

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

Programa de Pós-Graduação em Engenharia da Energia

MARCELO ZAMPIERI

**Avaliação Termodinâmica da Produção de
Eletricidade e Etanol a partir da Cana-de-Açúcar**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia da Energia como requisito parcial à obtenção do título de *Mestre em Engenharia da Energia*

Orientador: Prof. Electo Eduardo Silva Lora, Dr.

Itajubá, maio de 2005

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

Z149a

Zampieri, Marcelo

Avaliação termodinâmica da produção de eletricidade e etanol a partir da cana-de-açúcar. / por Marcelo Zampieri. -- Itajubá, MG : [s.n], 2005. 206p.:il.

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora
Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Itajubá / ISEE

1. Etanol. 2. Cogeração. 3. Avaliação. 4. Exergoeconomia. I. Lora, Electo Eduardo Silva, orient. II. Universidade Federal de Itajubá. III.

CDU 620.91(043)

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

Programa de Pós-Graduação em Engenharia da Energia

MARCELO ZAMPIERI

**Avaliação Termodinâmica da Produção de
Eletricidade e Etanol a partir da Cana-de-Açúcar**

Dissertação aprovada por banca examinadora em 18 de maio de 2005, conferindo ao autor o título de *Mestre em Engenharia da Energia*

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora (Orientador)

Prof. Dr. Luiz Augusto Horta Nogueira

Prof. Dr. Manoel Regis Lima Verde Leal

Itajubá, maio de 2005

Dedicatória

Dedico este trabalho aos meus pais, meu irmão e meus amigos.

*“Uma pessoa que nunca cometeu erros
nunca fará nada de interessante.”*

(Albert Einstein)

Agradecimentos

Aos meus pais que me apoiaram em todas as decisões de minha vida, ao meu irmão Gustavo, por me fazerem enxergar muitas vezes mais do que só engenharia em minha vida.

Aos meus amigos da República que tantas vezes me fizeram rir, por mais triste que eu estivesse: Marquinho, Thiago Arouca, Daniel Contador, Antônio Marcelo, João Ricardo, Thiago Geraldino, Daniel Detoni, que fizeram da estadia em Itajubá, algo mais prazeroso do que apenas estar aqui.

Ao professor Electo pela confiança, amizade e orientação dedicadas a mim e ao meu trabalho.

Aos meus amigos do NEST, Robledo Wakin, Flávio Neves, Cláudio, Karina, Vladimir, Felipe Ponce, Humberto Wilke, José Joaquim, Paulo Sérgio.

Aos professores e funcionários da UNIFEI que contribuíram de forma direta ou indireta para a realização deste trabalho. Ao Messias e Daniel Contador pelo tempo dedicado aos desenhos de minhas figuras.

Ao Eng. Casiano R. Lehmert da WEG Industrias S/A – Divisão Máquinas.

Ao Eng. Cláudio de Almeida da TGM Turbinas Industriais.

Aos Engenheiros Thiago Pistore e Márcio Campos, da Siemens Industrial Turbines.

Aos funcionários da “Usina Colombo” pelas valiosas informações passadas e ao Eng. Marco Domingos pela ajuda, apoio e dedicação.

A CAPES, pelo apoio financeiro sem o qual este trabalho não teria sido possível de se concretizar.

Sumário

Agradecimentos	i
Resumo	vi
Abstract	vii
Nomenclatura	viii
Lista de Figuras	xi
Lista de Tabelas	xiv
Capítulo 1 – Considerações Iniciais	01
1.1 Considerações Iniciais	01
1.2 Objetivos	03
1.3 Motivação e Justificativa do Tema	04
1.4 Limitações do Trabalho	05
1.5 Estrutura do Trabalho	06
Capítulo 2 – A Cogeração no Setor Sucroalcooleiro	08
2.1 Introdução	08
2.2 A Agroindústria Sucroalcooleira no Brasil	12
2.3 A Produção de Eletricidade a partir de Subprodutos da Cana	16
2.3.1 O Contexto Brasileiro	16
2.3.2 O Cenário Mundial da Cogeração Açucareira	22
2.4 Tecnologias Utilizadas pelas Usinas de Açúcar e Álcool	27
2.4.1 Introdução	27
2.4.2 Classificação dos Sistemas de Cogeração	28
2.4.3 Sistemas com Turbina a Vapor de Contra-Pressão	29
2.4.4 Sistemas com Turbina a Vapor de Condensação/Extração	32
2.4.5 Sistemas com Gaseificação da Biomassa e utilização de Turbinas a Gás	34
Capítulo 3 – Descrição do Sistemas de Cogeração da “Usina Colombo”	40
3.1 Introdução	40

3.2	Geração de Vapor	40
3.3	Sistema de Preparo e Extração	41
3.4	Sistema de Bombeamento	42
3.5	Geração de Energia Elétrica	43
3.6	Válvulas Redutoras	44
3.7	Sistema de Condensado e Água de Reposição	44
3.8	Operação do Sistema e Levantamento dos Dados	44
3.9	O Software Gate Cycle	47
Capítulo 4 – Performance de Sistemas de Cogeração		48
4.1	Introdução	48
4.2	CrITÉrios de Avaliação Baseados na Primeira lei da Termodinâmica	49
4.3	Índices de Desempenho Baseados na Segunda lei da Termodinâmica	55
4.4	Otimização	60
Capítulo 5 – Maximização da Geração de Potência da Usina: Estudo de Caso		62
5.1	O Valor Energético da Cana-de-Açúcar	62
5.2	Influência dos Parâmetros do Vapor sobre o Desempenho da Central Termelétrica	64
5.3	Redução no Consumo de Vapor em Processo de Geração	69
5.4	Configuração Atual da Usina Colombo (Cenário “A”)	77
5.5	Cenário B	79
5.6	Cenário C	81
5.7	Comparação dos Resultados	83
Capítulo 6 – Avaliação Exergoeconômica dos Cenários		85
6.1	Introdução	85
6.2	Revisão Bibliográfica	86
6.3	Atribuições Gerais	89
6.3.1	Métodos de Alocação de Custos	89
6.3.2	Conceitos e Definições	91
6.3.3	Considerações Realizadas	98
6.4	Estrutura Física e Produtiva dos Cenários Analisados	98
6.5	Levantamento dos Dados Econômicos	104
6.6	Análise dos Resultados	106

