sistema de evaporação múltiplo-efeito

Quando os caldos são concentrados, sua viscosidade aumenta rapidamente, os cristais começam a aparecer e a constituição da massa transforma-se: passa progressivamente de um estado líquido para um estado meio sólido, meio líquido, perdendo cada vez mais sua fluidez, e conseqüentemente, sua manipulação se modifica completamente. Torna-se “massa cozida” (Hugot, 1969).

A solução para esse problema passa pela utilização de um cozedor, que é um modelo de aparelho similar aos evaporadores, em seu princípio, porém com seus detalhes melhor adaptados ao produto viscoso que deve ser concentrado (Hugot, 1969).

A massa obtida a partir do cozimento do xarope é denominada massa primária; o licor-mãe, obtido da sua centrifugação, é denominado mel de primeira ou mel pobre, e a parte sólida, açúcar de primeira.

O mel pobre ou de primeira ainda contém alta concentração de açúcar passível de ser cristalizado. Por essa razão, é utilizado no cozimento de uma segunda massa, denominada massa de segunda, cujo licor-mãe, obtido de sua centrifugação, é denominado mel de segunda e a parte sólida, açúcar de segunda (Camargo, 1990).

O mel de segunda é enviado à destilaria onde é utilizado como substrato na fermentação alcoólica. O processo de fabricação do açúcar pode ser visto na Figura B.12.

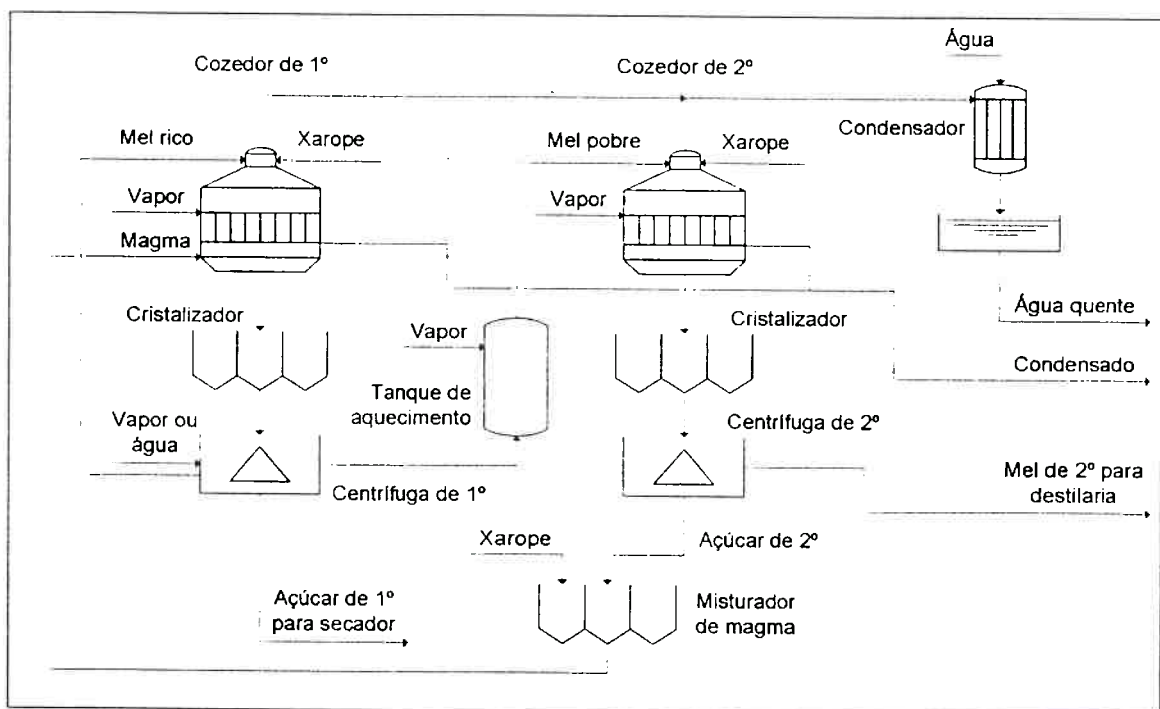


Figura B.12 – Fluxograma do cozimento para a produção de açúcar

O sistema do fluxograma representado na Figura B.12, chama-se sistema de duas massas, empregado na grande maioria das usinas açucareiras.

A operação de cozimento é iniciada no cozedor de segunda. O cozimento da massa de segunda consiste basicamente de duas etapas, esse processo pode ser visto em Camargo, 1990 e Hogot, 1969.

Na primeira, o mel, proveniente da centrífuga de primeira, é concentrado até

atingir a zona metaestável de concentração. Neste ponto de concentração do mel são injetados núcleos de sacarose no cozedor. A sacarose presente no mel pobre concentrado vai se depositando sobre estes núcleos até que estes atinjam o tamanho desejado de cristais para a formação do que é denominado de volume de granagem.

A segunda etapa do cozimento de segunda consiste em levantar o nível do cozedor com a adição de mel pobre até atingir o máximo de sua capacidade; ao mesmo tempo em que ocorre a concentração e deposição da sacarose desse mel nos cristais formados nos volumes de granagem. O fim do cozimento de segunda deverá ocorrer quando os cristais de massa de segunda estiverem no seu tamanho ideal e o cozedor tiver atingido seu nível máximo.

A massa de segunda é descarregada em um cristalizador onde a deposição de sacarose contida no licor-mãe é completada pelo resfriamento e agitação dessa massa. Passa-se então para a centrifuga onde são extraídos o açúcar de segunda e o mel de segunda, que são enviados para a destilaria.

O açúcar de segunda é conduzido para um misturador, onde é adicionado xarope, formando uma massa denominada magma. O magma deve conter os cristais necessários (em tamanho e número) a serem utilizados como núcleos na deposição da sacarose dissolvida no xarope que alimenta o cozedor de primeira.

Após o cozimento da massa primária, esta é descarregada em cristalizadores que possuem a mesma finalidade daqueles de segunda, sendo então é centrifugada, obtendo-se como produtos o mel pobre e o açúcar de primeira. O mel pobre irá alimentar o cozedor de segunda, como já foi dito, para a formação da massa de segunda.

