

TESE
1106

ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBÁ

"Utilização do Gás Natural como Combustível Complementar em
Sistemas BIG GT para Cogeração no Setor Sucro-Alcooleiro"

FELIPE RAUL PONCE ARRIETA

ITAJUBÁ - MG

2000

ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBÁ

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO



**“UTILIZAÇÃO DO GÁS NATURAL COMO COMBUSTÍVEL
COMPLEMENTAR EM SISTEMAS BIG GT PARA A COGERAÇÃO NO
SETOR SUCRO-ALCOOLEIRO”**

FELIPE RAÚL PONCE ARRIETA

ORIENTADOR: Prof. Dr. ELECTO EDUARDO SILVA LORA

CO-ORIENTADOR: Prof. Dr. MARCO ANTONIO ROSA DO NASCIMENTO

ITAJUBÁ – MG

2000



Ministério da Educação e do Desporto
ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBÁ
Reconhecida Lei 3232 - 05/01/1917

ANEXO II
FOLHA DE JULGAMENTO DA BANCA EXAMINADORA

Título da Dissertação: "Utilização do Gás Natural como Combustível Complementar em Sistemas BIG GT para a Cogeração no Setor Sucro-Alcooleiro"

Autor: Felipe Raul Ponce Arrieta

JULGAMENTO

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

Resultado Médio: Conceito A , ou seja, aprovado

Obsevações —

Itajubá, 21 de dezembro 2000

Prof. José Antônio Perrella Balestieri
1º Examinador - UNESP - FEG

Prof. Marco Antônio Rosa Nascimento
2º Examinador -EFEI

Prof. Electo da Silva Lora
3º Examinador-EFEI (Orientador)

CLASS. 620.91(043.2)
CUTTER. A775u
TOMBO. 1106

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Mauá –
Bibliotecária Margareth Ribeiro- CRB_6/1700

620.91(043.2)
A775u

Arrieta, Felipe Raúl Ponce

Utilização do gás natural como combustível complementar em sistemas BIG GT para a cogeração no setor sucro-alcooleiro / por Felipe Raúl Ponce Arrieta ; orientado por Electo Eduardo Silva Lora e co-orientado por Marco Antônio Rosa do Nascimento. -- Itajubá, MG : EFEI, 2000.
131 p. il.

Dissertação (mestrado) – Escola Federal de Engenharia de Itajubá.

1. Sistemas de cogeração. 2. Gás natural. 3. Biomassa. 4. BIG GT. 5. Termoeconomia. I. Lora, Electo Eduardo Silva, orient. II. Nascimento, Marco Antônio Rosa do, co-orient. III. Escola Federal de Engenharia de Itajubá. IV. Título.

AGRADECIMENTOS

São tantas as pessoas a quem agradecer que tenho desde já a certeza de que alguém muito querido será esquecido. A essa (s) pessoa (s) desde já me desculpo.

Este trabalho não teria sido desenvolvido com tanto prazer se não fossem os amigos, colegas professores e funcionários do Núcleo de Estudos em Sistemas Térmicos (NEST) e do Departamento de Mecânica do Instituto de Engenharia Mecânica da Escola Federal de Engenharia de Itajubá (EFEI). A eles meu agradecimento por terem feito da EFEI a minha casa... sempre lembrarei com saudades.

Agradeço a Cuba pela formação e ao Brasil por ter me acolhido como mais um filho.

Agradeço a Neusa, Eloísa, Suely, Vera, Wanderley, Carlos e Cristina pela disposição em cooperar.

Aos professores que tive na UNICAMP, em especial a Silvia, Gallo e Marcio.

A Caio por ter me acolhido no programa ALFA.

Aos professores Jamil, Germano e Zulcy por me fazer parte do Programa de Engenharia da Energia e do Petróleo da EFEI.

À ANP (Agência Nacional do Petróleo), por proporcionarem os meios sem os quais este trabalho não teria sido realizado.

Aos amigos de mesa, do almoço e do boteco, Flávio e Osvaldo... muito obrigado pela companhia, pelas conversas e debates infintos. A Mayombe também é claro...

Aos colegas de trabalho, Cíntia, Vanisa, Fernando, Ricardinho, Vladimir, Rubenildo, Juan, Ricardão, Eli, Marcelo, pela amizade e pela paciência ao compartilhar o tempo.

A Philip 'for the excellent conversations'.

A Marcos, pela ajuda, as opiniões e sugestões nos momentos necessários, pela oportunidade de ser parte do NEST.

A Electo, mais que um orientador, um colega, um grande amigo, minha gratidão.

Ao meu pai e irmãos, de quem mesmo na adversidade da distancia não tiraram o ombro amigo.

A tata, cuca, Fé, Jesús, Josué, Geini, Raúl e o resto da Família pelo carinho de sempre.

A Pilar, minha mãe, embora no céu, sempre do meu lado...

A Gi e Naile, a quem tantas vezes tive que negar o tempo, por me dar uma família.

A Amandinha, filha querida, pela grande felicidade e a força para continuar adiante.

RESUMO

O crescente aumento da demanda de energia elétrica, o aumento da disponibilidade do gás natural, a baixa eficiência dos atuais sistemas de geração de potência instalados nas usinas de açúcar e álcool e as dificuldades nestas, para a geração de eletricidade durante o todo o ano pela não disponibilidade de combustível, são as principais motivações para análise de sistemas que aumentem o potencial de cogeração no setor de açúcar e álcool.

Com este propósito é analisada, em duas partes relacionadas, a possibilidade da utilização do gás natural como combustível complementar para a cogeração no setor sucro-alcooleiro. Na primeira parte é realizada a análise econômica da integração de blocos geradores BIG GT a usinas de diferentes capacidades de moagem e consumo de vapor em processo, a partir de diferentes relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço visando calcular o custo da eletricidade gerada para a rede. Na segunda parte é realizada a análise termoeconômica, visando calcular o custo da eletricidade gerada por bloco gerador integrados a uma usina de capacidade média com um consumo de vapor reduzido se comparado ao atual.

Os resultados das duas análises convergem no mesmo resultado: em princípio, é interessante a utilização do gás natural como combustível complementar para a cogeração no setor sucro-alcooleiro.

Palavras chave:

Gás natural, Biomassa, BIG GT, Cogeração, Termoeconomia

ABSTRACT

Risks in the offer of power utility services, the availability of natural gas as fuel, the low efficiency of existing power systems in the sugar cane mills and the difficulties for power generation for the whole year, are the main basis for the analysis of high efficiency power systems to increase the electricity cogeneration in the sugar cane setor.

For this purpose, the analysis, divided in two relationed parts, of the use of natural gas as complementary fuel for cogeneration in the sugar cane industry is done. In the first part, the economic analysis of BIG GT power units, integrated to sugar cane mill with differents milling capacity and steam consumption in process is done, from using severals Natural Gas / Bagasse thermal power ratio with the objective to calculate the electricity cost. In the second part, a thermoeconomic analysis is done to compute the electricity cost for BIG GT power unit integrated at the mill with an average capacity and reduced steam consumption in process, if compared with the existing ones.

Both analysis give the same general result: the use of Natural Gas as complementary fuel for the cogeneration in sugar cane mills is an interesting choice, that must be considered.

Key Words:

Natural gas, Biomass, BIG GT, Cogeneration, Thermoeconomics.

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS	i
RESUMO	ii
ABSTRACT	iii
LISTA DE FIGURAS	vi
LISTA DE TABELAS	viii
NOMENCLATURA	ix
INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 1 - PANORAMA ENERGÉTICO DO BRASIL	2
1.1- Crescimento econômico e consumo de energia	3
1.2- Setor elétrico	4
1.3- Setor de Gás Natural.....	7
1.3.1- Gasoduto Bolívia – Brasil	7
1.4- Energia para Comunidades Isoladas e para o Meio Rural.....	9
1.6- Uso da energia renovável no Brasil.....	10
CAPÍTULO 2 - O SETOR SUCRO-ALCOOLEIRO	11
2.1– Programa Nacional do Alcool	11
2.2- Produção de eletricidade no setor sucro-alcooleiro.....	13
2.3- Alternativas de cogeração no setor sucro-alcooleiro.....	17
CAPÍTULO 3 – TECNOLOGIA BIG GT	23
3.1– A gaseificação da biomassa.....	24
3.2– Projetos com tecnologias BIG GT	28
3.2.1– Instituto de Tecnologia de Gás (IGT de Chicago, Estados Unidos)	28
3.2.2– Bioflow Ltd.....	30
3.2.3– TPS Termiska Processor AB	31
3.2.4– Battelle.....	34

3.3- Problemas a serem resolvidos para a implementação comercial do uso da gaseificação com turbinas a gás.....	36
3.3.1- Soluções tecnológicas em desenvolvimento	37
3.3.2- Problemas de impacto ambiental	38
3.4- A tecnologia BIG GT atmosférica	39
CAPÍTULO 4 - ANÁLISE ECONÔMICA	41
4.1- O sentido da integração	41
4.2- Suposições.....	44
4.2.1- Termodinâmicas	44
4.2.1- Econômicas	50
4.3- Variantes da análise	52
4.4- Discussão dos resultados. Conclusões.....	53
CAPÍTULO 5 - ANÁLISE TERMOECONÔMICA.....	62
5.1- As diferentes teorias	62
5.2- A Teoria do custo exergético. Aplicação.....	65
5.3- Definição das variantes.....	69
5.4- Discussão dos resultados. Conclusões.....	70
CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES	77
ANEXO 1- Composição volumétrica dos diferentes tipos de gases num bloco BIG GT.....	79
ANEXO 2- Análise econômica	80
ANEXO 3- Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas.....	89
ANEXO 4- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Safra)	97
ANEXO 5- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Entressafra) ...	101
ANEXO 6- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 2)	105
ANEXO 7- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Safra)	109
ANEXO 8- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Entressafra) ...	113
ANEXO 9- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 4)	117
ANEXO 10- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 5)	121
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	125

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1- Mapa simplificado do traçado do gasoduto Bolívia – Brasil	8
Figura 2.1- Esquema de um sistema BIG/CC acoplado ao esquema térmico de uma usina de açúcar	21
Figura 2.2- Resultados da simulação da implementação de um sistema BIG/CC numa usina Australiana de 600 t/h de capacidade	21
Figura 2.3- Valores de eficiência da geração de eletricidade para diferentes tecnologias de aproveitamento da biomassa	22
Figura 3.1- Tipos de gaseificadores para biomassa	24
Figura 3.2- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa do IGT, processo Renugas	29
Figura 3.3- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa da Sydkraft, processo Bioflow Ltd	30
Figura 3.4- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa da TPS	32
Figura 3.5- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa de Batelle Columbus	34
Figura 3.6- Esquema da tecnologia BIG GT atmosférica	40
Figura 4.1- Esquema simplificado da integração de blocos BIG GT com uma usina de açúcar e álcool utilizando gás natural como combustível complementar	43
Figura 4.2- Esquema de um evaporador de película descendente	45
Figura 4.3- Esquema de um tacho contínuo	46
Figura 4.4- Representação esquemática das variantes analisadas	52
Figura 4.5- Variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Considera-se a integração com 01 bloco gerador BIG GT	59
Figura 4.6- Variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Considera-se a integração com 02 blocos geradores BIG GT	60

Figura 4.7- Variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural - Bagaço. Considera-se a integração com 03 blocos geradores BIG GT.....	60
Figura 5.1- Estrutura física e produtiva de um bloco gerador BIG GT.....	66
Figura 5.2- Irreversibilidades nos diferentes subsistemas de um bloco gerador BIG GT para as relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço analisadas	74
Figura 5.3- Variação da irreversibilidade total e a eficiência exergética de um bloco gerador BIG GT com a mudança na relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço	75
Figura 5.4- Custo médio da eletricidade gerada e potência gerada (MW) com a integração na safra e entressafra para as diferentes variantes analisadas	75

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1- Informações gerais sobre o gasoduto Brasil – Bolívia.....	7
Tabela 2.1- Distribuição espacial das usinas brasileiras – 1991	12
Tabela 3.1- Quantidades médias dos principais constituintes do gás de gaseificação da biomassa	23
Tabela 3.2- Faixa de aplicação dos diferentes tipos de gaseificadores	25
Tabela 4.1- Dados da usina	44
Tabela 4.2- Valores mínimos do consumo de vapor em processo na indústria de açúcar e álcool obtidos como resultado da modelagem de diferentes variantes de sistemas de alta eficiência	46
Tabela 4.3- Valores da composição do bagaço, gás na saída do gaseificador (cru), gás natural e dos diferentes casos analisados.....	48
Tabela 4.4 Características da turbina a gás ABB.....	49
Tabela 4.5- Parâmetros gerais para análise econômica	50
Tabela 4.6- Resultados gerais da simulação por bloco gerador BIG GT operando com as diferentes relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço	54
Tabela 4.7- Exemplo dos resultados da análise econômica.....	56
Tabela 4.8- Exemplo dos resultados da análise econômica.....	57
Tabela 4.9- Exemplo dos resultados da análise econômica.....	58
Tabela 5.1- Variantes analisadas usando a termoeconomia.....	69
Tabela 5.2- Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Safra)	70
Tabela 5.3- Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa.....	71
Tabela 5.4- Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa	72
Tabela 5.5- Análise termoeconômica para os subsistemas (Variante 3 - Safra).....	73

NOMENCLATURA

A	Matriz de incidência
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ARBRE	ARable Biomass Renewable Energy
b	Exergia específica
B	Vetor de custo exergético ou das exergias que entram ao sistema
BGF	Biomass Gasifier Facility
BID	Banco Interamericano de Desenvolvimento
BIG GT	Gaseificação Integrada e Turbinas a Gás
BIG/CC	Gaseificação Integrada e Turbinas a Gás em Ciclo Combinado
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
C	Vetor de custo exergoeconômico ou das exergias que entram ao sistema
CC	Custo com Combustível
CE	Custo com Equipamento
CEG	Custo da Eletricidade Gerada
CEMIG	Companhia Energética de Minas Gerais
CENBIO	Centro Nacional de Referência de Biomassa
CESP	Companhia Energética de São Paulo
CHESF	Companhia Hidro Elétrica de São Francisco
CI	Custo de Investimento
CIRCV	Custo de Investimento para Reduzir o Consumo de Vapor no Processo
CNPq	Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
CPFL	Companhia de Força e Luz
CRC	Caldeira de Recuperação
DNDE	Departamento Nacional de Desenvolvimento Energético
ECN	Netherlands Energy Research Foundation
EFEI	Escola Federal de Engenharia de Itajubá
F	Insumo
FINEP	Financiadora de Estudos e Projetos
GEF	Global Environment Facility
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
h	Entalpia específica

HNEI	Hawaii Natural Energy Institute
I	Irreversibilidade
i	Taxa de juros
IGT	Instituto de Tecnologia de Gás
k	Custo exerético unitário
L	Perda
LTs	Linhas de Transmissão
m	Vazão mássica
MAE	Mercado Atacadista de Energia
MME	Ministério de Minas e Energia
n	Vida útil
NEST	Núcleo de Estudo em Sistemas Térmicos
O&M	Operação e Manutenção
OIE	Oferta Interna de Energia
ONS	Operador Nacional do Sistema
P	Produto ou Pressão
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PIB	Produto Interno Bruto
PICHTR	Pacific International Center for High Technology Research
PROÁLCOOL	Programa Nacional do Álcool
PRODEEM	Programa de Desenvolvimento Energético de Estados e Municípios
s	Entropia específica
SIGAME	Sistema Integrado de Gaseificação de Madeira para Produção de Eletricidade
STIG	Steam Injection Gas Turbine
T	Temperatura
tep	Toneladas equivalentes de petróleo
TIT	Temperatura de Entrada à Turbina
TJLP	Taxa de Juros a Longo Prazo
TOT	Temperatura de Saída da Turbina
TPS	Termiska Process System AB
UE	União Européia
UHE	Usina HidroElétrica

UNICAMP	Universidade Estadual de Campinas
0	Vetor zero
VPL	Valor Presente Líquido
W	Potência elétrica para a rede em safra e na entressafra
WBP	Brazilian Wood BIG GT Demonstration Project
WEC	Westinghouse Electric Corporation
YPFB	Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos
Z	Vetor de valorização externa

Letras gregas

β	Fator de capitalização
τ	Tempo de operação em safra e entressafra
Φ	Coeficiente para o cálculo da exergia dos combustíveis sólidos e líquidos
η	Eficiência exergética
α	Matriz de informações externas ou de relação de exergias
δ	Irreversibilidade relativa

Superescritos

*	Custo exergético ou exergoeconômico
---	-------------------------------------

Subscritos

0	No estado de referência
b	Relação de exergias
Bagaço	Bagaço da cana
c	Cana
e	Elétrico
f	física
q	Química
t	Térmico
v	Vapor

INTRODUÇÃO

O crescente aumento da demanda de energia elétrica, o aumento da disponibilidade do gás natural, a baixa eficiência dos atuais sistemas de geração de potência instalados nas usinas de açúcar e álcool e as dificuldades nestas, para a geração de eletricidade durante o todo o ano pela não disponibilidade de combustível, são as principais motivações para análise de sistemas que aumentem o potencial de cogeração no setor de açúcar e álcool.

O contexto atual do setor energético, apresentado no Capítulo 1, permite apreciar que o aumento da demanda faz com que a geração termelétrica seja a solução indicada em curto prazo. Esta solução coincide com uma alta disponibilidade de gás natural com a entrada em operação de vários gasodutos. Por outro lado, o uso da biomassa está limitado, tanto pela sua disponibilidade como pela sua sazonalidade, dificuldades que são passíveis de ser atenuadas com a utilização do gás natural como combustível complementar.

Por outro lado, a grande quantidade de biomassa, embora insuficiente para a geração de eletricidade durante todo o ano nas usinas de açúcar e álcool, não permite a cogeração de grandes quantidades de eletricidade com as ineficientes tecnologias instaladas. Desta forma, conclui-se no Capítulo 2 que a tecnologia BIG GT permite o aumento considerável do potencial de cogeração no setor de açúcar e álcool.

Os fundamentos, características e particularidades desta tecnologia são apresentados no Capítulo 3, onde, além da exposição da tecnologia, são tratados os diferentes projetos que visam o seu desenvolvimento, se fundamentando a seleção da tecnologia BIG GT com gaseificação atmosférica com ar para a análise da utilização de gás natural como combustível complementar para a cogeração no setor sucro-alcooleiro. Esta análise foi dividida em duas partes relacionadas.

Na primeira parte, apresentada no Capítulo 4, é realizada a análise econômica da integração de blocos geradores BIG GT a usinas de diferentes capacidades de moagem e consumo de vapor em processo, a partir de diferentes relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço visando calcular o custo da eletricidade gerada para a rede.

Na segunda parte, apresentada no Capítulo 5, é realizada uma análise termoeconômica, isto visando calcular o custo da eletricidade gerada por bloco gerador, integrados a uma usina de capacidade média com um consumo de vapor reduzido se comparado ao atual.

Os resultados das duas análises convergem no mesmo resultado: em princípio, é interessante a utilização do gás natural como combustível complementar para a cogeração no setor sucro-alcooleiro.

CAPÍTULO 1 - PANORAMA ENERGÉTICO DO BRASIL

As informações apresentadas neste capítulo, embora algumas delas tenha sido atualizada, se referem, fundamentalmente ao artigo apresentado por Moreira (1999).

A Oferta Interna de Energia (OIE) do Brasil atingiu cerca de 248 milhões de toneladas equivalentes de petróleo (tep) em 1998, com um crescimento de 2,2 % em relação a 1997. Desse montante, aproximadamente 57 % é energia limpa e renovável, sendo 38 % de hidroeletricidade e 19 % de biomassa. Dos 43 % da OIE referentes à energia não renovável, 35 % corresponderam ao petróleo e seus derivados e os 8 % restantes ao gás natural, carvão mineral e urânio.

Na área de petróleo, a PETROBRÁS, desde o início da década de 1980, vem obtendo sucesso na exploração e produção de óleo, garantindo o suprimento regular e confiável de derivados de petróleo e reduzindo a dependência externa destes energéticos, atualmente entorno de 30 %. No ano de 1979, por exemplo, no segundo choque de petróleo, esta dependência era de 85 %. Em termos globais, considerando a oferta de todas as formas de energia, a dependência externa do país é de cerca de 24 %, prevendo-se uma autosuficiência para o ano 2003 – 2005.

O programa para estimular o aumento da participação do gás natural no mercado energético e promover o maior aproveitamento de fontes não convencionais e/ou descentralizadas de energia (solar, eólica, resíduos florestais e agrícolas, óleos vegetais, pequenos potenciais hidráulicos) tem mantido a sua continuidade. A energia solar foi incentivada, principalmente no atendimento de comunidades isoladas desassistidas e no desenvolvimento do meio rural. Os programas de incentivo à elevação dos níveis de eficiência energética do país, compreendendo a produção e o uso eficiente da energia e a cogeração de energia elétrica e térmica, têm sido, também, fortemente estimulados e deverão influenciar a matriz energética nacional no longo prazo.

De outra parte o risco de falta de energia, no próximo ano, ficará em 5,4 %, ou seja, risco igual ao apresentado nos últimos cinco anos. Esse cálculo é feito com base na estimativa de crescimento do mercado, da ordem de 5,2 % em 2000. Para 2002, o risco de falta de energia será de 4,5%. Para manter o baixo risco, depende-se da efetivação de projetos de geração térmica, ao longo de 2001 e 2002. Na atualidade, a geração de 1.284 MW médios de energia (4.269 MW de potência) no País, principalmente por empreendimentos do setor que começaram a funcionar neste semestre, será consolidada em 2001. Para reforçar o cenário, ele soma os 540 MW de energia nova proporcionada pelas cerca de dez térmicas a serem

implantadas, sendo que 90% delas é pela PETROBRÁS em consórcio com outras empresas, no próximo ano. Ao todo, entre o segundo semestre de 2000 e dezembro de 2001, serão contabilizados 4.456 MW de energia nova no sistema brasileiro, melhorando a OIE no País (EFEI Energy News, 2000a).

1.1- Crescimento econômico e consumo de energia

No período 1970 a 1980, o Produto Interno Bruto (PIB) brasileiro cresceu a uma taxa média de 8,7 % ao ano (aa), com o consumo de energia crescendo, também, com taxas anuais expressivas: a eletricidade a 12,4 % aa e os derivados de petróleo a 8,3 % aa. Os fatores determinantes para esse resultado foram: as dimensões do país, com a predominância de transporte rodoviário e, ainda, o desenvolvimento da indústria de base e da infra-estrutura para o atendimento às necessidades não atendidas de muitas regiões do país. Apesar dos elevados índices de consumo de eletricidade e de derivados de petróleo, a OIE cresceu 6,5 % aa, em consequência principalmente, do pouco crescimento da biomassa (com 0,4 % aa), constantemente substituída por derivados de petróleo (GLP e óleo combustível).

A partir de 1980, sob o peso do ambiente recessivo da economia do país, estas taxas declinaram e variaram consideravelmente. No período 1980 a 1992, a economia do país cresceu em uma taxa média de apenas 1,3 % aa, com taxas variando entre - 4,3 % em 1981 e + 7,8 % em 1985. As taxas de crescimento da demanda de energia também diminuíram, mas não na mesma proporção que as do PIB. A OIE cresceu 2,8 % aa. O consumo de eletricidade cresceu 5,4 % aa, devido principalmente, à expansão da indústria eletrointensiva (alumínio, ferro gusa, etc.). Já o consumo de derivados por força de políticas de substituição, cresceu apenas 0,9 % e o consumo de biomassa 1,1 % aa, esta última superior à verificada no período 1970-1980, principalmente por conta do programa do álcool.

Nos últimos anos, com a estabilização da economia, estabeleceu-se um novo ciclo de desenvolvimento que elevou as taxas de expansão econômica e do consumo de energia. No período entre 1992 e 1997, o PIB cresceu 4,1 % aa, ao mesmo tempo em que a OIE cresceu 4,3 % aa. Neste período, os derivados de petróleo, a eletricidade e a biomassa apresentaram uma taxa média de crescimento de 5,8 %, 5,0 % e 0,6 % respectivamente. A eletricidade residencial e comercial, a gasolina automotiva e o querosene de aviação foram grandes indutores das altas taxas de consumo de energia, por conta da melhor distribuição de renda causada pelo plano REAL.

No ano 1998 Brasil teve uma forte retração no crescimento econômico, conseguindo-se para o PBI um aumento de apenas 0,15 %. Ocorre, entretanto, que os energéticos citados

acima, associados ao bem estar da população, mantiveram altos níveis de consumo, como é o caso da eletricidade, tanto residencial como comercial, que teve um crescimento acima de 7 %, da gasolina automotiva (5,2 %), do querosene de aviação (6,9 %), do diesel (6,6 %).

Assim, é de destacar que, apesar das taxas de crescimento do consumo de energia, verificada nos últimos anos, tem-se mantido o suprimento em níveis compatíveis, não tendo ocorrido crises de desabastecimento.

1.2- Setor elétrico

Foi a partir da década de 1950 que os estados brasileiros passaram a criar suas próprias empresas de eletricidade. Elas foram substituindo progressivamente as empresas privadas existentes na época. Posteriormente, o Governo Federal criou a ELETROBRAS, em 1963. Desde então a capacidade instalada de geração elétrica cresceu vertiginosamente atingindo valores acima dos 61,4 GW, excluídos os autoprodutores com cerca de 3,9 GW e os 6,3 GW da parte paraguaia de Itaipu, quase toda destinada ao mercado brasileiro.

Em 1998, por exemplo, foram acrescidos 2,31 GW à capacidade instalada de geração elétrica, sendo 2,16 GW para uso público e 0,15 GW de autoprodutores. Destaca-se a entrada em operação de 1,29 GW na UHE Serra da Mesa – GO, de 390 MW na UHE Miranda – MG e de 162 MW na UHE Três Irmãos – SP. Ao final deste ano, a geração de eletricidade para uso público se dividia entre: Estado (92,7 %, sendo 14,5 % referente à parte brasileira de Itaipu) e Setor Privado (7,3 %). A hidroeletricidade representou 95 % do total de geração elétrica nacional.

No esforço de assegurar a oferta de energia para os próximos anos, o Ministério de Minas e Energia, através da Agência Nacional de Energia Elétrica, tem realizado licitações de novos empreendimentos hidroelétricos, totalizando mais de 2,5 GW; representando um investimento privado nos próximos anos da ordem de US\$ 1,9 bilhão. Também foram expedidas autorizações, que totalizam um valor de geração acima de 1,7 GW, visando a implantação de centrais termelétricas, localizadas na sua maioria, na região sudeste entre os estados de Rio de Janeiro e São Paulo.

Hoje, mais do 60 % da distribuição de energia elétrica se encontra sobre o controle do setor privado, comparado aos 31 % em dezembro de 1997, denotando uma significativa transferência de responsabilidade pela prestação de serviços para o setor privado.

A transmissão ao mercado consumidor da energia gerada nas usinas tem sido feita, basicamente, através de dois sistemas interligados, um integrando as regiões Norte e Nordeste, com linhas de até 500 kV, ligando a UHE Tucuruí às usinas do Rio São Francisco,

e outro que integra as regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste, com linhas de 345 / 440 / 500 até 750 kV, além de elos em corrente contínua em 600 kV.

Neste sentido, foram adicionados ao Sistema Elétrico mais de 3.800 quilômetros de novas linhas de transmissão (LTs). Merece destaque a implantação da LT Norte-Sul, constituída por linha de transmissão em corrente alternada de 500 kV, com cerca de 1.280 quilômetros entre Imperatriz no Maranhão e Samambaia em Brasília, a qual interconectou os sistemas Norte/Nordeste e Sul/Sudeste/Centro-Oeste transformando-os em um único sistema interligado.

A maioria dos municípios brasileiros possui hoje serviço regular e confiável de eletricidade. Entretanto, a despeito de mais de 90 % do total de domicílios já estarem eletrificados, parte do extenso território brasileiro ainda não é coberto pela malha de transmissão. A Região Norte apresenta os maiores problemas de abastecimento de eletricidade do País, onde localidades ainda são atendidas por sistemas isolados de geração térmica a óleo diesel pouco eficientes. Isto abre amplos mercados para os investidores privados interessados no segmento de geração de pequeno e médio porte, especialmente para projetos que utilizem fontes descentralizadas de energia (por exemplo: fotovoltaica, eólica, biomassa e pequenos aproveitamentos hidráulicos). Acrescente-se, também, que o gás natural de Urucu permitirá a expansão da oferta de eletricidade na Região Norte de forma mais econômica e competitiva, ampliando as possibilidades de participação do empresário privado.

Nessa direção, a Constituição Federal foi alterada, a partir de 1995, eliminando restrições para investidores privados estrangeiros aportarem capital no setor energético. As Leis 8987 e 9074/95 (novas Leis de Concessões), introduziram profundas e importantes alterações, em especial quanto a:

- Licitação dos novos empreendimentos de geração;
- Criação da figura do Produtor Independente de Energia;
- Livre acesso aos sistemas de transmissão e distribuição;
- Liberdade para os grandes consumidores escolherem seus fornecedores de energia.

O Decreto 1717 estabeleceu as condições e possibilitou a prorrogação e o reagrupamento das concessões de serviços públicos e a aprovação dos Planos de Conclusão das obras paralisadas. O Decreto 2003, de 10/09/96, regulamentou as condições para a atuação dos produtores independentes e dos autoprodutores. Também, naquele ano, foi

instituída a Agência Nacional de Energia Elétrica - ANEEL, através da Lei N° 9427, de 26 de dezembro. Outras regulamentações ocorreram posteriormente, com destaque para:

- Lei N° 9433, de 08 de janeiro, que instituiu a Política Nacional de Recursos Hídricos e criou o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos;
- Decreto N° 2335, que constituiu a ANEEL e aprovou a sua Estrutura Regimental;
- Portaria DNAEE N° 466, que consolidou as Condições Gerais de Fornecimento de Energia Elétrica, harmonizadas com o Código de Defesa do Consumidor (Lei N° 8078, de 11/09/90).

Novas regulamentações foram editadas no sentido de aprimorar a estrutura legal do setor elétrico; entre elas destaca-se a Lei no 9.648, que criou o Mercado Atacadista de Energia (MAE) e a figura do Operador Nacional do Sistema (ONS), os quais irão proporcionar um ambiente favorável em direção à livre negociação da energia elétrica. Adicionalmente, essa Lei alterou os dispositivos legais, permitindo entre outras coisas, que:

- A ANEEL zele pelo cumprimento da legislação de defesa da concorrência;
- Aumente o limite para autorização de centrais hidrelétricas para a potência de 30 MW;
- Se defina pela primeira vez as atividades de importação, exportação e comercialização de energia elétrica, como objeto de autorização pela ANEEL;
- A definição das cisões das empresas federais de geração, isto mediante a resolução ANEEL N° 094, que define os limites de concentração para o setor elétricos, nas atividades de distribuição e geração.

Em 1998, a ANEEL implementou vigoroso programa de fiscalização, tendo realizado inspeção em todas as concessionárias, envolvendo os aspectos econômico-financeiros, qualidade de atendimento e padrões técnicos de geração. Também se iniciou o processo de descentralização de diversas atividades para as agências estaduais que foram criadas. Durante todo o ano as ações voltadas para defesa do consumidor, fortalecimento dos conselhos dos consumidores, mediação de conflitos e audiências públicas tiveram importância estratégica, devido a compromisso da Agência com a sociedade brasileira.

Ao mesmo tempo, teve prosseguimento o processo de privatização das Concessionárias de Energia Elétrica, já tendo sido transferidos ao setor privado, cumulativamente, mais de 60 % do mercado brasileiro de distribuição e totalizados recursos da ordem de US\$ 27,7 bilhões de dólares, incluída neste montante uma transferência de dívidas em torno de US\$ 6,0 bilhões.

1.3- Setor de Gás Natural

Continua sendo realizado um intenso trabalho no sentido de garantir o aumento da oferta interna de gás natural e de prosseguir e concluir novos gasodutos de transporte, um resultado importante é o Gasoduto Bolívia-Brasil, o maior empreendimento do gênero na América Latina. Representativos também são os gasodutos Urucu-Coari, na Amazônia, e os gasodutos Guamaré-Pecém e Pilar-Cabo, na Região Nordeste.

1.3.1- Gasoduto Bolívia – Brasil

A idéia de construir um gasoduto entre Bolívia e Brasil foi considerada em várias ocasiões, tendo sido objeto de discussão por quase meio século. Entretanto, por várias razões não discutíveis aqui, os diversos projetos não se apresentaram viáveis no passado.

O gasoduto Bolívia-Brasil, hoje em operação, tem seu marco inicial na Carta de Intenções sobre o Processo de Integração Energética entre Bolívia e Brasil de novembro de 1991, assinada entre a PETROBRÁS e Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB) com participação do Ministério de Energia e Hidrocarbonetos da Bolívia, em La Paz. Nesta carta, as partes manifestam a decisão de chegar a um acordo para compra e venda de gás natural boliviano em um volume inicial de 8 milhões de m³/dia, com a previsão de alcançar 16 milhões de m³/dia, em função da evolução do mercado brasileiro e da disponibilidade de gás na Bolívia (Tabela 1.1).

Tabela 1.1 - Informações gerais sobre o gasoduto Brasil – Bolívia (Moreira, 1999).

Trecho	Diâmetro, mm	Comprimento, km	Estações de compressão
Rio Grande – Puerto Suárez	812,8	557	4
Corumbá – Campinas	812,8	1258	10
Campinas – Guararema	609,6	155	-
Campinas - Curitiba	609,6	469	-
Curitiba - Frolianópolis	508,0	281	1
Frolianópolis – Criciúma	457,2	178	1
Criciúma Porto Alegre	406,4	252	-
Total Brasil	-	2593	12
Total Bolívia	-	557	4
Total geral	-	3150	16

A partir desta Carta, o Governo Federal tomou medidas visando a viabilização do acordo. O Contrato de Compra e Venda entre PETROBRÁS e YPFB foi, finalmente, assinado em 17/02/93. O contrato estaria em vigor desde sua assinatura, ficando sua eficácia

condicionada à obtenção de financiamentos em condições que garantissem a viabilidade econômica do projeto.

A viabilização financeira do projeto não foi nada simples. Diversos aditivos ao contrato de 1993 foram assinados prorrogando prazos e, também, alterando o volume negociado. A prioridade dada pelo Governo, com a inclusão do projeto, em agosto de 1996, entre os 42 empreendimentos considerados prioritários no âmbito das ações governamentais (Programa Brasil em Ação) foi um aspecto importante para sua viabilização. Contudo, somente em julho de 1997, com esquema de financiamento já equacionado, foram assinados os contratos de construção e montagem do gasoduto.

Na Figura 1.1 se apresenta o mapa simplificado do traçado do gasoduto Bolívia – Brasil. O Gasoduto Bolívia-Brasil têm aproximadamente 3.150 quilômetros de extensão, sendo 557 quilômetros do lado boliviano e 2.593 quilômetros em solo brasileiro. Inicia-se em Rio Grande, na Bolívia, com 812,8 mm de diâmetro, alcançando a fronteira com o Brasil no Mato Grosso do Sul (Puerto Suarez-Corumbá) e seguindo com o mesmo diâmetro até Campinas (1.258 quilômetros no trecho Corumbá - Campinas). Daí, divide-se em dois ramos principais com diâmetro de 609,6 mm. O primeiro até Guararema (155 quilômetros), onde se interliga com o sistema de dutos da PETROBRÁS (São Paulo - Rio de Janeiro - Belo Horizonte), e o segundo (1.180 quilômetros) até Porto Alegre.



Figura 1.1- Mapa simplificado do traçado do gasoduto Bolívia – Brasil.

A capacidade máxima do gasoduto será de 30 milhões de m³/dia. O fornecimento do gás ocorrerá em 37 'city-gates', sendo que três estão sendo instalados no Mato Grosso do Sul e treze em São Paulo. As estações de compressão serão instaladas, gradativamente, na medida que se aumente o volume de gás transportado até que se atinja o total de 16 estações, sendo quatro na Bolívia e as restantes no Brasil.

O trecho Campinas-Guararema fará a ligação com outros gasodutos já existentes na Região Sudeste que ligam as Bacias de Campos e de Santos a centros de consumo no Rio de Janeiro, São Paulo e Minas Gerais. Com a implantação do gasoduto Bolívia-Brasil, o país passará a dispor de um sistema de dutos interligados de aproximadamente 4.000 quilômetros, além do sistema já existente no Nordeste.

1.4- Energia para Comunidades Isoladas e para o Meio Rural

Com o Programa de Desenvolvimento Energético de Estados e Municípios - PRODEEM, do MME, deu-se continuidade às ações que visam a apoiar o atendimento das demandas sociais básicas de comunidades carentes dispersas em localidades não servidas pelo sistema elétrico, e a promover a elevação da renda e a geração de empregos no meio rural, mediante a instalação de pequenos sistemas energéticos de produção e uso locais, utilizando as fontes renováveis e descentralizadas de energia, em especial a energia solar. Em parcerias com outras entidades, o Programa promove, também, o desenvolvimento dos serviços de educação, saúde, abastecimento de água e comunicações.

Os levantamentos realizados pelos estados e pelas concessionárias de energia elétrica sinalizam a existência de cerca de 100.000 comunidades desassistidas e mais de 3 milhões de propriedades rurais sem energia, representando cerca de 20 milhões de pessoas impossibilitadas de participar dos processos de desenvolvimento social e de crescimento econômico do país.

Assim, como resultados do Programa, foram atendidas mais de 2000 comunidades, contemplando cerca de 400 mil pessoas, com a iluminação de escolas e centros comunitários, bombeamento de água, produção de alimentos, informação, comunicação de emergência e outros benefícios coletivos.

Desde faz alguns anos o PRODEEM consolidou as parcerias com diversas instituições interessadas no programa e realizou um grande esforço visando mostrar o extraordinário mercado potencial brasileiro para o desenvolvimento de energias renováveis e interessar o setor privado no programa, em especial nas áreas produtivas (residências e unidades rurais) e nos sistemas isolados.

Como consequência das ações do PRODEEM, o BIRD propôs financiar um projeto de energização de 78.000 residências rurais, no valor de US\$ 110 milhões e o BID preparou, em conjunto com o DNDE, o Plano de Ação do PRODEEM, envolvendo o aporte de até US\$ 9 milhões, a fundo perdido, com os seguintes objetivos:

- Elevar a capacidade de atendimento para a faixa de 10 a 15 mil comunidades por ano;
- Promover o treinamento e a capacitação, técnica, operacional e gerencial, em todos os níveis de atividade e em todo o país;
- Estimular a formação de um mercado de fornecimento de serviços de energia para o meio rural, a partir de fontes renováveis descentralizadas;
- Viabilizar a efetiva transferência de novas tecnologias, utilizando a escala do mercado brasileiro como vetor de sua aplicação competitiva no país;
- Implantar um sistema de monitoramento e avaliação dos resultados (impactos sociais e econômicos do programa), de divulgação de informações e de disseminação de soluções inovadoras e de sucesso.

Em face de sua abrangência nacional e de suas características estruturantes do desenvolvimento social e econômico local, o PRODEEM foi incluído no Programa Brasil em Ação, a partir do exercício de 1999.

1.5- Uso da energia renovável no Brasil

Neste contexto, o programa brasileiro de energia renovável inclui à biomassa entre outras fontes de energia (Eólica, solar, hidráulica, etc.). É importante salientar que a biomassa é a segunda fonte de energia primária no Brasil, representado aproximadamente o 27 % (se comparadas todas as fontes em tep). Deste valor, 14 % se correspondem à madeira e seus derivados e 13 % à biomassa canavieira. Sendo assim, é possível contar com uma ampla experiência na utilização da biomassa no Brasil.

No próximo capítulo serão abordados com mais detalhes os aspectos relacionados ao uso da biomassa canavieira no Brasil. Serão tratados os aspectos relacionados com o Programa Nacional do Álcool, que significou um grande incentivo para o uso em grande escala desta biomassa, assim como à produção de eletricidade no setor sucro-alcooleiro e as diferentes alternativas de cogeração.

CAPÍTULO 2 - O SETOR SUCRO-ALCOOLEIRO

A cana de açúcar é uma cultura agrícola importante para a economia do Brasil desde o período colonial. Em 1974, um ano antes da criação do Programa Nacional do Álcool (PROÁLCOOL), a produção brasileira de cana de açúcar representava 14,7 % da produção mundial, enquanto a produção de açúcar correspondia a 12,3 % da produção total. Na mesma época, as exportações de açúcar, em função dos altos preços alcançados naquele ano, contribuiriam com 17,4 % das exportações totais do país.

2.1– Programa Nacional do Álcool

Na atividade sucro-canavieira aconteceu uma mudança radical a partir de 1975. Com a redução dos preços internacionais do açúcar e com elevação dos dispêndios com a importação de petróleo, que atendia aquela época cerca de 80 % do consumo nacional, foi criado no final daquele ano, o PROÁLCOOL.

O PROÁLCOOL pode ser analisado com distinção de três fases que estão relacionadas a diferentes ritmos de evolução da produção. Em sua primeira fase (período 1975 - 1979), o programa tinha como objetivo a produção de álcool anidro para mistura com a gasolina automotiva (com o máximo de 20 %, em volume, de álcool), permitindo dessa forma, a redução da demanda daquele derivado e das importações de petróleo.

A segunda fase deste programa começou em 1979 e durou até 1986. Neste período, o programa foi reorientado para a produção de álcool hidratado, combustível que passou a ser utilizado puro em substituição à gasolina automotiva. A decisão pela produção em larga escala de álcool hidratado ocorreu em função de uma nova elevação dos preços internacionais do petróleo e do agravamento da situação da balança comercial brasileira.