6.6.1 Cenário “A”	106
6.6.2 Cenário “B”	108
6.6.3 Cenário “C”	109
6.6.4 Abordagem Geral da Análise	110
Capítulo 7 – Os Limites da Produção de Eletricidade e Etanol a partir da Cana-de-Açúcar	113
7.1 Introdução	113
7.2 Produção de Etanol	115
7.2.1 O Processo Tradicional	115
7.2.2 O Processo de Hidrólise Rápida (DHR)	116
7.3 Células a Combustível de Etanol	118
7.4 Configurações Analisadas	119
7.5 Considerações Realizadas	120
7.5.1 Considerações Gerais	120
7.5.2 Considerações sobre o Preço de Mercado dos Produtos	120
7.5.3 Considerações sobre o Potencial Energético da Cana-de-Açúcar	121
7.5.4 Considerações Específicas para o Cenário H	122
7.6 Cálculo da Função de Produtividade	123
7.7 Esquemas utilizados na Simulação no Gate Cycle	124
7.8 Balanço de Massa e Energia para os Cenários Analisados	126
7.9 Análise dos Resultados	134
Capítulo 8 Conclusões e Recomendações para Trabalhos Futuros	138
8.1 Conclusões	138
8.1.1 Conclusões Específicas: “Usina Colombo”	138
8.1.2 Conclusões Específicas: Limites da Produção de Combustíveis e Eletricidade	139
8.1.3 Conclusões Gerais do Trabalho	140
8.2 Recomendações para Trabalhos Futuros	141
Referências Bibliográficas	142
Anexo A Levantamento dos Custos dos Principais Equipamentos	149
Anexo B Metodologia de Cálculo, Propriedades Termodinâmica dos Fluxos	171

Anexo C Resultados da Avaliação Exergoeconômica	179
Anexo D Diagramas de Sankey	187

ZAMPIERI, Marcelo, *Avaliação Termodinâmica da Produção de Eletricidade e Etanol a partir da Cana-de-Açúcar*. Itajubá/MG, Universidade Federal de Itajubá. Dissertação de Mestrado.

Resumo

O objetivo principal deste trabalho é a avaliação exergoeconômica de um processo de geração de energia elétrica e de produção de vapor no segmento de açúcar e álcool. Apresentam-se os resultados de um estudo do potencial de acréscimo da eficiência térmica e da viabilidade econômica do esquema atual da central de cogeração da “Usina Colombo”. Avalia-se também as opções para modificações deste esquema visando um aumento no índice de eletricidade excedente. Foram determinados os custos dos principais fluxos do sistema para a safra de 2003, considerando os custos de instalação da planta de cogeração como se fosse um sistema novo, que será amortizado em 10 anos com uma taxa de juros de 15% ao ano. Faz-se também um estudo detalhado sobre os limites termodinâmicos da produção de etanol e eletricidade a partir da cana-de-açúcar, neste caso a usina em estudo tem uma capacidade diferente da antes citada.

Palavras Chave: *etanol, cogeração, avaliação, exergoeconômica.*

ZAMPIERI, Marcelo, *Thermodynamic Evaluation of Electricity and Ethanol Production by Sugar Cane*. Itajubá/MG, Universidade Federal de Itajubá. Dissertação de Mestrado.

Abstract

The main objective of this work is the exergoeconomic evaluation of an electric energy generation and steam production process in the sugar and alcohol segment. The study results are presented of the thermal efficiency increase potential and the economic viability of the current project of the plant cogeneration “Usina Colombo”. It is also evaluated the options for the project modification aiming at an increase in the excess electricity generation. It had been determined the costs the main flow system for the crop corresponding to 2003 year, considering the installation costs as a new cogeneration plant, for these calculation was considered a 15% yearly tax rate and ten years amortization. It was done a detailed study about the thermodynamic limits of the ethanol and electricity production by sugar cane, at this case the plant in study has a capacity different of the mentioned before.

Key Words: *ethanol, cogeneration, evaluation, exergoeconomic*

Nomenclatura

Maiúsculas

A – anuidade (R\$)

B – fluxo exergético (MW)

B* - referido ao custo exergético (MW)

C_v – consumo específico de vapor no processo

E – fluxo energético

I_{e.exced.} – índice de eletricidade excedente

L – entalpia de vaporização da água (2442 kJ/kg)

Qu – referido ao calor útil do sistema para o processo

Y_i – matriz de valorização interna

Y_e – vetor de valoração externa

Y_c – vetor custo unitário monetário

Y_c – vetor custo unitário exergético

W – potência eletromecânica produzida pelo sistema

Z – fração em massa referida aos elementos presentes no bagaço, ou custo de investimento

(incluindo capital, operação e manutenção)

Minúsculas

abs. – referente à pressão absoluta

b – exergia específica (kJ/kg)

c – custo monetário

h – entalpia específica (kJ/kg)

j – taxa de juros (%)

m – fluxo de massa (kg/s)

k – custo exergético unitário

s – entropia específica (kJ/kg.K)

tb – toneladas de bagaço

tc – toneladas de cana

Gregas

η – eficiência

β – coeficiente função das frações em massa dos componentes químicos do bagaço

Δ – referido à variação de algum parâmetro

\mathcal{G} - função produtividade de produção de combustíveis e eletricidade

Superescritos

e – base exergética

Subscritos

comb. – combustível (bagaço)

cald. – referente à caldeira

e – referente à potência elétrica

exced. – referido a eletricidade excedente

exerg. – referente à eficiência exergética

iso – condições isentrópicas

mec- referente à potência mecânica consumida em processo

p – processo

t – toneladas

v – referente ao vapor

Lista de Abreviaturas

CPFL – Companhia Paulista de Força e Luz

CESE – Companhia Energética Santa Elisa

CEST – turbina a vapor extração/condensação

DHR – Dedini Hidrólise Rápida

e.e.p – energia elétrica consumida pelo processo

e.e.b – energia elétrica consumida pelas turbobombas

EME – evaporador de múltiplos efeitos

IAA – Instituto de Açúcar e do Alcool

PCI – Poder Calorífico Inferior

SOFC – célula à combustível de óxido sólido

TIR – taxa interna de retorno

VPL – valor presente líquido

VV – vapor vegetal

Lista de Figuras

Figura 2.1 – Esquema de um sistema de cogeração distrital	10
Figura 2.2 – Esquema de um sistema de cogeração industrial	10
Figura 2.3 – Moagem de cana-de-açúcar no Brasil em diferentes períodos de safras.	14
Figura 2.4 – Produção de etanol no Brasil em diferentes períodos de safras.....	15
Figura 2.5 – Produção de açúcar no Brasil em diferentes períodos de safras.....	15
Figura 2.6 – Evolução da capacidade instalada excedente em contratos da CPFL com usinas de açúcar e álcool.	19
Figura 2.7 – Variação do excedente de energia elétrica para diferentes tipos de acionamentos	21
Figura 2.8 – Contribuição da cogeração na estrutura nacional de produção de energia elétrica.	25
Figura 2.9 – Perspectivas de evolução da cogeração na produção global de energia elétrica na União Europeia	25
Figura 2.10 – Ciclo de cogeração do tipo “Topping”	28
Figura 2.11 – Ciclo de cogeração do tipo “Bottoming”	28
Figura 2.12 – Sistema de cogeração com turbina de contra-pressão em uma usina de açúcar e álcool.....	30
Figura 2.13 – Esquema simplificado de turbina de contra-pressão com sangria	31
Figura 2.14 – Esquema simplificado de turbina de contra-pressão com extração controlada	31
Figura 2.15 – Esquema simplificado de turbina de condensação com extração controlada	33
Figura 2.16 – Sistema de cogeração com turbina de extração/condensação em uma usina de açúcar e álcool	33
Figura 2.17 – Relação entre o índice de eletricidade excedente ($I_{e.exced.}$) e o consumo específico de vapor no processo (C_{vapor}), para diferentes tecnologias de cogeração em usinas de açúcar	35
Figura 2.18 – Relação entre geração de eletricidade excedente, consumo específico de vapor e a relação vapor/bagaço nas caldeiras de vapor	36