B.2.5. Produção de álcool etanol

O caldo misto proveniente da extração e tratamento é enviado para a fermentação. Previamente, porém, o mosto a ser fermentado deve ter sua concentração acertada para valores adequados; desta forma é feita a dosagem do caldo misto com o mel residual da fabricação de açúcar ou xarope provenientes dos evaporadores.

O processo de fermentação se dá em reservatórios chamados de dornas. No Brasil utiliza-se o processo descontínuo de fermentação chamado Melle-Boinot, no qual se promove a reutilização das leveduras após a separação, por centrifugação, do mosto

fermentado em duas frações: leite de levedura e o vinho delevedurado (Camargo, 1990). O vinho segue para as dornas volantes, que são o pulmão da destilaria, e o leite de levedura é diluído em água e tratado com ácido sulfúrico, retornando ao processo. Esse processo pode ser visto na fluxograma da Figura B.13.

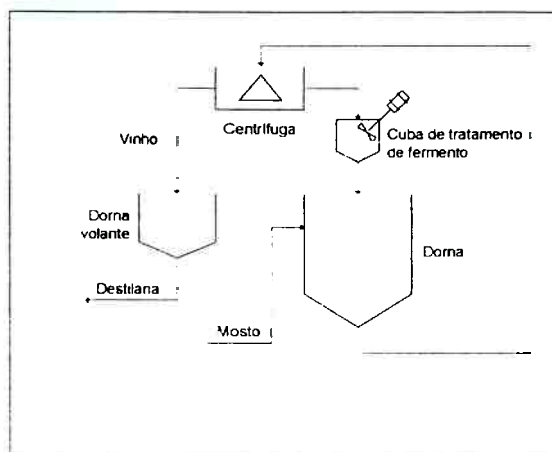


Figura B.13 – Esquema do processo de fermentação Melle-Boinot

Depois da fermentação, o vinho segue para a destilação em uma operação de separação que se baseia nas diferenças de volatilidades dos componentes de uma mistura líquida a serem separados, cujo processo se dá em uma coluna de destilação.

O vinho resultante da centrifugação do mosto fermentado é enviado para a dorna volante, que alimenta a destilaria, cuja finalidade é purificar e concentrar o álcool obtido na fermentação.

A destilaria é formada por uma série de colunas de destilação, variando em número conforme o tipo e qualidade do álcool. Como exemplo, na Figura B.14 é apresentada a destilaria da Usina Iracema. Ainda nesta figura, pode ser visto o duto de vapor vegetal que alimenta a destilaria.

Na Figura B.15 é apresentado o esquema geral de uma destilaria convencional. Analisando o fluxograma verifica-se que o vinho, antes de ir para a torre de destilação, é pré-aquecido numa faixa entre 75 a 80°C no trocador de calor “E”, em seguida pelo trocador de calor “K” (onde a vinhaça é resfriada, sendo retirada da base da coluna a uma temperatura em torno de 105°C), entrando na coluna com temperatura em torno de 90°C.



Figura B.14 – Vista externa da destilaria.

A primeira coluna é dividida em três partes: a coluna de esgotamento do vinho “A”; coluna de depuração do vinho “A’”; e coluna de concentração de álcool de segunda “D”.

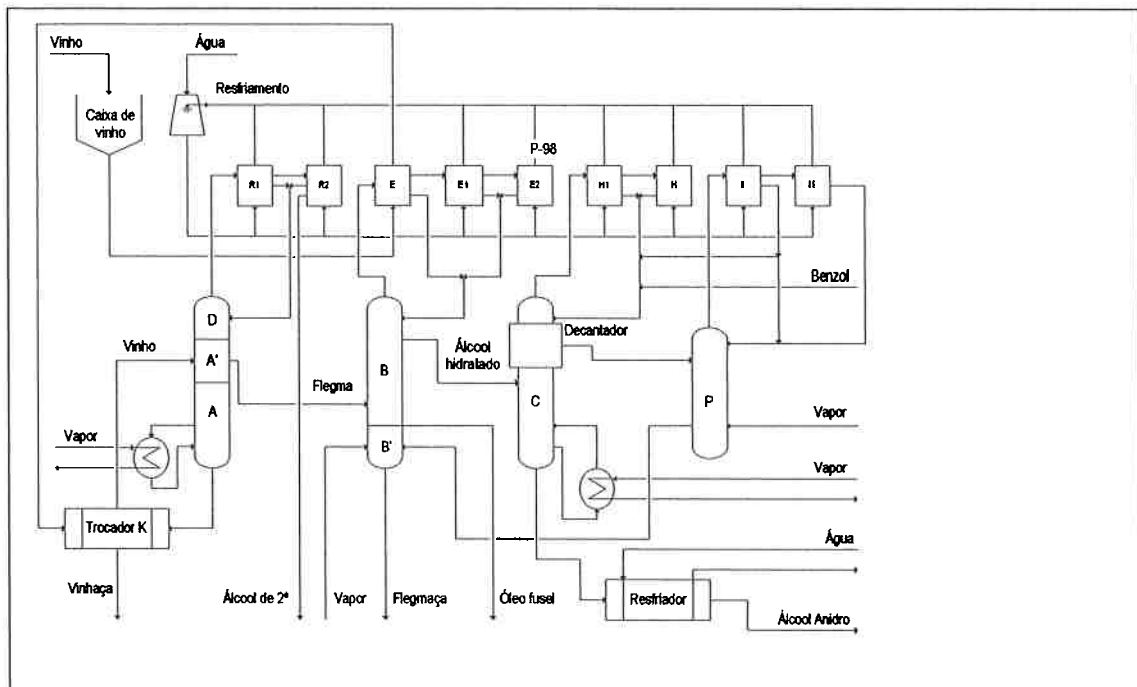


Figura B.15 – Esquema geral de uma destilaria

O vinho é alimentado no topo da coluna “A”, sendo esgotado à medida que desce a coluna, produzindo vinhaça que é extraída da base da coluna “A”.