A terceira fase, que teve início em 1986 e se estende até o presente, corresponde à estabilização da produção de álcool e é marcado por dificuldades crescentes do programa em vários aspectos. Alguns pontos que se tornaram evidentes nesta fase e que resultaram no questionamento de sua viabilidade econômica são:

- Drástica redução dos preços internacionais do petróleo a partir de meados da década de 1980, praticamente eliminando a expectativa de competitividade entre os custos de produção do álcool e os da gasolina, no curto e médio prazos. Hoje se tem um incremento notável nos preços internacionais do petróleo (até US\$ 35/barril) e que podem anular este ponto incentivando um crescimento na produção de álcool;

- Aumento acentuado da produção interna de petróleo, derivando-se uma redução das importações, reduzindo o risco de desabastecimento mesmo em um cenário pouco plausível de grave crise internacional;
- Conflitos internos em função dos problemas causados pelos grandes volumes de gasolina excedente e pelos contínuos prejuízos da empresa petrolífera associados à comercialização do álcool;
- Redução contínua dos preços fixados para a compra da cana e para a remuneração do álcool ao produtor, acarretando problemas financeiros aos usineiros. Este ponto foi o foco da crise de abastecimento verificada em 1989.

Três classes de unidades industriais podem ser identificadas no setor sucro-alcooleiro, no Brasil: as instalações de produção exclusiva de açúcar, as usinas de açúcar com unidades de produção de álcool acopladas – destilarias anexas – e as instalações de produção exclusivas de álcool (destilarias autônomas).

As destilarias anexas foram construídas durante a primeira fase do PROÁLCOOL. Na safra 1979/80, portanto no início da segunda fase, 156 destilarias anexas foram autorizadas a produzir, sendo que este número chegou a 168 na safra de 1991-92. Já as destilarias autônomas foram construídas em grande número durante a segunda fase do programa: no início deste período eram apenas 42 destilarias, enquanto na safra 1991-92 operaram 180 unidades. O maior número de usinas e a maior fração da produção está concentrada no Estado de São Paulo, fato que segundo vários analistas é uma distorção do programa. Quanto ao número de unidades de produção, a mesma concentração pode ser verificada. Na Tabela 2.1 é apresentada uma avaliação do número de usinas autorizadas a produzir na safra 1991-92. Referindo-se ao mesmo período, Borges (1991) comenta que as 90 usinas maiores brasileiras responderam àquela época por pouco menos de 60 % da produção total, avaliação feita quanto à produção de açúcar equivalente. Ainda na mesma safra, as 16 maiores usinas totalizaram quase 25 % da produção total.

Tabela 2.1 - Distribuição espacial das usinas brasileiras – 1991 (Walter, 1996).

Região	Só produtora de açúcar	Anexas	Autônoma	Total
Norte/Nordeste	17	65	38	120
Centro/Sul, menos SP	6	36	76	118
São Paulo	8	67	66	141
Brasil	31	168	180	379

2.2- Produção de eletricidade no setor sucro-alcooleiro

As primeiras instalações industriais do setor sucro-alcooleiro foram construídas em uma época em que não havia grande preocupação com o uso racional da energia, tendo sido dimensionadas para fazer uso intensivo do bagaço, praticamente eliminando-o como resíduo ao longo do período da safra.

Os primeiros projetos tinham como meta a produção do vapor necessário ao menor custo. Os geradores de vapor eram de baixa pressão, produzindo vapor saturado ou levemente superaquecido, em um número relativamente grande de caldeiras. Como os sistemas de abastecimento elétrico eram pouco desenvolvidos ou simplesmente eram inexistentes nas regiões em que as usinas estavam localizadas, o acionamento dos equipamentos da planta industrial era essencialmente mecânico e a geração elétrica visava quase que exclusivamente ao atendimento das necessidades de iluminação da própria usina e dos núcleos residenciais próximos (Sukor e Bouvet, 1991).

O uso do bagaço como combustível teve início a partir do desenvolvimento tecnológico da extração do caldo por moagem. Como as turbinas e máquinas a vapor eram pouco eficientes àquela época, muitas vezes o bagaço disponível não era capaz de suprir as necessidades de combustível, exigindo a complementação com lenha ou carvão.

A eletrificação do processo industrial foi gradual, tendo ocorrido com maior velocidade nas regiões em que a irrigação e o bombeio de água se faziam necessários. Com o tempo, os geradores de vapor passaram a produzir vapor superaquecido (a pressão de geração de vapor passou de 0,7 - 1,0 MPa para 1,2 - 1,8 MPa) e o uso de turbinas a vapor passou a ser corrente.

Durante muitos anos o interesse na geração de eletricidade nas usinas de açúcar e álcool se limitou, quando muito, à viabilização da auto-suficiência no abastecimento elétrico. Em algumas poucas regiões, no entanto, o desenvolvimento dos sistemas de cogeração a partir do uso do bagaço como combustível ocorreu de forma mais marcante.

No entanto, na prática existem várias dificuldades à viabilização do expressivo potencial de produção de eletricidade no setor sucro-alcooleiro. Essas dificuldades estão associadas a fatores de natureza diversa. Walter (1996) as resumiu, embora hoje algumas não tenham vigência num contexto econômico diferente; as dificuldades são:

- Restrições legais à participação do capital privado na geração elétrica e/ou à venda dos excedentes da geração de concessionárias de serviço elétrico ou outros consumidores;
- A longa vida útil das instalações existentes, o que limita a atratividade econômica de reformas e modernizações e restringe a viabilidade econômica da cogeração em maior

escala quase que à construção de novas usinas ou à substituição de equipamentos por obsolescência;

- O curto período de safra, que reduz a viabilidade econômica dos empreendimentos e reduz o interesse por parte do setor elétrico. Em algumas regiões, no entanto, existe uma coincidência entre a safra e o período de seca, o que deveria, em princípio, minimizar a restrição citada;
- Dificuldade de obtenção ou de utilização de outros combustíveis para emprego em complementação ao bagaço, principalmente no período de entressafra. Hoje com a entrada em operação do gás natural no mercado energético a situação é diferente;
- Ausência de rede elétrica que permita o escoamento da produção excedente, impedindo a comercialização em regiões isoladas;
- Comprometimento dos produtos da cana (basicamente bagaço) com outra atividade econômica;
- As baixas tarifas oferecidas pelo setor elétrico para a compra de energia excedentes de cogeneradores ou produtores independentes, em função de distorções tarifárias ou de uma postura pouco receptiva por parte das concessionárias. Em relação aos valores de tarifas de fornecimento, ficou estipulado que o teto para a cogeração, através de biomassa será de 80,80 R\$/MWh, sem, contudo, terem definidos os mecanismos para a compra dessa energia (Lopes, 1999). Na prática, no estado de São Paulo as usinas cogeram a um custo na faixa entre 50 e 60 R\$/MWh;
- Existência de outras opções de expansão do parque elétrico, o que se traduz nas baixas tarifas que são usualmente oferecidas aos cogeneradores.

No contexto brasileiro a cogeração nas usinas de açúcar e álcool jamais foi um processo eficiente do ponto de vista energético. O pequeno aproveitamento do potencial de geração junto às usinas pode ser entendido pela baixa atratividade econômica financeira e pela necessidade, do ponto de vista da confiabilidade do abastecimento, de um esforço maior de geração local.

Em meados da década de 1980 a situação começou a ser revertida, com a gradual definição de um quadro mais atrativo à geração elétrica em maior escala. Os elementos impulsionadores dessa mudança podem ser identificados em três pontos:

- Crise financeira do setor elétrico e, como consequência, no propalado risco de déficit no abastecimento;

- Questionamento mais vigoroso do PROÁLCOOL, dentro da atual relação de competitividade com o preço do petróleo no mercado internacional ;
- Expectativa de realinhamento de tarifas do setor elétrico, o viabilizaria com maior facilidade o investimento para garantia de auto-suficiência.

É justamente na direção do limite de auto-suficiência no abastecimento elétrico que o setor sucro-alcooleiro tem caminhado nos últimos anos. Como o contexto não é favorável à produção de eletricidade em maior escala, tal processo tem ocorrido no ritmo de substituição por obsolescência dos principais equipamentos dos sistemas de potência existentes.

O índice de auto-suficiência, por exemplo, a fração da energia elétrica que é auto gerada, tem evoluído de forma contínua e deve estar próximo a 85 % no conjunto das usinas no Centro-Sul (Zarpelon, 1992) e por volta de 94 a 95 % nas usinas associadas à COPERSUCAR (Walter, 1996). Este limite de auto-suficiências está no máximo que pode ser alcançado, pois em função dos períodos de partida e retomada do processo produtivo, uma parte da eletricidade produzida tem que ser tomada da concessionária.

Os sistemas que foram dimensionados para assegurar auto-suficiência podem, também, oferecer excedentes ao sistema elétrico, em função do perfil das curvas de demanda de potência e calor e de eventuais medidas de racionalização do consumo interno de eletricidade. Sobre esses montantes, em geral pequenos em relação à geração total da usina, é que foram viabilizadas algumas experiências de comercialização.

Dois casos devem ser especificados: as experiências do Nordeste e o das experiências no Estado de São Paulo. No nordeste a compra de energia excedente das usinas de açúcar e álcool começou em 1987, através de uma experiência de interligação (entre a CHESF e usina Japungu, na Paraíba). Em 1989, após um período hidrológico desfavorável, a CHESF implementou uma política de compra de eletricidade que levou à formalização de 10 contratos de suprimento, correspondendo a 14,9 MW. Cinco usinas e destilarias de Alagoas tinham, naquela época, contratos para suprimento de 9,4 MW. A oferta era completada em Pernambuco (para a entrega de 3 MW), dois no Rio grande do Norte (1,5 MW) e um único contrato na Paraíba (1 MW).

Embora em termos médios, a auto-suficiência no abastecimento elétrico no setor sucro-alcooleiro do Nordeste seja inferior ao que é verificado na região Centro-Sul, as experiências de comercialização naquela região devem ser consideradas pioneiras. Dois fatores

contribuiriam para este fato: a existências de algumas instalações relativamente modernas, com disponibilidade de bagaço e, principalmente, a definição de uma tarifa atraente para as usinas, em função da grave crise de abastecimento elétrico ao final da década de 1980. Mais tarde, quando a responsabilidade pelos contratos passou para as concessionárias estaduais e as tarifas para a compra dos excedentes passaram a ser fixadas tendo como referência às tarifas de suprimento, o interesse pela cogeração deixa de existir (Walter, 1996).

Já no Estado de São Paulo, a CPFL tem contratos de compra da energia excedente já há alguns anos. Em 1992 a CPFL tinha 9 contratos de curta duração assinados, para a entrega de 10,2 MW de potência e que resultaram no fornecimento de 38,7 GWh em energia; seis dessas usinas entregaram quase que sem interrupção à rede (Secretaria de Energia do Governo do Estado de São Paulo, 1992). Para 1993 a demanda contratada com as usinas aumentou para 11,8 MW. Já para 1994 foram assinados 8 contratos de curto prazo, totalizando 7,7 MW e dois contratos de longo prazo que perfazem mais 9 MW.

A CESP, outra concessionária de São Paulo, permitiu experiências na compra de eletricidade das usinas de açúcar e álcool. Suas atividades, no entanto, se limita a um único contrato de curto prazo, para o suprimento de apenas 300 kW.

Em Agosto de 1993 o Governo do Estado de São Paulo formalizou um acordo com o setor sucro-alcooleiro visando o incentivo à cogeração e à produção independente de energia elétrica a partir de subprodutos da cana de açúcar (Secretaria de Energia do Governo do Estado de São Paulo, 1992). As metas definidas através desse programa estabelecem a viabilização de até 6 GW dentro de um horizonte de 15 anos, o que representa cerca de 60 % da atual capacidade de geração elétrica no Estado. Existem metas intermediárias a serem cumpridas de forma que o potencial máximo deva ser alcançado de forma escalonada.

O Governo do Estado, através de suas empresas concessionárias de serviço elétrico, se compromete a comprar, nas condições definidas pela legislação em vigor, toda energia excedente oferecida pelas usinas do setor sucro-alcooleiro. De acordo com os termos da documentação do programa, o suprimento advindo das usinas deverá ser incorporado aos planos de expansão do setor elétrico.

Uma condição fundamental é o compromisso de que o setor sucro-alcooleiro invista, desenvolva e absorva a tecnologia necessária ao aproveitamento do potencial associado à cana de açúcar. Tal compromisso implica na assimilação da tecnologia de cogeração e/ou produção independente com emprego de turbinas a vapor de extração/condensação e o desenvolvimento da tecnologia de gaseificação de biomassa para o uso de turbinas a gás.

2.3- Alternativas de cogeração no setor sucro-alcooleiro

O setor sucroalcooleiro apresenta necessidades de eletricidade e demanda de calor com uma relação abaixo de 1, o que favorece sobremaneira a utilização da cogeração.

No entanto, a característica sazonal do seu processo de produção, com cerca de 2/3 do ano em produção e de 1/3 do ano de entressafra, eleva esta relação para a faixa de 1,5 a 2,0 e reduz o rendimento térmico global para 65,0 a 72,0 %, considerando-se a necessidade de geração contínua de energia no caso da venda da geração excedente.

O sistema de cogeração deve ser projetado de forma a atender às necessidades de eletricidade e calor com o máximo rendimento termodinâmico e geração contínua de excedente de eletricidade.

Os níveis de pressão do vapor necessários para o processamento da cana de açúcar são inferiores aos necessários para a geração de eletricidade. Processos de geração de eletricidades para expansão do vapor na turbina com eficiência mais elevada requerem pressões mais altas, e conseqüentemente tecnologias mais avançadas.

O setor sucroalcooleiro processa atualmente no Brasil cerca de 270 milhões de toneladas de cana por ano, gerando cerca de 30 % desse valor (81 milhões de t/ano) de bagaço de cana, o combustível intrínseco do setor, com teor de água de 50 % (GCPS, 1999).

O principal condicionante dos projetos de geração de eletricidade em usinas de açúcar e álcool é o ciclo sazonal da colheita da cana de açúcar. O bagaço é produzido somente durante 6 a 8 meses do ano. Por outro lado, o compromisso da geração de energia e a atratividade econômica do projeto impõem uma geração contínua durante os 12 meses do ano.

A segunda condicionante é o consumo de vapor para o acionamento de moendas e para aquecimento e cozimento no processo. A quantidade e qualidade desta demanda estabelecem a especificação da instalação de cogeração para o período de safra. Em outras palavras, deseja-se o vapor e a energia necessários para o processo durante o período de safra e a energia excedente decorrente da geração nesta fase bem como a energia gerada no período entressafra, que será ofertada para a rede ou para terceiros.

Considerando-se uma usina típica com porte de cerca de 6 milhões de t/ano de cana processada, tem-se os valores médios do consumo de calor (na forma de vapor), eletricidade e geração de bagaço de cana de 229,3 MW, 20,0 MW e 441,6 MW respectivamente (GCPS, 1999).

Nos casos em que se tem o bagaço da cana como insumo em instalações de cogeração com caldeiras de produção de vapor e turbina a vapor para geração elétrica, pode-se considerar como válida a extrapolação linear na escala de potência da instalação.

Assim, extrapolando-se o caso típico apresentado para o setor sucroalcooleiro como um todo, pode-se concluir que o processamento de 270 milhões de t/cana por ano, que representa o equivalente a cerca de 81 milhões de bagaço de cana com 50 % de umidade, o setor pode gerar a eletricidade equivalente a uma potência instalada de aproximadamente 4.020 MW, atendendo a toda a demanda de eletricidade e vapor necessários ao processamento da cana, nos meses de safra (GCPS, 1999).

Isto corresponde a 1.340 MW de autoprodução. Nos meses de entressafra, quando o consumo próprio é igual a zero, a potência instalada de 4.020 MW pode ser considerada excedente. No período de safra o excedente seria de 2.680 MW.

Esta estimativa não contempla qualquer plano de expansão do setor. Considerando-se que o setor tem instalado cerca de 1.000 MW, este potencial representa um crescimento de aproximadamente quatro vezes o valor atual. O salto para este patamar exige do empresário do setor a consciência de que com uma tecnologia superior à tradicional, ele incorpora de forma lucrativa ao seu ramo de atividade-fim um subproduto, a eletricidade.

A tecnologia necessária para a implementação deste potencial é validada com custos específicos de investimentos variando entre 1300 – 1700 US\$/kW, em função tanto das características da instalação como das particularidades de cada usina. A atratividade de tais investimentos depende fundamentalmente da garantia de que a eletricidade excedente gerada possa ser vendida e do seu valor de mercado.

A geração de uma certa quantidade de energia elétrica excedente, embora proporcionalmente pequena em relação ao potencial total, pode ser viabilizada, em primeira instância, através da racionalização dos usos da energia elétrica e da potência mecânica dentro da própria usina. O efeito da racionalização do uso de energia elétrica (com o uso de técnicas usuais em qualquer instalação industrial) sobre a viabilização de excedentes para comercialização não merece maiores comentários. Por outro lado, a racionalização do uso de potência mecânica permite o aumento da disponibilidade de vapor para as turbinas de geração elétrica.

A viabilização de uma quantidade maior de potência elétrica excedente requer a substituição parcial dos equipamentos existentes ou a ampliação da instalação em seu conjunto. Quando a comercialização de excedentes tem recebido maior estímulo, a tendência tem sido a adoção de turbina a vapor de extração – condensação (Walter, 1996). No Brasil,

em função das restrições expostas, todas as melhorias dos sistemas têm sido feitas com a manutenção das turbinas de contra-pressão.

Até o momento os investimentos foram realizados apenas com o objetivo de garantir a auto-suficiência ou a geração de pequena fração de excedentes. A adoção de medidas mais favoráveis à cogeração pode favorecer acréscimos substanciais na capacidade instalada. A tendência, nesse caso, seria a elevação dos níveis de pressão de geração do vapor de algumas caldeiras ou de todo o parque gerador para valores entre 4,2 MPa ou 6,3 MPa.

A elevação da pressão do vapor gerado conjuntamente com a manutenção do sistema de acionamento mecânico e das turbinas a vapor de geração elétrica que ainda estão em condições de operação faz com que o sistema de vapor das usinas fique mais complexo, com uma configuração em cascata, com pelo menos um nível de pressão intermediária entre a de geração e a de processo.

Existem algumas divergências, tanto do ponto de vista técnico quanto econômico, com relação à solução mais adequada. Alguns técnicos advogam a uniformização da geração de vapor a uma pressão moderada, em geral não superior a 3,2 MPa, enquanto outros sugerem a definição dos arranjos em cascata que poderiam evoluir, com o passar do tempo, até a configuração de sistemas com toda a geração a mais alta pressão – na faixa de 4,2 a 8,8 MPa. Carpio (2000) na sua análise apresentou que, nesta faixa, 6 MPa resulta ser a pressão mais viável.

A indústria nacional está capacitada a oferecer geradores de vapor até o limite de 8,0 MPa, sendo que até 6,3 MPa algumas unidades já foram comercializadas. No entanto, existe um certo receio no segmento sucro-alcooleiro, associado à falta de experiência na operação de caldeiras de mais alta pressão, assim como às exigências de tratamento de água que não condizem com a prática atual das usinas.

A geração de eletricidade em larga escala a partir de subprodutos da cana de açúcar só ocorrerá, no entanto, com a alteração dos sistemas de cogeração com turbinas a vapor de contra-pressão que operam exclusivamente no período de safra. Duas tecnologias devem ser consideradas nesse caso: a das turbinas a vapor de extração-condensação, tal como já ocorre em alguns países, e os sistemas com Gaseificação Integrada e Turbinas a Gás (BIG GT), que ainda não são comerciais.

Neste sentido, Lora et al., (1999) fizeram uma comparação com esses dois sistemas. Para uma usina de 205 t/h de capacidade de moagem, foi feita a simulação técnico-econômica da implementação dessas tecnologias operando apenas com bagaço no período da safra. As conclusões principais desse trabalho são:

- Maiores quantidades de energia elétricas podem ser entregue na concessionária quando se emprega a tecnologia BIG GT. Esta conclusão se fundamenta no fato de que a eficiência térmica deste sistema é mais alta da que o sistema de turbina a vapor de condensação com extrações.
- Uma melhor viabilidade financeira (menor período de recuperação do investimento, por exemplo) é obtida com o emprego do sistema com turbina a vapor de condensação com extrações, fato relacionado diretamente com os baixos custos específicos de investimentos deste sistema com relação ao sistema BIG GT. Mesmo assim, ao final da vida útil da implementação, um valor presente líquido (VPL) pouco mais alto é obtido para o sistema BIG GT (compensado pela quantidade de energia elétrica entregue para a rede);
- Nos dois casos o custo da eletricidade se apresenta competitivo para as condições atuais no setor elétrico.

O problema fundamental, em termos de viabilidade financeira, que se apresenta para a implementação destas tecnologias é conseguir um alto número de horas de operação ao longo do ano. Ponce e Walter (1999) fazem uma análise desta problemática para determinar o potencial de geração de eletricidade, para o caso do setor sucro-alcooleiro cubano, empregando sistemas BIG GT. Pode-se apreciar as grandes quantidades de biomassa canavieira que são necessárias para se ter geração de eletricidade o ano todo. É justamente neste contexto que o gás natural vindo da Bolívia é importante, pois pode ser usado como combustível complementar para a geração de eletricidade com este sistema a fim de garantir a operação durante a entressafra.

Hobson e Dixon (1998) realizaram um estudo sobre a possibilidade de implementar sistemas BIG GT nas condições das usinas de açúcar australianas. O esquema térmico analisado é mostrado na Figura 2.1. As conclusões principais da modelagem foram:

- Para um consumo específico de vapor de 520 kg/tc a energia dos gases de escape da turbina não é suficiente para gerar o vapor de processo. Para este nível de consumo de vapor 70 % do bagaço deve ser desviado do gaseificador e alimentado diretamente aos geradores de vapor;
- A redução do consumo de vapor de 520 kg/tc para 400 kg/tc aumenta a potência disponível do sistema BIG GT de 88 para 148 MW. Uma redução adicional no consumo de vapor até 320 kg/tc conduz a um acréscimo moderado da potência até 153 MW. Na

mesma faixa de valores analisados um sistema de vapor convencional aumenta a potência disponível desde 37 até 43 MW (Figura 2.2);

- A eficiência de geração anual utilizando a tecnologia BIG GT com a recuperação da palha de cana (37 %) é quase 4 vezes maior que com a melhor tecnologia atualmente disponível.

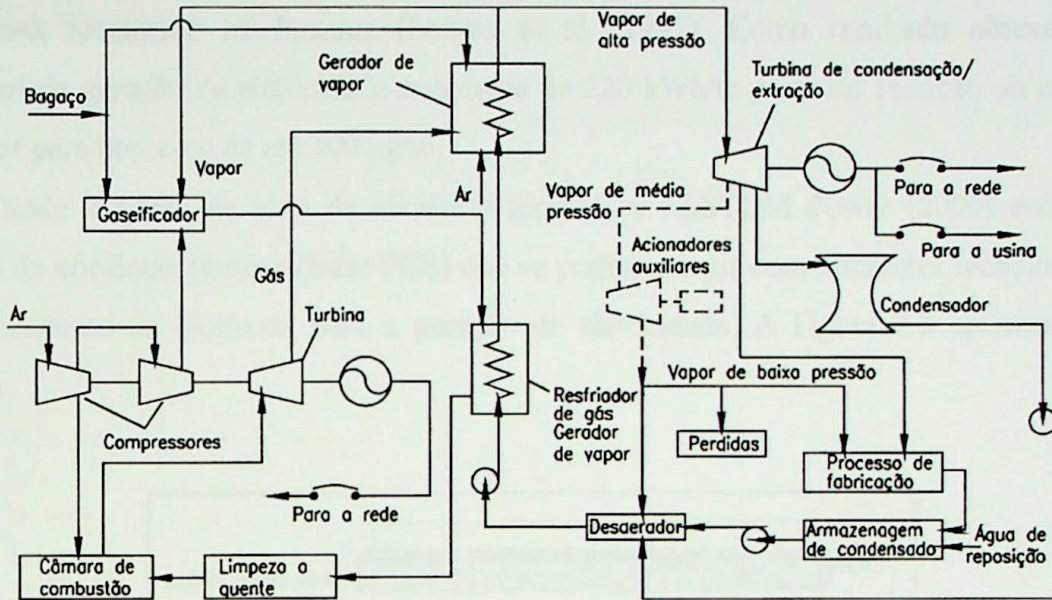


Figura 2.1- Esquema de um sistema BIG/CC acoplado ao esquema térmico de uma usina de açúcar (Hobson e Dixon, 1998).

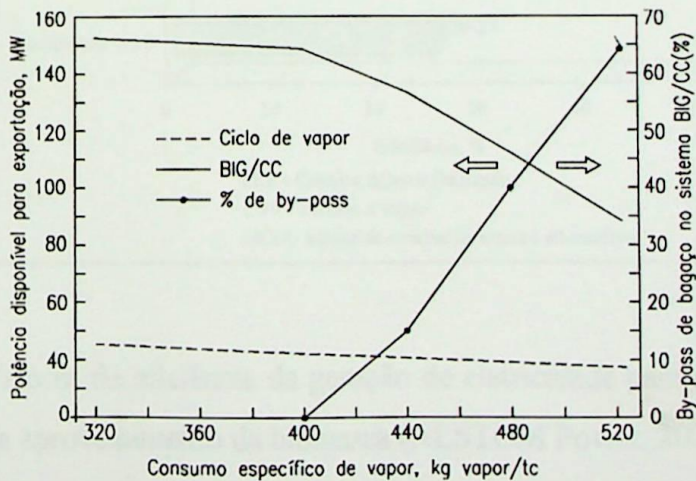


Figura 2.2- Resultados da simulação da implementação de um sistema BIG/CC numa usina Australiana de 600 t/h de capacidade (Hobson e Dixon, 1998).

Turn (1998) apresenta os resultados de um estudo considerando a integração de um sistema BIG GT a usina de açúcar Okelele Sugar Company com uma capacidade de moenda

de 120 tc/h e um consumo de vapor de 420 kg/tc. A potência líquida da turbina de gás é de 18,8 MW de eletricidade, correspondendo 4,5 MW ao ciclo de vapor de 41 bar de pressão. No período fora de safra o sistema BIG GT opera como uma central termelétrica de 25,4 MW e 28,5 % de eficiência utilizando um combustível auxiliar.

Outro estudo considera a utilização de turbinas a gás com injeção de vapor (*Steam Injected Gas Turbine*, STIG) e foi realizado utilizando dados técnicos da usina de açúcar Monimuska localizado na Jamaica (Larson et al., 1987). Como resultado obteve-se um potencial de geração de eletricidade excedente de 220 kWh/tc para uma redução no consumo de vapor para processo de até 300 kg/tc.

Desde o ponto de vista da eficiência térmica, a ALSTOM Power (2000) estimou os valores de eficiência térmica (Base PCS) que se podem atingir com diferentes tecnologias, no aproveitamento da biomassa para a geração de eletricidade. A Figura 2.3 apresenta esses valores.

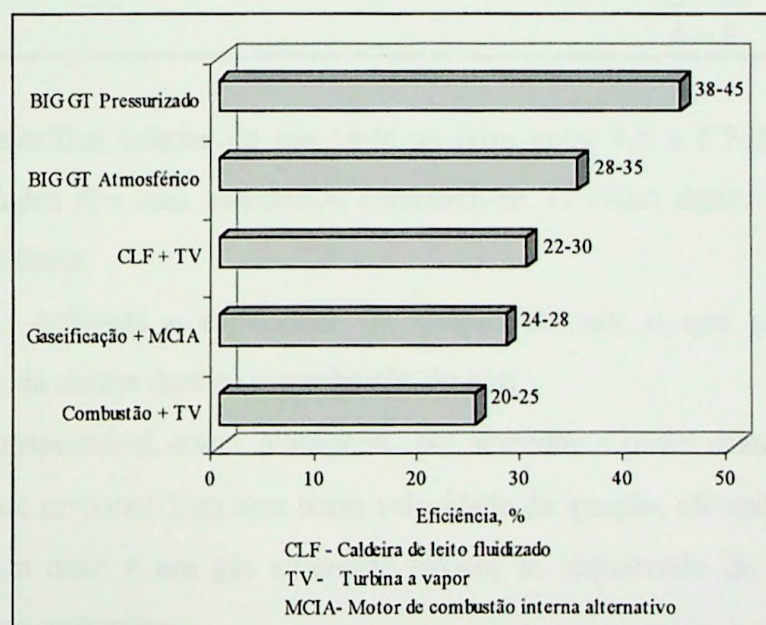


Figura 2.3- Valores de eficiência da geração de eletricidade para diferentes tecnologias de aproveitamento da biomassa (ALSTOM Power, 2000).

Desta forma, conclui-se que a tecnologia BIG GT permite o aumento considerável do potencial de cogeração no setor de açúcar e álcool. Os fundamentos, características e particularidades destes sistemas são apresentados a seguir.

CAPÍTULO 3 – TECNOLOGIA BIG GT

A gaseificação da biomassa permite a produção do gás combustível que é utilizado nos sistemas BIG GT. O gás produzido é composto por uma mistura de gases combustíveis e não combustíveis. Na Tabela 3.1 apresentam-se as quantidades médias destes constituintes, sendo que as mesmas dependem do tipo de combustível e suas características, assim como das condições de operação.

Tabela 3.1 – Quantidades médias dos principais constituintes do gás de gaseificação da biomassa (Turare, 2000).

Constituinte	% Volume
Hidrogênio	10 – 20
Metano	2 – 4
Monóxido de carbono	15 – 30
Dióxido de carbono	5 – 15
Nitrogênio	45 – 60
Vapor de água	6 – 8

O poder calorífico inferior do gás varia na faixa entre 4,5 e 6 MJ/m³, isto, segundo sejam as quantidades dos seus compostos combustíveis. O efeito destes compostos no gás resume-se na seqüência:

- Hidrogênio: Aumenta a capacidade de ignição do gás, o que garante uma maior estabilidade da chama durante a combustão do gás;
- Metano: É responsável, com o hidrogênio, por aumentar o poder calorífico do gás;
- Monóxido de carbono: Tem uma baixa velocidade de ignição, afetando a estabilidade da chama. Além disto é um gás altamente tóxico, se requerendo de cuidados especiais durante o seu manuseio;

Comparados com os compostos antes mencionados, o dióxido de carbono e o nitrogênio são compostos não combustíveis. Um alto conteúdo de dióxido de carbono indica a incompleta redução do carbono em monóxido de carbono. A presença de vapor de água pode ser devido à umidade do ar fornecido para a gaseificação, a injeção de vapor ao reator ou à umidade do combustível.

3.1– A gaseificação da biomassa

Em termos gerais a gaseificação pode ser feita em leito fixo ou em leito fluidizado. A principal diferença entre os dois é o fato de que no leito fixo a velocidade do gás encontra-se abaixo da velocidade mínima de fluidização das partículas. No caso do leito fluidizado, a velocidade do gás varia entre a mínima de fluidização e a de arraste das partículas.

Na Figura 3.1 se apresentam os esquemas dos diferentes tipos de gaseificadores. Para maior esclarecimento sobre o estado da arte da gaseificação da biomassa, pode-se consultar o relatório de Kaltschmitt, (1994) publicado nos Estados Unidos.

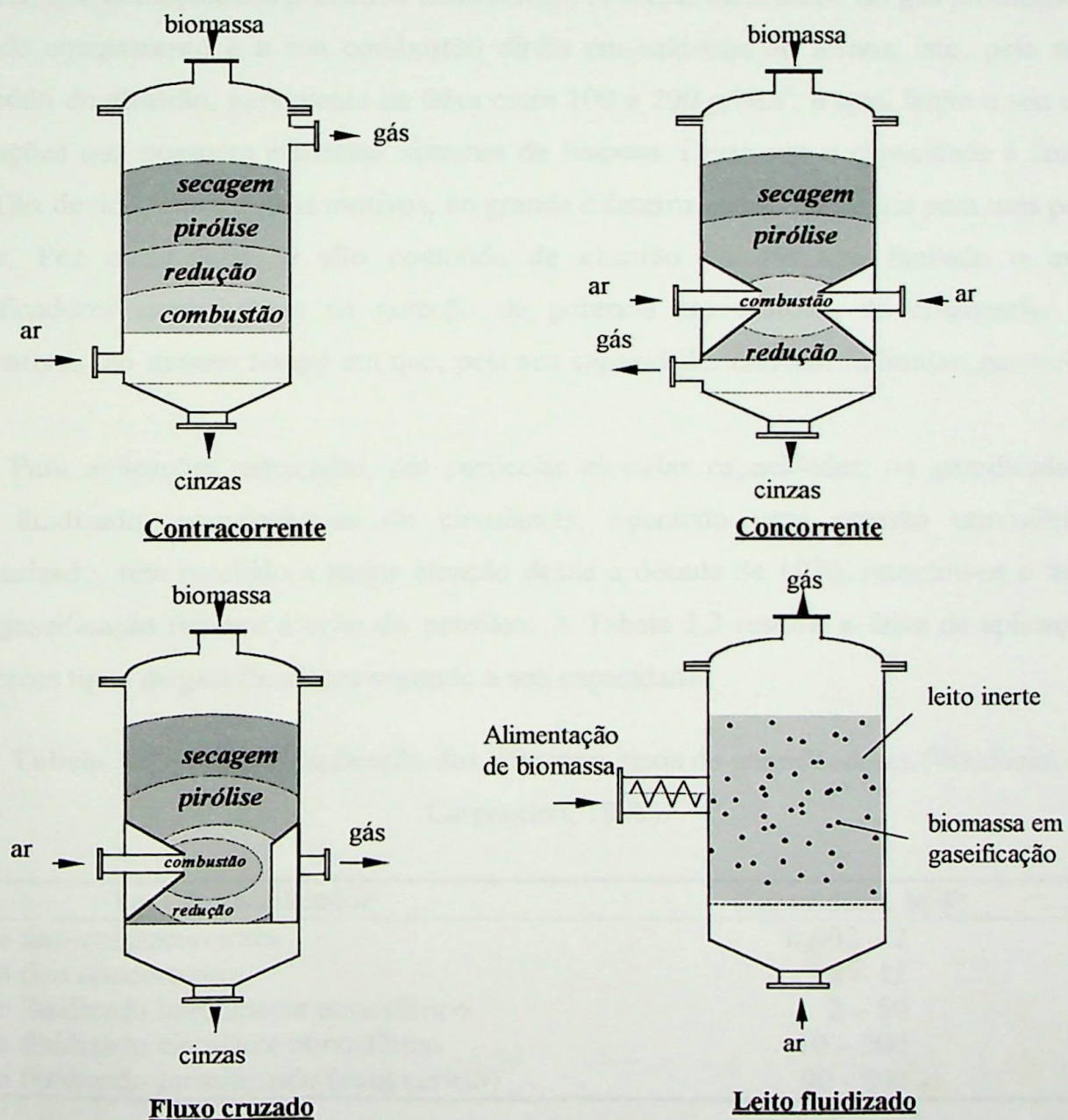


Figura 3.1- Tipos de gaseificadores para biomassa.

Os gaseificadores concorrentes foram desenvolvidos pouco antes e durante a Segunda Guerra Mundial, visando gerar gás combustível para motores de combustão interna alternativos, isto, com fins estacionário ou automotivo. Os requerimentos de qualidade do gás para estas aplicações limitam-se ao baixo conteúdo de alcatrão, o qual é conseguido com a posição acima da garganta de saída do gás. O principal obstáculo para operar este equipamento em níveis de potência térmica acima de 1 MW é a geometria da garganta de saída do gás. Como perspectiva à aplicação de geração de potência, esta forma de gaseificação é limitada pela sua capacidade e eficiência.

À diferença dos anteriores, os gaseificadores contracorrentes possuem uma antiga história, que começou nos primeiros altos fornos. A forma mais usada do gás produzido nesse tipo de equipamento é a sua combustão direta em caldeiras ou fornos, isto, pelo seu alto conteúdo de alcatrão, geralmente na faixa entre 100 e 200 g/Nm³, o qual limita o seu uso nas aplicações que possuem eficientes sistemas de limpeza. Desta vez a capacidade é limitada a 20 MWt devido, entre outros motivos, ao grande diâmetro que se precisaria para uma potência maior. Por outro lado, o alto conteúdo de alcatrão no gás tem limitado o uso dos gaseificadores concorrentes na geração de potência em motores de combustão interna alternativos, ao mesmo tempo em que, pela sua capacidade, também se limitou nas turbinas a gás.

Para aplicações avançadas, em particular elevadas capacidades, os gaseificadores de leito fluidizado, convencionais ou circulantes, operando com pressão atmosférica ou pressurizado, têm recebido a maior atenção desde a década de 1970, retomou-se o interesse pela gaseificação durante a crise do petróleo. A Tabela 3.2 resume a faixa de aplicação dos diferentes tipos de gaseificadores segundo a sua capacidade.

Tabela 3.2 – Faixa de aplicação dos diferentes tipos de gaseificadores (Waldheim e Carpentieri, 1998).

Tipo de gaseificador	Capacidade, MWt
Leito fixo contracorrentes	0,002 – 2
Leito fixo concorrentes	2 – 15
Leito fluidizado borbulhante atmosférico	2 – 50
Leito fluidizado circulante atmosférico	10 – 200
Leito fluidizado pressurizado (com carvão)	90 - 800

Uma comparação entre as diferentes tecnologias de gaseificação (leito fixo ou fluidizado), atendendo vários aspectos, é apresentada a seguir:

- Quantidades de fases envolvidas: Uma fase gasosa e uma sólida para os gaseificadores de leito fixo. Duas fases gasosas (uma na emulsão de gás e outra na bolha) e uma fase sólida para o leito fluidizado;
- Queda de pressão no leito: Aumenta à medida que aumenta a velocidade superficial das partículas no leito fixo. Para o leito fluidizado a queda de pressão permanece praticamente constante na faixa de fluidização das partículas;
- Temperatura do leito: Varia significativamente com a presença de altos picos na zona de combustão para o caso do leito fixo. No leito fluidizado a temperatura média do leito permanece constante, e é muito menos que a dos picos no leito fixo, onde acontecem processos semelhantes;
- Diferença de temperatura entre as fases: Relativamente pequena entre as fases gasosa e sólida para o caso do leito fixo. Pode ser grande entre as bolhas de gás e a emulsão de gás, para o caso do leito fluidizado;
- Concentração de alcatrão no gás produzido: Alta para os gaseificadores de leito fixo a contracorrente, devido ao fato da região de volatilização se localizar perto do duto de saída do gás. Para o gaseificador concorrente a concentração de alcatrão no gás é a menor, pois a volatilização realiza-se antes da região de combustão, mesmo assim este último tipo de gaseificação apresenta limitações com relação ao tamanho por apresentar problemas de controle. Para o caso dos gaseificadores de leito fluidizado é baixa a concentração de alcatrão no gás produzido. O processo de volatilização acontece dentro do leito, o que garante uma completa destruição do alcatrão pela quebra das moléculas pesadas ou a produção de coque;
- Flexibilidade relacionada ao tipo de combustível: Média ou baixa para o leito fixo. A limitação está relacionada principalmente com a mínima concentração necessária de carbono na região de combustão para manter uma alta temperatura dos gases na região de gaseificação. Este problema é mais difícil nos equipamentos que operam à pressão atmosférica com ar. Para os gaseificadores de leito fluidizado a flexibilidade relacionada ao tipo de combustível é alta. Na realidade, a concentração de carbono no leito fluidizado é 2 a 5 %;
- Controle: Médio ou baixo para os gaseificadores de leito fixo. Nos casos a contracorrente pode-se ter um grau de controle razoável, embora seja com uma lenta capacidade de resposta. No gaseificador de leito fixo concorrente a potência térmica máxima é de 1 MW, devido às dificuldades que se apresentam para se obter um perfil

de temperatura uniforme na região de combustão, nos equipamentos de grande porte (Salo, et al., 1998). O grau de controle nos gaseificadores de leito fluidizado pode ser alto. O leito, neste caso, opera a uma temperatura baixa e com um perfil de temperaturas uniforme. Além disto, o tempo de resposta se reduz a poucos minutos, mesmo para equipamentos de grande porte. Isto acontece pela alta relação de mistura entre as fases gasosas e sólida no leito fluidizado;

- Riscos de operação: Maiores riscos de saída de operação acontecem para os gaseificadores de leito fixo pela possível formação de blocos de cinza fundida na região de combustão, onde se têm zonas de altas temperaturas. Problemas de fusão de cinzas também podem acontecer em gaseificadores de leito fluidizado pelos mesmos motivos, embora que, com o controle e a uniformidade do perfil de temperaturas, estes riscos são menores;
- Conversão de carbono: Altos índices de conversão de carbono podem ser atingidos nos gaseificadores de leito fixo com relativa facilidade. No caso dos gaseificadores de leito fluidizado é difícil atingir um índice de conversão de carbono de 95 %, estabelecendo-se um compromisso entre a qualidade do gás e o regime de fluidização. Este aspecto é mais crítico quando se emprega ar no lugar de oxigênio como agente oxidante;
- Eficiência a frio: Relativamente alta para os gaseificadores de leito fixo. Se o alcatrão não é incluído como um componente combustível no gás, então a eficiência é menor. Valores de 70 % são comuns para gaseificadores de leito fixo que empregam ar como agente oxidante. Para os gaseificadores atmosféricos de leito fluidizado, que empregam ar como agente oxidante, é comum encontrar valores de 50 %. Já nos pressurizados, empregando oxigênio, valores de 70 % de eficiência a frio podem ser obtidos na maioria dos casos;
- Eficiência a quente: Pode atingir 80 % para os gaseificadores de leito fixo. Para os de leito fluidizado valores na faixa de 60 - 85 % podem ser reportados. Os valores maiores correspondem para os gaseificadores de leito fluidizado pressurizado. No caso dos atmosféricos, podem ser atingidos valores de 70 %, com perdas na eficiência a frio;
- Faixa de operação estável: De 2 para 1 no caso dos gaseificadores de leito fixo. De 4 para 1 no caso do leito fluidizado, e ainda maiores para os grandes equipamentos onde o leito pode ser dividido em várias seções;
- Custo específico de investimento: Médio para gaseificadores de leito fixo. Algumas unidades devem ter dispositivos para a remoção das cinzas e os materiais da região de

combustão. Baixo para os gaseificadores de leito fluidizado, principalmente pela baixa e uniforme temperatura no leito.