Figura 2.19 – Esquema de um sistema BIG/GT acoplado ao esquema térmico de uma usina de açúcar	38
Figura 3.1 – Ambiente de trabalho do software Gate Cycle	47
Figura 4.1 – Esquema do processo utilizado na simulação	50
Figura 5.1 – Dependência da eficiência térmica de um ciclo a vapor em função dos parâmetros iniciais da substância de trabalho (pressão e temperatura do vapor).....	65
Figura 5.2 – Dependência da exergia física do vapor em função da pressão para diferentes valores de temperatura	68
Figura 5.3 – Esquema de um evaporador de película descendente	71
Figura 5.4 – Esquema de um cozedor contínuo.....	71
Figura 5.5 – Esquema simplificado da central de cogeração da planta atual no Gate Cycle	78
Figura 5.6 – Esquema de cogeração dos cenários “B1” e “B2” no Gate Cycle	79
Figura 5.7 – Investimento específico na redução do consumo de vapor no processo.....	81
Figura 5.8 – Esquema de cogeração dos cenários “C1” e “C2” no Gate Cycle	82
Figura 6.1 – Estrutura física do Caso Base.....	93
Figura 6.2 – Estrutura produtiva do Caso Base	94
Figura 6.3 – Estrutura física para o cenário “A”	99
Figura 6.4 – Estrutura produtiva para o cenário “A”	100
Figura 6.5 – Estrutura física para o cenário “B”	101
Figura 6.6 – Estrutura física para o cenário “C”.....	102
Figura 6.7 – Estrutura produtiva para os cenários “B” e “C”	103
Figura 6.8 – Custo específico da energia produzida ante variações no preço do bagaço no mercado	107
Figura 6.9 – Custo exerético unitário para os cenários analisados.....	110
Figura 6.10 – Custo específico da energia produzida para os cenários analisados.....	111
Figura 6.11 – Custo do calor de processo para os cenários analisados.....	112
Figura 7.1 – Integração hidrólise / usina no futuro.....	117
Figura 7.2 – Modelagem no Gate Cycle do esquema dos cenários A, B e C.....	124
Figura 7.3 – Modelagem no Gate Cycle do esquema térmico utilizado no cenário D (BIG/GT)	125

Figura 7.4 – Modelagem no Gate Cycle do esquema térmico utilizado no cenário E	125
Figura 7.5 – Balanço de massa e energia para o cenário A	126
Figura 7.6 – Balanço de massa e energia para o cenário B	127
Figura 7.7 – Balanço de massa e energia para o cenário C	128
Figura 7.8 – Balanço de massa e energia para o cenário D	129
Figura 7.9 – Balanço de massa e energia para o cenário E na safra.....	130
Figura 7.10 – Balanço de massa e energia para o cenário E na entressafra.....	131
Figura 7.11 – Balanço de massa e energia para o cenário H na safra.....	132
Figura 7.12 – Balanço de massa e energia para o cenário H na entressafra.....	133
Figura 7.13 – Produção específica comercializável de etanol	134
Figura 7.14 – Índice de eletricidade excedente.....	134
Figura 7.15 – Comparação das variantes pela receita específica.....	135
Figura 7.16 – Energia contida nos produtos em Peta Joule.....	136
Figura D.1 – Diagrama de Sankey para o cenário atual da usina.....	187
Figura D.2 – Diagrama de Sankey para o cenário “B1”.....	188
Figura D.3 – Diagrama de Sankey para o cenário “B2”.....	188
Figura D.4 – Diagrama de Sankey para o cenário “C1”.....	189
Figura D.5 – Diagrama de Sankey para o cenário “C2”.....	189
Figura D.6 – Diagrama de perdas para o cenário atual.....	190

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 – Parâmetros do vapor em diferentes sistemas.....	20
Tabela 2.2 – Capacidade instalada em cogeração na Europa.....	23
Tabela 2.3 – Parâmetros termodinâmicos da cogeração em usinas.....	33
Tabela 2.4 – Dados assumidos durante a implementação do sistema BIG/GT numa usina de açúcar.....	36
Tabela 3.1 – Tipos de caldeiras (Dados dos fabricantes).....	40
Tabela 3.2 – Dados dos sistemas de moagem.....	41
Tabela 3.3 – Parâmetros dos turbogeradores.....	42
Tabela 4.1 – Resumo dos cálculos para a safra avaliada.....	52
Tabela 4.2 – Resumo dos critérios de desempenho para a safra avaliada.....	53
Tabela 4.3 – Tabela comparativa dos critérios obtidos.....	53
Tabela 4.4 – Fração mássica dos elementos químicos do bagaço.....	57
Tabela 4.5 – Tabela comparativa dos índices obtidos.....	59
Tabela 5.1 – Exemplos de dados de caldeiras a vapor para a Indústria Açucareira.....	64
Tabela 5.2 – Valores mínimos do consumo de vapor em processo no setor sucroalcooleiro.....	70
Tabela 5.3 – Dados de consumo do EME e do processo de acordo com as sangrias de vapor vegetal.....	73
Tabela 5.4 – Dados de consumo do EME e do processo de acordo com o número de efeitos do EME.....	75
Tabela 5.5 – Resultados comparativos de produção e consumo.....	84
Tabela 5.6 – Resultados comparativos de eficiências térmicas no sistema de cogeração.....	84
Tabela 6.1 – Classificação dos fluxos para o caso base.....	93
Tabela 6.2 – Correlação dos fluxos da estrutura produtiva com a física para o caso base.....	95
Tabela 6.3 – Equações de custos referentes à estrutura produtiva do caso base.....	96
Tabela 6.4 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes (cenário A).....	106
Tabela 6.5 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes (cenário B1).....	108