Os vapores alcoólicos produzidos na coluna pela energia fornecida pelo vapor

d'água por troca direta (borbotagem) ou indireta (uso de refervedor), geram a corrente denominada flegma, cuja graduação varia em torno de 50% de álcool em volume.

A coluna "B" recebe vapor de "A" dando-se a concentração das impurezas de cabeça ou álcool de segunda. Os vapores gerados na coluna "D" seguem para os condensadores "R1" e "R2", resfriados a água. O condensado aí gerado é, em parte, reciclado à coluna como refluxo, e a outra parcela constitui o álcool de segunda, cujo teor alcoólico fica em torno de 92°GL. Várias destilarias redestinam esse álcool juntamente com o vinho, enviando-o à dorna volante.

O flegma⁶ segue para a coluna seguinte, que é constituída de: coluna de retificação "B" e coluna de esgotamento "B".

Desta coluna obtém-se a flegmaça como produto de fundo e o álcool hidratado (96°GL) como produto de topo. Esta coluna possui três condensadores: "E" resfriado através de vinho e "E1" e "E2" resfriados a água. Normalmente, esta coluna é aquecida com vapor d'água injetado na base da mesma.

Extrai-se também desta coluna o óleo fusel, constituído de produtos secundários da fermentação representados por álcoois superiores, aldeídos e compostos orgânicos de elevados pontos de ebulição. O álcool hidratado é resfriado, passa por controle de qualidade, sendo estocado ou enviado para desidratação e produção de álcool anidro.

A mistura hidroalcoólica forma um composto azeótropo quando atinge a concentração de 96°GL, não sendo mais possível separar o álcool da água por destilação convencional. Na maioria das destilarias utiliza-se o benzeno (comercialmente benzol) para promover a desidratação.

Na coluna de desidratação "C", obtém-se o álcool anidro como produto de fundo. No topo, estão os condensadores "H" e "H1" que condensam o refluxo na coluna, onde, eventualmente adiciona-se o benzeno de reposição.

A coluna "C" possui um aquecedor indireto a vapor. A mistura ternária, composta de água/álcool/benzeno, é separada no decantador acoplado no topo da coluna "C", em forma de camisa. A fase superior no decantador é rica em benzeno, retornando

⁶ Produto que se obtém numa primeira destilação de suco fermentado de cana e de frutos, e que ainda contém diversas impurezas.

ao processo de desidratação, e a porção inferior é encaminhada à coluna “P” ou coluna de debenzolagem, onde é recuperado o benzeno.

Na coluna “P” obtém-se, como produto de fundo, uma fração de água e álcool que retorna à coluna “B”, e no topo é condensado o benzeno (“I”), sendo que uma parcela retorna como refluxo para a própria coluna, e o restante, passa para a coluna “C”. Na coluna “P” é consumido vapor direto. As colunas são controladas por meio de monitoramento da temperatura em determinadas bandejas e nos condensadores, e o produto atravessa um painel onde é verificada a graduação alcoólica.

APÊNDICE C – Rendimentos Exergéticos

C.1. Rendimento exergético em expansão/compressão

Oliveira (2003) apresenta exemplos de rendimentos exergéticos aplicados, por exemplo, para expansão em turbinas. Conforme apresentado no esquema da Figura C.1, o rendimento exergético é dado por:

$$\psi = \frac{h_1 - h_2}{(h_1 - h_2) + T_0(s_2 - s_1)} \quad (C.1)$$

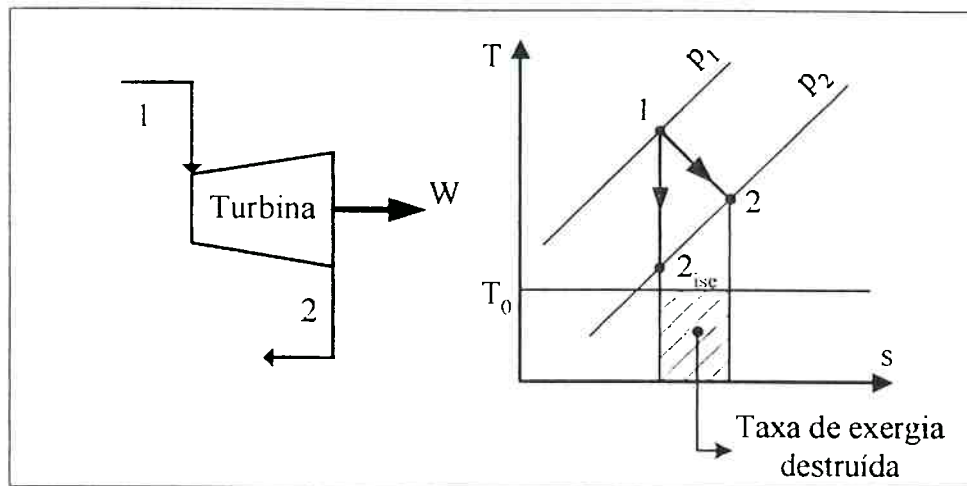


Figura C.1 – Expansão em turbina

que pode ser função do rendimento isentrópico:

$$\psi = \frac{\eta_{ise}}{\frac{i}{r} + \eta_{ise} \left(1 - \frac{i}{r} \right)} \quad (C.2)$$

onde, $r = h_2 - h_{2ise}$ e $i = T_0(s_2 - s_1)$.

Segundo (Moran, 1999) a eficiência exergética de uma turbina real pode ser dada pela seguinte equação:

$$\psi = \frac{\dot{W}}{\dot{m}(ex_1 - ex_2)} \quad (C.3)$$

onde, \dot{W} é a potência de eixo da turbina, \dot{m} é a vazão mássica da turbina e ex_1 e ex_2 são as exergias na entrada e na saída da turbina.