Na atualidade, a aplicação dos gaseificadores de leito fluidizado para a geração de eletricidade com elevados níveis de potência tem a sua motivação em sistemas integrados com turbinas a gás em ciclo combinado (BIG GT), e está sujeita ao desenvolvimento comercial desta tecnologia. Na seqüência são apresentadas as características fundamentais dos projetos onde se realizam esforços neste sentido.

3.2– Projetos com tecnologias BIG GT

Para desenvolver a tecnologia BIG GT, vários projetos fazem testes e demonstrações ao redor do mundo. À continuação inclui-se um resumo dos mesmos (Turn, 1998). A apresentação agrupa-se segundo as diferentes tecnologias de gaseificação que são empregadas.

3.2.1– Instituto de Tecnologia de Gás (IGT de Chicago, Estados Unidos)

O IGT desenvolveu o processo Renugas. Neste caso se emprega um gaseificador de leito fluidizado borbulhante pressurizado que usa ar e vapor como agentes de gaseificação. (Evans, et al., 1988). Os projetos onde se utiliza o processo Renugas são:

- Carbona Inc., Tampere, Finlândia;
- Biomass Gasifier Facility, Paia, Havaí.

Na Figura 3.2 se apresenta um esquema simplificado do gaseificador de leito fluidizado de biomassa do IGT, que faz parte do processo Renugas.

Projeto Carbona Inc., Tampere, Finlândia: O projeto piloto do processo Renugas foi construído na cidade de Tampere, Finlândia, pela Enviropower Inc., uma empresa subsidiária da Tampella Power (Salo, et al., 1998). A unidade foi comissionada em 1993, como uma instalação demonstrativa, e operou mais de 2000 horas com resíduos de papel, madeira e misturas de carvão, alfafa, e uma variedade de tipos de madeira, somando mais de 5000 toneladas. A pressão de operação do gaseificador é aproximadamente 2 MPa. Carbona Inc. está procurando vários projetos relacionados com sistemas de gaseificação ao redor do mundo. Estes incluem a instalação de um sistema BIG GT de 75 MWe em Granite Falls, Minnesota (Estados Unidos) usando alfafa como combustível (Northern Sates Power, 1995).

O custo de investimento foi calculado em 1643 US\$/kW, baseado numa potência elétrica líquida de 75 MWe.

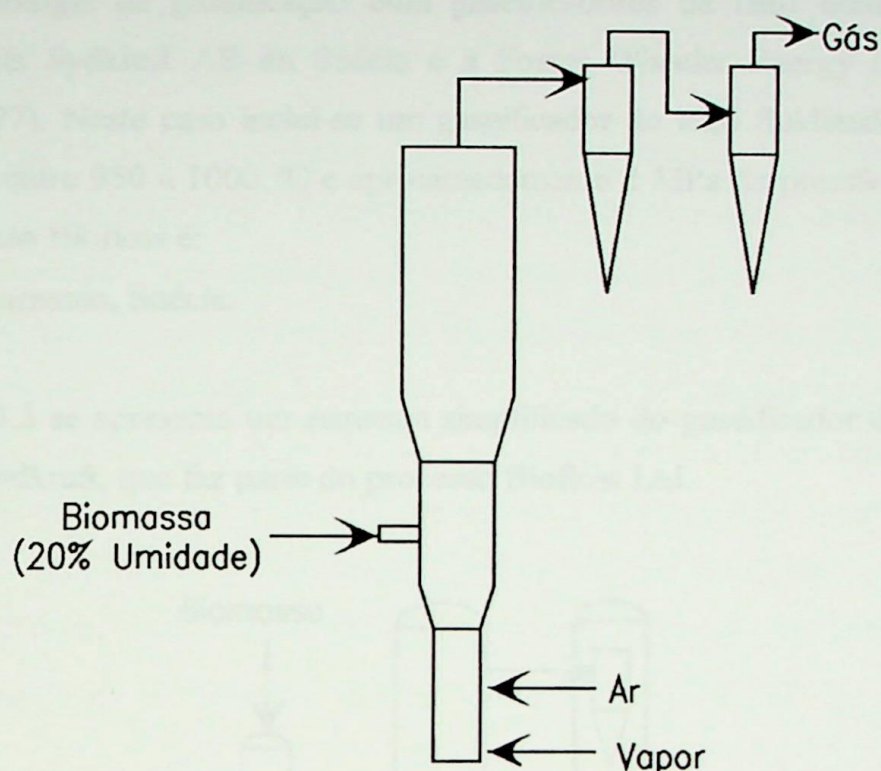


Figura 3.2- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa do IGT, processo Renugas.

Projeto Biomass Gasifier Facility, Paia, Havaí: Outra alternativa de desenvolvimento da tecnologia de Renugas é feita através da Biomass Gasifier Facility (BGF), instalação localizada na usina HC&S Paia, Havaí (ilha de Maui). A capacidade de projeto do sistema era 91 toneladas de bagaço seco por dia, embora a capacidade do compressor limitou a operação até 50 toneladas bagaço seco por dia. A pressão de operação do gaseificador era aproximadamente 2 MPa. O gerenciamento do projeto foi feito pela Westinghouse Electric Corp., (WEC) e incluía a, IGT, PICHTR, e HNEI, como participantes do projeto. O financiamento foi fornecido pelo Departamento de Energia dos Estados Unidos, o Estado de Havaí, e a WEC (Wiant, et al., 1997). O filtro de gás quente de Westinghouse foi inicialmente testado no IGT (Westinghouse Electric Corp., 1995) e foi instalado para filtrar o 10% da vazão de gás no ponto de desenho da instalação para uma vazão de alimentação de combustível de 91 toneladas (base seca) por dia.

3.2.2– Bioflow Ltd

Bioflow Ltd: É uma empresa ‘joint venture’ fundada no ano 1992 para entrar no mercado da tecnologia de gaseificação com gaseificadores de leito fluidizados circulante desenvolvidos pela Sydkraft AB da Suécia e a Foster Wheeler Energy International, Inc. (Stahl, et al., 1997). Neste caso inclui-se um gaseificador de leito fluidizado que opera com uma temperatura entre 950 a 1000 °C e aproximadamente 2 MPa de pressão. O projeto onde se utiliza o processo Bioflow é:

- Sydkraft, Varnamo, Suécia.

Na Figura 3.3 se apresenta um esquema simplificado do gaseificador de leito fluidizado de biomassa de Sydkraft, que faz parte do processo Bioflow Ltd.

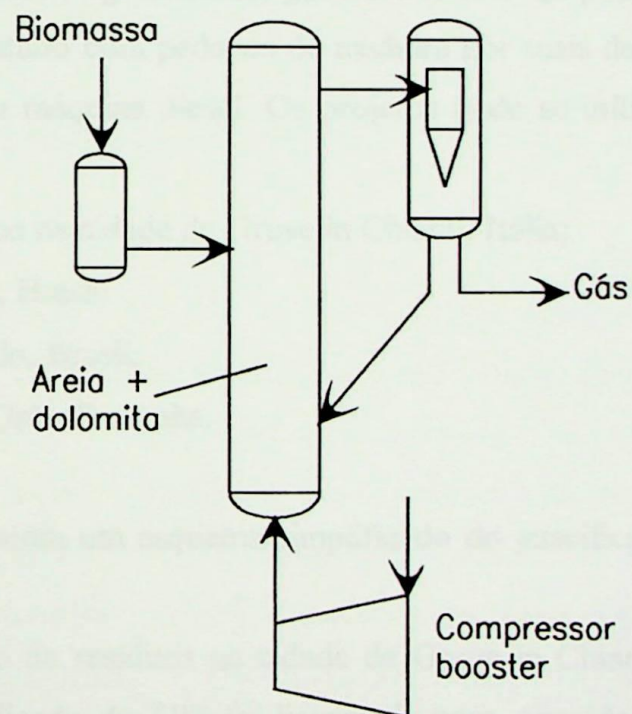


Figura 3.3- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa da Sydkraft, processo Bioflow Ltd.

Projeto Sydkraft, Varnamo, Suécia: O combustível, principalmente madeira em pedaços pequenos ou ‘pellets’, é fornecido por um sistema do tipo ‘lock hopper’ que emprega um parafuso sem-fim e nitrogênio pressurizado. O combustível alimentado representa 18 MW de energia térmica. Para dar partida ao sistema, a turbina a gás de 4 MW de potência elétrica tem a possibilidade de usar óleo diesel como combustível. Os gases de exaustão da turbina a gás

passam por uma caldeira recuperativa. O vapor superaquecido a 4 MPa entra na turbina de vapor do ciclo inferior e logo é utilizado para o aquecimento distrital. A instalação produz 2 MW de eletricidade e 9 MW de energia térmica.

3.2.3– TPS Termiska Processor AB

TPS Termiska Processor AB é uma empresa privada de pesquisa e desenvolvimento de tecnologia da Suécia (Rensfelt, 1997). Embora nos anos 1970 a empresa tenha trabalhado na tecnologia da gaseificação pressurizada, hoje tem conseguido um desenvolvimento razoável na área da gaseificação atmosférica em leito fluidizado com ar para usar biomassa ou resíduos como combustível. Na atualidade a unidade de 2 MW de energia térmica emprega um craqueador catalítico de alcatrão com dolomita no leito, seguida de um sistema de filtração em frio e um lavador de gás (scrubber). O gás obtido é queimado num motor de combustão interna alternativo. Este motor, originalmente, gerava 500 kW de potência mecânica usando óleo diesel. O sistema foi testado com pedaços de madeira por mais de 1300 horas, das quais 750 incluíram a operação da máquina diesel. Os projetos onde se utiliza o processo da TPS são:

- Gaseificação de resíduos na cidade de Greve in Chianti, Itália;
- WBP/SIGAME, Bahia, Brasil;
- BRA/96/G31, São Paulo, Brasil;
- ARBRE, Eggorough, Grão Bretanha.

Na Figura 3.4 se apresenta um esquema simplificado do gaseificador de leito fluidizado de biomassa da TPS.

Projeto de gaseificação de resíduos na cidade de Greve in Chianti, Itália: A tecnologia de gaseificação de leito fluidizado da TPS foi licenciada para Ansaldo Aerimpianti SpA para o uso na instalação de gaseificação de resíduos construída na cidade Greve in Chianti, Itália (Barducci, et al., 1995). Neste caso a capacidade de processamento de resíduos é de 200 t/dia, alimentando a duas unidades de leito fluidizado circulante de 14 MWt de capacidade cada uma. O gás produzido é queimado numa caldeira para gerar vapor e produzir 6,7 MWe numa turbina de condensação.

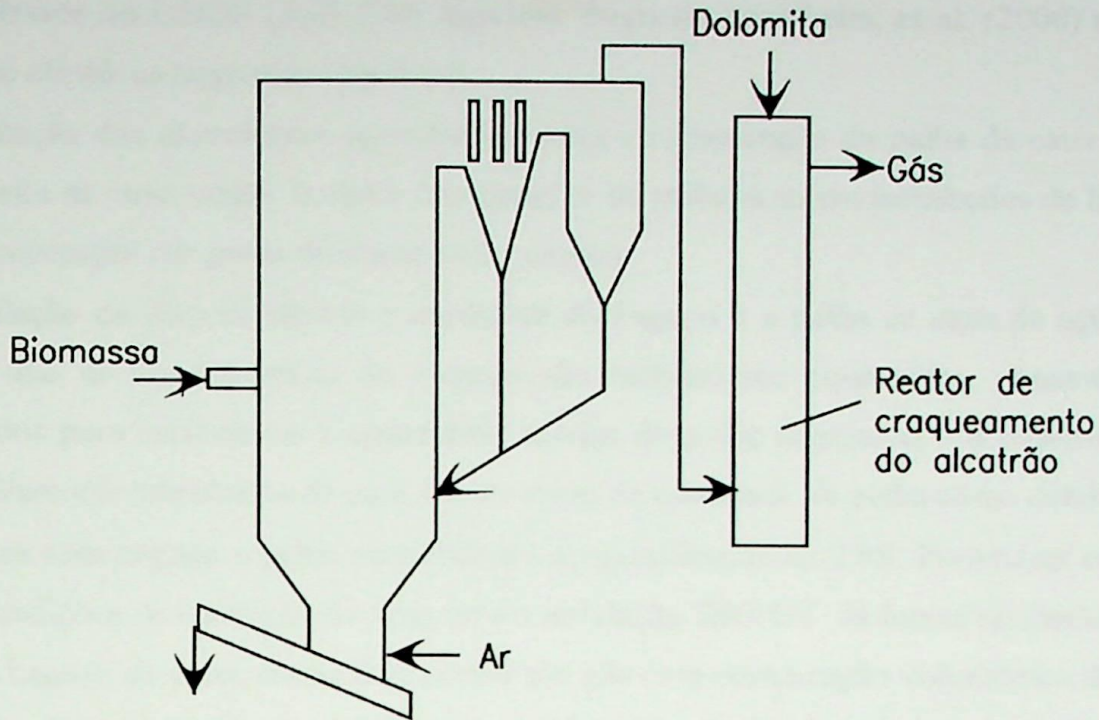


Figura 3.4- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa da TPS.

Projeto WBP/SIGAME, Bahia, Brasil: O objetivo final neste projeto é provar a viabilidade comercial da tecnologia BIG GT usando eucalipto como combustível (Waldheim e Carpentieri, 1998). A potência elétrica na saída do bloco gerador (turbina a gás LM2500 da General Electric e ciclo inferior) foi projetada para 32 MWe com um custo da eletricidade gerada na faixa entre 50 e 60 US\$/MWh. Os recursos necessários para viabilizar o empreendimento são da ordem de US\$ 85 milhões obtidos através de uma doação de US\$ 30 milhões do GEF, de um empréstimo de US\$ 30 milhões do Banco Mundial e o restante por participação da ELETROBRÁS, CHESF e SHELL. Na atualidade foram cumpridas as duas primeiras fases do projeto: estudos iniciais e desenvolvimento de equipamentos com engenharia básica. Encontra-se em andamento a fase de implantação da usina, faltando ainda as fases de operação em demonstração e de operação comercial.

Projeto BRA/96/G3, São Paulo, Brasil: Trata-se da geração de eletricidade a partir da Biomassa: bagaço e palha da cana de açúcar. O projeto, que começou no ano 1997, pretende implementar a tecnologia BIG GT da TPS no setor sucro-alcooleiro brasileiro usando bagaço e palha como combustível (Project BRA/96/G31, 1997). Os financiamentos deste projeto provêm do Centro de Tecnologia de COPERSUCAR (3,64 US\$ milhões) e de uma doação

do GEF através do UNDP (3,75 US\$ milhões). Segundo Waldheim, et al. (2000) no projeto pretende-se atingir os seguintes objetivos:

- Avaliação das alternativas agronômicas para a recuperação da palha da cana durante a colheita da cana verde. Inclui a recuperação da palha seca em instalações de limpeza ou a recuperação em pacas diretamente do campo;
- Avaliação da disponibilidade e qualidade do bagaço e a palha da cana de açúcar. Uma vez que as características do bagaço são amplamente conhecidas, concentra-se em estudos para estabelecer a quantidade teórica de palha disponível e o desenvolvimento de diferentes variedades de cana, assim como da qualidade da palha como combustível;
- Testes com bagaço e palha na instalação de gaseificação da TPS. Pretendem estabelecer as condições de operação de uma futura instalação BIG GT. Já foram realizados os teste com bagaço de cana, tendo sido obtido um gás com composição volumétrica de 10,0 % de H₂, 56,4 % de N₂, 12,7 % de CO, 3,7 % CH₄, 16,7 CO₂ e 0,5 % de C₂H₄, com um poder calorífico inferior de 4,3 MJ/Nm³ (Waldheim, 2000). Os resultados dos testes permitirão a simulação do gaseificador e do sistema de limpeza, na integração do sistema do sistema BIG GT a uma usina de açúcar e álcool. Esta dissertação se insere plenamente neste objetivo;
- Integração de um sistema BIG GT com uma usina típica. Trata os aspectos relacionados com a integração da usina propriamente ditos. Esta dissertação se insere plenamente neste objetivo;
- Identificação e avaliação do impacto ambiental. Serão avaliados os impactos ambientais em termos de emissão de poluentes à atmosfera, o solo e a biosfera, assim como os seus impactos socioeconômicos.

Na atualidade encontram-se realizados os testes de gaseificação com bagaço e andamento o comprimento dos restantes objetivos.

Projeto ARBRE, Eggorough, Grão Bretanha: É desenvolvido pela ARBRE Energy Limited, e é um 'joint venture' que inclui a Yorkshire Environmental Limited do Grão Bretanha e a TPS (Pitcher e Lundberg, 1997). O local da instalação BIG GT é em Eggorough ao Norte de North Yorkshire, Grão Bretanha. O projeto é feito visando consumir madeira de uma área de 2.000 ha, onde é recolhido cânhamo com até três anos de rotação para produzir 42.000 toneladas de combustível seco por ano. A potência líquida de saída da instalação é de 10 MWe, dos quais 8 MWe são exportados para a rede de distribuição (Rensfelt, 1998).

3.2.4– Battelle

A finais dos anos 1970 no laboratório da Battelle Columbus começou-se o desenvolvimento da tecnologia de gaseificação com aquecimento indireto para produzir um gás com um poder calorífico meio a partir da biomassa (Paisley, 1993). O Poder Calorífico Superior do gás limpo está na faixa entre 15 e 17 MJ/Nm³ (Paisley e Farris, 1995). O projeto onde se utiliza o processo Battelle é:

- McNeil, Burlington, Vermont, Estados Unidos.

Na Figura 3.5 se apresenta um esquema simplificado do gaseificador de leito fluidizado de biomassa que faz parte do processo Battelle Columbus.

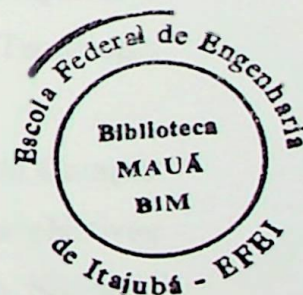
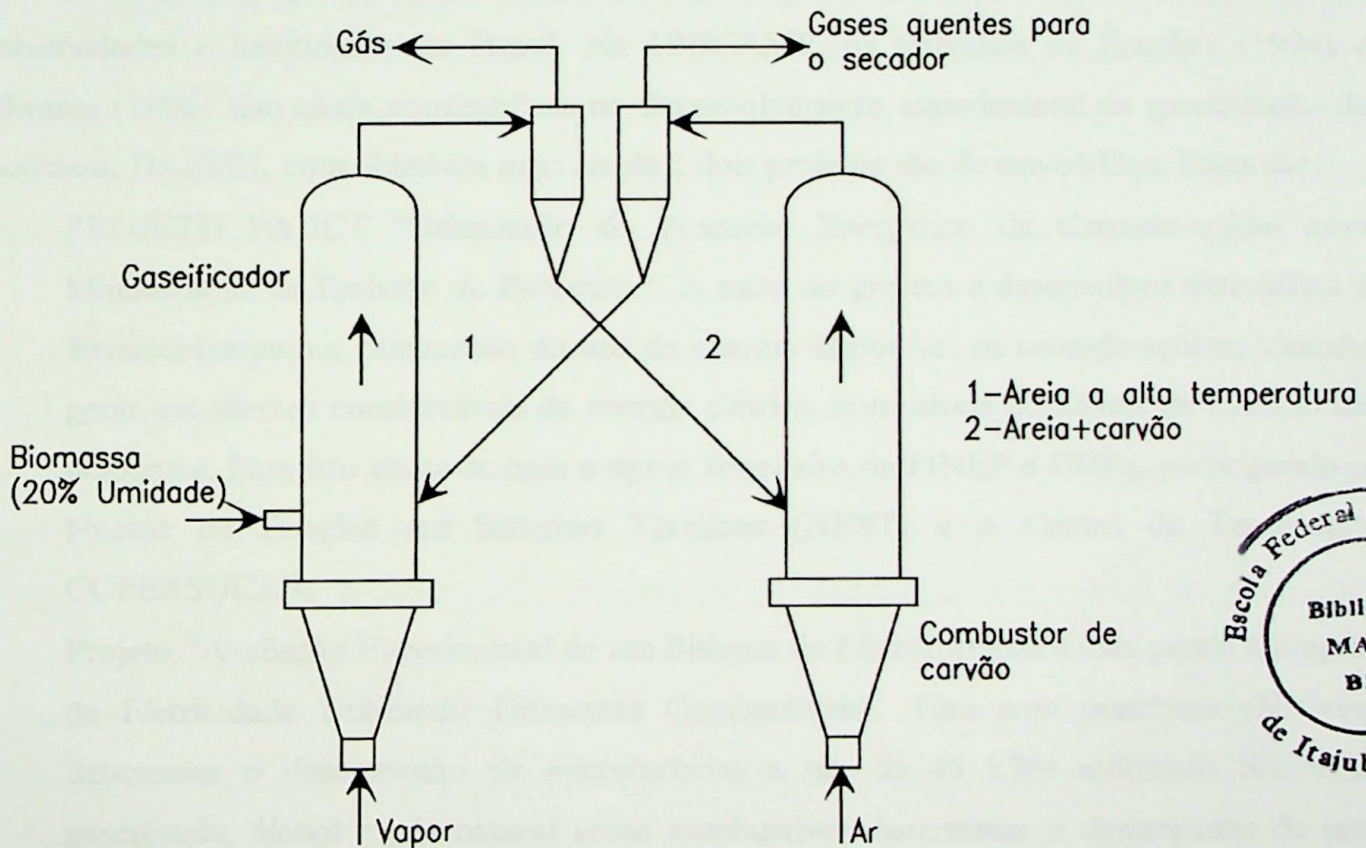


Figura 3.5- Esquema simplificado do Gaseificador de biomassa de Battelle Columbus.

Este processo caracteriza-se por ter dois reatores de leito fluidizado atmosféricos com um intercâmbio de sólidos entre os dois reatores. O primeiro opera com um gaseificador usando vapor como agente de gaseificação e é alimentado com biomassa. O material do leito e o coque que sai do primeiro reator entram no segundo reator que é alimentado com ar e

opera como um combustor queimando o carvão residual no coque. Diferentes combustíveis foram testados no laboratório de pesquisa, entre eles: pino, choupo e capim. Mais tarde dois combustíveis têm sido considerados como possíveis para plantações energéticas segundo as condições de temperatura do clima.

Projeto McNeil, Burlington, Vermont, Estados Unidos: A tecnologia de gaseificação do Laboratório Batelle Columbus está num contínuo desenvolvimento através da instalação demonstrativa localizada na estação de geração McNeil, em Burlington, Vermont (Estados Unidos). A instalação a vapor convencional de geração de potência a partir da queima de madeira, construída nos anos 1980, usa como combustível madeira dos arredores, e facilita as operações de madeiramento e processamento da madeira para a instalação demonstrativa, na qual têm-se realizado sucedidos testes de operação (Moon, 1995).

Destaques à parte, merecem os trabalhos que estão sendo desenvolvidos pelas universidades e instituições no Brasil. Na UNICAMP, os trabalhos de Sanchez (1994) e Olivares (1996) têm ainda continuidade no desenvolvimento experimental da gaseificação da biomassa. Na EFEI, com objetivos mais amplos, dois projetos são desenvolvidos. Estes são:

- PROJETO PADCT “Otimização do Potencial Energético da Cana-de-açúcar com Minimização na Emissão de Poluentes”. A meta do projeto é desenvolver sistemática e ferramentas para a otimização do uso da energia disponível na cana-de-açúcar, visando gerar excedentes consideráveis de energia elétrica, com níveis aceitáveis de emissão de poluentes. Para isto conta-se com o apoio financeiro da FINEP e CNPq, participando o Núcleo de Estudos em Sistemas Térmicos (NEST) e o Centro de Tecnologia COPERSUCAR;
- Projeto “Avaliação Experimental de um Sistema de Microturbinas a Gás para a Geração de Eletricidade Utilizando Diferentes Combustíveis”. Têm com principais objetivos determinar o desempenho de microturbinas a gás de 45 kWe utilizando biomassa gaseificada, álcool e gás natural como combustível, determinar o desempenho de um motor Stirling de 1 kWe utilizando biomassa como combustível, avaliar o desempenho destes sistemas interligados à rede da CEMIG e avaliar o desempenho desses sistemas atendendo a consumidores rurais. Para isto conta-se com o apoio financeiro da CEMIG e participação o Núcleo de Estudos em Sistemas Térmicos (NEST).

Também o Centro Nacional de Referência de Biomassa (CENBIO) representa a consolidação de um centro, com a finalidade de intercambiar experiências com diversos grupos nacionais e internacionais de pesquisa e desenvolvimento, em todas as áreas ligadas ao

uso de biomassa como fonte de energia. Entre outros, os projetos em desenvolvimento pelo CENBIO em conjunto com outras instituições incluem-se: “Geração de Eletricidade a Partir de Biomassa na Amazônia”, patrocinado pela Winrock; “Implementação de Investimentos Conjuntos Brasil / UE para Geração de Eletricidade no Brasil” patrocinado pela União Européia (UE); “Atlas de biomassa” patrocinado pela ANEEL; “Projeto de Referência - Potencial de Geração de Energia a Partir de Biomassa na Amazônia”, patrocinado pela ANEEL e “Implementação de Tecnologias mais Eficientes para Geração de Energia a Partir de Biomassa”, patrocinado pela ECN (Netherlands Energy Research Foundation) da Holanda.

3.3- Problemas a serem resolvidos para a implementação comercial do uso da gaseificação com turbinas a gás

Os problemas que têm dificultado a implementação do uso da gaseificação com turbinas a gás são principalmente de caráter tecnológico, embora algumas questões de caráter legislativo também tenham incidido negativamente neste sentido. Os problemas tecnológicos são tanto gerais como particulares, se entendendo, como gerais, àqueles que atingem tanto as configurações com gaseificação atmosférica como com gaseificação pressurizada.

Do ponto de vista de uma análise técnico-econômica, os sistemas com gaseificação pressurizada apresentam uma eficiência termodinâmica maior, e conseqüentemente permitem obter uma maior quantidade de eletricidade por unidade de combustível consumido na planta. Mesmo assim, sérios problemas se apresentam com a turbina a gás, pois poucas máquinas permitem fazer uma extração de ar no compressor para a gaseificação. Neste sentido, uma mudança no projeto e tecnologia de construção da máquina tem resultado em um custo adicional, que aumentará o custo de investimento da planta. Outra dificuldade está relacionada com o sistema de alimentação do combustível no gaseificador. Por exemplo, nos testes de laboratório do projeto RENUGAS no IGT, com bagaço, pressões de até 7 MPa fizeram parte dos testes, mas na planta piloto no Havaí não foi possível operar o gaseificador acima de 0,7 MPa (Turn, 1998). Uma solução é o emprego de ‘pellets’, mas este tem um custo energético alto para sua elaboração, incidindo negativamente na viabilidade financeira da planta. Na gaseificação atmosférica estes problemas são atenuados sensivelmente. Assim, os problemas de caráter geral a serem resolvidos para a implementação comercial desta tecnologia são os relacionados com:

- Emissão de partículas: As partículas, mesmo em pequenas quantidades, provocam erosão nas pás da turbina. As turbinas a gás projetadas para a aviação são ainda mais

sensíveis neste sentido. As especificações podem estabelecer uma concentração total abaixo de 1 ppm em massa na entrada da turbina, sendo 99 % das partículas com um diâmetro inferior aos 10 μm . Estes valores correspondem a uma concentração de partículas na entrada do combustor na faixa de 3 a 5 ppm, na base mássica.

- **Alcatrão:** O alcatrão é um composto orgânico condensável formado por moléculas pesadas. É originado no processo de gaseificação e pode-se apresentar numa faixa de 0,5 – 1,5 % (base mássica) da composição do gás, para a maioria dos gaseificadores de leito fluidizado, de acordo com a temperatura do leito dentro do reator (Kurkela, et al., 1993). A condensação do alcatrão nas superfícies frias pode provocar sérios problemas na operação da planta: redução da seção livre nas tubulações e o entupimento de válvulas e filtros. Por outro lado; o alcatrão contém um alto conteúdo energético específico, o qual representa uma parte não desprezível da energia do gás, assim, se este é retirado, pode-se afetar a eficiência global do sistema.
- **Álcalis metálicos:** Os álcalis metálicos provocam corrosão nas pás da turbina. As especificações podem estabelecer níveis máximos de concentração de álcalis metálicos de até 4 ppb (partes por bilhão) em base mássica, para as turbinas a gás aeroderivativas, e de 12 ppb em base mássica para as turbinas a gás industriais (Leonard, 1992). O nível inferior corresponde a 20 ppb em base mássica no gás de baixo poder calorífico na entrada do combustor. Durante o processo de gaseificação, os álcalis de sódio e potássio contidos na biomassa, são evaporados e saem do gaseificador junto com o gás. Normalmente as temperaturas do gás produzido excedem os 600 °C e estão presentes em concentrações mais altas que as permissíveis pelas turbinas a gás.

3.3.1– Soluções tecnológicas em desenvolvimento

As concentrações de partículas na saída do gaseificador, na maioria dos gaseificadores de leito fluidizado, pode-se encontrar na faixa de 5000 ppm (Solanausta, et al., 1990) a 10000 ppm (Brown, et al, 1987), ou maiores. Assim, o sistema de limpeza do gás precisa ser eficiente. As propostas tecnológicas disponíveis são: filtros cerâmicos ou metálico-sintéticos para a gaseificação pressurizada, e lavadores de gás para a gaseificação atmosférica (Kurkela et al., 1993).

Duas estratégias podem ser utilizadas para conseguir o aproveitamento energético do alcatrão, sendo que estas estratégias são determinadas em função do sistema de gaseificação que é empregado.

Na gaseificação pressurizada o alcatrão passa através dos filtros cerâmicos, que operam a altas temperaturas, para logo entrar diretamente na câmara de combustão da turbina a gás. Desta forma é aproveitado diretamente seu valor energético.

Na gaseificação atmosférica se emprega a dolomita tanto como material inerte no leito como catalisador, desta forma se consegue o craqueamento a quente da maior parte do alcatrão. A dolomita que sai com os gases é reciclada por meio de um ciclone. Mesmo assim, as moléculas mais pesadas encontram-se no gás, pelo que é colocado na saída do gaseificador um craqueador catalítico a quente, que também emprega dolomita e ar. O craqueador permite a obtenção de um gás com um conteúdo de alcatrão desprezível.

Para garantir a concentração de álcalis dentro das especificações dos fabricantes de turbinas a gás, pode-se resfriar o gás na presença de sólidos ou líquidos, para que estes se depositem e possam ser separados da vazão de gás. Resfriar até 300 ou 400 °C antes do processo de separação de partículas é suficiente nos sistemas de gaseificação pressurizados. Na gaseificação atmosférica acontece um intenso resfriamento dentro do lavador de gás, permitindo uma remoção eficiente dos álcalis da corrente de gás.

3.3.2– Problemas de impacto ambiental

Existem ainda dois problemas relacionados com a limpeza dos gases, os quais deverão ser resolvidos para a implementação comercial.

O primeiro está relacionado com a formação de NO_x na câmara de combustão da turbina a gás. A existência deste composto está associada à presença de nitrogênio, que provêm tanto do ar como do combustível que originou o gás na gaseificação. Comparado com o gás natural, a combustão do gás de baixo poder calorífico, obtido na gaseificação da biomassa, diminui a formação de NO_x , devido principalmente às temperaturas da chama mais baixas (Kelsall, et al., 1991) e as quantidades desprezíveis de nitrogênio no combustível. Naquelas biomassas com um alto conteúdo de nitrogênio, pode-se ter amônia (NH_3) e/ou ácido cianídrico (HCN) presentes no gás que sai do reator de leito fluidizado. Com a gaseificação pressurizada a tendência é aumentar a concentração de amônia e diminuir a de HCN (Leppalahti, 1991). No lavador de gás se elimina a amônia para a gaseificação atmosférica, e a decomposição catalítica ou oxidação seletiva da amônia podem ser empregadas na gaseificação pressurizada (Leppalahti, 1991). Naqueles lugares onde exista uma legislação severa para a emissão de NO_x será necessário instalar equipamentos adicionais, o que significa aumentar os custos de investimentos e operação da planta.

O segundo problema referente à limpeza do gás está relacionado com a água residual do processo de limpeza, no lavador de gás. Esta água pode ter um impacto ambiental negativo, o que implicaria a necessidade de instalação de plantas de tratamentos de resíduos anexas e/ou o pagamento de multas pela emissão de resíduos. Hoje, a experiência que se tem não permite formar um critério definitivo relacionado ao assunto.

3.4– A tecnologia BIG GT atmosférica

Considerando o que foi apresentado, pode-se resumir que a gaseificação em leito fluidizado é a opção tecnológica mais apropriada para a sua aplicação em sistemas BIG GT por:

- Alta qualidade do gás obtido (alta conversão de carbono);
- Operação do leito a uma temperatura uniforme;
- Facilidade no controle e operação eficiente em cargas parciais;
- Equipamentos mais compactos, mesmo em pressão atmosférica, o que melhora a relação custo efetividade na construção de equipamentos de grande porte.

Por outro lado, a gaseificação em leito fluidizado atmosférico resume, com relação à gaseificação em leito fluidizado pressurizado, as seguintes vantagens:

- Operação mais confiável;
- Simples sistemas de alimentação de combustível e manuseio de cinzas;
- O sistema de limpeza do gás opera de maneira mais confiável pela menor pressão;
- Sistema mais simplificado de interligação entre o gaseificador e a turbina a gás;
- Maiores possibilidades de alimentação de combustíveis de difícil manuseio, por exemplo, o bagaço da cana.

Considerando ainda, o andamento no Brasil dos projetos WBP/SIGAME, na Bahia e BRA/96/G31, em São Paulo, selecionou-se para a análise da utilização do gás natural como combustível complementar em sistemas BIG GT para a cogeração no setor sucroalcooleiro, a tecnologia BIG GT com gaseificação atmosférica. Na Figura 3.6 mostra-se um esquema com os principais equipamentos e a interligação entre os mesmos para esta tecnologia.

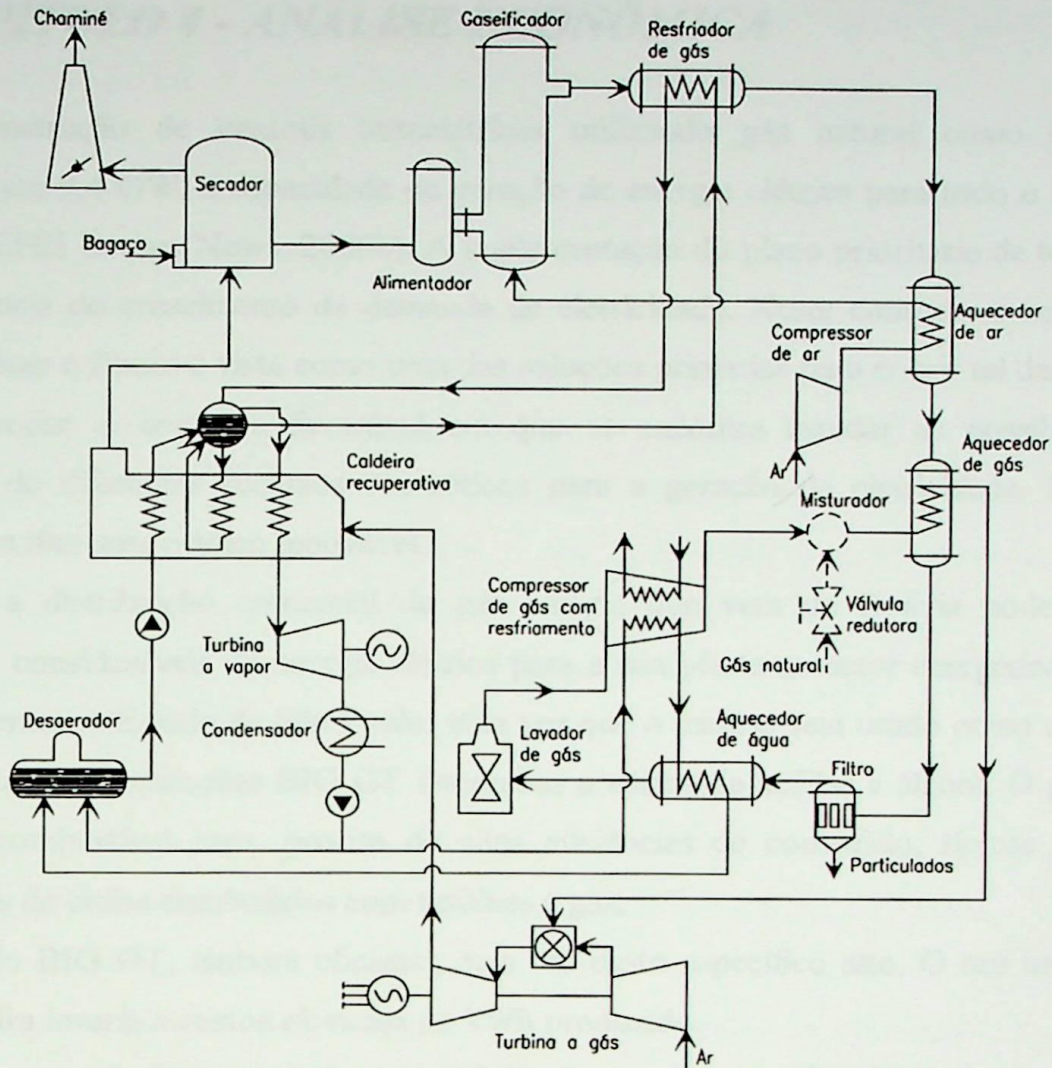


Figura 3.6- Esquema da tecnologia BIG GT atmosférica.

Nesta figura, o bagaço resultante da moagem com 50 % de umidade seca, com os gases que saem da caldeira recuperativa, para reduzi-la até 20 % antes de ser enviado ao gaseificador. O gás obtido neste equipamento, a alta temperatura, é resfriado numa rede de trocadores de calor, onde é aproveitada a sua energia térmica antes de sua limpeza final no lavador de gás. Após a lavagem, comprime-se o gás num compressor com resfriamento entre estágios para logo, receber o seu aquecimento final antes de ser fornecido à câmara de combustão da turbina a gás. Os gases de exaustão desta máquina transferem calor numa caldeira recuperativa para gerar o vapor que é fornecido à instalação de turbina a vapor. Está representado com linhas traço – traço, o subsistema para o possível uso do gás natural na instalação. Este subsistema foi adicionado ao esquema convencional, visando a análise do uso do gás natural como combustível complementar durante a integração da tecnologia BIG GT às usinas de açúcar e álcool.

CAPÍTULO 4 - ANÁLISE ECONÔMICA

A construção de centrais termelétricas utilizando gás natural como combustível aumentará, em 9,4 GW, a capacidade de geração de energia elétrica para todo o Brasil até o ano 2003 (EFEI Energy News, 2000b). A implementação do plano prioritário de termelétricas é consequência do crescimento da demanda de eletricidade. Neste contexto a cogeração no setor de açúcar e álcool é vista como uma das soluções primárias para cobrir tal demanda. Isto permite apreciar o contexto favorável em que se encontra estudar as possibilidades de exploração de diferentes recursos energéticos para a geração de eletricidade. Mais ainda, quando estes têm uma origem renovável.

Com a distribuição comercial do gás natural que vem da Bolívia podem-se gerar quantidades consideráveis de energia elétrica para a sua oferta ao setor energético brasileiro, particularmente no Estado de São Paulo, uma vez que o mesmo seja usado como combustível complementar em instalações BIG GT integradas a usinas de açúcar e álcool. O gás natural, sendo um combustível caro, precisa de altas eficiências de conversão, típicas de centrais termelétricas de ciclos combinados com turbinas a gás.

O ciclo BIG GT, embora eficiente, tem um custo específico alto. O seu uso só nos 7 meses de safra levaria a custos elevados do kWh produzido.

O gás natural, dada a relativa alta eficiência do sistema BIG GT, aparece como uma opção viável de combustível complementar visando evitar a modificação do projeto da turbina a gás (misturando gás natural com gás de gaseificação) e garantir a geração de eletricidade durante todo o ano.

Na seqüência, apresenta-se a análise econômica da integração de um ou vários blocos geradores de sistemas BIG GT a usinas de açúcar e álcool, com capacidades representativas das atuais existentes no Estado de São Paulo. Definido o sentido da integração, uma série de suposições são feitas para a modelagem do conjunto integrado, visando a obtenção dos resultados e a sua discussão.

4.1- O sentido da integração

Dois critérios importantes devem-se seguir, na implementação de blocos geradores BIG GT no setor de açúcar e álcool, para a sua integração à usina. Estes critérios são:

- Redução do consumo de vapor no processo de fabricação de açúcar: visando que o vapor disponível no sistema BIG GT seja suficiente para garantir a demanda de calor no processo de fabricação;

- Operar a instalação em elevado número de horas por ano: visando reduzir os custos e melhorar a viabilidade financeira na implementação destes sistemas.

O segundo critério está relacionado diretamente com a disponibilidade de biomassa, a qual é função da capacidade de moagem da usina. Com o uso do gás natural como combustível complementar, evita-se a importação de biomassa de fábricas de açúcar vizinhas.

Por outro lado, reduz-se o custo específico de investimento pelo conceito de economia de escala, uma vez que os subsistemas de manuseio e secagem, gaseificação e limpeza podem ser de menor porte ao mesmo tempo em que se diminui a vazão mássica de combustível alimentado à turbina a gás, pelo aumento do seu poder calorífico, com relação ao gás de biomassa, como resultado da mistura deste com o gás natural.

Na Figura 4.1 apresenta-se num esquema simplificado o sentido da integração de blocos BIG GT com uma usina de açúcar e álcool.