Tabela 6.6 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes (cenário B2).....	109
Tabela 6.7 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes (cenário C1).....	109
Tabela 6.8 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes (cenário C2).....	110
Tabela 7.1 – Considerações gerais utilizadas nas simulações.....	120
Tabela 7.2 – Preços de mercado dos produtos.....	121
Tabela 7.3 – Valores energéticos provenientes da cana-de-açúcar.....	121
Tabela 7.4 – Considerações para o cenário H (SOFC).....	122
Tabela 7.5 – Consumo e geração de energia nas diferentes variantes analisadas.....	137
Tabela 7.6 – Função produtividade de produção de combustíveis e eletricidade.....	137
Tabela A.1 – Valores percentuais empregados na estimativa dos itens correspondentes.....	150
Tabela A.2 – Valores das anuidades dos equipamentos (Cenário Atual “A”).....	169
Tabela A.3 – Valores das anuidades dos equipamentos (Cenário B).....	169
Tabela A.4 – Valores das anuidades dos equipamentos (Cenário C).....	170
Tabela B.1 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário A.....	174
Tabela B.2 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário B1.....	175
Tabela B.3 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário B2.....	176
Tabela B.4 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário C1.....	177
Tabela B.5 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário C2.....	178
Tabela C.1 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário atual “A”.....	179
Tabela C.2 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário atual “B1”.....	181
Tabela C.3 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário atual “B2”.....	182
Tabela C.4 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário atual “C1”.....	183
Tabela C.5 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário atual “C2”.....	184
Tabela C.6 – Equações de custos para a estrutura produtiva do cenário “A”.....	185

Tabela C.7 – Equações de custos para as estruturas produtivas dos cenários “B” e “C”.....186

Capítulo 1

1.1. Considerações Iniciais

Com a crise do setor elétrico brasileiro em 2001, houve a necessidade de ampliar e diversificar o parque nacional de geração de energia elétrica devido a uma tendência de aumento do consumo de energia, o que fez com que as usinas de açúcar e destilarias de álcool ficassem em evidência.

Conseqüentemente definiu-se neste setor um potencial até então pouco explorado que é a cogeração de energia elétrica através da queima do bagaço da cana (biomassa) e posterior venda de excedentes às concessionárias, aproveitando-se melhor os recursos disponíveis.

A exploração deste potencial também traz benefícios para o meio ambiente e contribui para consolidar o modelo competitivo do setor elétrico, além de agregar ao sistema uma energia de custo baixo, imune às variações internacionais do preço do petróleo e taxas cambiais, e que pode ser disponibilizada em prazos relativamente curtos, contribuindo desta forma, para a redução do risco de déficit.

A cogeração tem uma grande aceitação no setor sucroalcooleiro, fundamentalmente em razão da sua adequação: o combustível empregado é um rejeito de fabricação e os “produtos” do sistema, vapor e energia elétrica, são utilizados no próprio processo. Dentro do contexto favorável dos últimos anos, devido às mudanças dentro do setor elétrico brasileiro discutem-se alternativas que poderiam agregar maior valor aos produtos da agroindústria açucareira e, entre eles, a venda de energia elétrica excedente através da cogeração, desponta como uma das alternativas para a expansão do sistema de geração (Nebra e Prieto, 2003). Recentemente a cogeração de energia elétrica através do bagaço de cana foi reconhecida pela ONU (Organização das Nações Unidas) como um exemplo de geração limpa e renovável, onde, juntamente com a comercialização dos créditos de carbono, estimulou muitas unidades sucroalcooleiras nacionais a aumentar a sua capacidade de gerar energia.

Uma outra questão que se coloca diz respeito ao crescente mercado do etanol e a necessidade da diversificação dos produtos do setor. Nesse sentido o Brasil pretende se consolidar como o principal fornecedor mundial de etanol, com exportações equivalentes a 39,8% do comércio mundial de álcool. O primeiro passo será transformar o produto em um *commodity* mundial, arma indispensável para as

negociações consistentes com os mercados que já demonstraram interesse pelo álcool brasileiro. Recentemente o Japão baixou uma diretiva que preconiza a mistura de etanol a combustíveis fósseis em uma proporção de até 3%. O mercado japonês necessitará de 6 bilhões de litros de etanol quando a medida entrar em vigor em caráter obrigatório no percentual de 10% (Alcoolbrás, 2004).

Com o mercado internacional do açúcar “fechado”, o crescimento da demanda mundial pelo etanol é a grande esperança de crescimento do setor sucroalcooleiro (Etanol → Passaporte para o Futuro).

A proposta básica deste trabalho, além de metodológica ao deixar de forma explícita a metodologia de análise exergoeconômica para usinas de açúcar e álcool, evidencia o estudo e a aplicação do método em uma instalação real do setor. Será realizado também um estudo abrangente sobre os limites da produção de eletricidade e etanol a partir da cana-de-açúcar, partindo do caso em que toda a biomassa da cana de açúcar é convertida em álcool, até a variante em que a eletricidade é o único produto. Assim, a contribuição do presente estudo é a proposição e discussão de cenários baseados em sistemas a vapor, que permitam obter resultados do potencial termodinâmico, na procura de facilitar, não apenas propostas de modificações tecnológicas visando um determinado fim, mas também que facilitem a definição de estratégias relacionadas, como por exemplo, o emprego de sistemas de extração/condensação, produção de etanol à partir da hidrólise do bagaço, sistemas BIG/GT, produção de biogás através da biodigestão da vinhaça, venda de créditos de carbono, entre outros fatores, que devem ser avaliados do ponto de vista econômico num contexto destinado a modernizar as plantas de cogeração de usinas de açúcar e álcool e provocar a diversificação da produção do setor.

1.2. Objetivos

Objetivos Principais

Os principais objetivos deste trabalho estão relacionados com duas grandes vertentes:

a) Realizar uma avaliação exergoeconômica de um processo de geração de energia elétrica e de produção de vapor no segmento de açúcar e álcool. A partir deste ponto será realizado um estudo das possibilidades do potencial de acréscimo da eficiência térmica e da viabilidade econômica do esquema atual da central de cogeração da “Usina Colombo”, avaliando também as opções para modificações deste esquema visando um aumento no índice de eletricidade excedente.

b) Realização de uma avaliação dos limites termodinâmicos da produção de etanol e eletricidade a partir da cana-de-açúcar, partindo do caso em que toda a biomassa da cana de açúcar é convertida em etanol, até a variante em que a eletricidade é o único produto.

Objetivos Específicos

- Modelagem do esquema térmico atual da usina Colombo utilizando o software Gate Cycle;
- Determinação dos custos exergéticos e monetários dos principais fluxos do sistema, para a safra de 2003 na usina Colombo;
- Analisar as opções de redução do consumo de vapor em processo utilizando tecnologias modernas, tais como: evaporadores de película descendente, cozedores contínuos, compressores de vapor, utilização dos condensados, etc.
- Determinação dos índices de desempenho fundamentais de sistemas de cogeração baseados na primeira e segunda lei da termodinâmica;
- Identificação dos equipamentos mais ineficientes da instalação atual da usina;

- Calcular a receita específica por tonelada de cana (R\$/tc), produção específica de etanol (litros/tc) e o índice de eletricidade excedente (kWh/tc) para cada cenário proposto como opção para a diversificação da produção de etanol e eletricidade, baseando-se em uma usina com moagem de 300 tc/h;
- Determinar a função de produtividade da geração de eletricidade e produção de etanol para cada cenário.