A equação para a eficiência exergética de compressor é semelhante à equação (C.3). Mas como a exergia útil é a de compressão do fluido, e o insumo é a potência do compressor, a equação fica sendo:

$$\psi = \frac{ex_2 - ex_1}{-\frac{\dot{W}}{\dot{m}}} \quad (C.4)$$

C.2. Rendimento de trocador de calor

Para um trocador de calor, apresentado na Figura C.2, \dot{m}_H é vazão mássica do fluxo quente e \dot{m}_L é a vazão mássica do fluxo frio. O rendimento exergético para esse trocador de calor pode ser dado pela seguinte expressão:

$$\psi = \frac{\dot{m}_F(ex_4 - ex_3)}{\dot{m}_Q(ex_1 - ex_2)} \quad (C.5)$$

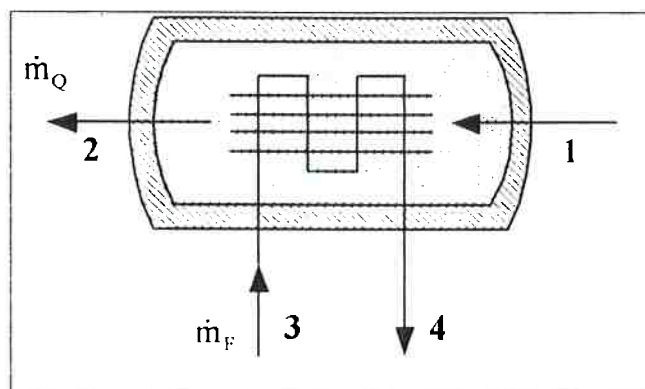


Figura C.2 – Trocador de calor (sem mistura de fluidos).

C.3. Rendimento de misturador

Quando se trabalha com um misturador, como exemplificado na Figura C.3, o rendimento exergético é dado pela seguinte expressão

$$\psi = \frac{\dot{m}_2(ex_3 - ex_2)}{\dot{m}_1(ex_1 - ex_3)} \quad (C.6)$$

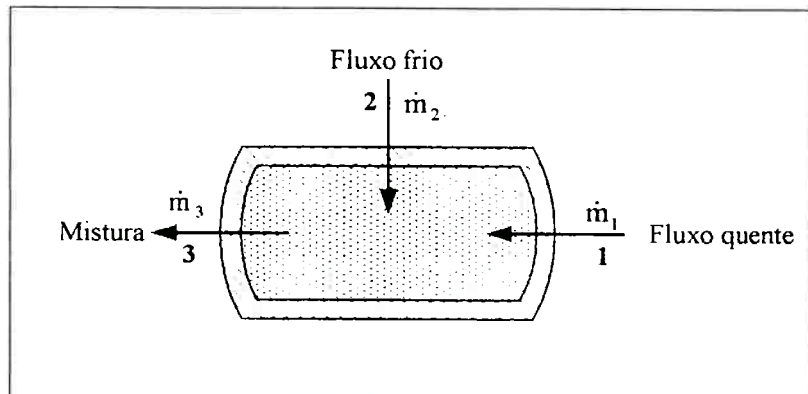


Figura C.3 – Trocador de calor com contato direto (misturador).

APÊNDICE D– Ciclo Brayton e Ciclo de Rankine

D.1. Equacionamento para o ciclo Brayton

Para o equacionamento básico de uma turbina, adotam-se algumas hipóteses simplificadoras (Leite, 2003):

- O fluido que passa por toda a instalação é o ar atmosférico, que nas condições de operação tem o comportamento de um gás perfeito;
- Em toda a instalação não se verifica perda de calor para o ambiente;
- Despreza-se o efeito do atrito provocado pelo movimento do ar, indicando que o processo é reversível;
- O processo de combustão é analisado como se fosse um trocador de calor.

As hipóteses acima indicadas e a aplicação da Primeira Lei de Termodinâmica estabelecem as equações que definem o funcionamento do ciclo de uma turbina a gás. Em todos os componentes do ciclo fica definido que o fluxo de energia que entra é igual ao que sai, sendo representado por calor ou trabalho por unidade de tempo, ou pela vazão em massa do ar multiplicada pela sua entalpia específica.

D.1.1. Compressor

De acordo com as hipóteses anteriores, o ar ao passar pelo compressor sofre um processo isentrópico, por não haver atrito nem troca de calor com o ambiente. O ar entra no compressor no estado 1 definido pelas condições atmosféricas, passa por um processo de compressão isentrópica e sai no estado 2, valendo entre estes dois estados a seguinte equação:

$$p_1 v_1^k = p_2 v_2^k \quad (D.1)$$

Por outro lado, a primeira hipótese estabelece que o ar nas condições de operação do sistema se comporta com um gás perfeito e desta forma pode-se aplicar entre os pontos de entrada e saída, a equação geral do gás perfeito:

$$\frac{p_1 v_1}{T_1} = \frac{p_2 v_2}{T_2} \quad (D.2)$$

Nas duas equações acima, eliminando o volume específico, pode-se obter uma relação entre as temperaturas absolutas e as pressões, na entrada e na saída do

compressor.

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{1}{k}} \quad (D.3)$$

A Primeira Lei da Termodinâmica em regime permanente, permite que se estabeleça um balanço de energia no compressor. Esta lei permite uma avaliação da potência teórica do compressor, cuja equação é a seguinte:

$$\begin{aligned} \dot{W}_{CP} &= \dot{m}_{ar} (h_2 - h_1) \\ &\text{ou} \\ \dot{W}_{CP} &= \dot{m}_{ar} \cdot c_p (T_2 - T_1) \end{aligned} \quad (D.4)$$

É possível então, obter a equação da potência teórica do compressor, em função do fluxo de massa de ar que passa por ele, do calor específico do ar a pressão constante, da temperatura e da relação de pressões:

$$\dot{W}_{CP} = \dot{m}_{ar} \cdot c_p \cdot T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{\gamma}} - 1 \right] \quad (D.5)$$

O compressor necessita de maior potência para ser acionado nas condições reais. Uma parte da energia que ele recebe é dissipada internamente por atrito. Como $\dot{W}_{CP \text{ real}} > \dot{W}_{CP}$, o rendimento do compressor pode ser expresso por:

$$\eta_{CP} = \frac{\dot{W}_{CP}}{\dot{W}_{CP \text{ real}}} = \frac{h_2 - h_1}{h_{2r} - h_1} \quad \text{ou} \quad \eta_{CP} = \frac{T_2 - T_1}{T_{2r} - T_1} \quad \text{para } c_p = \text{cte.} \quad (D.6)$$

Substituindo a equação (D.6) na equação (D.5), tem-se a equação do compressor real:

$$\dot{W}_{CP \text{ real}} = \dot{m}_{ar} \cdot c_p \cdot T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{\gamma}} - 1 \right] \frac{1}{\eta_{CP}} \quad (D.7)$$

É mostrado no gráfico da Figura D.1, o efeito das irreversibilidades da turbina e do compressor nos diagramas (T,s) e (p,v) para o ciclo Brayton.