A cana que chega à usina permite, pelo processo de moagem, a obtenção de caldo e bagaço como resíduo. O caldo é utilizado para a obtenção de açúcar e álcool. O bagaço é utilizado tanto como combustível nas caldeiras, para a geração de vapor, quanto como combustível no sistema BIG GT, ao mesmo tempo em que, se necessário, determinada quantidade de vapor gerada neste sistema é enviada ao processo de fabricação. O gás natural é fornecido ao sistema BIG GT como combustível complementar. Os produtos da integração são açúcar e álcool, estes já existentes, e uma grande quantidade de eletricidade gerada. Merecem destaque neste esquema os seguintes aspectos:

- Em dependência da capacidade de moagem da usina e o consumo de vapor no processo haverá maior ou menor disponibilidade de bagaço estocado para a operação entressafra e eletricidade gerada;
- O número de horas de operação durante a entressafra com bagaço estaria sujeito, também, ao consumo de gás natural como combustível complementar estabelecido para o ano todo;
- O uso ou não da instalação energética existente na usina e do aumento de número de blocos geradores BIG GT (representados nos volumes de controle com linhas traço - traço) depende dos dois aspectos anteriores.

Porém, a análise da implementação da tecnologia BIG GT integrada a usinas de açúcar e álcool é um problema complexo. Na abordagem do problema, algumas suposições são feitas para atingir a sua solução. Estas são apresentadas na seqüência.

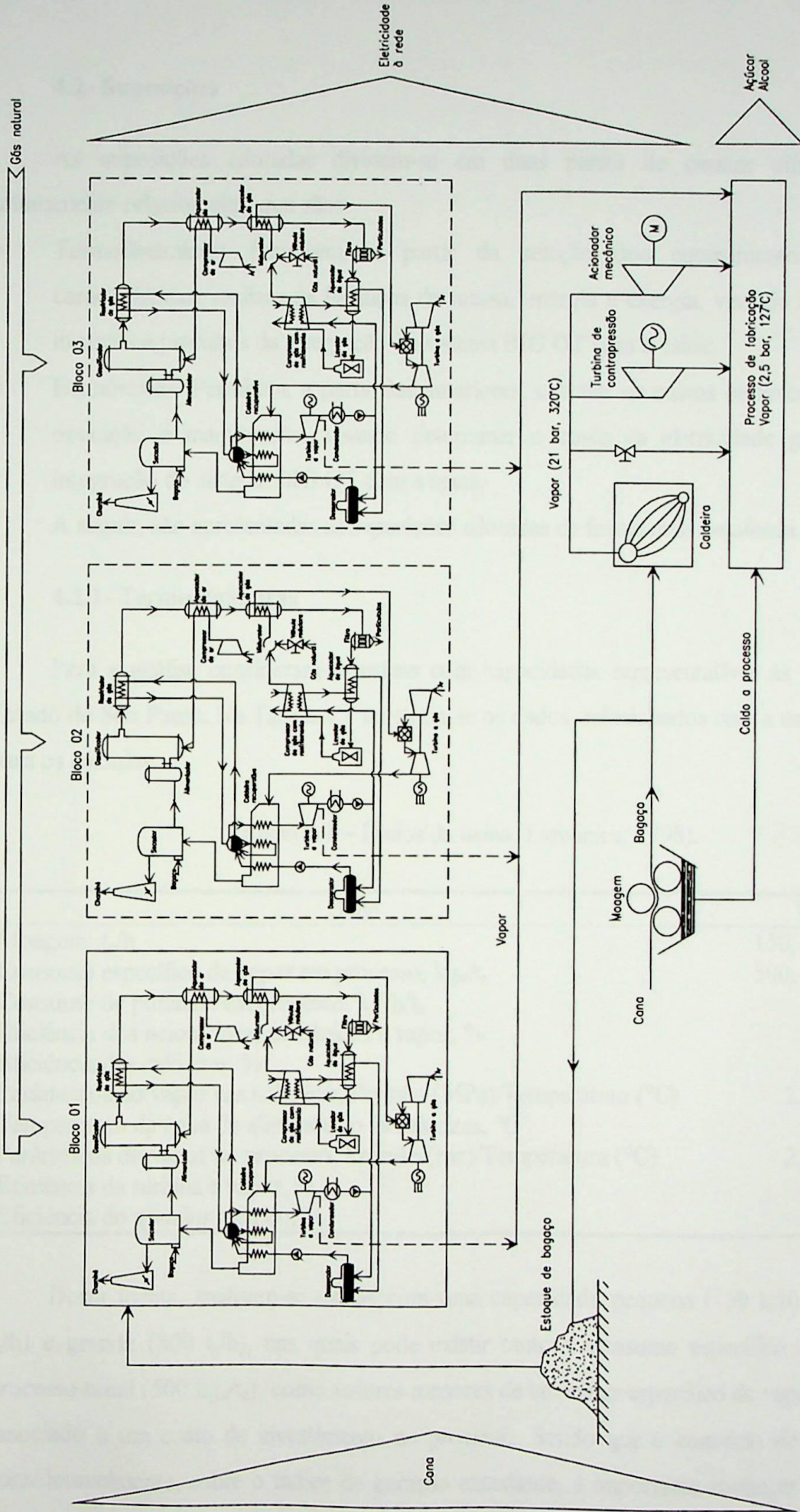


Figura 4.1- Esquema simplificado da integração de blocos BIG GT com uma usina de açúcar e álcool utilizando gás natural como combustível complementar.

4.2- Suposições

As suposições adotadas dividem-se em duas partes de caráter diferentes, mas, intimamente relacionadas, que são:

- Termodinâmicas: Permitem, a partir da seleção dos equipamentos e/ou suas características, realizar os balanços de massa, energia e exergia, visando determinar os insumos e produtos da integração do sistema BIG GT com a usina;
- Econômicas: Permitem, a partir das anteriores, calcular os custos de investimento e de operação e manutenção, visando determinar o custo da eletricidade gerada com a integração do sistema BIG GT com a usina.

A seguir, são apresentadas as suposições adotadas de forma mais detalhada.

4.2.1- Termodinâmicas

Para a análise consideram-se usinas com capacidades representativas às existentes no Estado de São Paulo. Na Tabela 4.1 mostram-se os dados, relacionados com a usina, adotados para os cálculos.

Tabela 4.1 – Dados da usina (Lamónica, 1998).

Dado	Valor
Moagem, t _v /h	150, 300, 800
Consumo específico de vapor em processo, kg _v /t _c	500, 340, 280
Consumo de potência em processo, kWh/t _c	18
Eficiência dos acionadores mecânicos a vapor, %	45
Eficiência das caldeiras, %	75
Parâmetros do vapor nas caldeiras, Pressão (MPa)/Temperatura (°C)	2,1/320
Temperatura da água de alimentação às caldeiras, °C	100
Parâmetros do vapor no processo, Pressão (bar)/Temperatura (°C)	2,5/127
Eficiência da turbina a vapor, %	75
Eficiência do gerador elétrico, %	95

Desta forma, analisam-se usinas com uma capacidade pequena (150 t_v/h), média (300 t_v/h) e grande (800 t_v/h), nas quais pode existir tanto o consumo específico de vapor em processo atual (500 kg_v/t_c), como valores menores de consumo específico de vapor, isto claro, associado a um custo de investimento no processo. Sendo que o consumo de vapor influi, consideravelmente, sobre o índice de geração excedente, é importante conhecer quais são os valores mínimos possíveis de atingir utilizando diferentes tecnologias e qual é o investimento correspondente. Geralmente, a proposta de tecnologia de alta eficiência inclui um sistema de

evaporação com cinco ou seis estágios (efeitos), aquecedores de caldo por condensado ou regenerativos, substituição parcial ou total dos evaporadores convencionais por evaporadores de película descendente (Figura 4.2), tachos contínuos (Figura 4.3) e outras tecnologias de alta eficiência energética. A Tabela 4.2 resume os resultados de algumas publicações sobre esta temática. Observa-se que o menor valor de consumo de vapor obtido foi de 258 kg_v/t_c . A título de exemplo, com relação aos custos da redução do consumo de vapor, um estudo realizado pelo Centro de Tecnologia COPERSUCAR para uma usina de 300 t_c/h com um consumo de 500 kg_v/t_c mostra um valor de US\$ 3,5 milhões para atingir 340 kg_v/t_c e de US\$ 7 milhões para atingir 280 kg_v/t_c (CTC, 1998).

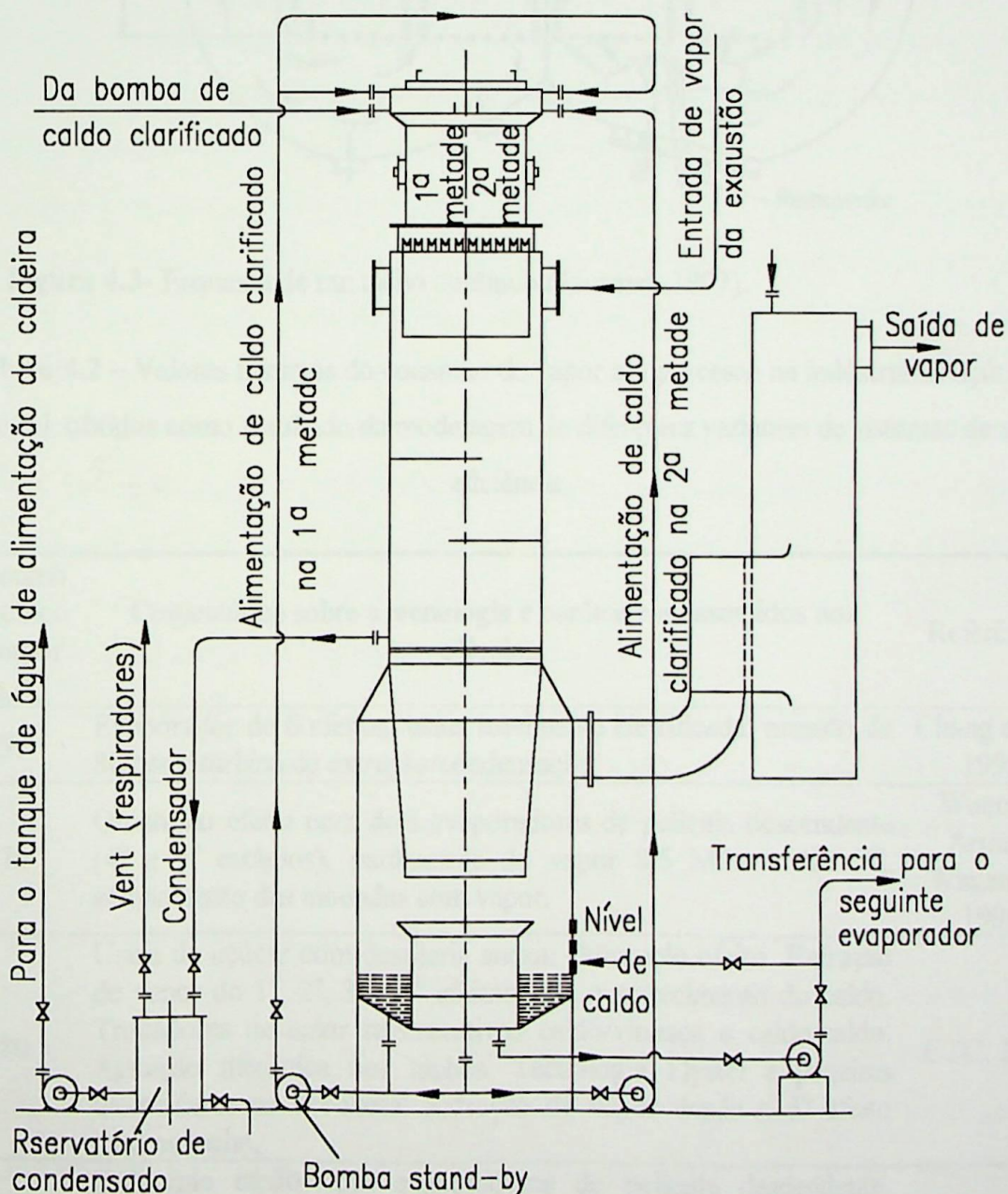


Figura 4.2- Esquema de um evaporador de película descendente (Bhagat, 1995).

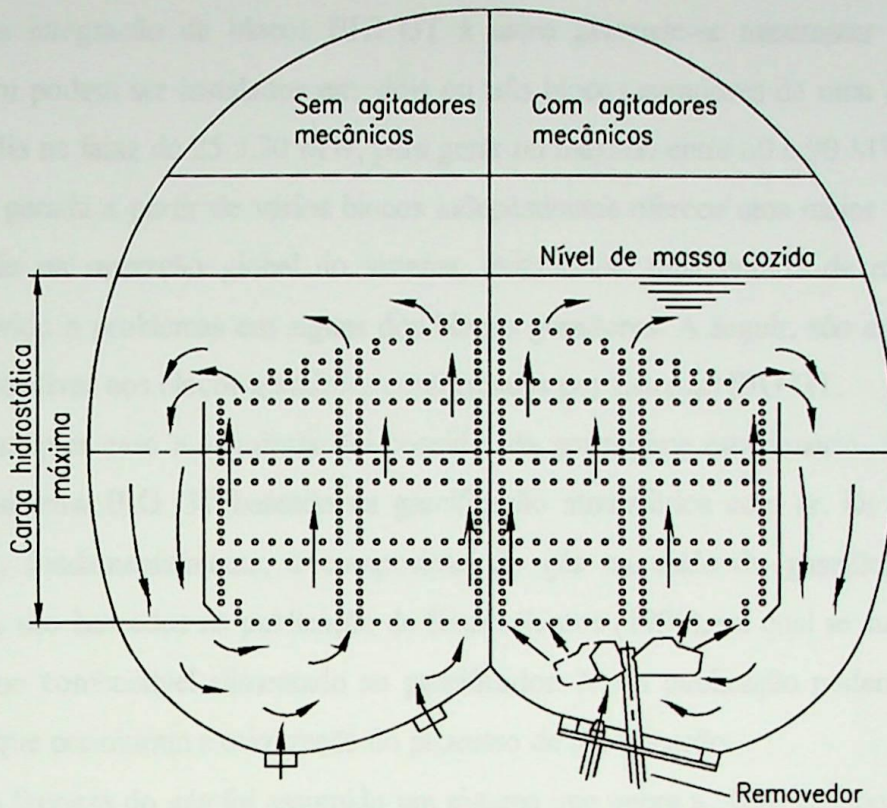


Figura 4.3- Esquema de um tacho contínuo (Jourmet, 1997).

Tabela 4.2 – Valores mínimos do consumo de vapor em processo na indústria de açúcar e álcool obtidos como resultado da modelagem de diferentes variantes de sistemas de alta eficiência.

Consumo específico de vapor kg_v/t_c	Comentários sobre a tecnologia e parâmetros assumidos nos cálculos.	Referência
295	Evaporador de 6 efeitos, usina totalmente eletrificada, pressão de 80 bar e turbina de extração/condensação.	Chang et al., 1999
270	Quíntuplo efeito com dois evaporadores de película descendente (4° e 5° estágios), parâmetros do vapor 8,5 MPa e 525 °C, acionamento das moendas com vapor.	Wunch e Arram-Waganoff, 1999
280	Usina de açúcar com destilaria anexa. Quíntuplo efeito. Extração de vapor do 1°, 2°, 3° e 4° efeitos para o aquecimento do caldo. Trocadores de calor regenerativos caldo/vinhaça e caldo/caldo. Agitação mecânica nos tachos. Tecnologia Flystel e peneiras moleculares na destilaria. Extração de vapor desde o 5° efeito para os tachos.	CTC, 1998
258	Quíntuplo efeito com evaporadores de película descendente, aquecedores de caldo por condensado e tacho contínuos. Cálculos realizados em base da usina de açúcar Monimusk na Jamaica, 175 t/h.	Ogden et al., 1990

Com a integração de blocos BIG GT à usina pretende-se maximizar a eletricidade gerada, assim podem ser instalados um, dois ou três blocos geradores de uma capacidade de geração média na faixa de 25 a 30 MW, para gerar no máximo entre 60 e 90 MW. O aumento de potência gerada a partir de vários blocos independentes oferece uma maior flexibilidade e confiabilidade na operação global do sistema, evitando-se uma parada de emergência do conjunto devido a problemas em alguns dos blocos geradores. A seguir, são apresentadas as suposições relativas aos blocos geradores conformados por sistemas BIG GT.

Em qualquer caso a simulação foi considerada em regime estacionário. Considerou-se somente o sistema BIG GT baseado na gaseificação atmosférica com ar. Os resultados da gaseificação, fundamentalmente, a composição do gás na saída do gaseificador e a sua temperatura, são baseados na publicação de Souza-Santos (1999), na qual se supõe o bagaço da cana como combustível alimentado ao gaseificador. Nesta publicação podem-se consultar os critérios que permitiram a otimização do processo de gaseificação.

Para a limpeza do gás foi assumido um sistema que opera a “frio” composto por filtros de manga e lavadores de gás. Antes da lavagem do gás, uma série de trocadores de calor permite a recuperação de parte da energia do gás cru ‘raw gas’ que sai do gaseificador, aquecendo o gás já limpo (ou misturado com gás natural) até a temperatura de 450 °C sugerida por Consoni e Larson (1994b), antes de sua entrada na câmara de combustão.

Na Tabela 4.3 é apresentada a análise elementar do bagaço, assim como a composição do gás cru na saída do gaseificador. Além disto, mostram-se os três casos analisados na integração de sistemas BIG GT a usinas de açúcar e álcool para a cogeração utilizando gás natural como combustível complementar. Estes casos são:

- Caso I. Analisa-se a operação da turbina a gás usando somente o gás limpo obtido após a gaseificação do bagaço. Supõe-se sempre que o sistema de limpeza garante a limpeza de particulados e álcalis metálicos. O uso na turbina a gás de um combustível de baixo poder calorífico impõe uma modificação na câmara de combustão da turbina a gás, a qual tem um custo associado. Algumas turbinas de pequena escala foram modificadas para esta aplicação, por exemplo, a EGT Typhoon foi reprojeta para operar com um combustível de 5 MJ/Nm³ com uma temperatura de entrada do combustível de 400 °C (Maniatis e Ferrero, 1995). Neste sentido a Westinghouse vem trabalhando na modificação da turbina a gás 251B12, isto, para operar com um combustível de 5 MJ/Nm³ com uma temperatura de entrada de 550 °C (Stambler, 1997), ao mesmo tempo em que a Crachtec pretende modificar a turbina a gás Solar Spartan para operar com um combustível do mesmo poder calorífico, mas, a uma temperatura de entrada de 700 °C

(Craig e Purvis, 1998). Para turbinas a gás de uma potência maior, tem-se o exemplo da turbina a gás LM2500 da General Electric, com modificações feitas para a operação da máquina no projeto demonstrativo WBP/SIGAME, na qual foi testada, com sucesso, a operação da câmara de combustão com um gás de poder calorífico que varia na faixa entre 5,6 e 8,4 MJ/Nm³ (Hughes e Larson, 1998);

- Caso II. Segue o critério de utilizar na câmara de combustão da turbina a gás um gás combustível com poder calorífico tal que evite qualquer modificação na turbina. O valor mínimo do poder calorífico para evitar mudanças no projeto da câmara de combustão da turbina a gás é 13 MJ/kg (Consoni e Larson, 1994a);
- Caso III. Utiliza-se um gás combustível com poder calorífico maior ao dos casos anteriores, para realizar a análise de tendências.

Na Tabela 4.3 apresenta-se, também, quanto representa a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço num bloco gerador para cada um dos casos anteriores.

Tabela 4.3 – Valores da composição do bagaço, gás na saída do gaseificador (cru), gás natural e dos diferentes casos analisados (Ponce e Lora, 2000).

Bagaço % em peso – base seca		Elemento	Composição volumétrica (% mol)			Relação de mistura kg gás natural/kg gás limpo	
			Gás do bagaço Cru ^(a)	Limpo ^(a) Caso I	Gás Natural ^(b)	0,21 Caso II	0,52 Caso III
Carbono	44,8	H ₂	9,898	11,251	0,000	8,520	6,280
Oxigênio	39,5	CO	14,476	16,456	0,000	12,470	9,920
Hidrogênio	5,4	CO ₂	14,791	16,814	0,800	12,930	9,740
Nitrogênio	0,4	CH ₄	3,314	8,314	91,800	28,320	44,840
Enxofre	0,0	CH _x	0,563	0,640	6,700	2,090	3,290
Cinza	9,8	H ₂ O	14,779	3,215	0,000	2,430	1,790
PCI _{base seca} , MJ/kg	16,7	N ₂	38,100	43,310	1,420	32,240	24,870
		Outros	0,079	-	-	-	-
PCI _{50% umidade} , MJ/kg	8,0	PCI, kJ/kg		5839	47996	13067	20110
Relação de potência térmica kW _{tGN} / kW _{tBagaço}				0,00	-	1,24	3,08

(a) A composição do gás cru foi tomada de Souza-Santos (1999).

(b) Tomado de COMGAS (2000).

Cada bloco gerador tem uma turbina a gás do tipo GT10 fabricada, hoje, pela ALSTOM. São apresentadas na Tabela 4.4, as características desta máquina quando ela opera nas condições ISO (15 °C e 1,013 mbar).

Tabela 4.4 – Características da turbina a gás ABB.

Parâmetro	ALSTOM (2000)		Esta dissertação
	Óleo leve (ISO)	Gás natural (ISO)	Gás natural (ISO)
Potência elétrica, kW	23100	24630	24661
Eficiência, %	33,1	34,20	34,24
Relação de pressões	13,7:1	14,0:1	13,99:1
Temperatura dos gases de exaustão, °C	537	534	545
Vazão de gases de exaustão, kg/s	78,3	79,2	78,42

Para prever o comportamento desta turbina a gás nas condições desta análise, foi utilizado um código computacional. Os fundamentos que descrevem o comportamento da turbina podem-se consultar em Walter et al., (1998). Na primeira etapa da simulação da turbina avalia-se a operação da mesma para condições iguais às especificadas pelo fabricante. Os resultados obtidos na simulação, nas condições ISO, são apresentados na última coluna da tabela anterior. Conclui-se que os valores calculados apresentam correspondência com os do fabricante. Se fossem calculados, a modo de comparação, os erros para os diferentes parâmetros, estes não seriam maiores do que 2 %. Conferida a validade da simulação com o código computacional, é realizada a simulação da turbina em condições de ‘off-design’, isto é, temperatura ambiente de 25 °C (média anual, poderia se dizer, para o Estado de São Paulo) e combustível com uma composição volumétrica correspondente com cada um dos três casos da Tabela 4.3.

O gás de exaustão da turbina a gás é utilizado para a geração de vapor numa caldeira de recuperação de um nível de pressão. A temperatura do vapor é função tanto da temperatura de saída dos gases da turbina como da temperatura de aproximação no superaquecedor, a qual foi considerada de 25 °C. Usou-se uma pressão de 6,7 MPa, isto, pelas recomendações de Boss (1996), para instalações de ciclo combinado de uma potência gerada similar àquela aqui analisada. A geração de vapor é maximizada com a restrição imposta de um ‘pinch point’ limite de 15 °C, valor recomendado por B e W (1992) para um projeto econômico.

O vapor gerado na caldeira de recuperação é utilizado para a geração de potência numa turbina a vapor de condensação com uma extração (ver Figura 4.1). O rendimento interno total desta máquina considerou-se 75 % e a extração de vapor, realizada aos parâmetros requeridos pelo processo, limitou-se a 85 % da vazão de vapor que entra no primeiro estágio, deixando os 15 % restantes para a garantir a operação confiável do cilindro de baixa pressão (Mazurenko, 2000).

Considerações adicionais são feitas, também, para determinar os consumos internos de potência no bloco gerador BIG GT, estas não serão detalhadas, uma vez que as mesmas são similares as expostas por Consoni e Larson (1994a) e Walter et al., (1998).

4.2.1- Econômicas.

Para a análise econômica considerou-se, e foram mantidos constantes, os parâmetros gerais que se apresentam na Tabela 4.5. O valor da taxa de juros se corresponde com a Taxa de Juros a Longo Prazo (TJLP) estabelecida por BNDES (2000), para projetos de geração de energia elétrica. Selecionou-se o preço do gás natural igual ao estabelecido em reais para o plano prioritário de geração termelétrica (2,47 R\$/MBtu, EFEI Energy News, 2000c). Para o bagaço considerou-se custo 'zero' por três motivos fundamentais:

- É um resíduo da própria usina;
- A usina recebe, após a integração, o calor e a eletricidade que necessite para realizar a fabricação de açúcar e álcool;
- Os custos estão dissolvidos nos produtos principais da usina.

Tabela 4.5 – Parâmetros gerais para análise econômica.

Parâmetro	Valor
Taxa de juros, %	15
Vida útil, ano	25
Tempo de operação, h/ano	7446
Tempo de duração da safra, dia/ano	210
Preço do gás natural, US\$/MBtu	1,27
Preço de aquisição do bagaço: US\$/t	0,0

Os custos de investimento e de operação e manutenção para cada bloco gerador BIG GT foram avaliados a partir da informação apresentada por Faaij et al., (1997), para uma instalação de capacidade de geração similar à aqui analisada. Os custos de instalação estimaram-se a partir de Bejan et al., (1996). Estes não são apresentados nesta seção já que estão detalhados como parte dos resultados. Utilizando um coeficiente de escala de 0,7 considerou-se a diminuição nos custos de investimento, pelo conceito da diminuição da capacidade nos subsistemas de manuseio e secagem, gaseificação e limpeza do gás, com o uso do gás natural como combustível complementar.

Os custos de investimento para diminuir o consumo de vapor no processo foram estimados pela equação 4.1, obtida a partir de dados de Odgen, et al., (1990) e COPERSUCAR, (1998) por Carpio (2000):

$$\text{CIRCVP} = 0,3904 \cdot \left(\frac{\text{kg}_v}{t_c} \right)^2 - 402,87 \cdot \left(\frac{\text{kg}_v}{t_c} \right) + 103349, [\text{US}\$/(\text{t}_c/\text{h})] \quad (4.1)$$

Sendo:

CIRCVP- Custo de Investimento para Reduzir o Consumo de Vapor em Processo;

kg_v/t_c - Consumo de vapor, menor do que 500 kg_v/t_c , que se deseja seja atingido;

O custo da eletricidade gerada calculou-se pela equação sugerida por Horlock (1997) para sistemas de cogeração, porém:

$$\text{CEG} = \frac{\text{CI}_{\text{TOTAL}} \cdot \beta + \text{CC}}{W \cdot \tau} + (\text{O \& M}) \quad (4.2)$$

Com

$$\beta = \frac{i \cdot (1+i)^n}{[(1+i)^n - 1]} \quad (4.3)$$

Sendo:

CEG- Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh;

CI_{TOTAL} - Custo de investimento total, US\$;

β - Fator de capitalização, 1/ano;

CC- Custo com combustível, US\$/ano

W- Potência elétrica para a rede em safra e entressafra, MW;

τ - Tempo de operação em safra e entressafra, h/ano;

(O&M)- Custo de operação e manutenção, US\$/MWh;

i- Taxa de juros, Tabela 4.5;

n- Vida útil, Tabela 4.5, ano.

Para o uso da equação 4.2, considerou-se um custo de operação de (O&M) de 8 US\$/MWh, valor um pouco maior que o esperado para este tipo de instalações, o qual

segundo o critério de Waldheim e Carpentieri (1998), será de 7 US\$/MWh quando a tecnologia se encontrar na sua fase de operação comercial.

Já definidas as suposições que são adotadas, é conveniente definir as variantes de cálculo que serão analisadas na abordagem do problema da integração de sistemas BIG GT às usinas de açúcar e álcool, utilizando para a cogeração, gás natural como combustível complementar.

4.3- Variantes da análise

Na Figura 4.4 apresenta-se, de maneira esquemática, as variantes sujeitas à análise. No total são 81 variantes, divididas em três grandes grupos a partir da vazão de gás natural consumida; estes grupos são:

- Consumo de 0,00 kg/s de gás natural. Refere-se a uma relação de potência térmica de 0,00 $\text{kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$ (Caso I da Tabela 4.3);
- Consumo de 0,86 kg/s de gás natural. Refere-se a uma relação de potência térmica de 1,24 $\text{kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$ (Caso II da Tabela 4.3);
- Consumo de 1,11 kg/s de gás natural. Refere-se a uma relação de potência térmica de 3,08 $\text{kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$ (Caso III da Tabela 4.3);

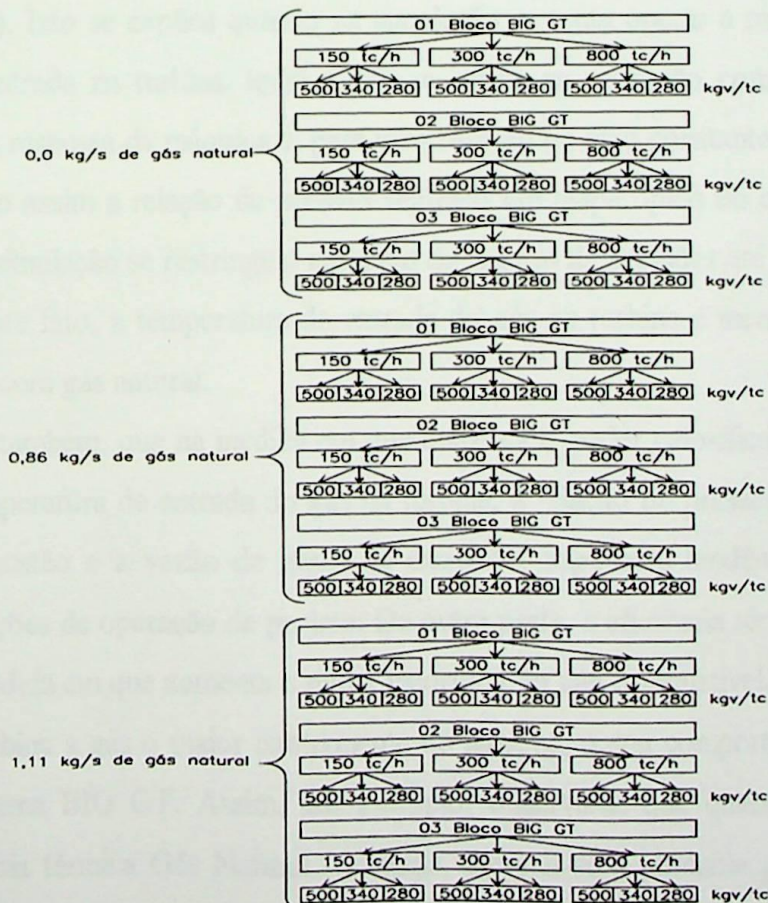


Figura 4.4- Representação esquemática das variantes analisadas.

Estes três grandes grupos, por sua vez, encontram-se divididos em subgrupos, que são definidos pelo número de blocos BIG GT instalados para a cogeração de eletricidade. Finalmente, é determinado para cada usina, com diferente consumo de vapor no processo, o custo da eletricidade gerada.

4.4- Discussão dos resultados. Conclusões

A discussão dos resultados será dividida em duas partes, a primeira está relacionada com a análise termodinâmica do impacto do uso do gás natural no sistema BIG GT como combustível complementar. A segunda está relacionada com a análise econômica da integração à usina do(s) bloco(s) gerador(es).

Como resultado do cálculo termodinâmico são obtidos, além da composição dos gases apresentada no Anexo 1, tanto os consumos internos nos blocos BIG GT e na usina, como os insumos e o produto (eletricidade gerada) da integração do conjunto. Na Tabela 4.6 apresentam-se os resultados gerais da simulação por bloco gerador BIG GT operando com as diferentes relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço consideradas (Casos I, II e III).

Observa-se que o comportamento da TG, quando é usado um gás combustível de baixo poder calorífico, caracteriza-se pela operação do compressor com uma relação de pressões mais alta (Caso I). Isto se explica quando na simulação se tenta operar a máquina com uma temperatura de entrada na turbina, igual a que se atinge na operação com gás natural nas condições ISO. A resposta da máquina é, para uma rotação do eixo constante, reduzir a vazão de ar, aumentando assim a relação de pressão segundo um mapa típico do compressor. Vale comentar que na simulação se restringe o aumento da relação de pressões até 90 % da pressão de 'surge'. Por este fato, a temperatura de entrada do gás na turbina é menor que quando a mesma é operada com gás natural.

Observa-se também, que na medida em que aumenta o poder calorífico do combustível, os valores da temperatura de entrada do gás na turbina, a relação de pressões, a temperatura dos gases de exaustão e a vazão de gases de exaustão, seguem a tendência de atingir os valores das condições de operação de projeto. De outra parte, a eficiência térmica da turbina a gás diminui na medida em que aumenta o poder calorífico do gás combustível.

Sendo a turbina a gás o maior componente do sistema, o seu comportamento incide na operação do sistema BIG GT. Assim, por exemplo, observa-se que quando se aumenta a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço, diminui-se a potência gerada no ciclo a vapor inferior. Isto se explica por dois motivos, a diminuição da vazão de gases de exaustão a uma temperatura dos mesmos que é pouco variável e o aumento da vazão de vapor para a

desaeração devido à menor quantidade de calor recuperada na malha de trocadores de calor do sistema BIG GT, uma vez que diminui a capacidade destes subsistemas.

Tabela 4.6 – Resultados gerais da simulação por bloco gerador BIG GT operando com as diferentes relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço.

	Caso I	Caso II	Caso III
Vazões de combustível			
Biomassa (com 50 % de umidade), kg/s	9,17	3,17	1,81
Biomassa (com 20 % de umidade), kg/s	5,73	2,23	1,13
Gás cru, kg/s	11,90	4,63	2,35
Gás limpo, kg/s	10,99	4,19	2,13
Gás natural, kg/s	0,00	0,86	1,11
Relação de vazões Gás Natural/Bagaço, $\text{kg}_{\text{gás natural}}/\text{kg}_{\text{bagaço}}$	0,00	0,21	0,52
Operação da turbina a gás			
Vazão de gás combustível, kg/s	10,99	5,07	3,23
PCI, MJ/kg	5,84	13,07	20,11
Relação de pressões	15,07	14,20	13,88
Temperatura de entrada à turbina (TIT), °C	1096,85	1167,18	1168,04
Temperatura de saída da turbina (TOT), °C	763,83	802,46	802,43
Potência elétrica líquida gerada, MW	24,82	23,65	22,42
Vazão de gás na saída, kg/s	85,42	79,51	77,67
Eficiência, %	38,68	35,67	34,52
Operação do ciclo a vapor^(a)			
Vazão de vapor gerado (a 6,7 MPa), kg/s	9,89	10,05	9,46
Temperatura de saída do vapor, °C	465,00	504,00	504,00
Potência líquida do ciclo sem extração, MW	8,32	8,24	7,69
Vazão da extração do vapor (a 0,25 MPa / 127 °C), kg/s	5,42	5,28	4,91
Potência líquida do ciclo com extração, MW	6,09	5,82	5,63
Operação do bloco BIG/CC em cogeração^(b)			
Potência elétrica bruta, MW	30,24	28,94	27,33
Consumo de potência auxiliar, MW	6,05	3,33	2,37
Potência elétrica líquida, MW	24,19	25,61	24,96
Potência térmica, MW	21,59	21,95	20,66
Relação de potência térmica Gás natural/Bagaço ^(c)	0,00	1,24	3,08
Eficiência (I Lei, base PCI, Gás natural - Bagaço)	62,26	72,90	75,46
Eficiência (I Lei, base PCS, Gás natural - Bagaço)	52,80	64,01	67,11
Operação do bloco BIG/CC sem cogeração			
Potência elétrica bruta, MW	33,14	31,89	30,11
Potência elétrica líquida, MW	27,09	28,56	27,74
Potência térmica, MW	0,00	0,00	0,00
Eficiência (I Lei, base PCI, Gás natural - Bagaço)	36,84	43,78	45,88
Eficiência (I Lei, base PCS, Gás natural - Bagaço)	31,84	38,44	40,80

(a) Os gases na saída da caldeira recuperativa encontram-se a uma temperatura da ordem de 217 ± 3 °C;

(b) Interpreta-se em cogeração quando se realiza uma extração da turbina de 85 % da vazão de vapor na entrada ao cilindro de alta pressão, para fornecer calor ao processo de fabricação de açúcar e álcool;

(c) Refere-se a quantidade total de energia (Base PCI ou PCS) que é consumida pelo bloco gerador tanto na forma de Gás Natural como de bagaço.

Contudo, consegue-se um aumento da eficiência térmica do sistema, embora a maior variação no aumento é registrada quando a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço passa de '0' até '1,24', valor da relação de potência térmica para a qual, de fato, é obtida a maior potência gerada para a rede como resultado da integração.

A modo de exemplo, apresentam-se os resultados da análise para o segundo grupo de variantes, ou seja, aquela onde a relação de potência térmica Gás natural – Bagaço é de 1,24 $\text{kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$.

Na seqüência é mostrado um resumo dos resultados nas Tabelas 4.7-4.9, representado a integração à usina de 01, 02 ou 03 blocos geradores respectivamente. A apresentação dos resultados foi dividida em três grupos. O primeiro se refere aos dados da usina, especificamente moagem e consumo específico de vapor no processo. O segundo grupo refere-se aos resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT. Finalmente, o último grupo trata os resultados relacionados a análise econômica da integração, sendo que na última linha é mostrado o custo da eletricidade gerada, expresso em US\$/MWh, para cada variante.

Quando é instalado apenas um bloco gerador, Tabela 4.7, o custo da eletricidade gerada encontra-se na faixa entre 38,77 – 47,89 US\$/MWh. Por outro lado, observa-se que para uma moagem de 150 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 46,13 US\$/MWh e 47,8 US\$/MWh, já para uma moagem de 300 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 44,15 US\$/MWh e 47,49 US\$/MWh, entanto que para uma moagem de 800 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 38,77 US\$/MWh e 46,50 US\$/MWh.

Quando são instalados dois blocos geradores, Tabela 4.8, o custo da eletricidade gerada encontra-se na faixa entre 37,55 – 42,21 US\$/MWh. Por outro lado, observa-se que para uma moagem de 150 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 41,26 US\$/MWh e 42,21 US\$/MWh, já para uma moagem de 300 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 40,32 US\$/MWh e 42,16 US\$/MWh, entanto que para uma moagem de 800 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 37,55 US\$/MWh e 42,03 US\$/MWh.

Quando são instalados três blocos geradores, Tabela 4.9, o custo da eletricidade gerada encontra-se na faixa entre 37,94 – 41,12 US\$/MWh. Por outro lado, observa-se que para uma moagem de 150 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 39,66 US\$/MWh e 41,12 US\$/MWh, já para uma moagem de 300 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 39,86 US\$/MWh e 41,12 US\$/MWh, entanto que para uma moagem de 800 t_c/h o custo da eletricidade gerada varia entre 37,94 US\$/MWh e 41,11 US\$/MWh.

Em resumo, observam-se as seguintes tendências: para uma mesma capacidade a redução do consumo de vapor em processo aumenta o custo da eletricidade gerada, com o aumento da capacidade de moagem diminui o custo da eletricidade gerada, e com o aumento de blocos geradores instalados também diminui o custo da eletricidade gerada.