1.3. Motivação e Justificativa do Tema

Diversos são os fatores que destacam a importância do desenvolvimento da cogeração no setor sucroalcooleiro, a partir de uma perspectiva bastante ampla, a diversificação da matriz energética, como a necessidade da expansão da capacidade instalada através de investimentos privados podem receber uma importante contribuição da cogeração. É certo que estes problemas não serão sanados somente pelo incentivo a cogeração, porém sua participação não pode ser desprezada.

A cogeração permite maximizar o aproveitamento energético do combustível utilizado, tornando-se uma eficiente técnica de conservação de energia e de redução nas emissões de poluentes, sendo considerada uma tecnologia de geração limpa. Desta forma, o interesse pela produção de energia elétrica em larga escala a partir de derivados da cana-de-açúcar pode ser justificado em função da situação atual dos setores elétrico e sucroalcooleiro. O primeiro vive uma crise institucional e financeira de relativa profundidade e dificilmente terá condições de viabilizar, com recursos próprios e dentro de sua atual estrutura organizacional, a expansão do sistema de abastecimento em um ritmo mais acelerado, compatível com o que se espera que seja necessário caso haja uma retomada do crescimento do país. Já o setor sucroalcooleiro tem sido alvo de críticas em função da necessidade de redução dos custos de produção do álcool etílico e de uma maior competitividade, consequentemente, versus à gasolina. A questão que se coloca é em que medida essa alternativa – a comercialização dos excedentes da produção de eletricidade das usinas – pode atenuar os problemas acima relacionados (Walter, 1994).

1.4. Limitações do Trabalho

Enquanto dissertação de mestrado, esta pesquisa não busca esgotar todas as questões sobre o assunto, o que, aliás, demandaria um período de estudo não compatível com os objetivos de um mestrado. As limitações desta pesquisa, entretanto, servem em linhas gerais, para trabalhos futuros na área. Desta forma, este trabalho **não** pretende:

- Estender a avaliação exergoeconômica a toda planta de produção de açúcar e álcool;
- Avaliar as possibilidades do uso de combustíveis complementares para a operação da usina fora do período de safra;
- Considerar a eletrificação das moendas como um novo cenário visando o aumento do índice de eletricidade excedente;
- Realizar estudos detalhados de transferência de calor, balanço de massa e energia, nos equipamentos da fábrica de açúcar visando à substituição dos mesmos;
- Realizar uma detalhada análise técnica-econômica das opções de diversificação da produção de etanol e eletricidade, utilizando como ferramenta de análise o método da taxa interna de retorno (TIR) e o método do valor presente líquido (VPL).

1.5. Estrutura do Trabalho

Este trabalho estrutura-se em oito capítulos e quatro apêndices.

No **capítulo 2** é realizada uma resenha bibliográfica do tema a ser abordado. Trata-se dos aspectos gerais da cogeração, assim como as tendências atuais das tecnologias empregadas. É feita de forma resumida uma descrição da evolução da agroindústria sucroalcooleira no Brasil e o panorama do setor em alguns países do mundo.

No **capítulo 3** é feita uma descrição detalhada do sistema de cogeração da usina que será estudada, onde ressaltam características operacionais da planta e dos equipamentos, assim como particularidades no funcionamento da planta na safra avaliada. Fechando o capítulo, é apresentado o programa utilizado na simulação da planta.

No **capítulo 4** é feita uma discussão do embasamento teórico dos índices de desempenho fundamentais para avaliação de sistemas de cogeração, baseados na primeira e segunda lei da termodinâmica, comparando estes com outros sistemas e outras usinas. É apresentado o cálculo da exergia do bagaço.

O **capítulo 5** apresenta as propostas para modificação do sistema de cogeração da usina, que incluem mudanças nos parâmetros de geração de vapor e substituição de equipamentos, visando à maximização da geração de potência.

No **capítulo 6** são apresentados os resultados da análise exergoeconômica, onde inicialmente é realizada uma resenha bibliográfica da mesma. Posteriormente será exposto o método que será aplicado na avaliação, passo a passo, além das estruturas físicas e produtivas consideradas, na safra analisada. É apresentado também o resultado das avaliações para os principais fluxos do sistema.

O **capítulo 7** inicialmente explica a produção de etanol pelo processo tradicional e pela hidrólise do bagaço, posteriormente propõe um estudo detalhado sobre os limites termodinâmicos da produção de etanol e eletricidade a partir da cana-de-açúcar.

No **capítulo 8** são discutidas algumas conclusões e recomendações, assim como propostas de futuras avaliações de interesse.

Finalmente, no **apêndice A** é apresentado de maneira detalhada o levantamento dos custos dos principais equipamentos do sistema de cogeração, o **apêndice B** destaca a metodologia de cálculo utilizada e as propriedades termodinâmica dos fluxos, no **apêndice C** são apresentados os resultados da avaliação exergoeconômica das diferentes configurações, bem como os sistemas de equações e as estruturas produtivas das mesmas. O **apêndice D** apresenta os diagramas de Sankey para os cenários analisados.

Capítulo 2

A Cogeração no Setor Sucroalcooleiro

O propósito deste capítulo é apresentar de forma resumida a evolução da agroindústria sucroalcooleira no Brasil e o panorama do setor em alguns países do mundo onde esta forma de conversão de energia é relevante. Inicialmente será feita uma resenha bibliográfica sobre a cogeração, onde são destacados aspectos relacionados com a definição, aplicação prática e publicações mais recentes sobre o tema. Finalmente são apresentadas as tecnologias utilizadas pelas usinas de açúcar e álcool no país para o desenvolvimento da cogeração.

2.1. Introdução

Embora existam diferentes definições atribuídas ao termo cogeração que pode ser considerado um neologismo de origem americana, difundido a partir do final dos anos setenta, e que indica uma tecnologia conhecida e praticada desde o século passado (Nogueira, 1996). Expressa-se a seguir um enfoque que tenta representar o conceito físico fielmente. Assim, é definida a cogeração como o termo empregado para a produção conjunta, em processo seqüencial, de energia elétrica ou mecânica e de energia térmica útil, partindo de uma mesma fonte de energia primária (Lozano, 1998). Desta forma um sistema de cogeração fica constituído por uma combinação de equipamentos convencionais dentro do contexto da Engenharia Energética, (caldeiras, turbinas, bombas, trocadores de calor e outros), que integrados funcionalmente num determinado ciclo, procuram obter o maior aproveitamento da fonte primária consumida, normalmente utilizando um único combustível, seja ele fóssil, renovável, ou de outro tipo.

Cabe citar que alguns autores como Horlock (1997), empregam a expressão “produção combinada de calor e potência” ao tratar o termo cogeração, sem alterar o sentido físico do conceito.

Um dos aspectos mais importantes, inerentes à definição, mas com muita relação com a funcionalidade da tecnologia, é que estes sistemas são projetados para satisfazer fundamentalmente a demanda térmica do consumidor, já que não é viável na maioria dos casos comprar este tipo de energia

de uma empresa externa, podendo a potência produzida, em geral potência elétrica, atender parte ou a totalidade das necessidades da própria planta industrial, existindo também a possibilidade de produção de excedente de energia elétrica para a venda, constituindo-se em mais um produto da empresa.