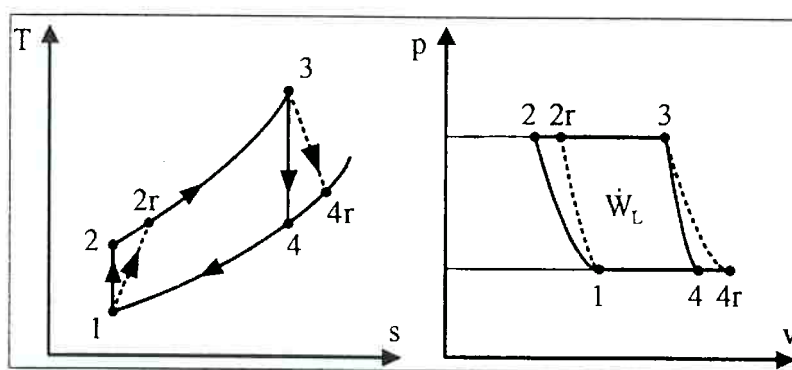


Figura D.1 – Diagramas T,s (Moran, 1999) e p,v (Leite, 2003) para ciclo Brayton real.

D.1.2. Câmara de combustão

Ao sair do compressor, o ar comprimido encontra-se com temperatura mais elevada, pois a compressão provoca um aquecimento do ar. Neste estado, o ar deve receber mais energia, agora sob forma de calor, para atingir as condições necessárias para movimentar a turbina. A câmara de combustão tem a função de elevar ainda mais a temperatura do ar, mantendo a pressão de saída do compressor. Assim, o ar atinge a turbina com elevado poder energético.

De acordo com a primeira hipótese, apesar da reação com o gás na câmara de combustão, considera-se apenas a presença do ar na entrada e saída da câmara de combustão, pois a $\dot{m}_{ar} \gg \dot{m}_{comb}$. O ar foi aquecido em um processo de pressão constante, cujo fluxo de calor pode ser determinado pela seguinte equação:

$$\dot{Q}_{cc} = \dot{m}_{ar} \cdot \dot{c}_p \cdot (T_3 - T_2) \quad (D.8)$$

O rendimento da combustão pode ser calculado pela relação entre o calor utilizado e o correspondente à quantidade de combustível consumido, de acordo com procedimento do ciclo padrão a ar, que é o seguinte:

$$\eta_{cc} = \frac{\dot{Q}_{cc}}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI} \quad (D.9)$$

D.1.3. Turbina

A conversão de energia em trabalho em uma turbina é efetuada pela expansão do ar através de suas palhetas. Com as mesmas hipóteses admitidas para o compressor, pode-se afirmar que o ar que passa por ela sofre um processo isentrópico por ser adiabático e reversível. Entre os pontos “3” e “4” o ar obedece à equação isentrópica do

gás perfeito:

$$p_3 v_3^k = p_4 v_4^k \quad (\text{D.10})$$

Da mesma forma como foi feito para a compressão, adotando que o ar se comporta como um gás perfeito, pode-se aplicar a equação do gás perfeito:

$$\frac{p_3 v_3}{T_3} = \frac{p_4 v_4}{T_4} \quad (\text{D.11})$$

Nas duas equações acima, eliminando o volume específico, pode-se obter uma relação entre as temperaturas absolutas e as pressões, na entrada e na saída do compressor.

$$\frac{T_3}{T_4} = \left(\frac{p_3}{p_4} \right)^{1-\frac{1}{k}} = \left(\frac{p_3}{p_4} \right)^{\frac{2}{7}} \quad (\text{D.12})$$

Aplicando a primeira lei para a turbina, da mesma forma que foi aplicado para o compressor, tem-se:

$$\begin{aligned} \dot{W}_T &= \dot{m}_{\text{ar}} (h_3 - h_4) \\ &\text{ou} \\ \dot{W}_T &= \dot{m}_{\text{ar}} \cdot c_{p,\text{ar}} (T_3 - T_4) \end{aligned} \quad (\text{D.13})$$

Portanto, a potência teórica da turbina em função do calor específico, vazão mássica temperatura e relação de pressão é dada por:

$$\dot{W}_T = \dot{m}_{\text{ar}} c_p T_3 \left[1 - \left(\frac{p_4}{p_3} \right)^{\frac{2}{7}} \right] \quad (\text{D.14})$$

Uma turbina nas condições reais desenvolve menor potência, porque uma parte da energia desenvolvida é dissipada por atrito. Pode-se definir o rendimento de uma turbina como uma fração da potência ideal que é aproveitada. O rendimento da turbina pode ser obtido, dividindo-se a potência real pela ideal:

$$\eta_T = \frac{\dot{W}_{T,\text{real}}}{\dot{W}_T} = \frac{h_3 - h_{4r}}{h_3 - h_4} \quad \text{ou} \quad \eta_T = \frac{T_3 - T_{4r}}{T_3 - T_4} \quad \text{para } c_p = \text{cte.} \quad (\text{D.15})$$

Portanto, a potência da turbina real pode ser dada pela seguinte expressão (Ieno, 1999):

$$\dot{W}_{T \text{ real}} = \dot{m}_{\text{ar}} c_{p \text{ ar}} T_3 \left[1 - \left(\frac{p_4}{p_3} \right)^{\frac{2}{7}} \right] \eta_T \quad (\text{D.16})$$

D.2. Aumento da eficiência em turbinas a gás

Uma maneira de aumentar a eficiência e ou potência líquida de turbinas a gás seria a injeção de vapor na câmara de combustão, isto é, os gases de escape da turbina trocam calor com água líquida em uma caldeira de recuperação, gerando vapor. Esse vapor é injetado na câmara de combustão misturando-se com o ar, provocando um aumento da potência. Esse sistema pode ser visto na Figura D.2.