Tabela 4.7 – Exemplo dos resultados da análise econômica

Taxa de juros: 15 %

Vida útil: 25 anos

Tempo de operação: 7446 h/ano

Tempo de duração da safra: 210 dias/ano

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: 1,24 kW_{tGN}/ kW_{tBagaço}

Preço do GN: 1,27 US\$/MBtu

Número de blocos geradores: 01

	150	150	150	150	300	300	300	300	800	800	800	
	500	340	280	280	500	340	280	280	500	340	280	
Dados da usina												
Moagem, tc/h	150	150	150	150	300	300	300	300	800	800	800	
Consumo específico de vapor no processo, kgv/tc	500	340	280	280	500	340	280	280	500	340	280	
Resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT												
Consumo de bagaço, kg/s	3,57	3,57	3,57	3,57	3,57	3,57	3,57	3,57	3,57	3,57	3,57	
Consumo de gás natural, kg/s	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	
Vapor fornecido ao processo (127 °C/2,5 bar), kg/s	8,68	8,68	8,68	8,68	8,68	8,68	8,68	8,68	8,68	8,68	8,68	
Potência gerada em safra, MW	25,61	25,61	25,61	25,61	25,61	25,61	25,61	25,61	25,61	25,61	25,61	
Potência gerada entressafra, MW	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	
Cálculos da integração BIG GT – Usina												
Vapor necessário para o processo, kg/s	20,83	14,17	11,67	11,67	41,67	28,33	23,33	23,33	111,11	75,56	62,22	
Quantidade de vapor gerado nas caldeiras, t/h	16,93	16,87	16,81	16,81	46,27	46,14	46,02	46,02	144,22	143,74	143,37	
Bagaço disponível para a instalação BIG GT, kg/s	7,35	10,18	11,24	11,24	11,03	16,68	18,80	18,80	23,29	38,35	43,99	
Excedente de bagaço, mil t/ano	35,65	84,14	101,20	101,20	96,31	190,24	223,21	223,21	294,63	536,94	621,81	
Potência líquida entregue à concessionária em safra, MW	24,26	24,84	25,04	25,04	26,34	27,49	27,89	27,89	33,33	36,34	37,40	
Potência líquida entregue à concessionária na entressafra, MW	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	28,56	
Análise econômica												
Custo com combustível (Bagaço 0,0 US\$/t), mil US\$/ano	249,56	249,56	249,56	249,56	249,56	249,56	249,56	249,56	249,56	249,56	249,56	
Custo de investimento na instalação BIG GT, MMUS\$	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	
Secagem, gaseificação e limpeza do gás	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	
Turbina a gás	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	
CRC e ciclo a vapor	27,89	27,89	27,89	27,89	27,89	27,89	27,89	27,89	27,89	27,89	27,89	
Custo de equipamentos	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	
Instalação	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	
Construção	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	
Contingências	45,47	45,47	45,47	45,47	45,47	45,47	45,47	45,47	45,47	45,47	45,47	
Custo total de investimento na instalação BIG GT	0,00	1,73	3,17	3,17	0,00	3,45	6,35	6,35	0,00	9,20	16,92	
Custo de investimento para a redução do consumo de vapor em processo, MMUS\$	46,13	46,94	47,89	47,89	44,15	45,72	47,49	47,49	38,77	42,57	46,50	
Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh												

Tabela 4.9 – Exemplo dos resultados da análise econômica

Taxa de juros: 15 %

Vida útil: 25 anos

Tempo de operação: 7446 h/ano

Tempo de duração da safra: 210 dias/ano

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: 1,24 kWt_{GN}/ kWt_{Bagaço}

Preço do GN: 1,27 US\$/MBtu

Número de blocos geradores: 03

Dados da usina	150	150	150	150	300	300	300	300	800	800	800	800
Moagem, tc/h	500	340	280	280	500	340	280	280	500	340	280	280
Consumo específico de vapor no processo, kgv/tc	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71
Resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT												
Consumo de bagaço, kg/s	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58
Consumo de gás natural, kg/s	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05
Vapor fornecido ao processo (127 °C/2,5 bar), kg/s	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83
Potência gerada em safra, MW	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67
Potência gerada entressafra, MW												
Cálculos da integração BIG GT – Usina												
Vapor necessário para o processo, kg/s	20,83	14,17	11,67	11,67	41,67	28,33	23,33	23,33	111,11	75,56	62,22	62,22
Quantidade de vapor gerado nas caldeiras, t/h	-5,21	-8,23	-8,23	-8,23	21,28	21,27	21,27	21,27	119,64	119,61	119,60	119,60
Bagaço disponível para a instalação BIG GT, kg/s	14,71	17,53	18,59	18,59	18,38	24,03	26,15	26,15	30,64	45,70	51,35	51,35
Excedente de bagaço, mil t/ano	0,00	27,22	45,85	45,85	42,25	141,62	178,89	178,89	257,97	522,98	622,36	622,36
Potência líquida entregue à concessionária em safra, MW	69,53	69,10	69,32	69,32	70,65	71,83	72,27	72,27	77,77	80,93	82,12	82,12
Potência líquida entregue à concessionária na entressafra, MW	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67
Análise econômica												
Custo com combustível (Bagaço 0,0 US\$/t), mil US\$/ano	2168,72	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07	2246,07
Custo de investimento na instalação BIG GT, MMUS\$												
Secagem, gaseificação e limpeza do gás	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68
Turbina a gás	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00
CRC e ciclo a vapor	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00
Custo de equipamentos	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68
Instalação	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93
Construção	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07
Contingências	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58
Custo total de investimento na instalação BIG GT	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25
Custo de investimento para a redução do consumo de vapor em processo, MMUS\$	0,00	1,73	3,17	3,17	0,00	3,45	6,35	6,35	0,00	9,20	16,92	16,92
Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh	39,66	40,79	41,12	41,12	39,86	40,46	41,12	41,12	37,94	39,49	41,11	41,11

Os resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT, para todos os grupos e subgrupos de variantes analisados, e que permitem realizar o cálculo do custo da eletricidade gerada para a rede, são apresentados de maneira resumida no Anexo 2.

Como resultados do cálculo econômico é obtido o valor do custo da eletricidade para as variantes analisadas. Estes valores, para as mesmas, são também apresentados no Anexo 2. Nas Figuras 4.5, 4.6 e 4.7 se resumem estes resultados.

Na Figura 4.5 apresenta-se a variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Considera-se a integração com 01 bloco gerador BIG GT.

Na Figura 4.6 apresenta-se a variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Considera-se a integração com 02 blocos geradores BIG GT.

Na Figura 4.7 apresenta-se a Variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Considera-se a integração com 03 blocos geradores BIG GT.

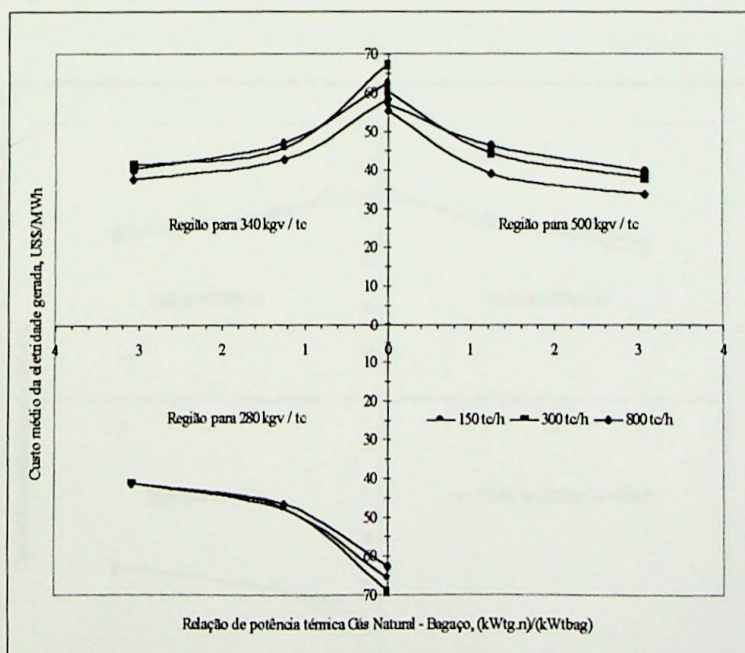


Figura 4.5- Variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Considera-se a integração com 01 bloco gerador BIG GT.

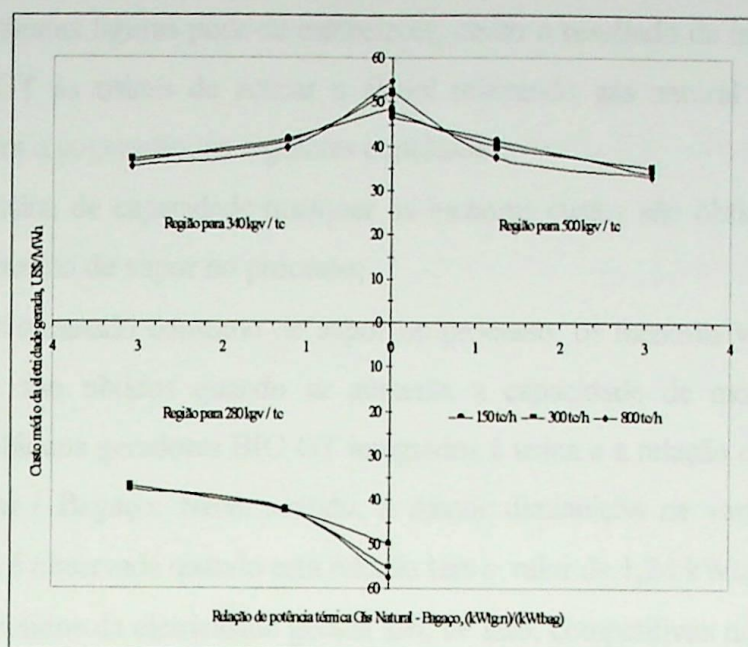


Figura 4.6- Variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Considera-se a integração com 02 blocos geradores BIG GT.

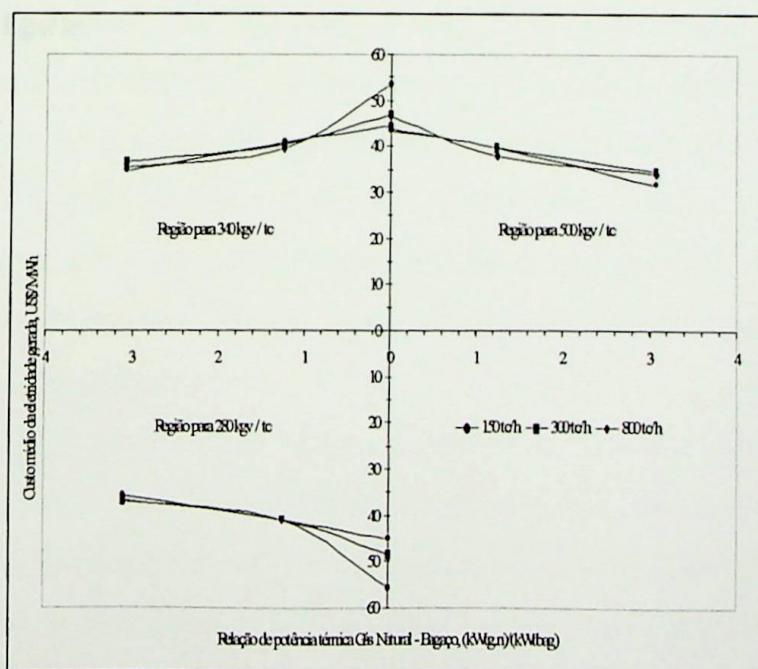


Figura 4.7- Variação do custo da eletricidade gerada para diferentes capacidades de moagem, segundo o consumo de vapor no processo e a relação de potência térmica Gás Natural - Bagaço. Considera-se a integração com 03 blocos geradores BIG GT.

Da análise destas figuras pode-se estabelecer, como o resultado da integração de blocos geradores BIG GT às usinas de açúcar e álcool utilizando gás natural como combustível complementar para a cogeração, as seguintes conclusões:

- Para uma usina de capacidade qualquer os menores custos são obtidos quando não se reduz o consumo de vapor no processo;
- Para um determinado consumo de vapor no processo, os menores valores do custo da eletricidade são obtidos quando se aumenta a capacidade de moagem da usina, o número de blocos geradores BIG GT integrados à usina e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Neste sentido, a menor diminuição na variação do custo da eletricidade é observada quando esta relação tem o valor de $1,24 \text{ kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$;
- Os custos obtidos da eletricidade gerada são, de fato, competitivos no contexto atual do setor elétrico brasileiro.

Para realizar o cálculo do custo da eletricidade gerada num bloco gerador BIG GT maximizando a geração de energia elétrica nele, utilizou-se a termoeconomia para a análise do uso do gás natural como combustível complementar para a cogeração no setor de açúcar e álcool, aplicada a uma usina de capacidade média (300 t_c/h) com um consumo de vapor no processo de 340 kg_v/t_c .

CAPÍTULO 5 - ANÁLISE TERMOECONÔMICA

De modo diverso do capítulo anterior, no qual foi calculado o custo da eletricidade total gerada na usina e no(s) bloco(s) gerador(es), neste pretende-se determinar de maneira mais apurada o custo da eletricidade gerada no bloco gerador somente. Para este fim utilizou-se a termoeconomia como ferramenta.

5.1- As diferentes teorias

A termodinâmica clássica estabelece, entre outros, os conceitos de energia, calor, trabalho, balanço de energia, entropia, balanço de entropia, e também, as relações para o cálculo das propriedades termodinâmicas num estado de equilíbrio. Com o uso da segunda lei da termodinâmica, complementa-se e melhora-se o balanço de energia, tanto pelo cálculo do valor real do potencial termodinâmico de um fluxo, como pela determinação exata das ineficiências e perdas nos sistemas. O conceito de exergia é muito importante para este propósito (Tsatsaronis, 1993).

Exergia é o máximo trabalho que se pode obter num sistema a partir das condições impostas pelo meio ambiente. A exergia é uma propriedade que depende tanto do estado em que se encontre o sistema, como do estado do meio ambiente. Em outras palavras, a exergia expressa a máxima capacidade que tem um sistema de provocar mudanças (Gaggioli, 1983). Por isto, a exergia não é apenas uma propriedade do sistema, ela é intimamente relacionada como o valor econômico do sistema, já que, na realidade, o que é pago é o potencial termodinâmico do sistema de realizar mudanças. Assim, por exemplo, quando o custo é alocado a um fluxo de energia, a exergia, no lugar da energia ou a massa, serve como base no processo de formação do custo.

Na atualidade, o termo termoeconomia é usado para indicar a combinação da análise exérgica com a econômica. A característica fundamental deste tipo de análise é a alocação dos custos em função da exergia, e não da energia contida num sistema (custo exérgico). No entanto, é comum o uso do termo "Análise termoeconômica" para se referir à análise termodinâmica convencional baseada somente na primeira lei, realizando por separado, a análise econômica sem considerar o custo exérgico. Exemplo deste tipo de análise, foi o realizado no capítulo anterior. No ano 1983 foi introduzido o termo 'exergoeconômico' para definir, de maneira mais clara, o método que combina a análise exérgica com a econômica usando o custo exérgico (Tsatsaronis, 1983). Hoje, várias teorias de análise termoeconômica

são conhecidas, elas podem-se classificar em quatro diferentes, embora tenham características semelhantes. Resumidamente, estas teorias são:

- **Análise Funcional:** Nesta, uma unidade térmica complexa é entendida como um sistema composto por unidades interrelacionadas. Cada unidade tem uma única função (ou produto) que determina sua relação com as demais unidades e com o ambiente. As unidades podem representar equipamentos, conjuntos de equipamentos ou ainda ser virtuais. Dois tipos de unidades virtuais podem ser definidas: as junções, em que se agrupam os produtos de duas ou mais unidades, e as ramificações, em que o produto de uma unidade é distribuído a outras unidades. Unidades virtuais são utilizadas quando diferentes unidades fornecem (consomem) um mesmo recurso, tal como ocorre, por exemplo, quando vários geradores de vapor são utilizados para fornecer exergia térmica para uma central elétrica, ou quando os componentes de um único gerador são tomados individualmente (economizadores, evaporador, superaquecedores). Os produtos podem representar correntes (materiais ou não) mas podem também representar encargos devido a serviços como, por exemplo, a dessulfurização dos gases de uma caldeira. A representação gráfica do sistema, elaborada a partir das regras da análise funcional, é denominada “diagrama funcional”. A evolução desta teoria, inicialmente formulada por El-Sayed e Evans (1970), teve lugar com os trabalhos de Frangopoulus (1983, 1987) com duas importantes contribuições. Em primeiro lugar, estende-se a decomposição do sistema ao definir a análise funcional de sistemas térmicos. Em segundo lugar, aplica os métodos dos Multiplicadores de Lagrange a sistemas térmicos complexos;
- **Exergoeconômica:** Nesta se requer, como primeiro passo, as análises termodinâmica e econômica do sistema. Destas análises resultam a identificação e determinação dos fluxos exergéticos, energéticos e materiais e dos custos associados à aquisição e manutenção dos equipamentos. Estas informações são utilizadas para construir os balanços de custos para cada unidade. O segundo passo consiste em definir se serão utilizadas correntes de exergia totais ou parciais (térmica, mecânica, química), o que depende basicamente do propósito do estudo. A utilização de correntes de exergia totais leva a uma estrutura produtiva mais simples, enquanto a consideração de correntes parciais, além de ser necessária em certos sistemas, fornece um resultado mais detalhado. A teoria, inicialmente estabelecida a partir da década de 1980 por G. Tsatsaronis e seus colaboradores em trabalho como, por exemplo, Tsatsaronis e Winhold, (1985) e Tsatsaronis e Pisa, (1994), teve uma evolução apresentada em trabalhos mais recentes (Lazzaretto e Tsatsaronis, 1996, 1997);

- A Teoria do Custo Exergético: Nesta, inicialmente proposta por Lozano e Valero (1993), relaciona a estrutura produtiva à estrutura física da instalação, e utiliza-se um conjunto de regras (postulados) para construir o sistema de equações utilizado para a determinação dos custos dos fluxos do sistema. Faz uso extensivo das ferramentas de análise de sistemas, em especial, a representação matricial;
- Metodologia Estrutural: É uma variante da teoria do custo exergético (Lozano et al., 1996 e Torre et al., 1996). Neste caso a estrutura produtiva não necessariamente reproduz a estrutura física da instalação. A mesma é composta por unidades reais, sejam produtivas ou dissipativas, junções e ramificações. Toda unidade, seja ela produtiva ou dissipativa, tem necessariamente um produto, podendo ainda ter subprodutos. Todos os produtos (e subprodutos) de unidades são direcionados a ramificações, de onde são distribuídos. Em cada junção, produtos advindos de diferentes unidades são somados resultando num produto único. O número de ramificações é então igual à soma do número de unidades, junções e insumos externos. A soma dos números de unidades e junções fornece então o número total de produtos internos do sistema cujos custos se quer determinar. A teoria tem semelhanças com a Análise Funcional.

Das teorias anteriores, a Teoria do Custo Exergético permite realizar o diagnóstico da instalação real partindo apenas das propriedades termodinâmicas dos fluxos, pelo que é muito fácil de ser aplicada. Por este motivo, a mesma foi selecionada para a análise do uso do gás natural como combustível complementar em sistemas BIG GT para a cogeração no setor sucroalcooleiro. Com a sua aplicação se pretende atingir os seguintes objetivos:

- Localizar em quais equipamentos, ou subsistemas, de um bloco gerador BIG GT encontram-se as maiores perdas termodinâmicas reais (perdas de exergia), visando o aumento de eficiência mediante modificações posteriores;
- Determinar os custos de cada produto (eletricidade ou calor) e os custos exergéticos ou exergoeconômicos de cada fluxo da estrutura produtiva do bloco gerador BIG GT;
- Selecionar a variante ótima do uso do gás natural comparando os custos exergéticos dos produtos, em particular da eletricidade gerada;

Detalhes sobre os conceitos, fundamentos matemáticos e formas de aplicação das três restantes metodologias podem ser consultados em Araújo da Gama (1999).



5.2- A Teoria do custo exergético. Aplicação

Num bloco gerador BIG GT existem substâncias nas fases sólida, líquida e gasosa. Se for considerado o estado de referência com uma temperatura de 25 °C e pressão de 1 bar então, o cálculo da exergia específica para as diferentes substâncias é realizado como:

- Para sólidos, bagaço somente:

$$b_{\text{Bagaço}} = \Phi_{\text{seco}} \cdot \text{PCI} \quad (5.1)$$

Sendo que o coeficiente ' Φ_{seco} ' calcula-se pelas relações propostas por Szargut *et al.*, (1988) para madeira e biomassa em geral como combustível. 'PCI' é o poder calorífico do bagaço.

- Para água, tanto na fase líquida como vapor:

$$b = h - h_0 - T_0 \cdot (s - s_0) \quad (5.2)$$

Sendo 'h', e 's', a entalpia e a entropia no estado da substância e no estado de referência '0', ' T_0 ' corresponde à temperatura do estado de referência.

- Para gases, incluindo o ar

$$b = b_f + b_q \quad (5.3)$$

Sendo ' b_f ' e ' b_q ' as parcelas físicas e químicas da exergia específica respectivamente. No estado de referência a exergia química do ar é 'zero'. Para os restantes gases existentes no sistema BIG GT, incluindo o gás natural, consideraram-se as componentes física e química durante os cálculos, os quais foram baseados no comportamento de gás ideal. Para o cálculo da exergia específica nestes casos, os modelos e dados necessários podem ser consultados em Kotas (1985). Como parte dos cálculos foram elaboradas funções computacionais para o cálculo destas propriedades.

Na análise exergética dos diferentes subsistemas desconsiderou-se as componentes da exergia pelo conceito de energia cinética e potencial.

Na Figura 5.1 apresenta-se a estrutura física e produtiva de um bloco gerador BIG GT, com a possibilidade de empregar gás natural como combustível complementar. Diferentemente da Figura 3.6, estão incluídos outros volumes de controle que fazem parte do sistema, por exemplo, a subestação elétrica, os quais são indispensáveis para o funcionamento do conjunto. Observa-se também, a extração de vapor na turbina para fornecer calor ao processo de fabricação de açúcar e álcool.

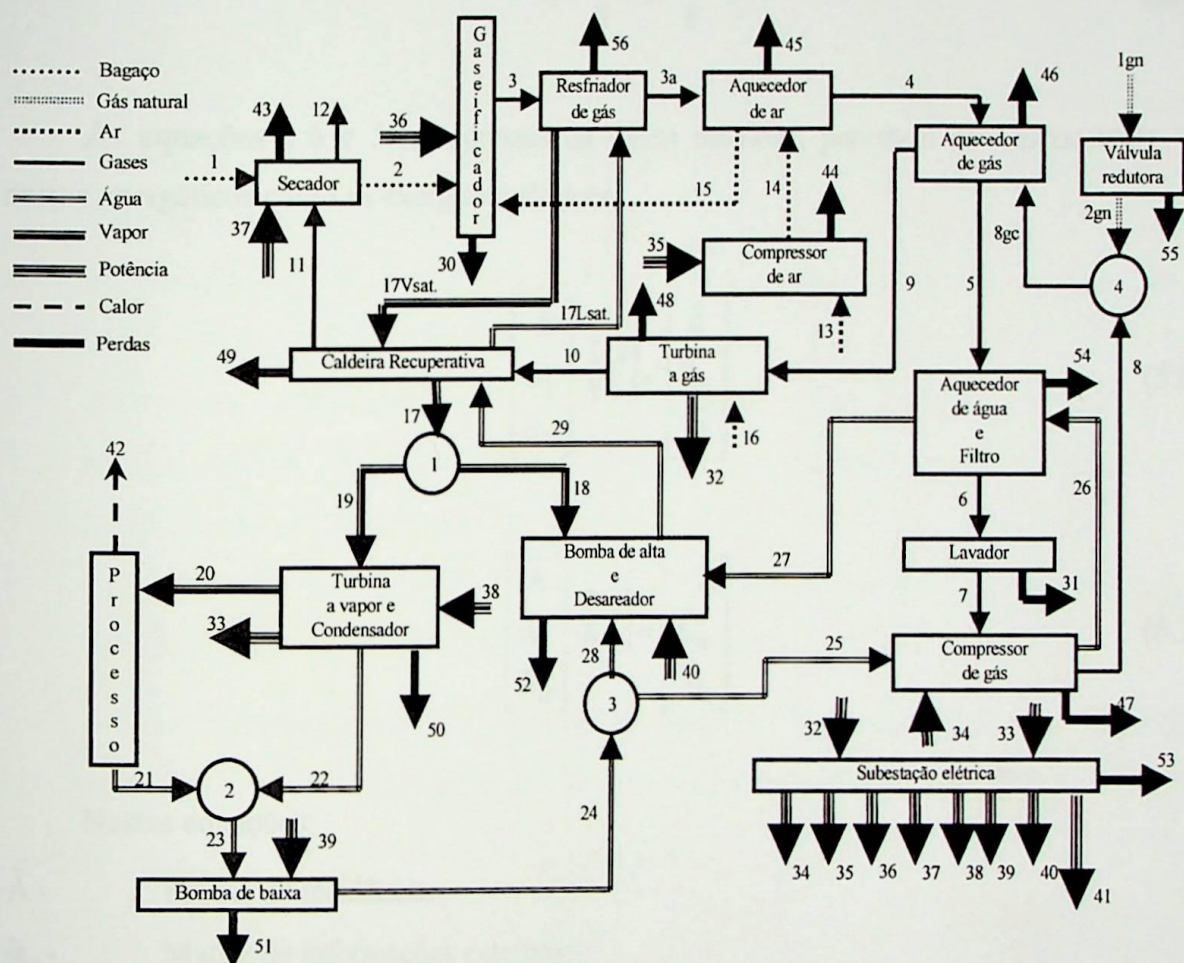


Figura 5.1- Estrutura física e produtiva de um bloco gerador BIG GT.

Para cada um dos volumes de controles que compõem a estrutura produtiva especificam-se os fluxos, ou combinação de fluxos, que constituem os produtos (P), os insumos (F) e as perdas (L) de cada unidade, seguindo as seguintes condições:

- Todos os fluxos que se relacionam com uma unidade estarão presentes uma única vez nas definições de P, F e L da unidade;
- Todos os componentes das definições de P, F, e L, sejam eles fluxos individuais ou combinação de fluxos, terão exergia positiva ou nula;

- O balanço de exergia poderá ser determinado por:

$$I = F - P - L \quad (5.4)$$

Observa-se ainda que a eficiência exergética de cada unidade será determinada segundo:

$$\eta = \frac{P}{F} = 1 - \frac{I}{F} \quad (5.5)$$

As equações 5.6 e 5.7, expressas na forma matricial, permitem determinar tanto os custos exergéticos como os exergoeconômicos.

$$\begin{bmatrix} \bar{A} \\ \bar{\alpha}_e \\ \bar{\alpha}_b \end{bmatrix} \cdot [\bar{B}^*] = \begin{bmatrix} \bar{0} \\ \bar{B}_e \\ \bar{0} \end{bmatrix} \quad (5.6)$$

$$\begin{bmatrix} \bar{A} \\ \bar{\alpha}_e \\ \bar{\alpha}_b \end{bmatrix} \cdot [\bar{C}^*] = \begin{bmatrix} -\bar{Z} \\ \bar{C}_e \\ \bar{0} \end{bmatrix} \quad (5.7)$$

Nestas equações:

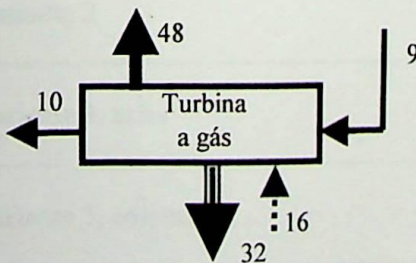
- \bar{A} - Matriz de incidência;
- $\bar{\alpha}_e$ - Matriz de informações externas;
- $\bar{\alpha}_b$ - Matriz de relação de exergias;
- \bar{B}^* - Vetor de custos exergéticos;
- \bar{C}^* - Vetor de custos exergoeconômicos;
- \bar{B}_e - Vetor das exergias que entram ao sistema;
- \bar{C}_e - Vetor do custo exergoeconômico das exergias que entram ao sistema;
- \bar{Z} - Vetor de valorização externa;
- $\bar{0}$ - Vetor zero.

Para definir e resolver estes sistemas de equações, as quatro proposições da Teoria do Custo Exergético são aplicadas:

- Proposição 1. Os custos exergéticos e exergoeconômicos são quantidades conservativas como consequência de suas definições, e pode-se portanto escrever uma equação de balanço para cada unidade do sistema. Na determinação do custo exergético, o lado direito de cada equação de balanço será igual a zero e, na determinação do custo exergoeconômico, igual aos demais custos associados ao sistema, com o sinal negativo ($-\bar{Z}$);
- Proposição 2. Na ausência de informações externas, o custo exergético de um insumo suprido externamente ao sistema é igual à sua exergia, o custo exergoeconômico é o custo de aquisição do insumo;
- Proposição 3. Todos os custos gerados no processo produtivo devem ser incluídos no custo final dos produtos, o que se traduz de custo 'zero' a todas as perdas;
- Proposição 4a. Se uma parcela ou todo o insumo de uma unidade é a variação da exergia de um fluxo que a atravessa, então o custo exergético unitário do fluxo é constante através da unidade;
- Proposição 4b. Se o produto de uma unidade é composto por mais de um fluxo, então são iguais os custos exergéticos unitários de cada um destes fluxos.

A modo de exemplo apresenta-se a seguir, a aplicação destas proposições para o volume de controle 'turbina a gás'. Neste caso não se faz uso da proposição 4b.

Subsistema:



Descrição Fuel, Produto e Perda:

$$F = [9] - [10] + [16]$$

$$P = [32]$$

$$L = [48]$$

Modelo termoeconômico:

$$B_9^* - B_{10}^* + B_{16}^* - B_{32}^* - B_{48}^* = 0 \text{ (Proposição 1)}$$

$$B_{16}^* = B_{16} \text{ (Proposição 2)}$$

$$B_9^* - \left(\frac{B_9}{B_{10}} \right) \cdot B_{10}^* = 0 \text{ (Proposição 4a)}$$

$$B_{48}^* = 0 \text{ (Proposição 3)}$$

Modelo exergoeconômico:

$$C_9^* - C_{10}^* + C_{16}^* - C_{32}^* - C_{48}^* + Z_{10} = 0 \text{ (Proposição 1)}$$

$$C_{16}^* = C_{16} \text{ (Proposição 2)}$$

$$C_9^* - \left(\frac{B_9}{B_{10}} \right) \cdot C_{10}^* = 0 \text{ (Proposição 4a)}$$

$$C_{48}^* = 0 \text{ (Proposição 3)}$$

O sistema de equações obtido com a aplicação da Teoria do Custo Exergético está apresentado no Anexo 3. Neste anexo, mostram-se tanto as definições de Produto (P), Insumo (F) e Perda (L), como as equações resultantes da aplicação das proposições anteriores tanto para o volume de controle anterior como os restantes da estrutura produtiva.

Assim, pode-se definir as variantes a serem analisadas, visando a determinação do custo da eletricidade gerada no bloco gerador, durante a integração de sistemas BIG GT a usinas de açúcar e álcool, utilizando gás natural como combustível complementar.

5.3- Definição das variantes

As variantes foram definidas para uma usina de capacidade média (300 t_c/h), com um consumo de vapor no processo de 340 kg_v/t_c, a partir do critério de operar o ano todo com bagaço, isto, mesmo quando são analisadas diferentes relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço com a instalação de um ou mais blocos geradores BIG GT. Considerou-se potencializar a geração de energia elétrica no(s) bloco(s) porém, pode existir a possibilidade de cogeração de calor à usina, isto é, pode-se estabelecer dois pontos de operação para uma mesma configuração de integração, um estabelecido pela extração da turbina a vapor durante a safra, e outro sem extração na turbina na entressafra. Na Tabela 5.1 apresentam-se as variantes analisadas e suas particularidades.

Tabela 5.1 – Variantes analisadas usando a termoeconomia.

	Comentários
Variante 1, safra	Relação de potência térmica: 0,00 kW _{tGN} /kW _{tBagaço} Número de blocos geradores: 01 Taxa de extração da turbina a vapor: 0,16
Variante 1, entressafra	Relação de potência térmica: 0,00 kW _{tGN} /kW _{tBagaço} Número de blocos geradores: 01 Taxa de extração da turbina a vapor: 0,00
Variante 2	Relação de potência térmica: 1,24 kW _{tGN} /kW _{tBagaço} Número de blocos geradores: 02 Taxa de extração da turbina a vapor: 0,00
Variante 3, safra	Relação de potência térmica: 1,24 kW _{tGN} /kW _{tBagaço} Número de blocos geradores: 03 Taxa de extração da turbina a vapor: 0,23
Variante 3, entressafra	Relação de potência térmica: 1,24 kW _{tGN} /kW _{tBagaço} Número de blocos geradores: 03 Taxa de extração da turbina a vapor: 0,00
Variante 4	Relação de potência térmica: 3,08 kW _{tGN} /kW _{tBagaço} Número de blocos geradores: 02 Taxa de extração da turbina a vapor: 0,00
Variante 5	Relação de potência térmica: 3,08 kW _{tGN} /kW _{tBagaço} Número de blocos geradores: 03 Taxa de extração da turbina a vapor: 0,00

Nota: A taxa da extração representa a fração mássica do vapor que entra à turbina que é enviado ao processo.

Aos efeitos dos cálculos, são mantidos às suposições de caráter termodinâmico e econômico expostas no capítulo anterior.

5.4- Discussão dos resultados. Conclusões

A modo de exemplo comentam-se os resultados da ‘Variante 3 Safra’ a qual caracteriza um estudo onde é considerado tanto o consumo de gás natural no bloco gerador BIG GT, como a operação com cogeração, isto é, na safra determinada quantidade de vapor é enviada ao processo. Na Tabela 5.2 para a ‘Variante 3 Safra’, são apresentadas as características de alguns fluxos selecionados da estrutura produtiva.

Tabela 5.2 – Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Safra).

Fluxo N°	Tipo	P bar	T °C	m kg/s	E kW	B kW	B* kW	k	C* USS/s	C* USS/GJ	C* USS/MWh
1	Bagaço	1,01	25	3,6	28498	37050	37050	1,000	0,00000	0,000	0,00
2	Bagaço	1,01	70	2,2	31233	36471	49809	1,366	0,04620	1,267	4,56
1gn	Gás natural	60,00	150	0,9	46618	44231	44231	1,000	0,00015	0,003	0,01
2gn	Gás natural	21,81	150	0,9	46618	44231	44231	1,000	0,00015	0,003	0,01
3	Gás cru	2,00	943	4,6	31860	29008	51542	1,777	0,07384	2,546	9,16
7	Gás limpo	1,73	35	4,2	19200	25036	45716	1,826	0,07067	2,823	10,16
8	Gás limpo	21,81	149	4,2	19666	26273	49521	1,885	0,08820	3,357	12,09
8gc	Gás	21,81	150	5,1	66284	70504	93752	1,330	0,08835	1,253	4,51
9	Gás	21,75	450	5,1	67298	71321	95571	1,340	0,09507	1,333	4,80
10	Gás de escape	1,07	529	79,5	41663	27510	36864	1,340	0,03667	1,333	4,80
11	Gás de escape	1,04	215	79,5	15258	9382	12572	1,340	0,01251	1,333	4,80
12	Gás rejeitado	1,01	100	80,8	6314	7524	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
13	Ar	1,01	25	2,2	123	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
14	Ar	2,20	99	2,2	171	168	861	5,132	0,00497	29,626	106,65
15	Ar	2,12	391	2,2	841	443	1675	3,779	0,00957	21,585	77,71
16	Ar	1,01	25	74,4	4109	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
17lsat	Líquido sat.	67,00	283	1,3	1658	442	1140	2,576	0,00377	8,509	30,63
17vsat	Vapor sat.	67,00	283	1,3	3679	1380	3913	2,835	0,01268	9,188	33,08
17	Vapor	67,00	465	10,0	33375	13406	34567	2,578	0,11420	8,518	30,67
18	Vapor	67,00	465	0,9	3094	1243	3205	2,579	0,01059	8,521	30,68
19	Vapor	67,00	465	9,1	30281	12163	31362	2,578	0,10360	8,517	30,66
20	Vapor	2,50	127	2,3	1252	1456	13875	9,529	0,04584	31,483	113,34
21	Água	0,10	45	2,3	164	5	46	9,407	0,00015	31,074	111,87
22	Água	0,10	45	6,8	472	14	3	0,181	0,00001	0,599	2,16
23	Água	0,10	45	9,1	636	19	49	2,559	0,00016	8,455	30,44
24	Água	5,20	45	9,1	637	23	70	3,025	0,00404	174,614	628,61
25	Água	5,20	45	2,0	140	5	15	2,983	0,00088	172,197	619,91
26	Água	5,00	77	2,0	673	39	119	3,056	0,00686	176,400	635,04
27	Água	4,80	120	2,0	800	108	538	4,965	0,01774	163,691	589,29
28	Água	5,20	45	7,1	497	18	55	3,037	0,00317	175,303	631,09
29	Água	75,00	120	10,0	5108	603	7501	12,448	0,05077	84,255	303,32
30	Resíduo	1,01	25	1,1	236	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
31	Resíduo	1,01	25	0,1	9363	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
32	Potência	-	-	-	23651	23651	58707	2,482	0,18490	7,818	28,14
33	Potência	-	-	-	7440	7440	17505	2,353	0,09832	13,216	47,58
34	Potência	-	-	-	1484	1484	3909	2,634	0,01634	11,008	39,63
35	Potência	-	-	-	327	327	861	2,634	0,00360	11,010	39,64
36	Potência	-	-	-	22	22	58	2,596	0,00024	10,853	39,07
37	Potência	-	-	-	71	71	187	2,618	0,00078	10,946	39,40
38	Potência	-	-	-	12	12	21	1,770	0,00009	7,400	26,64
39	Potência	-	-	-	8	8	21	2,538	0,00009	10,610	38,19
40	Potência	-	-	-	1406	1406	3703	2,634	0,01548	11,013	39,65
41	Potência	-	-	-	27759	27759	67453	2,430	0,28200	10,159	36,57

g.n: Gás natural

g.c: Gás combustível.

Na tabela anterior pode-se observar o processo de formação dos custos dos produtos do bloco gerador se é acompanhada a seqüência dos valores das últimas quatro colunas.

Para cálculo dos custos exergoeconômicos foi realizado primeiramente o fluxo de custos, o qual apresenta-se na Tabela 5.3, para numa segunda etapa calcular o vetor de valorização externa inerente a cada volume de controle.

Tabela 5.3 – Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa.

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,335	1,006	...	1,006
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,020	0,020	0,020	...	0,020
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	12,577	37,732	0,000	...	0,000
Custos totais	12,93	39,22	2,85	...	2,85
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	12,93	45,10	3,77	...	3,77
Valor presente, 1997US\$/s	0,327518				
<hr/>					
Custo do bagaço	0US\$/t				
Consumo de bagaço	3,57kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
<hr/>					
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01 US\$/kg				
Consumo de gás natural	0,86kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,003	0,003	0,003	...	0,003
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,003	0,004	0,004	...	0,004
Valor presente, 1997US\$/s	0,000146				

O fluxo de custos considera os custos de operação e manutenção e com combustível. Na tabela anterior são mostrados o valor presente dos custos de operação e manutenção, do custo com bagaço e do custo com gás natural. O procedimento para o cálculo do valor presente é o mesmo que o utilizado na engenharia econômica, isto é, fluxo de caixa considerando taxa de juros. Os valores presentes resultantes do fluxo de custo são aplicados no cálculo do vetor de valorização como se mostra na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 – Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa.

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	2,7	Z ₁	0,032917
2	Compressor de ar	0,1	Z ₂	0,001372
3	Gaseificador	1,5	Z ₃	0,017830
4	Resfriador de gás	0,4	Z ₄	0,004938
5	Aquecedor de ar	0,3	Z ₅	0,003429
6	Aquecedor de gás	0,3	Z ₆	0,004115
7	Aquecedor de água e filtro	0,8	Z ₇	0,010287
8	Lavador de gás	0,5	Z ₈	0,006172
9	Compressor de gás	0,5	Z ₉	0,006172
10	Turbina a gás	10,4	Z ₁₀	0,126467
11	Caldeira recuperativa	2,5	Z ₁₁	0,030352
12	Turbina a vapor e condensador	3,3	Z ₁₂	0,040470
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z ₁₃	0,003794
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z ₁₄	0,003794
15	Subestação elétrica	2,9	Z ₁₅	0,035411
16	Processo	0,0	Z ₁₆	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z ₁₇	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z ₁₈	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z ₁₉	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z ₂₀	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z ₂₁	0,000000
	Custo de Equipamentos (CE) total	27,0	C _{bagaco}	0,000000
	Custo de instalação	8,7	C _{GN}	0,000146
	Construção	3,0		
	Contingências	11,6		
	Custo total de investimento	50 (1519 US\$/kW)		

A primeira coluna desta tabela contém do custo de investimento por volume de controle da estrutura produtiva e do custo total de investimento, assim como o custo específico de investimento do bloco gerador. Os valores do vetor de valorização externa para os combustíveis são os mesmos que os apresentados anteriormente. Já para os diferentes volumes de controle os valores do vetor de valorização externa, são determinados a partir do valor presente total calculado no fluxo de custos de operação e manutenção e alocados proporcionalmente segundo a relação entre o custo de investimento do equipamento que se corresponde com o volume de controle, e o valor total do custo de investimento. Este método foi utilizado para todas as variantes estudadas, considerando claro, suas particularidades.

O resumo da análise termoeconômica para os subsistemas representados nos volumes de controle da estrutura produtiva é mostrado na Tabela 5.5. Aqui apresentam-se os valores dos insumos e produtos, assim como seus custo exergéticos e unitários para cada volume de

controle. São também mostrados a exergia destruída (D) e as irreversibilidades (I) junto aos valores de eficiência exergética (η) e irreversibilidade relativa (δ).

Tabela 5.5 – Análise termoeconômica para os subsistemas (Variante 3 - Safra).

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	46504	49809	1,1	36471	49809	1,4	7524	2509	10033	0,78	1,28	0,123
Compressor de ar	327	861	2,6	168	861	5,1	0	159	159	0,51	1,95	0,002
Gaseificador	36936	51542	1,4	29008	51542	1,8	0	7929	7929	0,79	1,27	0,098
Resfriador de gás	1561	2774	1,8	938	2773	3,0	0	623	623	0,60	1,66	0,008
Aquecedor de ar	2019	3587	1,8	275	814	3,0	0	1744	1744	0,14	7,33	0,021
Aquecedor de gás	1023	1820	1,8	817	1819	2,2	0	207	207	0,80	1,25	0,003
Aquecedor de água e filtro	236	419	1,8	70	419	6,0	0	167	167	0,29	3,40	0,002
Lavador de gás	25729	45716	1,8	25036	45716	1,8	0	693	693	0,97	1,03	0,009
Compressor de gás	1451	3805	2,6	1237	3805	3,1	0	214	214	0,85	1,17	0,003
Turbina a gás	43811	58707	1,3	23651	58707	2,5	0	20160	20160	0,54	1,85	0,248
Caldeira Recuperativa	18128	24292	1,3	11866	24293	2,0	0	6262	6262	0,65	1,53	0,077
Turbina a vapor e condensador	10705	17505	1,6	7440	17505	2,4	0	3265	3265	0,69	1,44	0,040
Bomba de baixa pressão	8	21	2,5	4	21	5,3	0	4	4	0,48	2,07	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2648	6908	2,6	476	3758	7,9	0	2172	2172	0,18	5,56	0,027
Subestação elétrica	31090	76212	2,5	31090	76213	2,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	1451	13829	9,5	1451	13828	9,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Válvula redutora	44231	44231	1,0	44231	44231	1,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 1	13406	34567	2,6	13406	34567	2,6	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	19	49	2,6	19	49	2,6	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	23	70	3,0	23	70	3,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	70504	93752	1,3	70504	93752	1,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	81282	37050	0,5	29211	81281	2,8	7524	44547	52071	0,36	2,78	0,66

A análise dos valores mostrados anteriormente permite localizar as maiores irreversibilidades no bloco gerador e incidir sobre elas visando minimiza-las.