Sendo obtidos dois produtos de valor distinto, - calor e potência -, utilizando uma mesma fonte de energia, os sistemas de cogeração tornam-se atrativos pelo fato de operar com eficiências de primeira lei maiores do que aquelas encontradas quando ambas as formas de energia são produzidas em processos independentes. Estas eficiências podem ser da ordem de 75% a 90%, (Walter *et al.* 1997). Com relação à eficiência pela segunda lei, os valores encontram-se na faixa de 22,0 a 28,0% (Carpio *et al.* 1999).

O desenvolvimento da cogeração aconteceu de maneira mais ou menos acentuada, dependendo das condições de cada país. Um fato influente resultou da tradição de serviços energéticos a comunidades em países de clima frio, prática associada ao desenvolvimento de sistemas para aquecimento de ambientes. Deste último aspecto partem as concepções da cogeração, estando a primeira delas ligada ao funcionamento de centrais termelétricas, onde o calor rejeitado, produto do ciclo gerador de potência, é recuperado na forma de um fluxo de calor, que pode estar destinado ao aquecimento ambiental, onde o calor é distribuído para os usuários mediante dutos de água quente ou vapor de baixa pressão, sendo este princípio referenciado na literatura geralmente como “sistemas de calor distrital” e caracteriza a cogeração em grandes blocos de potência (Figura 2.1). Dependendo do porte da instalação, a quantidade de calor produzido pode chegar a suprir totalmente a demanda energética de uma comunidade.

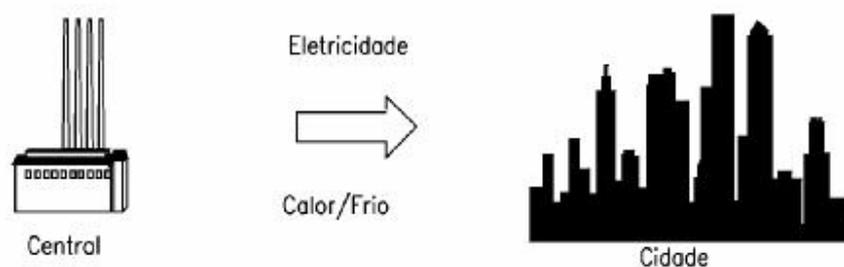


Figura 2.1 – Esquema de um sistema de cogeração distrital (Adaptado de Nogueira, 1996).

Entretanto, há uma outra maneira de perceber-se a racionalidade da produção combinada de calor e potência, agora no contexto industrial. Em quase todas as indústrias é freqüente a utilização do calor para o processo, em sua grande parte sob níveis não muito altos de temperatura, ao redor de 150 a 200°C. Esta é a temperatura típica para os processos de secagem, cozimento, evaporação etc. Desta forma, este fluxo de energia em forma de calor constitui outra alternativa de produção combinada de calor e potência. A própria indústria, ao estar dotada de um esquema térmico para a produção de potência elétrica, pode satisfazer parte ou a totalidade da demanda da planta, não descartando a possibilidade de uma produção excedente de potência, com a conseqüente venda deste excedente à rede concessionária local (Figura 2.2).

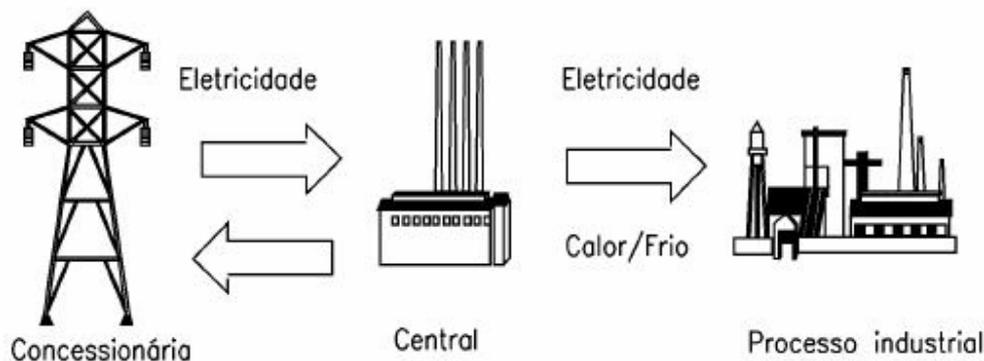


Figura 2.2 – Esquema de um sistema de cogeração industrial (Adaptado de Nogueira, 1996).

Esta segunda aplicação encontra lugar em indústrias metalúrgicas, refinarias de petróleo, plantas químicas, etc. Pode ser citado dentro do contexto brasileiro o estudo do potencial de cogeração para indústria petroquímica, onde foi realizada uma análise técnico-econômica empregando-se o método da convolução (Martins, 1996) e a avaliação termoeconômica de um sistema de cogeração numa planta química (Teixeira e Oliveira Jr., 2000). Um caso particular dentro desta segunda possibilidade tem-se desenvolvido em processos onde há um subproduto que pode ser empregado como combustível merecendo destaque as usinas de açúcar e álcool a partir da cana e as indústrias de papel e celulose, onde o subproduto é conhecido como licor negro. Nesse sentido se destacam os trabalhos de Silva (2002), que realizou um estudo termoeconômico de um processo de geração de energia elétrica e de produção de vapor dentro do segmento de papel e celulose, e Higa (2003), onde é avaliada a cogeração e a integração térmica no setor sucroalcooleiro, melhorando a sua participação dentro da

matriz energética através da maximização da geração de potência excedente. Além disso, diversas medidas de redução do consumo de vapor de processo da usina são analisadas.

No contexto desta última abordagem, o setor sucroalcooleiro demonstra um grande potencial de geração de energia elétrica, havendo uma tendência mundial para a utilização da cogeração nesse setor, devido a atrativos econômicos e ambientais. Pelo lado econômico, além do aproveitamento do bagaço resultante da própria produção como combustível, a atratividade decorre do fato dos produtos principais, açúcar e álcool, requerem energia térmica e permitem um rateio dos custos de produção com a eletricidade. Na questão ambiental, embora no Brasil quase a totalidade da energia elétrica seja gerada com recursos hídricos, sem a emissão de gases poluentes, a cana-de-açúcar é uma fonte estável e renovável de energia. Para a geração elétrica em usinas térmicas, o bagaço pode produzir eletricidade com impacto ambiental muito menor quando comparado a outros combustíveis, em especial ao carvão mineral e óleo combustível (Lora *et al*, 2000).