O aumento de potência da turbina com injeção de vapor é gerado pelo aumento do fluxo de massa que passa pela turbina (massa de ar mais massa de vapor) e pelo aumento do calor específico, pois o calor específico do vapor é maior que o calor específico do ar (Ieno, 1999), e também tem o efeito de reduzir a necessidade do ar de diluição, diminuindo o trabalho do compressor. Portanto, a potência da turbina com injeção de vapor pode ser dada pela seguinte expressão:

$$\dot{W}_{T \text{ real}} = (\dot{m}_{\text{ar}} + \dot{m}_{\text{vapor}}) c_{p \text{ médio}} T_3 \left[1 - \left(\frac{p_4}{p_3} \right)^{\frac{2}{7}} \right] \eta_T \quad (\text{D.17})$$

onde o $c_{p \text{ médio}}$ é a média ponderada entre os calores específicos do ar e do vapor:

$$c_{p \text{ médio}} = \frac{c_{p \text{ ar}} \cdot \dot{m}_{\text{ar}} + c_{p \text{ vapor}} \cdot \dot{m}_{\text{vapor}}}{\dot{m}_{\text{ar}} + \dot{m}_{\text{vapor}}} \quad (\text{D.18})$$

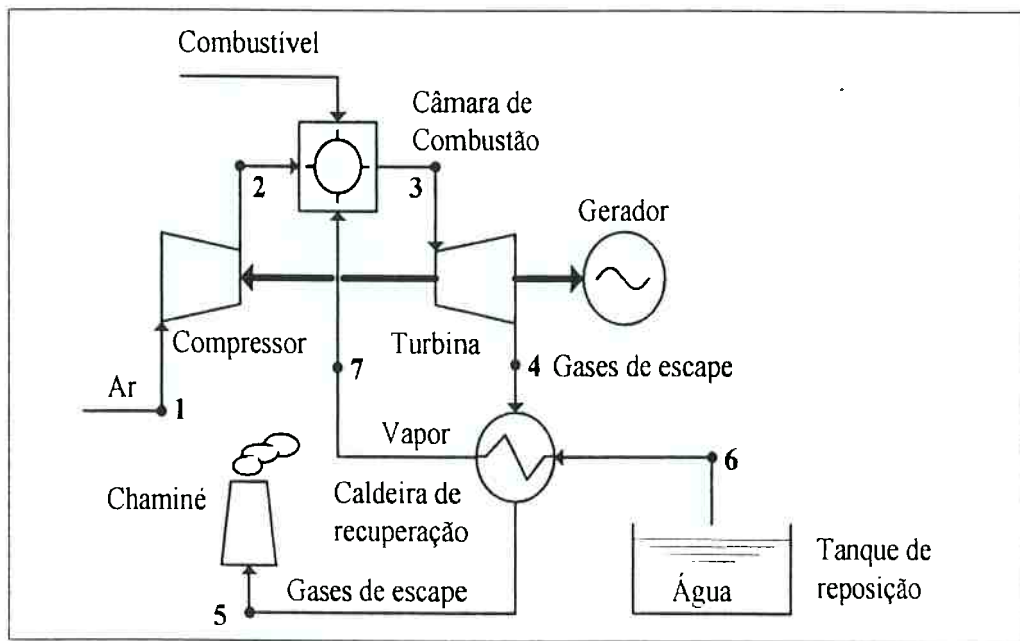


Figura D.2 – Turbina a gás com injeção de vapor

Uma outra forma de aumentar a eficiência da turbina a gás é utilizar o ciclo regenerativo, isto é, utilizando-se os gases de escape da turbina para trocar calor com o ar comprimido antes da câmara de combustão. Esse esquema pode ser visualizado na Figura D.3.

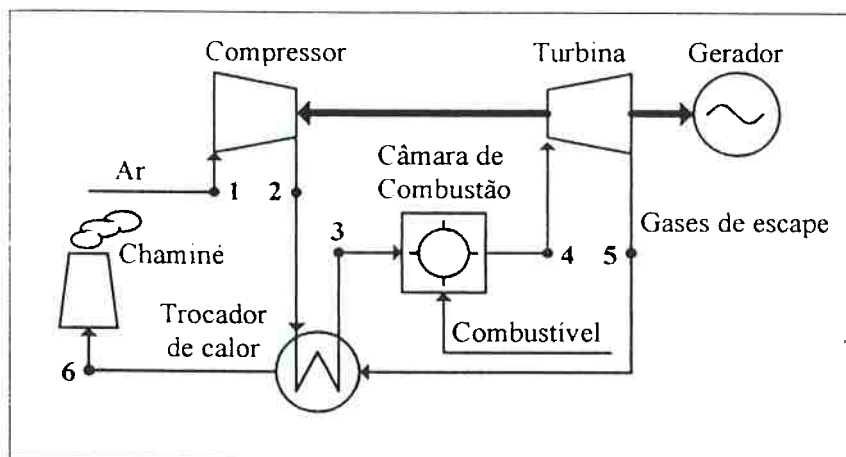


Figura D.3 – Ciclo Brayton regenerativo (Rolle, 1999)

O diagrama T,s para o ciclo regenerativo pode ser visto na Figura D.4. Aplicando a primeira lei da termodinâmica para o trocador de calor, tem-se o calor transferido:

$$\dot{Q}_{TC} = \dot{m}_{ar}(h_3 - h_2) = \dot{m}_{ar}(h_5 - h_6) \quad (D.19)$$

ou

$$\dot{Q}_{TC} = \dot{m}_{ar}c_{par}(T_3 - T_2) = \dot{m}_{ar}c_{par}(T_5 - T_6) \quad (D.20)$$

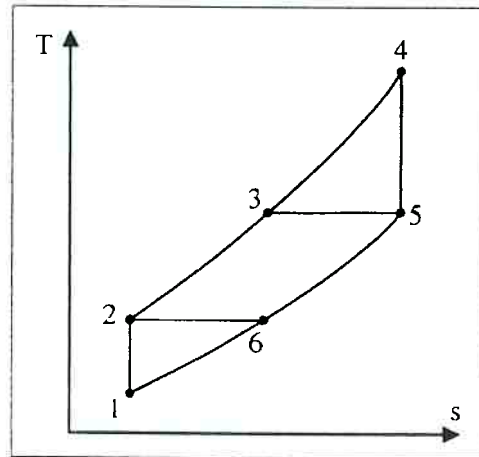


Figura D.4 – Diagrama T,s para ciclo Brayton regenerativo (Rolle, 1999).