Nos Anexos 4 até 10, para as todas as variantes antes definidas incluindo a aqui descrita, apresentam-se:

- As características dos fluxos. Inclui o número do fluxo que se corresponde com a estrutura produtiva e o seu tipo, e os valores de pressão, temperatura, vazão, energia total e exergia total assim como, os valores de custo exergético, custo exergético unitário e custo exergoeconômico, este último em diferentes unidades;
- As características dos subsistemas. Inclui para cada um dos subsistemas representados na estrutura produtiva, os valores do Fuel e do Produto, assim como o seu custo exergético e custo exergético unitário. Apresentam-se também, as perdas, irreversibilidades, eficiência exergética, custo exergético unitário e o coeficiente de irreversibilidade relativa;

- Cálculo do custo de investimento e os valores vetor de valorização externa para cada subsistema. Foi considerada uma distribuição proporcional entre os volumes de controle do custo necessário para a redução do consumo de vapor no processo, isto é, segundo a percentagem do custo de investimento total dos equipamentos que representa o custo de cada equipamento propriamente dito;
- Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa. Visa determinar o custo total atualizado, incluindo os custos de investimento e operação e manutenção, para toda a vida útil do sistema. Nasquelas variantes onde se tenha a operação diferenciada na safra e na entressafra, o custo total atualizado é calculado atendendo ao tempo equivalente da duração da safra ou a entressafra segundo cada variante.

Nas Figuras 5.2, 5.3 e 5.4 estes resultados, como parte da aplicação da Teoria do Custo Exergético, são resumidos.

Na Figura 5.2 apresentam-se as irreversibilidades nos diferentes subsistemas de um bloco gerador BIG GT para as relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço analisadas.

Na Figura 5.3 apresenta-se a variação da irreversibilidade total e a eficiência exergética de um bloco gerador BIG GT com a mudança na relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço.

Na Figura 5.4 apresenta-se o custo médio da eletricidade gerada e potência gerada (MW) com a integração na safra e entressafra para as diferentes variantes analisadas.

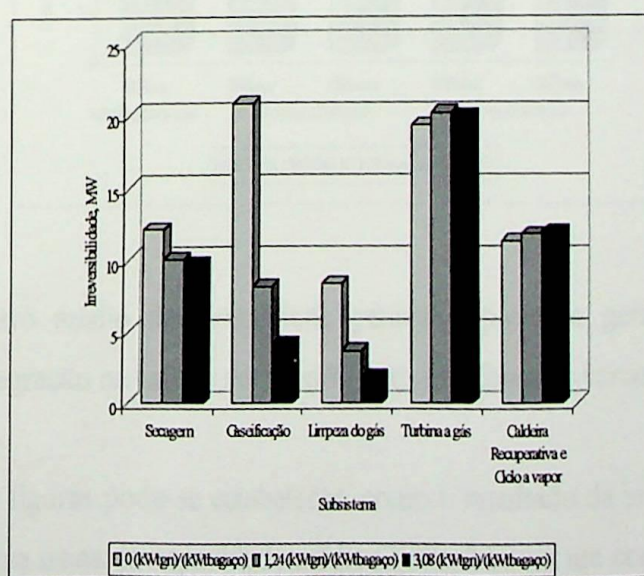


Figura 5.2- Irreversibilidades nos diferentes subsistemas de um bloco gerador BIG GT para as relações de potência térmica Gás Natural / Bagaço analisadas.

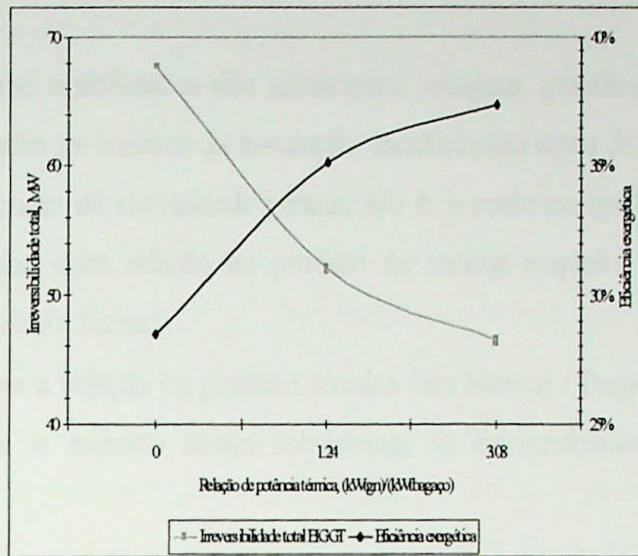


Figura 5.3- Variação da irreversibilidade total e a eficiência exergética de um bloco gerador BIG GT com a mudança na relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço.

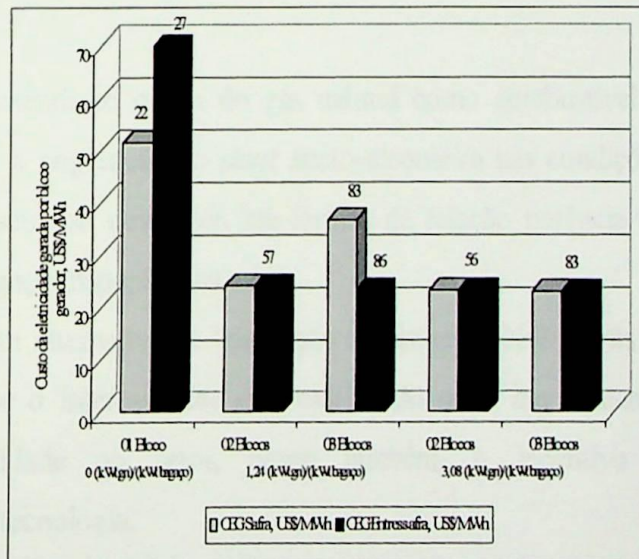


Figura 5.4- Custo médio da eletricidade gerada e potência gerada (MW) com a integração na safra e entressafra para as diferentes variantes analisadas.

Da análise destas figuras pode-se estabelecer, como o resultado da integração de blocos geradores BIG GT a uma usina de capacidade média (300 t_c/h) com um consumo de vapor no processo de 340 kg_v/t_c, utilizando gás natural como combustível complementar para a cogeração, as seguintes conclusões:

- As irreversibilidades localizadas nos subsistemas de gaseificação e turbina a gás são as maiores;
- Se somadas as irreversibilidades dos subsistemas secagem, gaseificação, e limpeza do gás então, elas serão as maiores da instalação, incidindo em cerca de 60 % no processo de formação do custo da eletricidade gerada, isto é, o custo exergético unitário do fuel fornecido à turbina com relação ao produto da mesma naqueles casos que não se emprega bagaço, desta forma;
- Na medida em que a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço aumenta, reduz consideravelmente o impacto destes subsistemas na irreversibilidade total do bloco gerador;
- Por este motivo, na medida em que aumenta a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço aumenta, também, a eficiência exergética da instalação;
- Junto, na medida em que aumenta a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço diminui o custo da eletricidade gerada no bloco gerador, isto até valores de aproximadamente 20 US\$/MWh;

Finalmente, recomenda-se o uso do gás natural como combustível complementar em sistemas BIG GT para a cogeração no setor sucro-alcooleiro nas condições atuais do preço deste combustível. O seu uso dever ser, em termos da relação potência térmica, na mesma proporção que a do bagaço disponível na usina.

Espera-se que esta alternativa de integração de sistemas BIG GT às usinas de açúcar e álcool, não só aumente o interesse dos empresários do setor em aumentar o potencial de cogeração de eletricidade no setor, como também, o incentivo para acelerar o desenvolvimento desta tecnologia.

CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES

O crescente aumento da demanda junto a restrições ambientais fazem com que o acréscimo da geração termelétrica seja a solução indicada em curto prazo. Esta situação coincide com uma alta disponibilidade de gás natural com a entrada em operação de vários gasodutos. Por outro lado, o uso da biomassa no setor sucro-alcooleiro está limitado tanto pela sua disponibilidade como sua sazonalidade, dificuldades que serão passíveis de ser atendidas com utilização de gás natural como combustível complementar.

Dentre as variantes tecnológicas é a tecnologia BIG GT a que permite o aumento considerável do potencial de cogeração no setor de açúcar e álcool. Sendo que a tecnologia BIG GT atmosférica apresenta-se como a mais passível para a sua aplicação neste setor industrial.

A análise econômica permitiu estabelecer que para uma usina de capacidade qualquer os menores custos são obtidos quando não se reduz o consumo de vapor no processo. Ao mesmo tempo em que para um determinado consumo de vapor no processo, os menores valores do custo da eletricidade são obtidos quando se aumenta a capacidade de moagem da usina, o número de blocos geradores BIG GT integrados à usina e a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço. Neste sentido, a menor diminuição na variação do custo da eletricidade é observada quando esta relação tem o valor de $1,24 \text{ kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$, sendo que os custos obtidos da eletricidade gerada são, de fato, competitivos no contexto atual do setor elétrico brasileiro.

Por outro lado observou-se, como resultado da análise termoeconômica, que as irreversibilidades localizadas nos subsistemas de gaseificação e turbina a gás são as maiores, sendo que se somadas as irreversibilidades dos subsistemas secagem, gaseificação, e limpeza do gás então, elas serão as maiores da instalação, incidindo em cerca de 60 % no processo de formação do custo da eletricidade gerada, isto é, o custo exergetico unitário do fuel fornecido à turbina com relação ao produto da mesma naqueles casos que não se emprega bagaço.

Também foi observado nesta análise, que na medida em que a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço aumenta, se reduz consideravelmente o impacto destes subsistemas na irreversibilidade total do bloco gerador. Por este motivo, na medida em que aumenta a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço aumenta a eficiência exergetica da instalação. Junto, na medida em que aumenta a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço diminui o custo da eletricidade gerada no bloco gerador, isto até valores de aproximadamente 20 US\$/MWh;

Em princípio, pode-se estabelecer que o uso do gás natural como combustível complementar para a cogeração em sistemas BIG GT no setor sucro-alcooleiro, apresenta-se como uma alternativa tecnológica interessante.

Uma grande diminuição no custo da eletricidade gerada no bloco BIG GT é obtida quando a relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço é cerca de 1.

Como não é observado o aumento do custo da eletricidade gerada na medida que aumenta a participação do gás natural, caso maior geração de energia elétrica, pode-se utilizar tanto uma maior relação de potência térmica Gás Natural / Bagaço e gerar de maneira mais eficiente ou aumentar o número de blocos geradores.

Anexo - 1

Composição volumétrica dos diferentes tipos de gases num bloco BIG GT

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: 0 kW _{tGN} /kW _{tBagaço}					
	Gás cru	Gás limpo	Gás misturado	Gás escape	Gás rejeitado
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,1914	0,1764
H ₂	0,0990	0,1125	0,1125	0,0000	0,0000
CO	0,1448	0,1646	0,1646	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1479	0,1681	0,1681	0,0154	0,0142
CH ₄	0,0731	0,0831	0,0831	0,0000	0,0000
C ₂ H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₄	0,0003	0,0003	0,0003	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0023	0,0027	0,0027	0,0000	0,0000
C ₆ H ₆	0,0030	0,0034	0,0034	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,1478	0,0322	0,0322	0,0144	0,0914
N ₂	0,3810	0,4331	0,4331	0,7788	0,7179
H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH ₃	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: 1,24 kW _{tGN} /kW _{tBagaço}					
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,1933	0,1782
H ₂	0,0990	0,1125	0,0852	0,0000	0,0000
CO	0,1448	0,1646	0,1247	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1479	0,1681	0,1293	0,0104	0,0095
CH ₄	0,0731	0,0831	0,2832	0,0000	0,0000
C ₂ H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₄	0,0003	0,0003	0,0002	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0023	0,0027	0,0154	0,0000	0,0000
C ₆ H ₆	0,0030	0,0034	0,0026	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,1478	0,0322	0,0243	0,0134	0,0904
N ₂	0,3810	0,4331	0,3324	0,7829	0,7218
H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH ₃	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: 3,08 kW _{tGN} /kW _{tBagaço}					
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,1941	0,1789
H ₂	0,0990	0,1125	0,0628	0,0000	0,0000
CO	0,1448	0,1646	0,0919	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1479	0,1681	0,0974	0,0087	0,0080
CH ₄	0,0731	0,0831	0,4484	0,0000	0,0000
C ₂ H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₄	0,0003	0,0003	0,0002	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0023	0,0027	0,0259	0,0000	0,0000
C ₆ H ₆	0,0030	0,0034	0,0019	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	0,0042	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	0,0004	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,1478	0,0322	0,0179	0,0136	0,0905
N ₂	0,3810	0,4331	0,2487	0,7837	0,7226
H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
SO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH ₃	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Anexo - 2

Análise econômica

Taxa de juros: 15 %

Vida útil: 25 anos

Tempo de operação: 7446 h/ano

Tempo de duração da safra: 210 dias/ano

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: $0 \text{ kWt}_{\text{GN}} / \text{kWt}_{\text{Bagaço}}$

Preço do GN: 1,27 US\$/MBtu

Número de blocos geradores: 01

Dados da usina	150	150	150	150	150	300	300	300	300	300	800	800	800	800
Moagem, tc/h	150	340	280	500	280	500	340	280	500	340	280	500	340	280
Consumo específico de vapor no processo, kgv/tc	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17	9,17
Resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT														
Consumo de bagaço, kg/s	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Consumo de gás natural, kg/s	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54	8,54
Vapor fornecido ao processo (127 °C/2,5 bar), kg/s	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19	24,19
Potência gerada em safra, MW	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09
Potência gerada entressafra, MW	20,83	14,17	11,67	41,67	28,33	23,33	111,11	75,56	62,22	125,04	125,03	38,29	43,93	532,28
Cálculos da integração BIG GT - Usina	12,29	5,63	3,13	33,13	26,70	26,70	18,74	23,23	38,29	43,93	532,28	29,75	27,09	27,09
Vapor necessário para o processo, kg/s	7,29	10,12	11,18	10,97	16,62	18,74	23,23	38,29	43,93	532,28	29,75	27,09	27,09	27,09
Quantidade de vapor gerado nas caldeiras, t/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Bagaço disponível para a instalação BIG GT, kg/s	21,25	19,59	18,97	20,45	19,47	19,91	25,41	28,57	29,75	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09
Excedente de bagaço, mil t/ano	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09	27,09
Potência líquida entregue à concessionária em safra, MW	191,87	107,16	75,39	81,54	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Potência líquida entregue à concessionária na entressafra, MW	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21	17,21
Análise econômica	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00
Custo com combustível (Bagaço 0,0 US\$/t), mil US\$/ano	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00
Custo de investimento na instalação BIG GT, MMUS\$	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21	36,21
Secagem, gaseificação e limpeza do gás	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59
Turbina a gás	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98
CRC e ciclo a vapor	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24
Custo de equipamentos	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03
Instalação	0,00	1,73	3,17	0,00	3,45	6,35	0,00	9,20	16,92	58,47	62,62	62,62	62,62	62,62
Construção	56,97	62,62	65,77	60,36	67,20	69,10	55,26	58,47	62,62	62,62	62,62	62,62	62,62	62,62
Contingências														
Custo total de investimento na instalação BIG GT														
Custo de investimento para a redução do consumo de vapor em processo, MMUS\$														
Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh														

Anexo – 2

Análise econômica

Taxa de juros: 15 %

Vida útil: 25 anos

Tempo de operação: 7446 h/ano

Tempo de duração da safra: 210 dias/ano

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: $0 \text{ kWt}_{\text{GN}} / \text{kWt}_{\text{Bagaço}}$

Preço do GN: 1,27 US\$/MBtu

Número de blocos geradores: 03

Dados da usina	150	150	150	150	150	150	150	150	150
Moagem, tc/h	500	340	280	280	500	340	280	300	800
Consumo específico de vapor no processo, kgv/tc	500	340	280	280	500	340	280	300	800
Resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT									
Consumo de bagaço, kg/s	27,52	27,52	27,52	27,52	27,52	27,52	27,52	27,52	27,52
Consumo de gás natural, kg/s	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Vapor fornecido ao processo (127 °C/2,5 bar), kg/s	25,62	25,62	25,62	25,62	25,62	25,62	25,62	25,62	25,62
Potência gerada em safra, MW	72,56	72,56	72,56	72,56	72,56	72,56	72,56	72,56	72,56
Potência gerada entressafra, MW	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26
Cálculos da integração BIG GT – Usina									
Vapor necessário para o processo, kg/s	20,83	14,17	11,67	41,67	28,33	23,33	111,11	75,56	62,22
Quantidade de vapor gerado nas caldeiras, t/h	-4,79	-11,46	-13,96	16,04	2,71	-2,29	85,49	57,88	57,32
Bagaço disponível para a instalação BIG GT, kg/s	14,53	17,35	18,41	18,21	23,85	25,97	30,46	45,52	51,17
Excedente de bagaço, mil t/ano	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	55,52
Potência líquida entregue à concessionária em safra, MW	65,36	63,70	63,08	64,56	61,24	59,99	61,89	55,71	56,71
Potência líquida entregue à concessionária na entressafra, MW	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26	81,26
Análise econômica									
Custo com combustível (Bagaço 0,0 US\$/t), mil US\$/ano	796,26	708,40	674,14	677,28	511,97	450,57	323,62	0,00	0,00
Custo de investimento na instalação BIG GT, MMU\$									
Secagem, gaseificação e limpeza do gás	51,64	51,64	51,64	51,64	51,64	51,64	51,64	51,64	51,64
Turbina a gás	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00
CRC e ciclo a vapor	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00
Custo de equipamentos	108,64	108,64	108,64	108,64	108,64	108,64	108,64	108,64	108,64
Instalação	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59	11,59
Construção	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98	3,98
Contingências	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24	7,24
Custo total de investimento na instalação BIG GT	131,46	131,46	131,46	131,46	131,46	131,46	131,46	131,46	131,46
Custo de investimento para a redução do consumo de vapor em processo, MMU\$	0,00	1,73	3,17	0,00	3,45	6,35	0,00	9,20	16,92
Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh	43,21	44,53	45,26	43,93	46,70	48,28	46,40	53,69	55,69

Anexo – 2

Análise econômica

Taxa de juros: 15 %

Vida útil: 25 anos

Tempo de operação: 7446 h/ano

Tempo de duração da safra: 210 dias/ano

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: 1,24 kW_{tGN}/ kW_{tBagaço}

Preço do GN: 1,27 US\$/MBtu

Número de blocos geradores: 03

Dados da usina	150	150	150	150	150	300	300	300	300	300	500	500	500	500	800	800	800	800
Moagem, tc/h		150	150	150	150	300	300	300	300	300	500	500	500	500	800	800	800	800
Consumo específico de vapor no processo, kgv/tc		10,71	10,71	10,71	10,71	20,83	20,83	20,83	20,83	20,83	39,66	39,66	39,66	39,66	59,53	59,53	59,53	59,53
Resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT																		
Consumo de bagaço, kg/s	10,71	10,71	10,71	10,71	10,71	20,83	20,83	20,83	20,83	20,83	39,66	39,66	39,66	39,66	59,53	59,53	59,53	59,53
Consumo de gás natural, kg/s	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58	2,58
Vapor fornecido ao processo (127 °C/2,5 bar), kg/s	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05	26,05
Potência gerada em safra, MW	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83	76,83
Potência gerada entressafra, MW	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67	85,67
Cálculos da integração BIG GT – Usina																		
Vapor necessário para o processo, kg/s																		
Quantidade de vapor gerado nas caldeiras, t/h																		
Bagaço disponível para a instalação BIG GT, kg/s																		
Excedente de bagaço, mil t/ano																		
Potência líquida entregue à concessionária em safra, MW																		
Potência líquida entregue à concessionária na entressafra, MW																		
Análise econômica																		
Custo com combustível (Bagaço 0,0 US\$/t), mil US\$/ano																		
Custo de investimento na instalação BIG GT, MMUS\$																		
Secagem, gaseificação e limpeza do gás	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68	26,68
Turbina a gás	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00
CRC e ciclo a vapor	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00	27,00
Custo de equipamentos	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68	83,68
Instalação	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93	8,93
Construção	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07
Contingências	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58	5,58
Custo total de investimento na instalação BIG GT	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25	101,25
Custo de investimento para a redução do consumo de vapor em processo, MMUS\$	0,00	1,73	3,17	0,00	3,45	6,35	0,00	9,20	16,92	29,66	40,79	41,12	37,94	39,49	41,11	41,11	41,11	41,11
Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh																		

Anexo - 2

Análise econômica

Taxa de juros: 15 %

Vida útil: 25 anos

Tempo de operação: 7446 h/ano

Tempo de duração da safra: 210 dias/ano

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: $3,08 \text{ kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$

Preço do GN: 1,27 US\$/MBtu

Número de blocos geradores: 01

	150	150	150	150	150	300	300	300	300	800	800	800	800
Dados da usina													
Moagem, tc/h		500	340	280	280	500	340	280	280	500	340	280	280
Consumo específico de vapor no processo, kgv/tc													
Resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT													
Consumo de bagaço, kg/s	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81
Consumo de gás natural, kg/s	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11	1,11
Vapor fornecido ao processo (127 °C/2,5 bar), kg/s	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Potência gerada em safra, MW	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74
Potência gerada entressafra, MW	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74
Cálculos da integração BIG GT - Usina													
Vapor necessário para o processo, kg/s	20,83	14,17	11,67	11,67	41,67	28,33	28,33	23,33	23,33	111,11	75,56	62,22	62,22
Quantidade de vapor gerado nas caldeiras, t/h	23,14	23,13	23,13	23,13	52,65	52,63	52,63	52,63	52,63	151,01	150,98	150,96	150,96
Bagaço disponível para a instalação BIG GT, kg/s	3,68	6,50	7,56	7,56	7,35	13,00	13,00	15,12	15,12	19,61	34,67	40,32	40,32
Excedente de bagaço, mil t/ano	17,19	66,88	85,51	85,51	81,91	181,29	218,55	297,63	297,63	562,64	662,02	662,02	662,02
Potência líquida entregue à concessionária em safra, MW	27,72	28,31	28,53	28,53	29,86	31,04	31,04	31,48	31,48	36,98	40,14	41,33	41,33
Potência líquida entregue à concessionária na entressafra, MW	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74	27,74
Análise econômica													
Custo com combustível (Bagaço 0,0 US\$/t), mil US\$/ano	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11	322,11
Custo de investimento na instalação BIG GT, MMUS\$													
Secagem, gaseificação e limpeza do gás	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53	5,53
Turbina a gás	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00
CRC e ciclo a vapor	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00	9,00
Custo de equipamentos	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53	24,53
Instalação	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85
Construção	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70
Contingências	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91
Custo total de investimento na instalação BIG GT	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98	39,98
Custo de investimento para a redução do consumo de vapor em processo, MMUS\$	0,00	1,73	3,17	3,17	0,00	3,45	3,45	6,35	6,35	0,00	9,20	16,92	16,92
Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh	39,52	40,34	41,24	41,24	37,96	39,55	39,55	41,22	41,22	33,71	37,48	41,18	41,18

Anexo - 2

Análise econômica

Taxa de juros: 15 %

Vida útil: 25 anos

Tempo de operação: 7446 h/ano

Tempo de duração da safra: 210 dias/ano

Relação de potência térmica Gás natural - Bagaço: $3,08 \text{ kWt}_{\text{GN}}/\text{kWt}_{\text{Bagaço}}$

Preço do GN: 1,27 US\$/MBtu

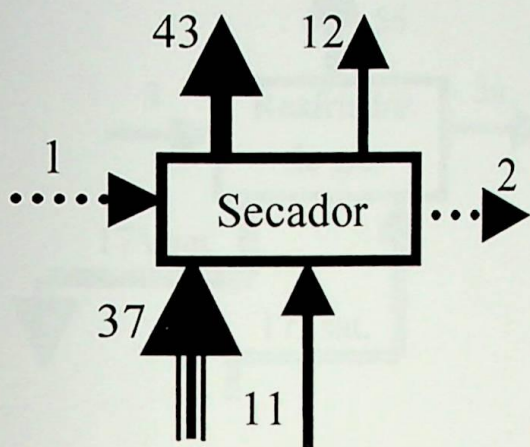
Número de blocos geradores: 02

Dados da usina	150		150		150		150		150		150		150	
	500	340	280	500	300	340	300	340	300	340	300	340	300	340
Moagem, tc/h	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62	3,62
Consumo específico de vapor no processo, kgv/tc	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22	2,22
Resultados dos balanços de massa e energia na instalação BIG GT														
Consumo de bagaço, kg/s	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Consumo de gás natural, kg/s	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48
Vapor fornecido ao processo ($127 \text{ °C}/2,5 \text{ bar}$), kg/s	20,83	14,17	11,67	11,67	41,67	41,67	28,33	23,33	23,33	111,11	111,11	75,56	62,22	62,22
Potência gerada em safra, MW	20,83	16,76	16,76	16,76	46,28	46,28	46,26	46,26	46,26	144,64	144,64	144,61	144,59	144,59
Potência gerada entressafra, MW	3,68	6,50	7,56	7,56	7,35	13,00	13,00	15,12	15,12	19,61	19,61	34,67	40,32	40,32
Cálculos da integração BIG GT - Usina	0,00	19,36	37,99	34,38	133,76	133,76	171,03	171,03	250,11	250,11	515,12	614,50	614,50	614,50
Vapor necessário para o processo, kg/s	54,67	53,89	54,11	55,44	56,62	56,62	57,06	57,06	62,56	62,56	65,72	66,91	66,91	66,91
Quantidade de vapor gerado nas caldeiras, t/h	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48	55,48
Bagaço disponível para a instalação BIG GT, kg/s														
Excedente de bagaço, mil t/ano														
Potência líquida entregue à concessionária em safra, MW														
Potência líquida entregue à concessionária na entressafra, MW														
Análise econômica														
Custo com combustível (Bagaço 0,0 US\$/t), mil US\$/ano	1147,76	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44	1288,44
Custo de investimento na instalação BIG GT, MMUS\$														
Secagem, gaseificação e limpeza do gás	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05	11,05
Turbina a gás	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00
CRC e ciclo a vapor	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00
Custo de equipamentos	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05	49,05
Instalação	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85	7,85
Construção	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70	2,70
Contingências	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91	4,91
Custo total de investimento na instalação BIG GT	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50	64,50
Custo de investimento para a redução do consumo de vapor em processo, MMUS\$	0,00	1,73	3,17	0,00	3,45	3,45	6,35	0,00	0,00	0,00	0,00	9,20	16,92	16,92
Custo da eletricidade gerada, US\$/MWh	33,83	36,47	36,95	35,29	36,18	36,18	37,09	33,11	33,11	35,31	35,31	37,50	37,50	37,50

Anexo - 3

Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas

Subsistema



$$F = [1] + [11] + [37]$$

$$P = [2]$$

$$L = [12] + [43]$$

Modelo termoeconômico

$$B_1^* + B_{11}^* + B_{37}^* - B_2^* - B_{12}^* - B_{43}^* = 0$$

$$B_1^* = B_1$$

$$B_{12}^* = 0$$

$$B_{43}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

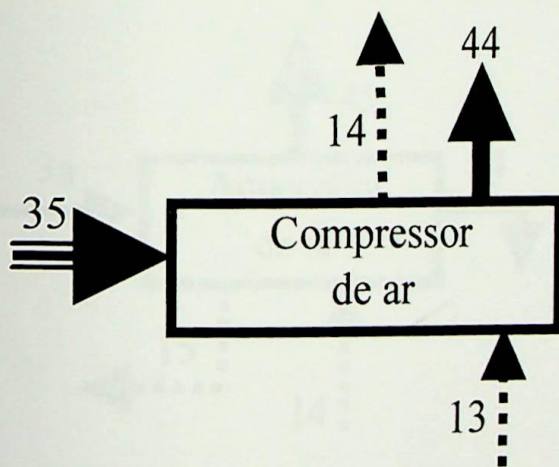
$$C_1^* + C_{11}^* + C_{37}^* - C_2^* - C_{12}^* - C_{43}^* + Z_1 = 0$$

$$C_1^* = C_{\text{Bagaço}}$$

$$C_{12}^* = 0$$

$$C_{43}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [35]$$

$$P = [14] - [13]$$

$$L = [44]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{35}^* - B_{14}^* + B_{13}^* - B_{44}^* = 0$$

$$B_{13}^* = B_{13}$$

$$B_{44}^* = 0$$

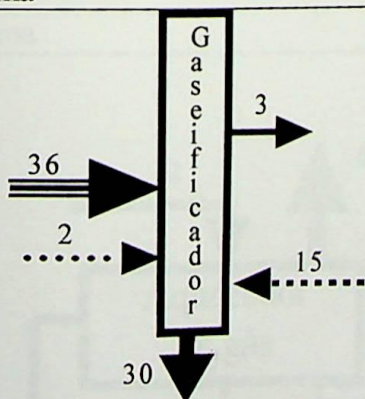
Modelo exergoeconômico

$$C_{35}^* - C_{14}^* + C_{13}^* - C_{44}^* + Z_2 = 0$$

$$C_{13}^* = C_{\text{Ar}}$$

$$C_{44}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [2] + [15] + [36]$$

$$P = [3]$$

$$L = [30]$$

Modelo termoeconômico

$$B_2^* - B_{15}^* + B_{36}^* - B_3^* - B_{30}^* = 0$$

$$B_{30}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

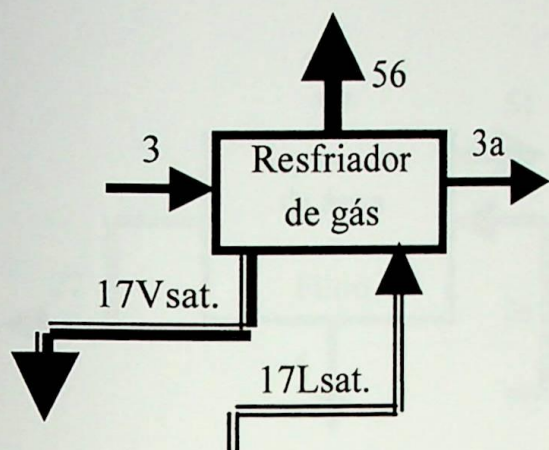
$$C_2^* - C_{15}^* + C_{36}^* - C_3^* - C_{30}^* + Z_3 = 0$$

$$C_{30}^* = 0$$

Anexo – 3 Continuação...

Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas

Subsistema



$$F = [3] + [3a]$$

$$P = [17_{Vsat}] - [17_{Lsat}]$$

$$L = [56]$$

Modelo termoeconômico

$$B_3^* - B_{3a}^* - B_{17Vsat}^* + B_{17Lsat}^* - B_{56}^* = 0$$

$$B_3^* - \left(\frac{B_3}{B_{3a}}\right) \cdot B_{3a}^* = 0$$

$$B_{56}^* = 0$$

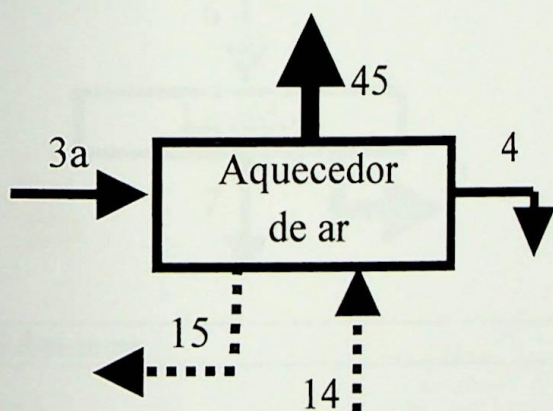
Modelo exergoeconômico

$$C_3^* - C_{3a}^* - C_{17Vsat}^* + C_{17Lsat}^* - C_{56}^* + Z_4 = 0$$

$$C_3^* - \left(\frac{B_3}{B_{3a}}\right) \cdot C_{3a}^* = 0$$

$$C_{56}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [3a] - [4]$$

$$P = [15] - [14]$$

$$L = [45]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{3a}^* - B_4^* - B_{15}^* + B_{14}^* - B_{45}^* = 0$$

$$B_{3a}^* - \left(\frac{B_{3a}}{B_4}\right) \cdot B_4^* = 0$$

$$B_{45}^* = 0$$

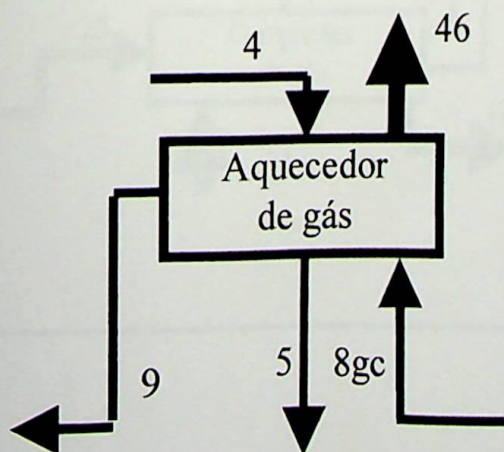
Modelo exergoeconômico

$$C_{3a}^* - C_4^* - C_{15}^* + C_{14}^* - C_{45}^* + Z_5 = 0$$

$$C_{3a}^* - \left(\frac{B_{3a}}{B_4}\right) \cdot C_4^* = 0$$

$$C_{45}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [4] - [5]$$

$$P = [9] - [8gc]$$

$$L = [46]$$

Modelo termoeconômico

$$B_4^* - B_5^* - B_9^* + B_{8gc}^* - B_{46}^* = 0$$

$$B_4^* - \left(\frac{B_4}{B_5}\right) \cdot B_5^* = 0$$

$$B_{46}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

$$C_4^* - C_5^* - C_9^* + C_{8gc}^* - C_{46}^* + Z_6 = 0$$

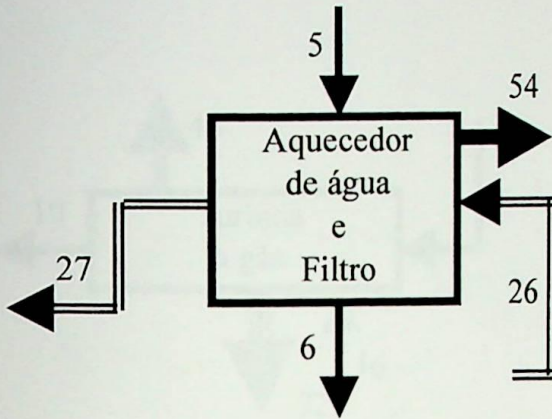
$$C_4^* - \left(\frac{B_4}{B_5}\right) \cdot C_5^* = 0$$

$$C_{46}^* = 0$$

Anexo – 3 Continuação...

Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas

Subsistema



$$F = [5] - [6]$$

$$P = [27] - [26]$$

$$L = [54]$$

Modelo termoeconômico

$$B_5^* - B_6^* - B_{27}^* + B_{26}^* - B_{54}^* = 0$$

$$B_5^* - \left(\frac{B_5}{B_6}\right) \cdot B_6^* = 0$$

$$B_{54}^* = 0$$

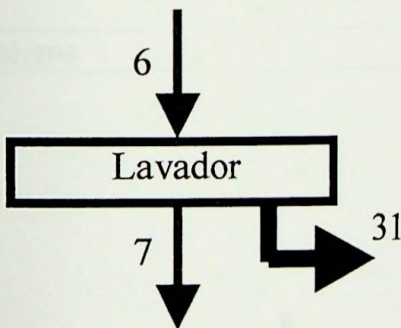
Modelo exergoeconômico

$$C_5^* - C_6^* - C_{27}^* + C_{26}^* - C_{54}^* + Z_7 = 0$$

$$C_5^* - \left(\frac{B_5}{B_6}\right) \cdot C_6^* = 0$$

$$C_{54}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [6]$$

$$P = [7]$$

$$L = [31]$$

Modelo termoeconômico

$$B_6^* - B_7^* - B_{31}^* = 0$$

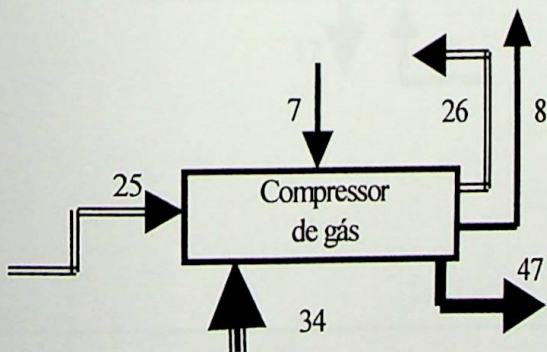
$$B_{31}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

$$C_6^* - C_7^* - C_{31}^* + Z_8 = 0$$

$$C_{31}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [34] + ([25] - [26])$$

$$P = [8] - [7]$$

$$L = [47]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{34}^* - B_8^* + B_7^* - B_{26}^* + B_{25}^* - B_{47}^* = 0$$

$$B_{25}^* - \left(\frac{B_{25}}{B_{26}}\right) \cdot B_{26}^* = 0$$

$$B_{47}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

$$C_{34}^* - C_8^* + C_7^* - C_{26}^* + C_{25}^* - C_{47}^* + Z_9 = 0$$

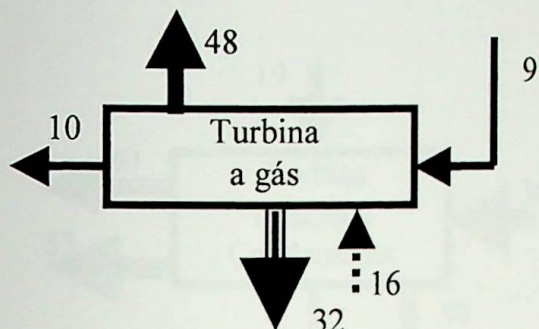
$$C_{25}^* - \left(\frac{B_{25}}{B_{26}}\right) \cdot C_{26}^* = 0$$

$$C_{47}^* = 0$$

Anexo – 3 Continuação...

Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas

Subsistema



$$F = [9] - [10] + [16]$$

$$P = [32]$$

$$L = [48]$$

Modelo termoeconômico

$$B_9^* - B_{10}^* + B_{16}^* - B_{32}^* - B_{48}^* = 0$$

$$B_{16}^* = B_{16}$$

$$B_9^* - \left(\frac{B_9}{B_{10}} \right) \cdot B_{10}^* = 0$$

$$B_{48}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

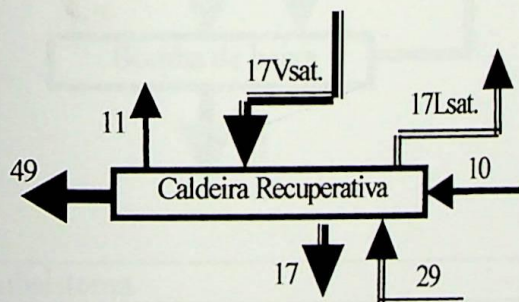
$$C_9^* - C_{10}^* + C_{16}^* - C_{32}^* - C_{48}^* + Z_{10} = 0$$

$$C_{16}^* = C_{16}$$

$$C_9^* - \left(\frac{B_9}{B_{10}} \right) \cdot C_{10}^* = 0$$

$$C_{48}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [10] - [11]$$

$$P = [17] + [17Lsat] - [29] - [17Vsat]$$

$$L = [49]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{10}^* - B_{11}^* - B_{17}^* - B_{17Lsat}^* + B_{29}^* + B_{17Vsat}^* - B_{49}^* = 0$$

$$B_{10}^* - \left(\frac{B_{10}}{B_{11}} \right) \cdot B_{11}^* = 0$$

$$B_{17}^* - \left(\frac{B_{17}}{B_{17Lsat}} \right) \cdot B_{17Lsat}^* = 0$$

$$B_{49}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

$$C_{10}^* - C_{11}^* - C_{17}^* - C_{17Lsat}^* + C_{29}^* + C_{17Vsat}^* - C_{49}^* + Z_{11} = 0$$

$$C_{10}^* - \left(\frac{B_{10}}{B_{11}} \right) \cdot C_{11}^* = 0$$

$$C_{17}^* - \left(\frac{B_{17}}{B_{17Lsat}} \right) \cdot C_{17Lsat}^* = 0$$

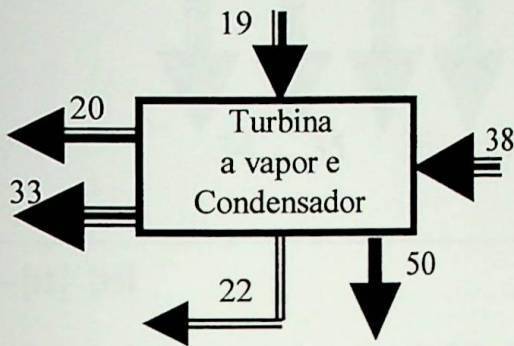
$$C_{49}^* = 0$$



Anexo – 3 Continuação...

Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas

Subsistema



$$F = ([19] - [20] - [22]) - [38]$$

$$P = [33]$$

$$L = [50]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{19}^* - B_{20}^* - B_{22}^* + B_{38}^* - B_{33}^* - B_{50}^* = 0$$

$$B_{19}^* - \left(\frac{B_{19}}{B_{20}}\right) \cdot B_{20}^* = 0$$

$$B_{19}^* - \left(\frac{B_{19}}{B_{22}}\right) \cdot B_{22}^* = 0$$

$$B_{50}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

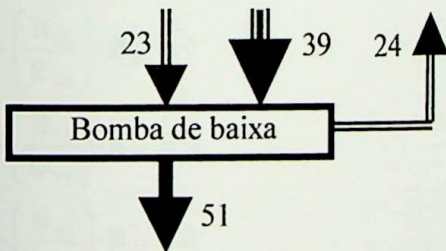
$$C_{19}^* - C_{20}^* - C_{22}^* + C_{38}^* - C_{33}^* - C_{50}^* + Z_{12} = 0$$

$$C_{19}^* - \left(\frac{B_{19}}{B_{20}}\right) \cdot C_{20}^* = 0$$

$$C_{19}^* - \left(\frac{B_{19}}{B_{22}}\right) \cdot C_{22}^* = 0$$

$$C_{50}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [39]$$

$$P = [24] - [23]$$

$$L = [51]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{39}^* - B_{24}^* + B_{23}^* - B_{51}^* = 0$$

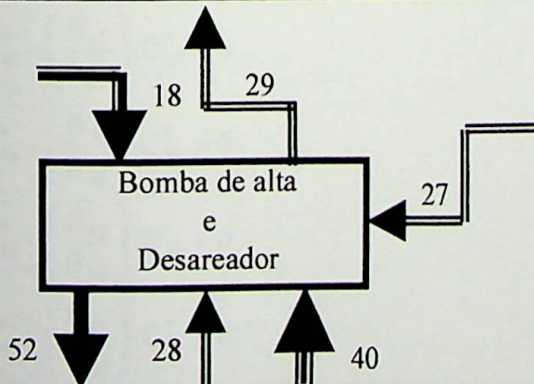
$$B_{51}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

$$C_{39}^* - C_{24}^* + C_{23}^* - C_{51}^* + Z_{13} = 0$$

$$C_{51}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [40] + [18]$$

$$P = [29] - [28] - [27]$$

$$L = [52]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{18}^* + B_{40}^* + B_{27}^* + B_{28}^* - B_{29}^* - B_{52}^* = 0$$

$$B_{52}^* = 0$$

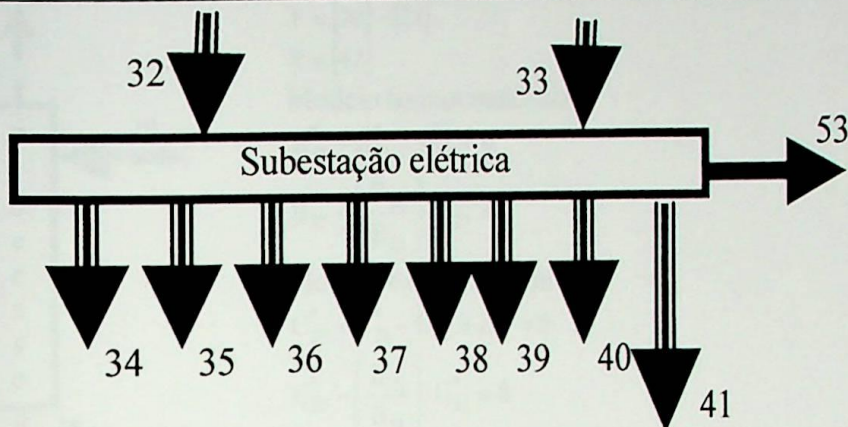
Modelo exergoeconômico

$$C_{18}^* + C_{40}^* + C_{27}^* + C_{28}^* - C_{29}^* - C_{52}^* + Z_{14} = 0$$

$$C_{52}^* = 0$$

Anexo – 3 Continuação...
Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas

Subsistema



$$F = [32] - [33]$$

$$P = [34] + [35] + [36] + [37] + [38] + [39] + [40] + [41]$$

$$L = [53]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{32}^* + B_{33}^* - B_{34}^* - B_{35}^* - B_{36}^* - B_{37}^* - B_{38}^* - B_{39}^* - B_{40}^* - B_{41}^* - B_{53}^* = 0$$

$$B_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{34}}\right) \cdot B_{34}^* = 0$$

$$B_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{35}}\right) \cdot B_{35}^* = 0$$

$$B_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{36}}\right) \cdot B_{36}^* = 0$$

$$B_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{37}}\right) \cdot B_{37}^* = 0$$

$$B_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{38}}\right) \cdot B_{38}^* = 0$$

$$B_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{39}}\right) \cdot B_{39}^* = 0$$

$$B_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{40}}\right) \cdot B_{40}^* = 0$$

$$B_{53}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

$$C_{32}^* + C_{33}^* - C_{34}^* - C_{35}^* - C_{36}^* - C_{37}^* - C_{38}^* - C_{39}^* - C_{40}^* - C_{41}^* - C_{53}^* + Z_{15} = 0$$

$$C_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{34}}\right) \cdot C_{34}^* = 0$$

$$C_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{35}}\right) \cdot C_{35}^* = 0$$

$$C_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{36}}\right) \cdot C_{36}^* = 0$$

$$C_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{37}}\right) \cdot C_{37}^* = 0$$

$$C_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{38}}\right) \cdot C_{38}^* = 0$$

$$C_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{39}}\right) \cdot C_{39}^* = 0$$

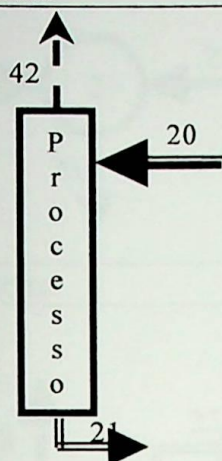
$$C_{41}^* - \left(\frac{B_{41}}{B_{40}}\right) \cdot C_{40}^* = 0$$

$$C_{53}^* = 0$$

Anexo – 3 Continuação...

Modelos termoeconômico e exergoeconômico por subsistemas

Subsistema



$$F = [20] - [21]$$

$$P = [42]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{20}^* - B_{21}^* - B_{42}^* = 0$$

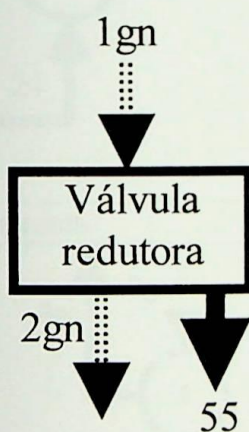
$$B_{20}^* - \left(\frac{B_{20}}{B_{21}} \right) \cdot B_{21}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

$$C_{20}^* - C_{21}^* - C_{42}^* + Z_{16} = 0$$

$$C_{20}^* - \left(\frac{B_{20}}{B_{21}} \right) \cdot C_{21}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [1gn]$$

$$P = [2gn]$$

$$L = [55]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{1gn}^* - B_{2gn}^* - B_{55}^* = 0$$

$$B_{1gn}^* = B_{1gn}$$

$$B_{55}^* = 0$$

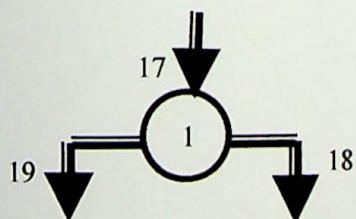
Modelo exergoeconômico

$$C_{1gn}^* - C_{2gn}^* - C_{55}^* + Z_{17} = 0$$

$$C_{1gn}^* = B_{1gn}$$

$$C_{55}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [17]$$

$$P = [18] + [19]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{17}^* - B_{18}^* - B_{19}^* = 0$$

$$B_{18}^* - \left(\frac{B_{18}}{B_{19}} \right) \cdot B_{19}^* = 0$$

Modelo exergoeconômico

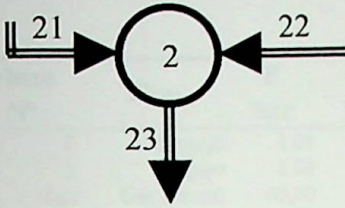
$$C_{17}^* - C_{18}^* - C_{19}^* + Z_{18} = 0$$

$$C_{18}^* - \left(\frac{B_{18}}{B_{19}} \right) \cdot C_{19}^* = 0$$

Anexo – 3 Continuação...

Modelos termoeconômico e exergetico por subsistemas

Subsistema



$$F = [21] + [22]$$

$$P = [23]$$

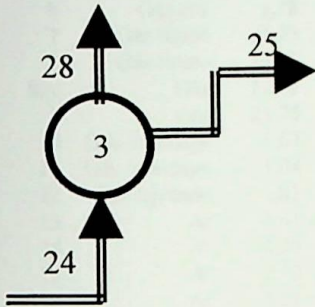
Modelo termoeconômico

$$B_{21}^* + B_{22}^* - B_{23}^* = 0$$

Modelo exergetico

$$C_{21}^* + C_{22}^* - C_{23}^* + Z_{19} = 0$$

Subsistema



$$F = [24]$$

$$P = [25] + [28]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{24}^* - B_{25}^* - B_{28}^* = 0$$

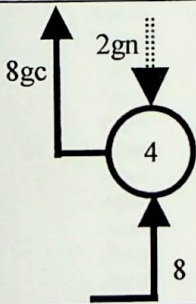
$$B_{25}^* - \left(\frac{B_{25}}{B_{28}}\right) \cdot B_{28}^* = 0$$

Modelo exergetico

$$C_{24}^* - C_{25}^* - C_{28}^* + Z_{20} = 0$$

$$C_{25}^* - \left(\frac{B_{25}}{B_{28}}\right) \cdot C_{28}^* = 0$$

Subsistema



$$F = [2gn] + [8]$$

$$P = [8gc]$$

Modelo termoeconômico

$$B_{2gn}^* + B_8^* - B_{8gc}^* = 0$$

Modelo exergetico

$$C_{2gn}^* + C_8^* - C_{8gc}^* + Z_{21} = 0$$

Anexo - 4

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Safra)

Características dos fluxos

Relação de potência térmica: 0,0 (kW_{tGN})/(kW_{tBagaço})

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,16

Fluxo Nº	Tipo	P bar	T °C	m kg/s	E kW	B kW	B* kW	k	C* US\$/s	C* US\$/GJ	C* US\$/MWh
1	Bagaço	1,01	25	9,2	73217	95189	95189	1,000	0,00000	0,000	0,00
2	Bagaço	1,01	70	5,7	80244	93701	113699	1,213	0,09433	1,007	3,62
1gn	Gás natural	60,00	150	0,0	0	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
2gn	Gás natural	21,81	150	0,0	0	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
3	Gás cru	2,00	943	11,9	81855	74526	118865	1,595	0,15160	2,034	7,32
3a	Gás cru	1,98	600	11,9	80059	70517	112471	1,595	0,14350	2,035	7,33
4	Gás cru	1,96	475	11,9	78214	69232	110421	1,595	0,14090	2,035	7,33
5	Gás cru	1,88	193	11,9	74407	66757	106474	1,595	0,13580	2,034	7,32
6	Gás cru	1,78	142	11,9	73729	66293	105734	1,595	0,13490	2,035	7,33
7	Gás limpo	1,73	35	11,0	50320	65614	105734	1,611	0,14630	2,230	8,03
8	Gás limpo	21,81	156	11,0	51617	68899	117871	1,711	0,19740	2,865	10,31
8gc	Gás	21,81	153	11,0	51617	68899	117871	1,711	0,19740	2,865	10,31
9	Gás	21,75	450	11,0	55012	71031	121818	1,715	0,21000	2,956	10,64
10	Gás de escape	1,07	491	85,4	40910	26951	46221	1,715	0,07968	2,956	10,64
11	Gás de escape	1,04	221	85,4	16709	10422	17874	1,715	0,03081	2,956	10,64
12	Gás rejeitado	1,01	100	88,9	6957	5453	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
13	Ar	1,01	25	5,7	317	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
14	Ar	2,20	99	5,7	438	431	2919	6,770	0,01456	33,768	121,56
15	Ar	2,12	391	5,7	2160	1139	4968	4,363	0,02352	20,655	74,36
16	Ar	1,01	25	74,4	4109	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
17lsat	Líquido sat,	67,00	283	2,6	3268	872	2883	3,305	0,01092	12,520	45,07
17vsat	Vapor sat,	67,00	283	2,6	7252	2720	9277	3,410	0,02822	10,374	37,35
17	Vapor	67,00	465	9,9	32833	13189	43607	3,306	0,16520	12,526	45,09
18	Vapor	67,00	465	0,7	2237	898	2969	3,305	0,01125	12,522	45,08
19	Vapor	67,00	465	9,2	30597	12290	40638	3,307	0,07452	6,063	21,83
20	Vapor	2,50	127	1,6	857	996	3293	3,305	0,01248	12,524	45,09
21	Água	0,10	45	1,6	112	3	10	2,938	0,00004	11,134	40,08
22	Água	0,10	45	7,6	530	16	53	3,313	0,00020	12,554	45,19
23	Água	0,10	45	9,2	642	19	63	3,247	0,00024	12,301	44,28
24	Água	5,20	45	9,2	644	23	91	3,872	0,00398	170,034	612,12
25	Água	5,20	45	4,2	290	11	42	3,939	0,00182	172,941	622,59
26	Água	5,00	82	4,2	1390	80	302	3,762	0,01326	165,118	594,43
27	Água	4,80	120	4,2	1652	224	1042	4,654	0,03324	148,463	534,47
28	Água	5,20	45	5,1	354	13	49	3,819	0,00216	167,649	603,54
29	Água	75,00	120	9,9	5025	593	8866	14,956	0,07006	118,186	425,47
30	Resíduo	1,01	25	1,1	607	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
31	Resíduo	1,01	25	0,1	23409	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
32	Potência	-	-	-	24815	24815	75597	3,046	0,25120	10,123	36,44
33	Potência	-	-	-	7778	7778	37334	4,800	0,18010	23,156	83,36
34	Potência	-	-	-	3568	3568	12398	3,475	0,05107	14,313	51,53
35	Potência	-	-	-	840	840	2919	3,475	0,01202	14,308	51,51
36	Potência	-	-	-	57	57	198	3,455	0,00082	14,228	51,22
37	Potência	-	-	-	183	183	636	3,466	0,00262	14,274	51,39
38	Potência	-	-	-	12	12	42	3,351	0,00017	13,806	49,70
39	Potência	-	-	-	8	8	28	3,404	0,00011	14,020	50,47
40	Potência	-	-	-	1383	1383	4805	3,475	0,01979	14,311	51,52
41	Potência	-	-	-	26540	26540	91906	3,463	0,37860	14,265	51,36
42	Calor	-	-	-	745	993	3283	3,306	0,01244	12,527	45,10
43	Perda	-	-	-	2908	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
44	Perda	-	-	-	719	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
45	Perda	-	-	-	1918	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
46	Perda	-	-	-	412	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
47	Perda	-	-	-	1172	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
48	Perda	-	-	-	30197	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
49	Perda	-	-	-	377	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
50	Perda	-	-	-	21444	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
51	Perda	-	-	-	6	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
52	Perda	-	-	-	600	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
53	Perda	-	-	-	163	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
54	Perda	-	-	-	416	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
55	Perda	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
56	Perda	-	-	-	639	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00

g.n.: Gás natural

g.c.: Gás combustível

Anexo - 4

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Safra)

Características dos subsistemas
 Relação de potência térmica: $0,0 \text{ (kWt}_{GN})/(\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,16

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	105794	113699	1,1	93701	113699	1,2	5453	6640	12093	0,89	1,13	0,127
Compressor de ar	840	2919	3,5	431	2919	6,8	0	409	409	0,51	1,95	0,004
Gaseificador	94897	118865	1,3	74526	118865	1,6	0	20371	20371	0,79	1,27	0,214
Resfriador de gás	4009	6394	1,6	1848	6394	3,5	0	2161	2161	0,46	2,17	0,023
Aquecedor de ar	5294	8444	1,6	708	2049	2,9	0	4587	4587	0,13	7,48	0,048
Aquecedor de gás	2475	3947	1,6	2131	3947	1,9	0	343	343	0,86	1,16	0,004
Aquecedor de água e filtro	464	740	1,6	144	740	5,2	0	320	320	0,31	3,23	0,003
Lavador de gás	66293	105734	1,6	65614	105734	1,6	0	679	679	0,99	1,01	0,007
Compressor de gás	3498	12137	3,5	3285	12137	3,7	0	213	213	0,94	1,06	0,002
Turbina a gás	44080	75597	1,7	24815	75597	3,0	0	19265	19265	0,56	1,78	0,202
Caldeira Recuperativa	16530	28347	1,7	10748	28347	2,6	0	5782	5782	0,65	1,54	0,061
Turbina a vapor e condensador	11290	37334	3,3	7778	37334	4,8	0	3513	3513	0,69	1,45	0,037
Bomba de baixa pressão	8	28	3,4	4	28	6,9	0	4	4	0,50	2,01	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2281	7774	3,4	356	4855	13,6	0	1925	1925	0,16	6,41	0,020
Subestação elétrica	32592	112931	3,5	32592	112932	3,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	993	3283	3,3	993	3283	3,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Válvula redutora	0	0	0,0	0	0	0,0	0	0	0	0,00	0,00	0,000
Ramificação 1	13189	43607	3,3	13189	43607	3,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	19	63	3,2	19	63	3,2	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	23	91	3,9	23	91	3,9	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	68899	117871	1,7	68899	117871	1,7	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	95189	95189	1,0	27533	95189	3,5	5453	62203	67656	0,3	3,46	0,8

Anexo – 4

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Safra)

Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: 0,0 (kW_{tGN})/(kW_{tBagaço})

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,16

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	5,6	Z ₁	0,060896
2	Compressor de ar	0,2	Z ₂	0,002537
3	Gaseificador	3,0	Z ₃	0,032985
4	Resfriador de gás	0,8	Z ₄	0,009134
5	Aquecedor de ar	0,6	Z ₅	0,006343
6	Aquecedor de gás	0,7	Z ₆	0,007612
7	Aquecedor de água e filtro	1,7	Z ₇	0,019030
8	Lavador de gás	1,0	Z ₈	0,011418
9	Compressor de gás	1,0	Z ₉	0,011418
10	Turbina a gás	11,1	Z ₁₀	0,120861
11	Caldeira recuperativa	2,7	Z ₁₁	0,029007
12	Turbina a vapor e condensador	3,5	Z ₁₂	0,038676
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z ₁₃	0,003626
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z ₁₄	0,003626
15	Subestação elétrica	3,1	Z ₁₅	0,033841
16	Processo	0,0	Z ₁₆	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z ₁₇	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z ₁₈	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z ₁₉	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z ₂₀	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z ₂₁	0,000000
	Custo de Equipamento (CE) total	35,8		C _{bagaço} 0,000000
	Custo de instalação	11,5		C _{GN} 0,000000
	Construção	3,9		
	Contingências	15,4		
	Custo total de investimento	67(2011 US\$/kW)		

Anexo – 4

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Safra)

Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: 0,0 (kWt_{GN})/(kWt_{Bagaço})

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,16

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,444	1,332	...	1,332
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,027	0,027	0,027	...	0,027
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	16,648	49,945	0,000	...	0,000
Custos totais	17,01	51,55	3,18	...	3,18
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	17,01	59,28	4,21	...	4,21
Valor presente, 1997US\$/s	0,391010				
Custo do bagaço	0US\$/t				
Consumo de bagaço	9,17kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01US\$/kg				
Consumo de gás natural	0kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				

Anexo – 5

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante I Entressafra)

Características dos fluxos

Relação de potência térmica: 0,0 (kW_{GN})/(kW_{Bagaço})

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Fluxo Nº	Tipo	P bar	T °C	m kg/s	E kW	B kW	B* kW	k	C* USS/s	C* USS/GJ	C* USS/MWh
1	Bagaço	1,01	25	9,2	73217	95189	95189	1,000	0,00000	0,000	0,00
2	Bagaço	1,01	70	5,7	80244	93701	113737	1,214	0,12800	1,366	4,92
1gn	Gás natural	60,00	150	0,0	0	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
2gn	Gás natural	21,81	150	0,0	0	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
3	Gás cru	2,00	943	11,9	81855	74526	118940	1,596	0,20580	2,761	9,94
3a	Gás cru	1,98	600	11,9	80059	70517	112542	1,596	0,19470	2,761	9,94
4	Gás cru	1,96	475	11,9	78214	69232	110491	1,596	0,19120	2,762	9,94
5	Gás cru	1,88	193	11,9	74407	66757	106541	1,596	0,18430	2,761	9,94
6	Gás cru	1,78	142	11,9	73729	66293	105800	1,596	0,18300	2,760	9,94
7	Gás limpo	1,73	35	11,0	50320	65614	105800	1,612	0,19850	3,025	10,89
8	Gás limpo	21,81	156	11,0	51617	68899	118077	1,714	0,26830	3,894	14,02
8gc	Gás	21,81	153	11,0	51617	68899	118077	1,714	0,26830	3,894	14,02
9	Gás	21,75	450	11,0	55012	71031	122027	1,718	0,28540	4,018	14,46
10	Gás de escape	1,07	491	85,4	40910	26951	46300	1,718	0,10830	4,018	14,47
11	Gás de escape	1,04	221	85,4	16709	10422	17904	1,718	0,04188	4,019	14,47
12	Gás rejeitado	1,01	100	88,9	6957	5453	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
13	Ar	1,01	25	5,7	317	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
14	Ar	2,20	99	5,7	438	431	2952	6,846	0,01987	46,083	165,90
15	Ar	2,12	391	5,7	2160	1139	5003	4,394	0,03201	28,110	101,20
16	Ar	1,01	25	74,4	4109	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
17lsat	Líquido sat,	67,00	283	2,6	3268	872	2891	3,314	0,01483	17,002	61,21
17vsat	Vapor sat,	67,00	283	2,6	7252	2720	9289	3,415	0,03828	14,072	50,66
17	Vapor	67,00	465	9,9	32833	13189	43725	3,315	0,22440	17,015	61,25
18	Vapor	67,00	465	0,7	2237	898	2977	3,314	0,01528	17,008	61,23
19	Vapor	67,00	465	9,2	30597	12290	40748	3,315	0,20910	17,014	61,25
20	Vapor	2,50	127	0,0	0	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
21	Água	0,10	45	0,0	0	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
22	Água	0,10	45	9,2	642	19	63	3,256	0,00032	16,705	60,14
23	Água	0,10	45	9,2	642	19	63	3,256	0,00032	16,705	60,14
24	Água	5,20	45	9,2	644	23	91	3,893	0,00539	230,416	829,50
25	Água	5,20	45	4,2	290	11	42	3,959	0,00247	234,286	843,43
26	Água	5,00	82	4,2	1390	80	304	3,782	0,01797	223,769	805,57
27	Água	4,80	120	4,2	1652	224	1044	4,663	0,04504	201,167	724,20
28	Água	5,20	45	5,1	354	13	49	3,839	0,00292	227,240	818,07
29	Água	75,00	120	9,9	5025	593	8931	15,066	0,09519	160,578	578,08
30	Resíduo	1,01	25	1,1	607	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
31	Resíduo	1,01	25	0,1	23409	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
32	Potência	-	-	-	24815	24815	75727	3,052	0,34090	13,738	49,46
33	Potência	-	-	-	8324	8324	40731	4,893	0,26140	31,402	113,05
34	Potência	-	-	-	3568	3568	12539	3,514	0,06978	19,557	70,40
35	Potência	-	-	-	840	840	2952	3,514	0,01643	19,558	70,41
36	Potência	-	-	-	57	57	200	3,493	0,00112	19,446	70,01
37	Potência	-	-	-	183	183	643	3,505	0,00358	19,506	70,22
38	Potência	-	-	-	13	13	46	3,431	0,00025	19,093	68,74
39	Potência	-	-	-	8	8	28	3,442	0,00016	19,162	68,98
40	Potência	-	-	-	1383	1383	4860	3,515	0,02705	19,562	70,42
41	Potência	-	-	-	27086	27086	95189	3,514	0,52980	19,560	70,42
42	Calor	-	-	-	0	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
43	Perda	-	-	-	2908	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
44	Perda	-	-	-	719	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
45	Perda	-	-	-	1918	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
46	Perda	-	-	-	412	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
47	Perda	-	-	-	1172	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
48	Perda	-	-	-	30197	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
49	Perda	-	-	-	377	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
50	Perda	-	-	-	21643	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
51	Perda	-	-	-	6	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
52	Perda	-	-	-	600	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
53	Perda	-	-	-	166	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
54	Perda	-	-	-	416	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
55	Perda	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
56	Perda	-	-	-	639	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00

g.n: Gás natural

g.c: Gás combustível

Anexo – 5

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Entressafrá)

Características dos subsistemas

Relação de potência térmica: $0,0 \text{ (kWt}_{GN}) / (\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	105794	113736	1,1	93701	113737	1,2	5453	6641	12093	0,89	1,13	0,127
Compressor de ar	840	2952	3,5	431	2952	6,8	0	409	409	0,51	1,95	0,004
Gaseificador	94897	118940	1,3	74526	118940	1,6	0	20371	20371	0,79	1,27	0,214
Resfriador de gás	4009	6398	1,6	1848	6398	3,5	0	2161	2161	0,46	2,17	0,023
Aquecedor de ar	5294	8449	1,6	708	2051	2,9	0	4587	4587	0,13	7,48	0,048
Aquecedor de gás	2475	3950	1,6	2131	3950	1,9	0	343	343	0,86	1,16	0,004
Aquecedor de água e filtro	464	741	1,6	144	740	5,2	0	320	320	0,31	3,23	0,003
Lavador de gás	66293	105800	1,6	65614	105800	1,6	0	679	679	0,99	1,01	0,007
Compressor de gás	3498	12277	3,5	3285	12277	3,7	0	213	213	0,94	1,06	0,002
Turbina a gás	44080	75727	1,7	24815	75727	3,1	0	19265	19265	0,56	1,78	0,202
Caldeira Recuperativa	16530	28396	1,7	10748	28396	2,6	0	5782	5782	0,65	1,54	0,061
Turbina a vapor e condensador	12284	40731	3,3	8324	40731	4,9	0	3960	3960	0,68	1,48	0,042
Bomba de baixa pressão	8	28	3,4	4	28	6,9	0	4	4	0,50	2,01	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2281	7837	3,4	356	4910	13,8	0	1925	1925	0,16	6,41	0,020
Subestação elétrica	33139	116458	3,5	33139	116457	3,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	0	0	0,0	0	0	0,0	0	0	0	0,00	0,00	0,000
Válvula redutora	0	0	0,0	0	0	0,0	0	0	0	0,00	0,00	0,000
Ramificação 1	13189	43725	3,3	13189	43725	3,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	19	63	3,3	19	63	3,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	23	91	3,9	23	91	3,9	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	68899	118077	1,7	68899	118077	1,7	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	95189	95189	1,0	27086	95189	3,5	5453	62651	68103	0,3	3,51	0,8

Anexo – 5

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Entressafra)

Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: 0,0 (kW_{tGN})/($kW_{tBagaço}$)

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	5,6	Z_1	0,082504
2	Compressor de ar	0,2	Z_2	0,003438
3	Gaseificador	3,0	Z_3	0,044690
4	Resfriador de gás	0,8	Z_4	0,012376
5	Aquecedor de ar	0,6	Z_5	0,008594
6	Aquecedor de gás	0,7	Z_6	0,010313
7	Aquecedor de água e filtro	1,7	Z_7	0,025783
8	Lavador de gás	1,0	Z_8	0,015470
9	Compressor de gás	1,0	Z_9	0,015470
10	Turbina a gás	11,1	Z_{10}	0,163747
11	Caldeira recuperativa	2,7	Z_{11}	0,039299
12	Turbina a vapor e condensador	3,5	Z_{12}	0,052399
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z_{13}	0,004912
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z_{14}	0,004912
15	Subestação elétrica	3,1	Z_{15}	0,045849
16	Processo	0,0	Z_{16}	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z_{17}	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z_{18}	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z_{19}	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z_{20}	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z_{21}	0,000000
	Custo de Equipamentos (CE) total	35,8	$C_{bagaço}$	0,000000
	Custo de instalação	11,5	C_{GN}	0,000000
	Construção	3,9		
	Contingências	15,4		
	Custo total de investimento	67(2011 US\$/kW)		

Anexo - 5

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 1 Entressafra)

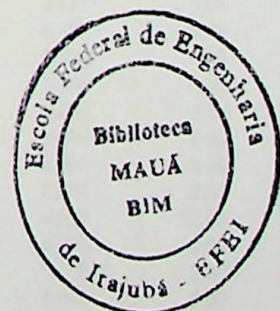
Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: 0,0 (kW_{tGN})/(kW_{tBagaço})

Número de blocos geradores: 01

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,444	1,332	...	1,332
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,027	0,027	0,027	...	0,027
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	16,648	49,945	0,000	...	0,000
Custos totais	17,01	51,55	3,18	...	3,18
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	17,01	59,28	4,21	...	4,21
Valor presente, 1997US\$/s	0,529756				
<hr/>					
Custo do bagaço	0US\$/t				
Consumo de bagaço	9,17kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
<hr/>					
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01US\$/kg				
Consumo de gás natural	0kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				



Anexo - 6

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 2)

Características dos fluxos

Relação de potência térmica: $1,24 \text{ (kWt}_{GN}) / (\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 02

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Fluxo N°	Tipo	P bar	T °C	m kg/s	E kW	B kW	B* kW	k	C* USS/s	C* USS/GJ	C* USS/MWh
1	Bagaço	1,01	25	3,6	28498	37050	37050	1,000	0,00000	0,000	0,00
2	Bagaço	1,01	70	2,2	31233	36471	49011	1,344	0,02499	0,685	2,47
1gn	Gás natural	60,00	150	0,9	46618	44231	44231	1,000	0,00026	0,006	0,02
2gn	Gás natural	21,81	150	0,9	46618	44231	44231	1,000	0,00026	0,006	0,02
3	Gás cru	2,00	943	4,6	31860	29008	49923	1,721	0,03909	1,348	4,85
3a	Gás cru	1,98	600	4,6	31161	27447	47237	1,721	0,03699	1,348	4,85
4	Gás cru	1,96	486	4,6	30503	26989	46449	1,721	0,03637	1,348	4,85
5	Gás cru	1,88	191	4,6	28929	25965	44686	1,721	0,03499	1,348	4,85
6	Gás cru	1,78	117	4,6	28563	25729	44280	1,721	0,03467	1,348	4,85
7	Gás limpo	1,73	35	4,2	19200	25036	44280	1,769	0,03827	1,529	5,50
8	Gás limpo	21,81	149	4,2	19666	26273	44742	1,703	0,03971	1,511	5,44
8gc	Gás	21,81	150	5,1	66284	70504	88973	1,262	0,03997	0,567	2,04
9	Gás	21,75	450	5,1	67298	71321	90735	1,272	0,04375	0,613	2,21
10	Gás de escape	1,07	529	79,5	41663	27510	34998	1,272	0,01687	0,613	2,21
11	Gás de escape	1,04	215	79,5	15258	9382	11936	1,272	0,00576	0,613	2,21
12	Gás rejeitado	1,01	100	80,8	6314	7524	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
13	Ar	1,01	25	2,2	123	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
14	Ar	2,20	99	2,2	171	168	116	0,693	0,00107	6,388	23,00
15	Ar	2,12	391	2,2	841	443	905	2,041	0,00369	8,321	29,96
16	Ar	1,01	25	74,4	4109	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
17lsat	Líquido sat,	67,00	283	1,3	1658	442	973	2,198	0,00179	4,038	14,54
17vsat	Vapor sat,	67,00	283	1,3	3679	1380	3659	2,651	0,00677	4,903	17,65
17	Vapor	67,00	465	10,0	33375	13406	29501	2,201	0,54190	40,422	145,52
18	Vapor	67,00	465	0,9	3094	1243	2735	2,201	0,00503	4,043	14,56
19	Vapor	67,00	465	9,1	30281	12163	26766	2,201	0,04917	4,042	14,55
20	Vapor	2,50	127	0,0	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
21	Água	0,10	45	0,0	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
22	Água	0,10	45	9,1	636	19	42	2,184	0,00008	4,011	14,44
23	Água	0,10	45	9,1	636	19	42	2,184	0,00008	4,011	14,44
24	Água	5,20	45	9,1	637	23	45	1,928	0,00229	99,052	356,59
25	Água	5,20	45	2,0	140	5	10	1,902	0,00050	97,704	351,74
26	Água	5,00	77	2,0	673	39	76	1,948	0,00389	100,098	360,35
27	Água	4,80	120	2,0	800	108	482	4,447	0,01020	94,118	338,82
28	Água	5,20	45	7,1	497	18	35	1,936	0,00180	99,477	358,12
29	Água	75,00	120	10,0	5108	603	3752	6,227	0,02041	33,871	121,94
30	Resíduo	1,01	25	1,1	236	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
31	Resíduo	1,01	25	0,1	9363	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
32	Potência	-	-	-	23651	23651	55737	2,357	0,10060	4,254	15,31
33	Potência	-	-	-	8238	8238	26729	3,244	0,07268	8,822	31,76
34	Potência	-	-	-	1484	1484	528	0,356	0,00124	0,836	3,01
35	Potência	-	-	-	327	327	116	0,356	0,00027	0,836	3,01
36	Potência	-	-	-	22	22	8	0,351	0,00002	0,824	2,97
37	Potência	-	-	-	71	71	25	0,354	0,00006	0,831	2,99
38	Potência	-	-	-	13	13	5	0,351	0,00001	0,825	2,97
39	Potência	-	-	-	8	8	3	0,343	0,00001	0,806	2,90
40	Potência	-	-	-	1406	1406	500	0,356	0,00118	0,837	3,01
41	Potência	-	-	-	28557	28557	81821	2,865	0,19110	6,692	24,09
42	Calor	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
43	Perda	-	-	-	6280	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
44	Perda	-	-	-	280	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
45	Perda	-	-	-	686	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
46	Perda	-	-	-	560	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
47	Perda	-	-	-	487	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
48	Perda	-	-	-	43648	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
49	Perda	-	-	-	160	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
50	Perda	-	-	-	21420	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
51	Perda	-	-	-	7	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
52	Perda	-	-	-	688	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
53	Perda	-	-	-	159	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
54	Perda	-	-	-	239	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
55	Perda	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
56	Perda	-	-	-	639	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00

g.n: Gás natural

g.c: Gás combustível

Anexo – 6

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 2)

Características dos subsistemas

Relação de potência térmica: $1,24 \text{ (kWt}_{GN})/(\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 02

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	46504	49011	1,1	36471	49011	1,3	7524	2509	10033	0,78	1,28	0,123
Compressor de ar	327	116	0,4	168	116	0,7	0	159	159	0,51	1,95	0,002
Gaseificador	36936	49923	1,4	29008	49923	1,7	0	7929	7929	0,79	1,27	0,098
Resfriador de gás	1561	2686	1,7	938	2686	2,9	0	623	623	0,60	1,66	0,008
Aquecedor de ar	2019	3474	1,7	275	788	2,9	0	1744	1744	0,14	7,33	0,021
Aquecedor de gás	1023	1763	1,7	817	1762	2,2	0	207	207	0,80	1,25	0,003
Aquecedor de água e filtro	236	406	1,7	70	406	5,8	0	167	167	0,29	3,40	0,002
Lavador de gás	25729	44280	1,7	25036	44280	1,8	0	693	693	0,97	1,03	0,009
Compressor de gás	1451	462	0,3	1237	462	0,4	0	214	214	0,85	1,17	0,003
Turbina a gás	43811	55737	1,3	23651	55737	2,4	0	20160	20160	0,54	1,85	0,248
Caldeira Recuperativa	18128	23062	1,3	11866	23063	1,9	0	6262	6262	0,65	1,53	0,077
Turbina a vapor e condensador	12157	26729	2,2	8238	26729	3,2	0	3919	3919	0,68	1,48	0,048
Bomba de baixa pressão	8	3	0,3	4	3	0,7	0	4	4	0,48	2,07	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2648	3235	1,2	476	535	1,1	0	2172	2172	0,18	5,56	0,027
Subestação elétrica	31889	82466	2,6	31889	83006	2,6	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	0	0	0,0	0	0	0,0	0	0	0	0,00	0,00	0,000
Válvula redutora	44231	44231	1,0	44231	44231	1,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 1	13406	29501	2,2	13406	29501	2,2	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	19	42	2,2	19	42	2,2	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	23	45	1,9	23	45	1,9	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	70504	88973	1,3	70504	88973	1,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	81282	37050	0,5	28557	81821	2,9	7524	45201	52725	0,35	2,85	0,67

Anexo – 6

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 2)

Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: 1,24 (kWt_{GN})/(kWt_{Bagaço})

Número de blocos geradores: 02

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	2,8	Z ₁	0,019180
2	Compressor de ar	0,1	Z ₂	0,000799
3	Gaseificador	1,5	Z ₃	0,010389
4	Resfriados de gás	0,4	Z ₄	0,002877
5	Aquecedor de ar	0,3	Z ₅	0,001998
6	Aquecedor de gás	0,3	Z ₆	0,002397
7	Aquecedor de água e filtro	0,9	Z ₇	0,005994
8	Lavador de gás	0,5	Z ₈	0,003596
9	Compressor de gás	0,5	Z ₉	0,003596
10	Turbina a gás	10,7	Z ₁₀	0,073689
11	Caldeira recuperativa	2,6	Z ₁₁	0,017685
12	Turbina a vapor e condensador	3,4	Z ₁₂	0,023580
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z ₁₃	0,002211
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z ₁₄	0,002211
15	Subestação elétrica	3,0	Z ₁₅	0,020633
16	Processo	0,0	Z ₁₆	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z ₁₇	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z ₁₈	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z ₁₉	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z ₂₀	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z ₂₁	0,000000
	Custo de Equipamento (CE) total	27,6	C _{bagaço}	0,000000
	Custo de instalação	8,8	C _{GN}	0,000259
	Construção	3,0		
	Contingências	11,9		
	Custo total de investimento	51	(1551 US\$/kW)	

Anexo – 6

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 2)
 Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa
 Relação de potência térmica: 1,24 (kWt_{GN})/(kWt_{Bagaço})
 Número de blocos geradores: 02
 Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,343	1,028	...	1,028
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,021	0,021	0,021	...	0,021
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	12,845	38,534	0,000	...	0,000
Custos totais	13,20	40,03	2,87	...	2,87
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	13,20	46,03	3,80	...	3,80
Valor presente, 1997US\$/s	0,191				
<hr/>					
Custo do bagaço	0US\$/t				
Consumo de bagaço	3,57kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
<hr/>					
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01US\$/kg				
Consumo de gás natural	0,86kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,006	0,006	0,006	...	0,006
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,006	0,007	0,008	...	0,008
Valor presente, 1997US\$/s	0,000259				

Anexo – 7

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Safra)

Características dos subsistemas

Relação de potência térmica: $1,24 (kW_{tGN}) / (kW_{tBagaço})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,23

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	46504	49809	1,1	36471	49809	1,4	7524	2509	10033	0,78	1,28	0,123
Compressor de ar	327	861	2,6	168	861	5,1	0	159	159	0,51	1,95	0,002
Gaseificador	36936	51542	1,4	29008	51542	1,8	0	7929	7929	0,79	1,27	0,098
Resfriador de gás	1561	2774	1,8	938	2773	3,0	0	623	623	0,60	1,66	0,008
Aquecedor de ar	2019	3587	1,8	275	814	3,0	0	1744	1744	0,14	7,33	0,021
Aquecedor de gás	1023	1820	1,8	817	1819	2,2	0	207	207	0,80	1,25	0,003
Aquecedor de água e filtro	236	419	1,8	70	419	6,0	0	167	167	0,29	3,40	0,002
Lavador de gás	25729	45716	1,8	25036	45716	1,8	0	693	693	0,97	1,03	0,009
Compressor de gás	1451	3805	2,6	1237	3805	3,1	0	214	214	0,85	1,17	0,003
Turbina a gás	43811	58707	1,3	23651	58707	2,5	0	20160	20160	0,54	1,85	0,248
Caldeira Recuperativa	18128	24292	1,3	11866	24293	2,0	0	6262	6262	0,65	1,53	0,077
Turbina a vapor e condensador	10705	17505	1,6	7440	17505	2,4	0	3265	3265	0,69	1,44	0,040
Bomba de baixa pressão	8	21	2,5	4	21	5,3	0	4	4	0,48	2,07	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2648	6908	2,6	476	3758	7,9	0	2172	2172	0,18	5,56	0,027
Subestação elétrica	31090	76212	2,5	31090	76213	2,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	1451	13829	9,5	1451	13828	9,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Válvula redutora	44231	44231	1,0	44231	44231	1,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 1	13406	34567	2,6	13406	34567	2,6	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	19	49	2,6	19	49	2,6	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	23	70	3,0	23	70	3,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	70504	93752	1,3	70504	93752	1,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	81282	37050	0,5	29211	81281	2,8	7524	44547	52071	0,36	2,78	0,66

Anexo – 7

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Safra)

Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: $1,24 (kW_{tGN})/(kW_{tBagaço})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,23

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	2,7	Z ₁	0,032917
2	Compressor de ar	0,1	Z ₂	0,001372
3	Gaseificador	1,5	Z ₃	0,017830
4	Resfriador de gás	0,4	Z ₄	0,004938
5	Aquecedor de ar	0,3	Z ₅	0,003429
6	Aquecedor de gás	0,3	Z ₆	0,004115
7	Aquecedor de água e filtro	0,8	Z ₇	0,010287
8	Lavador de gás	0,5	Z ₈	0,006172
9	Compressor de gás	0,5	Z ₉	0,006172
10	Turbina a gás	10,4	Z ₁₀	0,126467
11	Caldeira recuperativa	2,5	Z ₁₁	0,030352
12	Turbina a vapor e condensador	3,3	Z ₁₂	0,040470
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z ₁₃	0,003794
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z ₁₄	0,003794
15	Subestação elétrica	2,9	Z ₁₅	0,035411
16	Processo	0,0	Z ₁₆	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z ₁₇	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z ₁₈	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z ₁₉	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z ₂₀	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z ₂₁	0,000000
	Custo de Equipamentos (CE) total	27,0	C _{bagaço}	0,000000
	Custo de instalação	8,7	C _{GN}	0,000146
	Construção	3,0		
	Contingências	11,6		
	Custo total de investimento	50 (1519 US\$/kW)		

Anexo - 7

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Safra)

Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: 1,24 (kW_{tGN})/(kW_{tBagaço})

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,23

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,335	1,006	...	1,006
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,020	0,020	0,020	...	0,020
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	12,577	37,732	0,000	...	0,000
Custos totais	12,93	39,22	2,85	...	2,85
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	12,93	45,10	3,77	...	3,77
Valor presente, 1997US\$/s	0,327518				
Custo do bagaço	0US\$/t				
Consumo de bagaço	3,57kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01US\$/kg				
Consumo de gás natural	0,86kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,003	0,003	0,003	...	0,003
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,003	0,004	0,004	...	0,004
Valor presente, 1997US\$/s	0,000146				

Anexo – 8

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Entressaфра)