2.2. A Agroindústria Sucroalcooleira no Brasil

A cana-de-açúcar é uma cultura agrícola importante para a economia do Brasil desde o período colonial. Em 1500, com a descoberta do Brasil pelos portugueses, a cana-de-açúcar chegou à América. As primeiras mudas vieram em 1532, na expedição marítima de Martim Afonso de Souza. Aqui a planta espalhou-se em solo fértil, com a ajuda do clima tropical quente e úmido e da mão-de-obra escrava vinda da África. O registro dessa nova colônia enriqueceu Portugal e espalhou o açúcar brasileiro – assim como aquele produzido na América Central, na colonização de franceses, espanhóis e ingleses – por toda a Europa (Unica, 2004).

A transferência de Portugal e suas colônias para a coroa espanhola e a riqueza promovida pela cultura canavieira acabaram por levar à invasão holandesa no Nordeste brasileiro. A retomada de um governo português, porém, não foi suficiente para garantir as altas receitas da economia açucareira. O protecionismo e os subsídios – empecilhos de longa data para a expansão dos mercados ao produto brasileiro e o surgimento do açúcar de beterraba na Europa representaram o fim do “ciclo do açúcar” no Brasil, que conheceu uma fase de decadência iniciada no século XVIII e encerrada ao final do século XIX.

A crise de 1929, com a queda dos preços internacionais prejudicando o desempenho das exportações do açúcar, abriu espaço para a intervenção do Estado na economia açucareira. O governo brasileiro incentivou o consumo de álcool combustível e tornou obrigatória a mistura de 5% de etanol na gasolina utilizada no País, em 1931.

É da mesma época a criação do IAA – Instituto do Açúcar e do Álcool, com o objetivo de assegurar o equilíbrio do mercado, inclusive com a formação de estoques, o estabelecimento de cotas de produção de açúcar e o controle amplo sobre a comercialização.

O crescimento da produção de etanol expandiu a cultura da cana-de-açúcar no Sudeste, especialmente em São Paulo, com o produto ganhando mais espaço na mistura carburante diante das dificuldades de importação de petróleo, na Segunda Guerra Mundial.

O apoio do governo à produção de álcool se intensificou com as duas crises internacionais do petróleo, em 1973 e 1979. Após o primeiro choque do petróleo em 1973, quando o governo militar percebeu que deveria conviver com a crise e definir estratégias para reduzir a dependência externa de petróleo (Bôa Nova, 1985), decidiu-se criar o Proálcool (Programa Nacional do Álcool), em 1975. A finalidade oficial era a redução das despesas com importação de petróleo, além de estabelecer também os contratos de risco para sua exploração.

Na verdade, havia também um outro motivo, a redução nos preços internacionais do açúcar, provocando uma crise significativa no setor, que foi então socorrido com a criação do programa. Em 1974, o Brasil produzia 14,7% da produção mundial de cana-de-açúcar, enquanto a produção de açúcar correspondia a 12,3% da produção total. Nesta mesma época, em função dos elevados preços, as exportações de açúcar contribuíram com 17,4% das nossas exportações (Walter, 1994), sofrendo por isso profundas modificações a partir de 1975.

Com a criação do Proálcool, o etanol chegou a superar o açúcar no mix de fabricação, de meados de 1980 até a década dos anos 90. Mas a interferência estatal estava com os dias contados, com isto, ao final dos anos 1990, o mercado estava livre e, desde então, desenvolve sua auto-regulamentação.

A indústria canavieira do Brasil é notadamente uma das mais importantes do mundo, não só devido a suas dimensões, mas também devido a sua tradição e grau de desenvolvimento. O Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar, seguido por Índia, China e Tailândia (Wade, 2004). Na (Figura 2.3), pode-se observar a capacidade de moagem para diferentes safras.

Das 320 unidades processadoras de cana-de-açúcar na safra 2003/2004, 226 situam-se no Centro-Sul, divididas em usinas, usinas com destilarias anexas e destilarias autônomas. As primeiras produzem apenas açúcar, as anexas fabricam açúcar e álcool e as autônomas apenas álcool.

Em média, nas últimas cinco safras, 52% dessa produção destinou-se às fábricas de etanol (anidro e hidratado), como mostra a (Figura 2.4) e 48% às de açúcar (refinado, cristal e demerara), ver (Figura 2.5). A cultura espalha-se pelo Centro-Sul e pelo Norte-Nordeste do País, em dois períodos de safra, ocupando 2,4% da área agricultável do solo brasileiro, perto de 5,5 milhões de hectares.

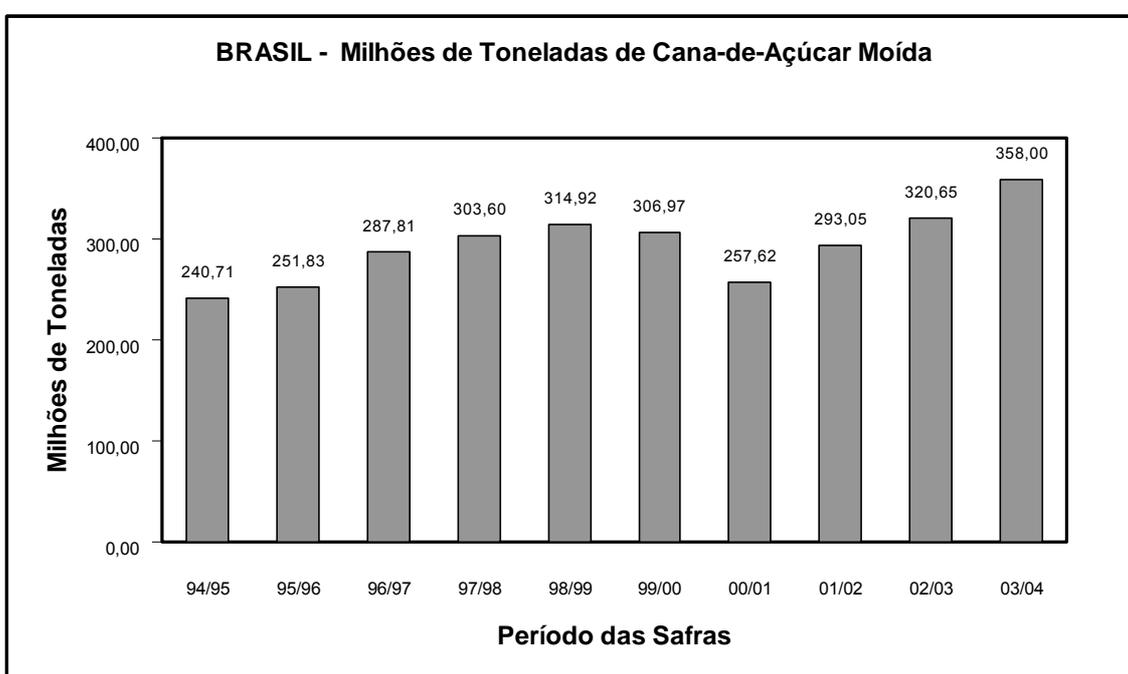


Figura 2.3 – Moagem de cana-de-açúcar no Brasil em diferentes períodos de safras (Unica, 2004).