Verifica-se, neste ciclo, que o calor proveniente dos gases de escape da turbina são recuperados para o próprio aquecimento do ar de entrada, aumentando o rendimento do ciclo.

D.3. Equacionamento para o ciclo de Rankine

D.3.1. Caldeira

Aplicando a primeira lei da termodinâmica para a caldeira (processo 2-3 da Figura 5.3), tem-se que o calor adicionado ao vapor é dado por:

$$Q_{CALD} = \dot{m}_{vapor}(h_3 - h_2) \quad (D.21)$$

O rendimento da caldeira pode ser dado pela seguinte expressão(Rolle, 1999):

$$\eta_{CALD} = \frac{\dot{m}_{vapor}(h_3 - h_2)}{\dot{m}_{comb} PCI} \quad (D.22)$$

onde PCI é o poder calorífico inferior do combustível.

D.3.2. Turbina

Aplicando a primeira lei para a turbina a vapor, tem-se que a potência cedida é dada por:

$$\dot{W}_{TV} = \dot{m}_{\text{vapor}} (h_3 - h_4) \quad (\text{D.23})$$

Mas como todas as turbinas são irreversíveis, os trabalhos produzidos são menores, e o rendimento de uma turbina real pode ser dado pela seguinte expressão:

$$\eta_{TV} = \frac{\dot{W}_{TV \text{ real}}}{\dot{W}_{TV \text{ ideal}}} \quad (\text{D.24})$$

É mostrado no diagrama T,s da Figura D.5, a expansão ideal e real de uma turbina. Analisando a Figura D.5, o rendimento isentrópico da turbina, pode ser dado relacionando apenas às entalpias pela seguinte equação:

$$\eta_{TV} = \frac{\dot{m}_{\text{vapor}} (h_{4 \text{ real}} - h_3)}{\dot{m}_{\text{vapor}} (h_4 - h_3)} = \frac{h_3 - h_{4 \text{ real}}}{h_3 - h_4} \quad (\text{D.25})$$

D.3.3. Condensador

O calor rejeitado pelo condensador, pode ser dado aplicando-se a primeira lei:

$$\dot{Q}_{CD} = \dot{m}_{\text{vapor}} (h_4 - h_1) \quad (\text{D.26})$$

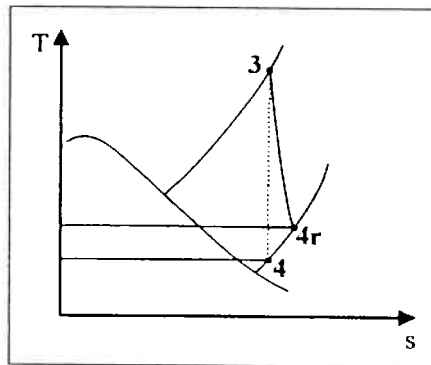


Figura D.5 – Expansão reversível e irreversível

D.3.4. Bomba

A potência consumida por uma bomba ideal pode ser dada pela seguinte expressão:

$$\dot{W}_B = \dot{m}_{\text{liq}} (h_2 - h_1) \quad (\text{D.27})$$

O rendimento de uma bomba, operando com suas irreversibilidades, pode ser dado pela seguinte expressão:

$$\eta_B = \frac{\dot{m}_{liq} (h_2 - h_1)}{\dot{W}_{B \text{ eixo}}} \quad (D.28)$$

onde $\dot{W}_{B \text{ eixo}}$ é a potência de eixo consumida pela bomba.

D.4. Aumento da eficiência do ciclo de Rankine

Uma das maneiras de aumentar a eficiência do ciclo Rankine é a utilização do reaquecimento do vapor. A turbina do ciclo convencional de Rankine é substituída por duas, uma turbina de alta pressão e uma de baixa pressão. O vapor de alta pressão proveniente da caldeira é expandido na turbina de alta pressão até uma pressão intermediária, depois esse vapor é novamente reaquecido na caldeira e expandido na turbina de baixa até a pressão de condensação, como pode ser visto na Figura D.6.

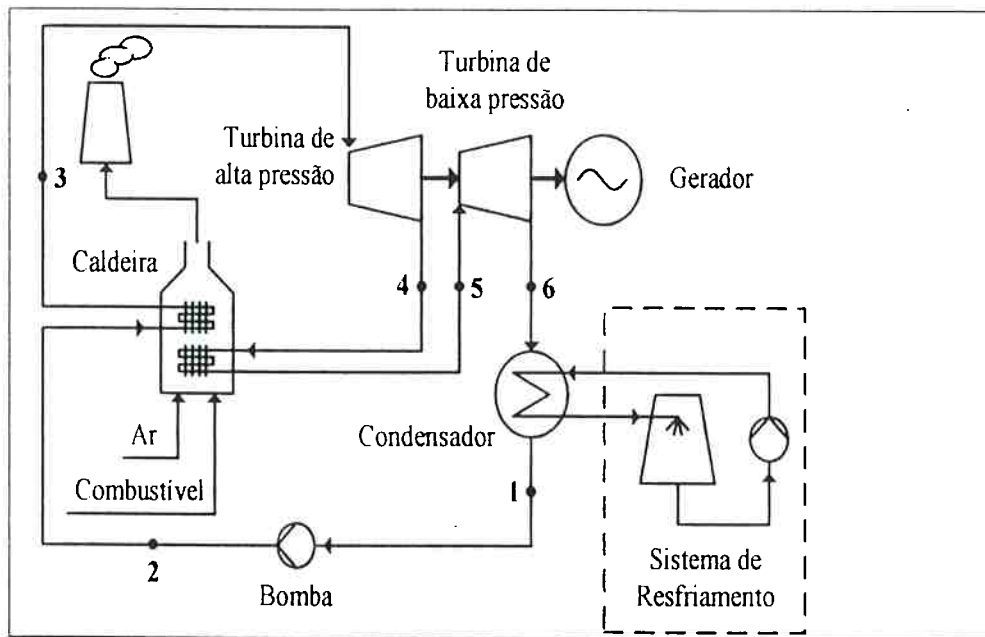


Figura D.6 – Ciclo de Rankine com reaquecimento de vapor (Russell, 1993)

O diagrama (T,s) para o ciclo de Rankine com reaquecimento pode ser visto na Figura D.7.