Características dos subsistemas

Relação de potência térmica: $1,24 (kW_{tGN}) / (kW_{tBagaço})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	46504	49011	1,1	36471	49011	1,3	7524	2509	10033	0,78	1,28	0,123
Compressor de ar	327	116	0,4	168	116	0,7	0	159	159	0,51	1,95	0,002
Gaseificador	36936	49923	1,4	29008	49923	1,7	0	7929	7929	0,79	1,27	0,098
Resfriador de gás	1561	2686	1,7	938	2686	2,9	0	623	623	0,60	1,66	0,008
Aquecedor de ar	2019	3474	1,7	275	788	2,9	0	1744	1744	0,14	7,33	0,021
Aquecedor de gás	1023	1763	1,7	817	1762	2,2	0	207	207	0,80	1,25	0,003
Aquecedor de água e filtro	236	406	1,7	70	406	5,8	0	167	167	0,29	3,40	0,002
Lavador de gás	25729	44280	1,7	25036	44280	1,8	0	693	693	0,97	1,03	0,009
Compressor de gás	1451	462	0,3	1237	462	0,4	0	214	214	0,85	1,17	0,003
Turbina a gás	43811	55737	1,3	23651	55737	2,4	0	20160	20160	0,54	1,85	0,248
Caldeira Recuperativa	18128	23062	1,3	11866	23063	1,9	0	6262	6262	0,65	1,53	0,077
Turbina a vapor e condensador	12157	26729	2,2	8238	26729	3,2	0	3919	3919	0,68	1,48	0,048
Bomba de baixa pressão	8	3	0,3	4	3	0,7	0	4	4	0,48	2,07	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2648	3235	1,2	476	535	1,1	0	2172	2172	0,18	5,56	0,027
Subestação elétrica	31889	82466	2,6	31889	83006	2,6	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	0	0	0,0	0	0	0,0	0	0	0	0,00	0,00	0,000
Válvula redutora	44231	44231	1,0	44231	44231	1,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 1	13406	29501	2,2	13406	29501	2,2	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	19	42	2,2	19	42	2,2	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	23	45	1,9	23	45	1,9	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	70504	88973	1,3	70504	88973	1,3	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	81282	37050	0,5	28557	81821	2,9	7524	45201	52725	0,35	2,85	0,67

Anexo - 8

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Entressafra)

Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: $1,24 \text{ (kWt}_{GN})/(\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	2,7	Z_1	0,044597
2	Compressor de ar	0,1	Z_2	0,001858
3	Gaseificador	1,5	Z_3	0,024157
4	Resfriador de gás	0,4	Z_4	0,006690
5	Aquecedor de ar	0,3	Z_5	0,004646
6	Aquecedor de gás	0,3	Z_6	0,005575
7	Aquecedor de água e filtro	0,8	Z_7	0,013937
8	Lavador de gás	0,5	Z_8	0,008362
9	Compressor de gás	0,5	Z_9	0,008362
10	Turbina a gás	10,4	Z_{10}	0,171343
11	Caldeira recuperativa	2,5	Z_{11}	0,041122
12	Turbina a vapor e condensador	3,3	Z_{12}	0,054830
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z_{13}	0,005140
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z_{14}	0,005140
15	Subestação elétrica	2,9	Z_{15}	0,047976
16	Processo	0,0	Z_{16}	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z_{17}	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z_{18}	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z_{19}	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z_{20}	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z_{21}	0,000000
	Custo de Equipamentos (CE) total	27,0	$C_{\text{bagaço}}$	0,000000
	Custo de instalação	8,7	C_{GN}	0,000108
	Construção	3,0		
	Contingências	11,6		
	Custo total de investimento	50 (1519 US\$/kW)		

Anexo - 8

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 3 Entressafra)

Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: $1,24 (kW_{tGN}) / (kW_{tBagaço})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,335	1,006	...	1,006
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,020	0,020	0,020	...	0,020
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	12,577	37,732	0,000	...	0,000
Custos totais	12,93	39,22	2,85	...	2,85
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	12,93	45,10	3,77	...	3,77
Valor presente, 1997US\$/s	0,443735				
Custo do bagaço	0US\$/t				
Consumo de bagaço	3,57kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01US\$/kg				
Consumo de gás natural	0,86kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,003	0,003	0,003	...	0,003
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,003	0,003	0,003	...	0,003
Valor presente, 1997US\$/s	0,000108				

Anexo - 9

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 4)

Características dos fluxos

Relação de potência térmica: $3,08 (kW_{tGN})/(kW_{tBagaço})$

Número de blocos geradores: 02

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Fluxo N°	Tipo	P bar	T °C	m kg/s	E kW	B kW	B* kW	k	C* USS/s	C* USS/GJ	C* USS/MWh
1	Bagaço	1,01	25	1,8	14443	18777	18777	1,000	0,00000	0,000	0,00
2	Bagaço	1,01	70	1,1	15829	18484	30519	1,651	0,01742	0,942	3,39
1gn	Gás natural	60,00	150	1,1	54991	55460	55460	1,000	0,00030	0,005	0,02
2gn	Gás natural	21,81	150	1,1	54991	55460	55460	1,000	0,00030	0,005	0,02
3	Gás cru	2,00	943	2,3	16147	14701	31444	2,139	0,02755	1,874	6,75
3a	Gás cru	1,98	600	2,3	15793	13910	29752	2,139	0,02607	1,874	6,75
4	Gás cru	1,96	496	2,3	15488	13699	29301	2,139	0,02568	1,875	6,75
5	Gás cru	1,88	185	2,3	14647	13150	28127	2,139	0,02465	1,875	6,75
6	Gás cru	1,78	97	2,3	14427	13014	27836	2,139	0,02439	1,874	6,75
7	Gás limpo	1,73	35	2,1	9731	12688	27836	2,194	0,02674	2,107	7,59
8	Gás limpo	21,81	143	2,1	9954	13309	29952	2,251	0,03192	2,398	8,63
8gc	Gás	21,81	147	3,2	64945	68769	85412	1,242	0,03223	0,469	1,69
9	Gás	21,75	450	3,2	65591	69176	86586	1,252	0,03482	0,503	1,81
10	Gás de escape	1,07	529	77,7	40806	26904	33675	1,252	0,01354	0,503	1,81
11	Gás de escape	1,04	218	77,7	15184	9304	11646	1,252	0,00468	0,503	1,81
12	Gás rejeitado	1,01	100	78,3	6181	6824	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
13	Ar	1,01	25	1,1	62	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
14	Ar	2,20	99	1,1	86	85	444	5,224	0,00160	18,811	67,72
15	Ar	2,12	391	1,1	426	225	896	3,987	0,00330	14,678	52,84
16	Ar	1,01	25	74,4	4109	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
17lsat	Líquido sat,	67,00	283	0,8	1028	274	668	2,436	0,00123	4,465	16,07
17vsat	Vapor sat,	67,00	283	0,8	2281	856	2360	2,758	0,00458	5,355	19,28
17	Vapor	67,00	465	9,5	31416	12619	30779	2,439	0,05641	4,470	16,09
18	Vapor	67,00	465	1,0	3158	1269	3095	2,440	0,00567	4,471	16,10
19	Vapor	67,00	465	8,5	28258	11351	27684	2,439	0,05074	4,470	16,09
20	Vapor	2,50	127	0,0	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
21	Água	0,10	45	0,0	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
22	Água	0,10	45	8,5	593	18	44	2,457	0,00008	4,503	16,21
23	Água	0,10	45	8,5	593	18	44	2,457	0,00008	4,503	16,21
24	Água	5,20	45	8,5	595	22	65	3,022	0,00245	113,361	408,10
25	Água	5,20	45	1,2	86	3	9	2,987	0,00035	112,082	403,49
26	Água	5,00	74	1,2	412	24	75	3,138	0,00280	117,769	423,97
27	Água	4,80	120	1,2	489	66	366	5,512	0,00696	104,978	377,92
28	Água	5,20	45	7,3	509	18	56	3,028	0,00210	113,582	408,90
29	Água	75,00	120	9,5	4808	567	7057	12,442	0,02565	45,221	162,80
30	Resíduo	1,01	25	1,1	120	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
31	Resíduo	1,01	25	0,1	4696	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
32	Potência	-	-	-	22421	22421	52911	2,360	0,09855	4,395	15,82
33	Potência	-	-	-	7688	7688	27672	3,599	0,07546	9,815	35,34
34	Potência	-	-	-	815	815	2181	2,676	0,00530	6,497	23,39
35	Potência	-	-	-	166	166	444	2,681	0,00108	6,511	23,44
36	Potência	-	-	-	11	11	29	2,603	0,00007	6,320	22,75
37	Potência	-	-	-	36	36	96	2,662	0,00023	6,462	23,26
38	Potência	-	-	-	12	12	32	2,611	0,00008	6,340	22,82
39	Potência	-	-	-	8	8	21	2,740	0,00005	6,652	23,95
40	Potência	-	-	-	1323	1323	3541	2,676	0,00860	6,498	23,39
41	Potência	-	-	-	27738	27738	74237	2,676	0,18020	6,497	23,39
42	Calor	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
43	Perda	-	-	-	7652	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
44	Perda	-	-	-	142	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
45	Perda	-	-	-	320	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
46	Perda	-	-	-	194	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
47	Perda	-	-	-	266	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
48	Perda	-	-	-	43170	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
49	Perda	-	-	-	268	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
50	Perda	-	-	-	19989	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
51	Perda	-	-	-	6	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
52	Perda	-	-	-	671	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
53	Perda	-	-	-	151	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
54	Perda	-	-	-	143	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
55	Perda	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
56	Perda	-	-	-	639	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00

g.n: Gás natural

g.c: Gás combustível

Anexo – 9

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 4)

Características dos subsistemas

Relação de potência térmica: $3,08 \text{ (kWt}_{GN})/(\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 02

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	28118	30519	1,1	18484	30519	1,7	6824	2810	9634	0,66	1,52	0,130
Compressor de ar	166	444	2,7	85	444	5,2	0	81	81	0,51	1,95	0,001
Gaseificador	18720	31444	1,7	14701	31444	2,1	0	4018	4018	0,79	1,27	0,054
Resfriador de gás	791	1692	2,1	581	1692	2,9	0	210	210	0,73	1,36	0,003
Aquecedor de ar	1002	2143	2,1	140	451	3,2	0	863	863	0,14	7,18	0,012
Aquecedor de gás	549	1174	2,1	407	1174	2,9	0	142	142	0,74	1,35	0,002
Aquecedor de água e filtro	136	291	2,1	43	291	6,8	0	94	94	0,31	3,20	0,001
Lavador de gás	13014	27836	2,1	12688	27836	2,2	0	325	325	0,98	1,03	0,004
Compressor de gás	794	2116	2,7	620	2116	3,4	0	174	174	0,78	1,28	0,002
Turbina a gás	42272	52911	1,3	22421	52911	2,4	0	19851	19851	0,53	1,89	0,267
Caldeira Recuperativa	17599	22029	1,3	11471	22030	1,9	0	6128	6128	0,65	1,53	0,083
Turbina a vapor e condensador	11345	27672	2,4	7688	27672	3,6	0	3657	3657	0,68	1,48	0,049
Bomba de baixa pressão	8	21	2,7	4	21	5,7	0	4	4	0,48	2,09	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2592	6636	2,6	482	3597	7,5	0	2109	2109	0,19	5,37	0,028
Subestação elétrica	30109	80583	2,7	30109	80583	2,7	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	0	0	0,0	0	0	0,0	0	0	0	0,00	0,00	0,000
Válvula redutora	55460	55460	1,0	55460	55460	1,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 1	12619	30779	2,4	12619	30779	2,4	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	18	44	2,5	18	44	2,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	22	65	3,0	22	65	3,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	68769	85412	1,2	68769	85412	1,2	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	74237	18777	0,3	27738	74237	2,7	6824	39676	46500	0,37	2,68	0,64

Anexo - 9

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 4)

Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: $3,08 \text{ (kWt}_{GN})/(\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 02

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	1,7	Z ₁	0,012499
2	Compressor de ar	0,1	Z ₂	0,000521
3	Gaseificador	0,9	Z ₃	0,006770
4	Resfriador de gás	0,3	Z ₄	0,001875
5	Aquecedor de ar	0,2	Z ₅	0,001302
6	Aquecedor de gás	0,2	Z ₆	0,001562
7	Aquecedor de água e filtro	0,5	Z ₇	0,003906
8	Lavador de gás	0,3	Z ₈	0,002343
9	Compressor de gás	0,3	Z ₉	0,002343
10	Turbina a gás	10,7	Z ₁₀	0,077273
11	Caldeira recuperativa	2,6	Z ₁₁	0,018546
12	Turbina a vapor e condensador	3,4	Z ₁₂	0,024727
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z ₁₃	0,002318
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z ₁₄	0,002318
15	Subestação elétrica	3,0	Z ₁₅	0,021636
16	Processo	0,0	Z ₁₆	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z ₁₇	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z ₁₈	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z ₁₉	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z ₂₀	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z ₂₁	0,000000
	Custo de Equipamentos (CE) total	25,0	C _{bagaço}	0,000000
	Custo de instalação	8,0	C _{GN}	0,000303
	Construção	2,8		
	Contingências	10,8		
	Custo total de investimento	47 (1405 US\$/kW)		

Anexo - 9

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 4)
 Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa
 Relação de potência térmica: $3,08 \text{ (kWt}_{GN})/(\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$
 Número de blocos geradores: 02
 Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,310	0,930	...	0,930
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,019	0,019	0,019	...	0,019
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	11,630	34,891	0,000	...	0,000
Custos totais	11,98	36,35	2,78	...	2,78
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	11,98	41,81	3,67	...	3,67
Valor presente, 1997US\$/s	0,179940				
Custo do bagaço	0 US\$/t				
Consumo de bagaço	1,81 kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01 US\$/kg				
Consumo de gás natural	1,11 kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,007	0,007	0,007	...	0,007
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,007	0,008	0,009	...	0,009
Valor presente, 1997US\$/s	0,000303				

Anexo - 10

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 5)

Características dos fluxos

Relação de potência térmica: $3,08 (kW_{GN})/(kW_{Bagaço})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Fluxo Nº	Tipo	P bar	T °C	m kg/s	E kW	B kW	B* kW	k	C* USS/s	C* USS/GJ	C* USS/MWh
1	Bagaço	1,01	25	1,8	14443	18777	18777	1,000	0,00000	0,000	0,00
2	Bagaço	1,01	70	1,1	15829	18484	30519	1,651	0,01718	0,929	3,35
1gn	Gás natural	60,00	150	1,1	54991	55460	55460	1,000	0,00030	0,005	0,02
2gn	Gás natural	21,81	150	1,1	54991	55460	55460	1,000	0,00030	0,005	0,02
3	Gás cru	2,00	943	2,3	16147	14701	31444	2,139	0,02719	1,849	6,66
3a	Gás cru	1,98	600	2,3	15793	13910	29752	2,139	0,02572	1,849	6,66
4	Gás cru	1,96	496	2,3	15488	13699	29301	2,139	0,02533	1,849	6,66
5	Gás cru	1,88	185	2,3	14647	13150	28127	2,139	0,02432	1,849	6,66
6	Gás cru	1,78	97	2,3	14427	13014	27836	2,139	0,02407	1,850	6,66
7	Gás limpo	1,73	35	2,1	9731	12688	27836	2,194	0,02638	2,079	7,48
8	Gás limpo	21,81	143	2,1	9954	13309	29952	2,251	0,03150	2,367	8,52
8gc	Gás	21,81	147	3,2	64945	68769	85412	1,242	0,03179	0,462	1,66
9	Gás	21,75	450	3,2	65591	69176	86586	1,252	0,03435	0,497	1,79
10	Gás de escape	1,07	529	77,7	40806	26904	33675	1,252	0,01336	0,497	1,79
11	Gás de escape	1,04	218	77,7	15184	9304	11646	1,252	0,00462	0,497	1,79
12	Gás rejeitado	1,01	100	78,3	6181	6824	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
13	Ar	1,01	25	1,1	62	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
14	Ar	2,20	99	1,1	86	85	444	5,224	0,00158	18,553	66,79
15	Ar	2,12	391	1,1	426	225	896	3,987	0,00325	14,482	52,13
16	Ar	1,01	25	74,4	4109	0	0	1,000	0,00000	0,000	0,00
17lsat	Líquido sat,	67,00	283	0,8	1028	274	668	2,436	0,00121	4,403	15,85
17vsat	Vapor sat,	67,00	283	0,8	2281	856	2360	2,758	0,00452	5,283	19,02
17	Vapor	67,00	465	9,5	31416	12619	30779	2,439	0,05566	4,411	15,88
18	Vapor	67,00	465	1,0	3158	1269	3095	2,440	0,00560	4,412	15,88
19	Vapor	67,00	465	8,5	28258	11351	27684	2,439	0,05006	4,410	15,88
20	Vapor	2,50	127	0,0	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
21	Água	0,10	45	0,0	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
22	Água	0,10	45	8,5	593	18	44	2,457	0,00008	4,442	15,99
23	Água	0,10	45	8,5	593	18	44	2,457	0,00008	4,442	15,99
24	Água	5,20	45	8,5	595	22	65	3,022	0,00242	111,880	402,77
25	Água	5,20	45	1,2	86	3	9	2,987	0,00035	110,577	398,08
26	Água	5,00	74	1,2	412	24	75	3,138	0,00276	116,172	418,22
27	Água	4,80	120	1,2	489	66	366	5,512	0,00687	103,590	372,93
28	Água	5,20	45	7,3	509	18	56	3,028	0,00207	112,068	403,44
29	Água	75,00	120	9,5	4808	567	7057	12,442	0,02531	44,622	160,64
30	Resíduo	1,01	25	1,1	120	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
31	Resíduo	1,01	25	0,1	4696	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
32	Potência	-	-	-	22421	22421	52911	2,360	0,09723	4,337	15,61
33	Potência	-	-	-	7688	7688	27672	3,599	0,07446	9,685	34,87
34	Potência	-	-	-	815	815	2181	2,676	0,00523	6,410	23,08
35	Potência	-	-	-	166	166	444	2,681	0,00106	6,421	23,11
36	Potência	-	-	-	11	11	29	2,603	0,00007	6,235	22,45
37	Potência	-	-	-	36	36	96	2,662	0,00023	6,377	22,96
38	Potência	-	-	-	12	12	32	2,611	0,00008	6,255	22,52
39	Potência	-	-	-	8	8	21	2,740	0,00005	6,563	23,63
40	Potência	-	-	-	1323	1323	3541	2,676	0,00848	6,411	23,08
41	Potência	-	-	-	27738	27738	74237	2,676	0,17780	6,410	23,08
42	Calor	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
43	Perda	-	-	-	7652	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
44	Perda	-	-	-	142	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
45	Perda	-	-	-	320	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
46	Perda	-	-	-	194	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
47	Perda	-	-	-	266	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
48	Perda	-	-	-	43170	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
49	Perda	-	-	-	268	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
50	Perda	-	-	-	19989	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
51	Perda	-	-	-	6	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
52	Perda	-	-	-	671	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
53	Perda	-	-	-	151	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
54	Perda	-	-	-	143	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
55	Perda	-	-	-	0	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00
56	Perda	-	-	-	639	0	0	0,000	0,00000	0,000	0,00

g.n: Gás natural

g.c: Gás combustível

Anexo – 10

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 5)

Características dos subsistemas

Relação de potência térmica: $3,08 \text{ (kWt}_{GN})/(\text{kWt}_{Bagaço})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Subsistema	F	F*	kF*	P	P*	kP*	Perdas	D	I	η	k	δ
Secador	28118	30519	1,1	18484	30519	1,7	6824	2810	9634	0,66	1,52	0,130
Compressor de ar	166	444	2,7	85	444	5,2	0	81	81	0,51	1,95	0,001
Gaseificador	18720	31444	1,7	14701	31444	2,1	0	4018	4018	0,79	1,27	0,054
Resfriador de gás	791	1692	2,1	581	1692	2,9	0	210	210	0,73	1,36	0,003
Aquecedor de ar	1002	2143	2,1	140	451	3,2	0	863	863	0,14	7,18	0,012
Aquecedor de gás	549	1174	2,1	407	1174	2,9	0	142	142	0,74	1,35	0,002
Aquecedor de água e filtro	136	291	2,1	43	291	6,8	0	94	94	0,31	3,20	0,001
Lavador de gás	13014	27836	2,1	12688	27836	2,2	0	325	325	0,98	1,03	0,004
Compressor de gás	794	2116	2,7	620	2116	3,4	0	174	174	0,78	1,28	0,002
Turbina a gás	42272	52911	1,3	22421	52911	2,4	0	19851	19851	0,53	1,89	0,267
Caldeira Recuperativa	17599	22029	1,3	11471	22030	1,9	0	6128	6128	0,65	1,53	0,083
Turbina a vapor e condensador	11345	27672	2,4	7688	27672	3,6	0	3657	3657	0,68	1,48	0,049
Bomba de baixa pressão	8	21	2,7	4	21	5,7	0	4	4	0,48	2,09	0,000
Bomba de alta pressão e desaerador	2592	6636	2,6	482	3597	7,5	0	2109	2109	0,19	5,37	0,028
Subestação elétrica	30109	80583	2,7	30109	80583	2,7	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Processo	0	0	0,0	0	0	0,0	0	0	0	0,00	0,00	0,000
Válvula redutora	55460	55460	1,0	55460	55460	1,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 1	12619	30779	2,4	12619	30779	2,4	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 2	18	44	2,5	18	44	2,5	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Ramificação 3	22	65	3,0	22	65	3,0	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Junção 4	68769	85412	1,2	68769	85412	1,2	0	0	0	1,00	1,00	0,000
Total BIG GT	74237	18777	0,3	27738	74237	2,7	6824	39676	46500	0,37	2,68	0,64

Anexo – 10

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 5)

Cálculo do custo de investimento e do vetor de valorização externa

Relação de potência térmica: $3,08 \text{ (kWt}_{GN}) / (\text{kWt}_{\text{Bagaço}})$

Número de blocos geradores: 03

Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

i	Subsistema (CE)	1997MUS\$		1997US\$/s
1	Secador	1,7	Z ₁	0,012332
2	Compressor de ar	0,1	Z ₂	0,000514
3	Gaseificador	0,9	Z ₃	0,006680
4	Resfriador de gás	0,3	Z ₄	0,001850
5	Aquecedor de ar	0,2	Z ₅	0,001285
6	Aquecedor de gás	0,2	Z ₆	0,001541
7	Aquecedor de água e filtro	0,5	Z ₇	0,003854
8	Lavador de gás	0,3	Z ₈	0,002312
9	Compressor de gás	0,3	Z ₉	0,002312
10	Turbina a gás	10,5	Z ₁₀	0,076243
11	Caldeira recuperativa	2,5	Z ₁₁	0,018298
12	Turbina a vapor e condensador	3,4	Z ₁₂	0,024398
13	Bomba de baixa pressão	0,3	Z ₁₃	0,002287
14	Bomba de alta pressão e desaerador	0,3	Z ₁₄	0,002287
15	Subestação elétrica	2,9	Z ₁₅	0,021348
16	Processo	0,0	Z ₁₆	0,000000
17	Válvula redutora	0,0	Z ₁₇	0,000000
18	Ramificação 1	0,0	Z ₁₈	0,000000
19	Junção 2	0,0	Z ₁₉	0,000000
20	Ramificação 3	0,0	Z ₂₀	0,000000
21	Junção 4	0,0	Z ₂₁	0,000000
	Custo de Equipamentos (CE) total	24,4	C _{bagaço}	0,000000
	Custo de instalação	7,8	C _{GN}	0,000296
	Construção	2,7		
	Contingências	10,5		
Custo total de investimento		45 (1372 US\$/kW)		

Anexo – 10

Análise termoeconômica por bloco gerador (Variante 5)
 Fluxo de custos para o cálculo do vetor de valorização externa
 Relação de potência térmica: 3,08 (kW_{tGN})/(kW_{tBagaço})
 Número de blocos geradores: 03
 Taxa de extração de vapor na turbina: 0,0

Ano	0	1	2	...	25
Fator de capacidade	0,20	0,60	0,85	...	0,85
Manutenção	0,000	0,303	0,909	...	0,909
Pessoal	0,000	0,000	0,420	...	0,420
Água	0,001	0,002	0,003	...	0,003
Materiais inertes	0,050	0,150	0,213	...	0,213
Tratamento das cinzas	0,080	0,240	0,340	...	0,340
Seguros	0,018	0,018	0,018	...	0,018
Capital de trabalho	0,000	0,140	0,000	...	0,000
Investimento de capital	11,363	34,089	0,000	...	0,000
Custos totais	11,71	35,54	2,75	...	2,75
Taxa de juros	0,15	0,15	0,15	...	0,15
Fator de capitalização	1,00	1,15	1,32	...	1,32
Valor atualizado, MUS\$/ano	11,71	40,87	3,64	...	3,64
Valor presente, 1997US\$/s	0,177541				
<hr/>					
Custo do bagaço	0US\$/t				
Consumo de bagaço	1,81kg/s				
Custo do bagaço por ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,000	0,000	0,000	...	0,000
Valor presente, 1997US\$/s	0,000000				
<hr/>					
Custo do gás natural, equivalente a 2,37 R\$/MBtu	0,01US\$/kg				
Consumo de gás natural	1,11kg/s				
Custo do gás natural por ano	0,007	0,007	0,007	...	0,007
Valor atualizado, MUS\$/ano	0,007	0,008	0,009	...	0,009
Valor presente, 1997US\$/s	0,000296				

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALSTOM Power. The economic production of heat and power, GT10 Gas turbine, Printed by L-Offset, Norrköping, ABB Stal studio/Marketing Department, 2000.
- ARAÚJO DA GAMA, S. C. Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica: Metodologias da análise econômica de sistemas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade de Campinas, 1999.
- B AND W. Babcock and Wilcox Corporation, Steam its Generations and Uses; 40th Edition, Editors Steven C. Stultz and John B. Kitto, Babcock and Wilcox Corporation, Barbenton, Ohio, USA, 1992.
- BHAGAT, J. J. Falling film evaporator for the cane industry - an Indian experience, Proceeding of the 22 ISSCT Congress, 1995, p. 82-90.
- BARDUCCI, G. et al. Thermic and Electric Power Production and Use from Gasification of Biomass and RDF: Experience at CFBG Plant at Greve in Chianti, Proceedings of the Second Biomass Conference of Americas: Energy Environment, Agriculture, and Industry, NREL/CP-200-8098, National Renewable Energy Lab, Golden, CO, 1995, p. 565-575.
- BEJAN, A., TSATSARONIS, G., MORAN, M. Thermal design and optimization, A Wiley-Interscience Publication, Ed. John Wiley & Sons, Inc., 1996.
- BNDES. Manual da taxa de juros a longo prazo (TJLP), Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social, Editado 30 de junho, 2000.
- BORGES, J. M. M. The effect on labor and social issues of electricity sales in the Brazilian sugar cane industry, Proceedings of the international Conference on Energy from Sugarcane: Progress and Prospects, Hilo, Hawaii, 1991.
- BOSS, M. Steam Turbine for STAGTM Combined-Cycle Power System, 39th Ge turbine state-of-the-art technology seminar, GER-3582D, USA, August, 1996.
- BROWN, M.G, BAKER, E.G. Y MUDGE, L.K. Evaluation of process for removal of particles, tars, and oils from biomass gasifier product gases, Energy form biomass and wastes X, Institute of Gas Technology, Chicago, 1987, p. 655 - 677.
- CARPIO, R. Dissertação de Mestrado: Análise termoeconômica de sistemas avançados de cogeração em usinas de açúcar, Faculdade de Engenharia Mecânica, EFEI, Março, 2000.

- CHANG, K. W., WING, A. F. L. A., GUNNES, D., HOI, L. W. S. Optimizing steam utilization at a typical sugar factory, Proceedings of the XXIII ISSCT congress, New Delhi, India, 22 to 26 February, 1999, p. 270-281.
- COMGAS, <http://www.comgas.com.br/gascom.htm>, 2000.
- CONSONI, S. LARSON, E. D. Biomass Gasifier / Aeroderivative Gas Turbine Combined Cycles. Part A: Technologies and Performance Modeling, Paper Prepared for Cogen Turbo Power' 94, The American Society of Mechanical Engineering' 8th Congress and Exposition on Gas Turbine in Cogeneration and Utilities, Industrial and Independent Power Generation, Portland, Oregon, 25 - 27 October, 1994a.
- CONSONI, S. LARSON, E. D. Biomass Gasifier / Aeroderivative Gas Turbine Combined Cycles. Part B: Performance calculations and economics assessment, Paper Prepared for Cogen Turbo Power' 94, The American Society of Mechanical Engineering' 8th Congress and Exposition on Gas Turbine in Cogeneration and Utilities, Industrial and Independent Power Generation, Portland, Oregon, 25 - 27 October, 1994a.
- COPERSUCAR. Projeto BRA/96/G31: Geração de energia por biomassa; bagaço de cana de açúcar e resíduos, Informativo do Centro de Tecnologia COPERSUCAR, junho, 1998.
- CRAIG, J. D., PURVIS, C. R. Small scale biomass fueled gas turbine power plant, Biomass for energy and industry, C.A.R.M.E.N., 1998, p. 287-290.
- CTC. Economia de vapor em usinas de açúcar, Projeto BRA/96/G31, Informativo do centro de tecnologia COPERSUCAR, N° 3, Junho, 1998.
- EFEI Energy News. ONS estima que risco de falta de energia em 2001 é de 5,4 %, Ano 2 N. 119 - Edição 001106 - Novembro, 2000a.
- EFEI Energy News. Térmicas somarão 9,4 GW até 2003, Ano 1, N 42, edição 000103, Janeiro, 2000b.
- EFEI Energy News. PETROBRÁS quer levar gás para Vitória, Ano 2 N. 116 - Edição 001103 - Novembro, 2000c.
- EL-SAYED, Y. M., EVANS, R. B. Thermoeconomis and the design of thermal systems, Journal of engineering and power, 1970, p. 27-35.
- EVANS, R. J., KNIGHT, R. A., ONISCHAK, M., BABU, S. P. Development of biomass gasification to produce substitute fuels, Prepared by the Institute of Gas Technology for the Pacific Northwest Laboratory under contract DE-AC06-76RLO 1830 for U. S. Department of Energy, 1988.

- FAAIJ, A., VAN REE, R., WALDHEIM, L., OLSSON, E., OUDHUIST, A., VAN WIJK, A., DAEY-OUWENS, C., TURKENBURG, W. Gasification of biomass wastes and residues for electricity production, *Biomass and Bioenergy*, 12, 1997, p. 387-407.
- FRANGOPOULOS, C. A. Thermoeconomics functional analysis: a method for optimal design or improvement of complex thermal system, Tese de Doutorado, Georgia Institute of Technology, Atlanta, Ga., 1983.
- GAGGIOLI, R. A. Efficiency and costing, A. C. S. S. Symposium Series, 1983, 235, 3.
- GCPS. Estimativa do potencial de cogeração no Brasil, Grupo coordenador do Planejamento dos Sistemas Elétricos, Diretoria de Planejamento e Engenharia, ELETROBRÁS, Abril, 1999.
- HOBSON, P. A., DIXON, T. F. Gasification Technology – prospects for large-scale high-efficiency cogeneration in the Australian Sugar Industry, *Proceedings of the Australian Society of Sugar Cane Technologists*, vol 20, 1998, p. 1-9.
- HORLOCK, J. H. Cogeneration – Combined Heat and Power (CHP), Krieger Publishing Company, Malabar, Florida, USA, 1997.
- HUGHES, W. E. M., LARSON, E. D. Effect of the fuel moisture content on biomass-IGCC Performance, *Journal of engineering for gas turbine and power*, vol. 120, July, 1998, p. 455-459.
- JOURMET, G. A new continuous vacuum pan design, *International Sugar Journal*, vol. 99, N° 1188, 1997, p. 634-640.
- KALTSCHMITT, M. Analysis and co-ordination of the activities concerning gasification of biomass, Report from a concerted actions within the EC agroindustrial research program, contract AIR-CT94-2284, USA, 1994.
- KELSALL et al. Combustion of low coal delivered fuel gas for high temperature, low emissions gas turbines in the British coal topping cycle, ASME paper 91-GT-384, Presented at the International Gas Turbine Congress and Exposition, Orlando, Florida, 1991.
- KOTAS, T. J. The exergy method of thermal plant analysis, Butterworths, London, 1985.
- KURKELLA, et. al. Development of simplified IGCC process for biofuels supporting gasification research at VTT, *Biosource Technology*, vol. 46, 1993, p. 37-47.
- LAMÔNICA, H. M. Seção de Tecnologia de Sistemas Térmicos, Centro de Tecnologia COPERSUCAR, comunicação pessoal, 1998.
- LARSON, E. D., OGDEN, J. M., WILLIAMS, R. H. Steam Injected Gas-Turbine Cogeneration for the sugar cane industry, PU/CEES Report N° 217, 1987.

- LAZZARETO, A., TSATSARONIS, G. A general process-based methodology for exergy costing, Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems, In AES-vol. 37, 1996, p. 413-428.
- LAZZARETO, A., TSATSARONIS, G. On the quest for objective equations in exergy costing, Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems, In AES-vol . 37, 1997, p. 197-210.
- LEONARD, G. General Electric Company, Marine and Industrial Engines Division, Evendale, Ohio, Personal Communication with Eric Larson, 1992.
- LEPPALAHTI, J., et al. Catalytic conversion of nitrogen compounds in gasification gas, Fuel Processing technologies, vol. 29, 1991, p. 34-56.
- LOPES, E. R. A remuneração dos excedentes de autoprodução do setor sucro-alcooleiro, Revista Eletricidade Moderna, Outubro, 1999, p. 34283439.
- LORA, S., PONCE, F. A., NASCIMENTO, M. A. BIG GT and CEST technologies for sugarcane mills, Proceedings of the Brazilian Congress of Mechanical Engineering, COBEM' 99, Proceedings in CD, Águas de Lindoja, São Paulo, Brasil, 1999.
- LOZANO, M. A., VALERO, A., 1993, Theory of exergetic cost, Energy, Pergamon Press Ltd., vol . 18, No. 9, pp. 939-960.
- LOZANO, M. A., VALERO, A., SERRA, L. Local optimization of energy systems, In ME'96 International Mechanical Engineering Congress (ASME WAN'97), 1996, p. 241-249.
- MANIATIS, K., FERRERO, G., L. The termie target projects on biomass gasification, Proceedings of the second biomass conference of the Americas, 21-24 August, Portland, Oregon, 1995, p. 576-585.
- MAZURENKO, A. S. Chefe do Depto. de Centrais Termelétricas e Diretor do Instituto de Energia do Instituto Politécnico de Odessa, Ucrânia, comunicação pessoal, 2000.
- MOON, S. A Big Leap Forward for Biomass Gasification, Biologue, 13 (3), 1995.
- MOREIRA, J. A. P. Setor energético, Destaques em 1998 e oportunidades de negócios, Revista economia energética, Outubro 24, <http://www.ecen.com/eee14/setoren.htm>, 1999.
- NORTHEN STATES POWER, Economic Development Through Biomass System Integration, sustainable energy production, Prepared for The United Stated Department of Energy under DOE Subcontract AAC-4-13326-02, 1995.
- OGDEN J. M., HOCHGREB, S., HYLTON, M. Steam economy and cogeneration in sugar cane factories, International Sugar Journal, vol . 92, No. 1099, 1990, p. 131-140.

- OLIVARES, E., Dissertação de Mestrado em Engenharia Mecânica: Estudo da volatilização e da gaseificação de biomassa em leito fluidizado, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade de Campinas, 1994.
- PAISLEY, M. A. Operation and Evaluation of an Indirectly Heated Biomass Gasifier, Prepared For the National Renewable Energy Laboratory and The United States Department of Energy Under Contract No. YM-2-11110-1, 1993.
- PAISLEY, M. A., FARRIS, G. Development and commercialization of a biomass gasification power generation system, Proceedings of the second biomass conference of the Americas: Energy, Environment, Agriculture and Industry, August 21 - 24, Portland, Oregon, 1995.
- PITCHER, K., LUNDBERG, H., The Development of a Wood Fuel Gasification Plant Using Short Rotation Coppice and Forestry Residues: Project ARBRE, Proceedings of The Third Biomass Conference of The Americas, August 24-28, Montreal, Canada, 1997.
- PONCE, F. A., WALTER, A. C. S. Potential assessment of BIG GT technology in Cuban sugar cane mills, Proceedings of the 4th biomass conference of the Americas, Oakland Marriott City Center, Oakland, California, USA, August 29 - September 2, vol . II, 1999, p. 1127-1133.
- PONCE, F. A., LORA, E. S., Uso del gas natural como combustible complementario en sistemas BIG GT para la cogeneración en el sector de azúcar y alcohol, CONEM2000, Pirámide Palace Hotel, Natal, Rio Grande do Norte, Brasil, agosto 07-11, 2000.
- PROJECT BRA/96/G31. Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash, Informativo do Centro de Tecnología Copersucar. Dezembro, 1997.
- RENSFELT, E. K. W. Atmospheric CBF gasification - The Greve Plant and beyond, Presented at the international conference of gasification and pyrolysis of biomass: state of the art and future prospects, Stuttgart, Germany, April 09-11, 1997.
- SALO, K., HORVATH, A., MOJTAHEDI, W., PATEL, J. Pressurized Gasification of Biomass, Presented at ASME Turbo Expo'98, June 2 - 5, Stockholm, Sweden, 1998.
- SANCHEZ, C. G., Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica: Projeto, Construção e avaliação preliminar de um reator de leito fluidizado para a gaseificação de bagaço de cana de açúcar, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade de Campinas, 1996.
- SECRETARIA DE ENERGIA DO GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO. Programa de Cogeração e Produção particular de energia elétrica no setor sucro-alcooleiro do Estado de São Paulo, São Paulo, 1992.

- SOLANTAUSTA, Y., et al. Combined cycle power production from biomass, Paper presented at the CEC workshop on large electricity production from biomass, Florence, Italy, November 22, 1990.
- SOUZA-SANTOS, M. L. A feasibility study of an alternative power generation system based on biomass gasification/gas turbine concept, *Fuel*, N° 78, 1999, p. 529-538.
- STAHL, K. NEEGAARD, M., NILSSON, P. Pressurized CFB gasification - the Värnamo plant, Presented at the international conference of gasification and pyrolysis of biomass: state of the art and future prospects, Stuttgart, Germany, April 9 - 11, 1997.
- STAMBLER, I. 75 MW Biomass gasification plant will be fueled by alfalfa farms corps, *Gas turbine world*, Pequet Publications, Inc., Fairfield, Connecticut, January-February, vol. 27, N° 1, 1997.
- SUKOR, N. C. AND BOUVET, P. E. Identifying the basic conditions for economic generation of public electricity from surplus bagasse in sugar mills, World Bank, Washington, 1991.
- SZARGUT, J., MORRIS, D. R., STEWARD, F. R. Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical process, Hemisphere, New York, 1988.
- TORRES, C., SERRA, L., VALERO, A., LOZANO, M. A. The productive structure and thermoeconomic theories of system optimization, In ME'96 International Mechanical Engineering Congress (ASME WAN'96), 1996.
- TSATSARONIS, G. Energy economics and management in industry, *Proceedings. European Conference*, vol. 1, 1983, p. 151.
- TSATSARONIS, G. Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems, *Prog. Energy Combust. Sci.*, Pergamon Press Ltd., vol. 19, , 1993, p. 227-257.
- TSATSARONIS, G., PISA, J. Exergoeconomic evaluation and optimization of energy systems – application to the CGAM problem., *Energy*, vol. 19, N° 3, 1994, p. 287-321.
- TSATSARONIS, G., WINHOLD, M. Exergoeconomic analysis and evaluation of energy conversion plants – 1. a new general technology, *Energy*, vol. 10, N° 1, 1985, p. 69-80.
- TURARE, Ch. Producer gas and its constituents, *Biomass Gasification, Technology and Utilization*, November 16, <http://members.tripod.de/cturare/pdc.htm>, , 2000.
- TURN, S. biomass integrated combined cycle technology: status of commercial development efforts and application in the sugar cane industry, Report to the BEST Project, Winrock International Institute for Agricultural Development, 1998.
- TURN, S. Pesquisador do Winrock International Institute for Agricultural Development, Havaí, Estados Unidos, Comunicação pessoal, Outubro, 1998.

- WALDHEIM, L. CARPENTIERI, E. Update on the progress of the brazilian wood BIG GT demonstration project, Presented at the ASME Turbo Expo'98, Stockholm, Sweden, June 2 - 5, <http://www.tps.se/kontakt/publikationer-en.html>, 1998.
- WALDHEIM, L., MORRIS, M., REGIS, M. Biomass power generation: Sugar cane bagasse and trash, Proceedings of the progress in termochemical biomass conversion, Tyrol, Austria, 17-22 September, <http://www.tps.se/kontakt/publikationer-en.html>, 2000.
- WALTER A. C. S. Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica: Viabilidade e perspectivas da cogeração e da geração termelétrica junto ao setor sucro-alcooleiro, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade de Campinas, 1996.
- WALTER, A., LLAGOSTERA, J., GALLO, W. Impact of gas turbine de-rating on the performance and on the economics of BIG-GT cycles, Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division / International Mechanical Engineering Congress and Exposition, Anaheim, USA, November, vol . 38, 1998, p. 67-72.
- WESTINGHOUSE ELECTRIC CORPORATION. Hot gas clean up for operation of gas turbine with a fluidized bed air blow biomass gasifier, Prepared for National Renewable Energy Laboratory Under Contract XAZ-3-12092-01-106794, 1995.
- WIANT, B., LARKING, J., ONISCHAK, M., Hawaiian biomass gasification commercialization program, Proceedings of the third biomass conference of the AmericasMontreal, Canada, August 24-28, 1997.
- WUNSH, H., ARRAM-WAGANFF, P. Technology transfer between beet and cane sugar industries- possibilities for energy saving including cogeneration, Proceedings of the XXIII ISSCT congress, New Delhi, India, February 22-26, 1999, p. 282-283.
- ZARPELON, F. Perspectivas da cogeração em alguns países produtores de cana de açúcar, Texto apresentado na Jornada Produção Particular de Energia Elétrica, Companhia Paulista de Força e luz, Campinas, 1992.