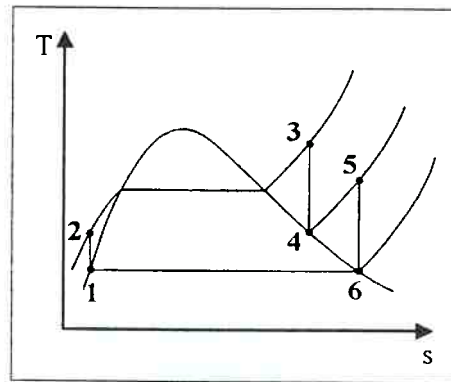


Figura D.7 – Diagrama (T,s) para ciclo de Rankine com reaquecimento

O equacionamento para este ciclo, com reaquecimento, é similar ao ciclo de Rankine convencional, mudando somente as equações do calor transferido para a água na caldeira e da potência da turbina:

$$\dot{W}_{TV} = \dot{m}_{\text{vapor}} (h_3 - h_4 + h_5 - h_6) \quad (\text{D.29})$$

$$\dot{Q}_{CD} = \dot{m}_{\text{vapor}} (h_3 - h_2 + h_5 - h_4) \quad (\text{D.30})$$

Segundo Pitanga (1985) o uso de alta pressão de vapor é viável, desde que acompanhado de um reaquecimento.

Uma outra forma de melhorar a eficiência é utilizar um pré-aquecedor de água, isto é, um trocador de calor que aumenta a temperatura do ponto (2) da Figura 5.3, com vapor extraído da turbina; diminuindo assim, as irreversibilidades provocadas pela diferenças de temperatura na caldeira. Esse trocador de calor permite trabalhar com pressões diferentes de água e vapor, pois não ocorre mistura. Esse esquema pode ser visualizado na Figura D.8.

O diagrama (T,s) para o ciclo de Rankine com pré-aquecimento de água pode ser visto na Figura D.9. Verifica-se que o ponto (7) está na zona de saturação, mas nada impede que o vapor extraído da turbina que vai para o trocador de calor saia subresfriado.

Segundo Moran (1999), para o esquema anterior também se pode utilizar um misturador, ou melhor, um trocador de calor com mistura, como pode ser visto na Figura D.10.

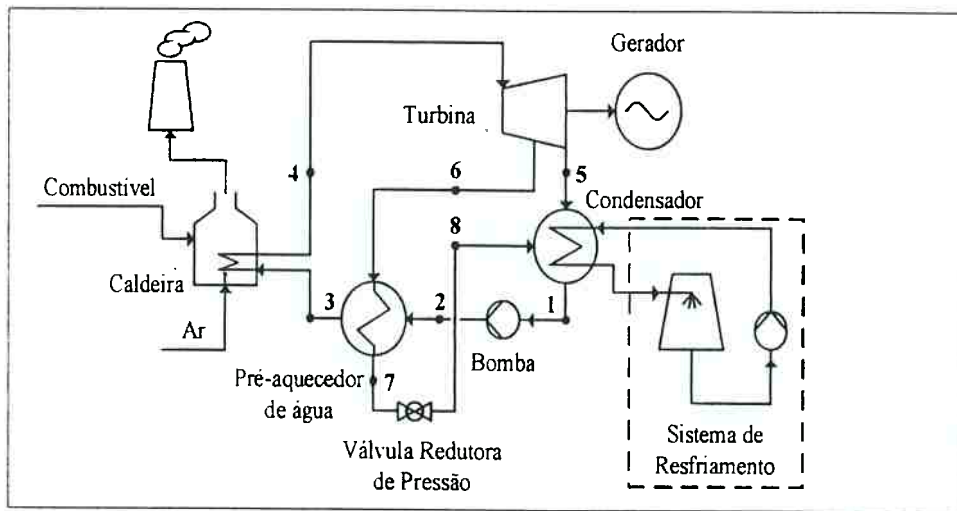


Figura D.8 – Ciclo de Rankine com pré aquecedor de água (Moran, 1999).

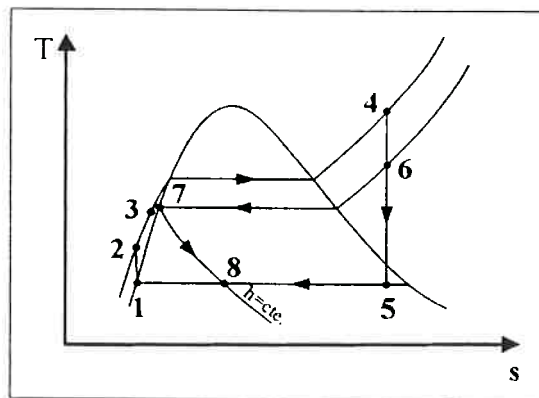


Figura D.9 – Diagrama (T,s) para ciclo de Rankine com pré-aquecedor de água

Como se está trabalhando neste ciclo com três níveis de pressão, há a necessidade de se adicionar duas bombas hidráulicas, uma para elevar a pressão de condensação (1) até o nível de pressão extraído da turbina (7) e outra para elevar a pressão do misturador (3) até a pressão de evaporação (4), como pode ser visto no diagrama (T,s) da Figura D.11.