Na Região Norte-Nordeste a safra ocorre entre os meses de setembro e março; na Região Centro-Sul, desenvolve-se entre maio e novembro. A cultura canavieira dessa área representa cerca de 85% da produção brasileira e está compreendida entre os estados de São Paulo, Paraná, Goiás, Mato Grosso, Mato Grosso do Sul, Minas Gerais, Rio de Janeiro e Espírito Santo. Responsáveis pelos 15% restantes da produção de cana-de-açúcar, na Região Nordeste, alinham-se principalmente os estados de Alagoas, Pernambuco, Paraíba, Sergipe, Rio Grande do Norte e Bahia.

O pólo do setor sucroalcooleiro encontra-se no estado de São Paulo, onde das 320 unidades distribuídas pelo país, 140 encontram-se situadas nele. Atualmente este estado é responsável por 60% da biomassa proveniente do resíduo da cana-de-açúcar e por gerar 1000 MW de energia elétrica para o consumo próprio, e ainda produzir excedentes da ordem de 500 MW, que são vendidos as concessionárias de energia (Unica, 2004).

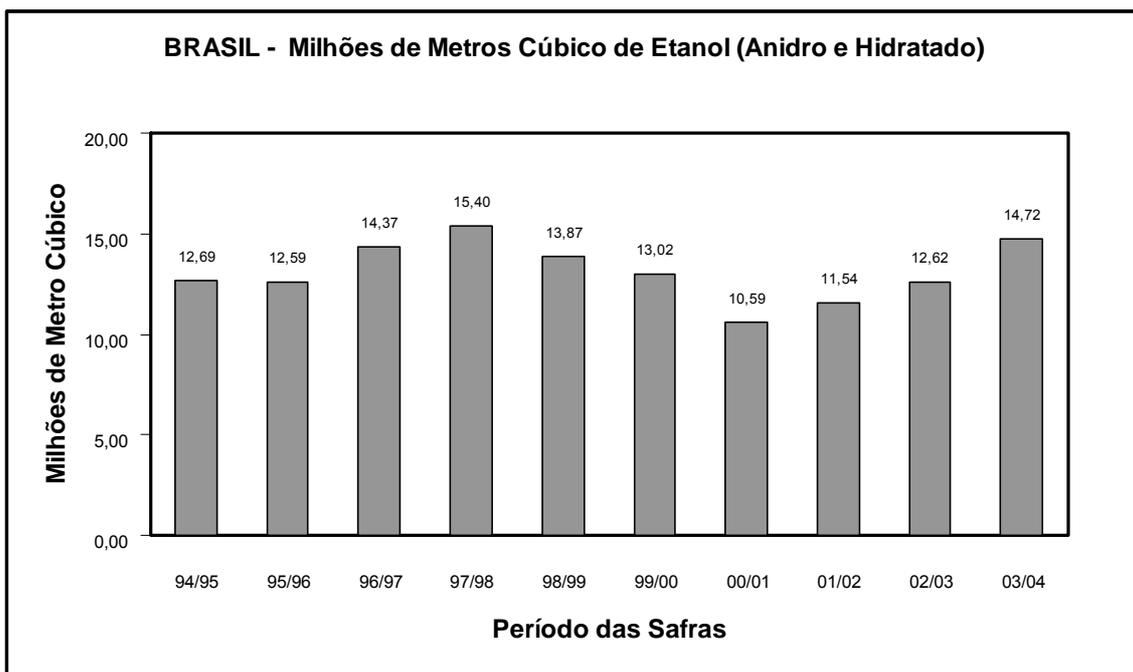


Figura 2.4 – Produção de etanol no Brasil em diferentes períodos de safras (Unica, 2004).

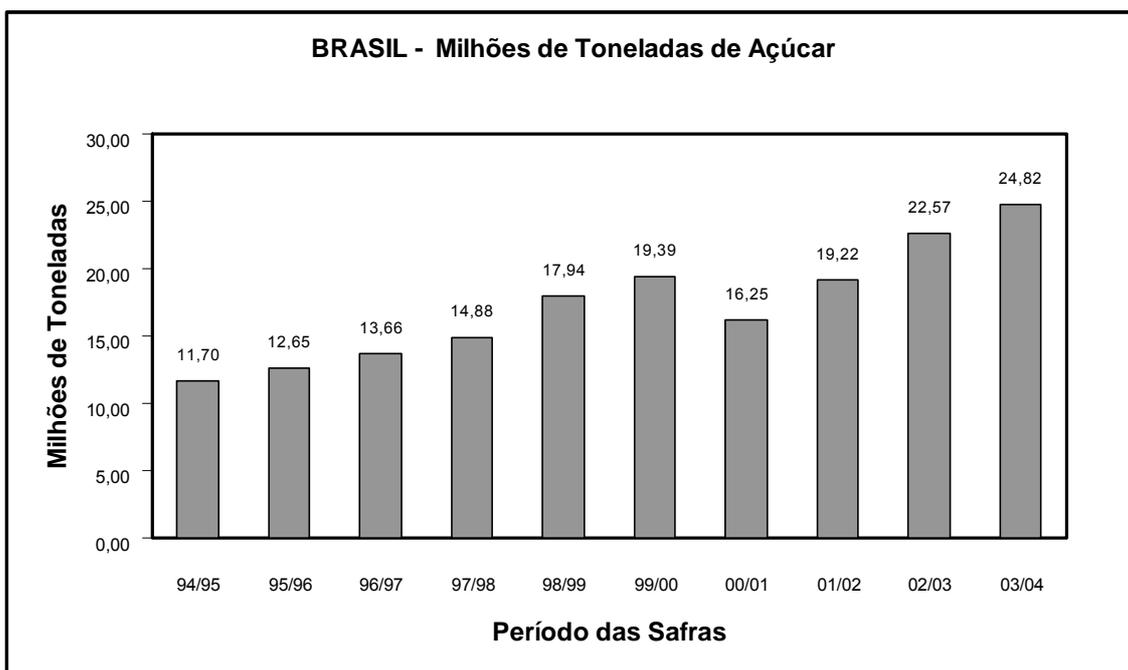


Figura 2.5 – Produção de açúcar no Brasil em diferentes períodos de safras (Unica, 2004).

Na década atual com a introdução no mercado automobilístico dos modelos bicomcombustíveis, conhecidos também como “Flex Fuel”; com a consolidação pelo governo brasileiro do Probiodiesel, criado através do Ministério de Ciência e Tecnologia que consiste em produzir diesel através de uma mistura de ésteres lineares de ácidos graxos, obtidos a partir de óleos vegetais, através de uma reação denominada de transesterificação, onde o etanol (ou metanol) é o coadjuvante no processo (Parente, 2003); e através do surgimento de novas tecnologias para a produção de álcool a partir dos resíduos da cana, como o processo conhecido como DHR – Dedini Hidrólise Rápida, que consiste na utilização do processo de hidrólise, transformando o bagaço da cana em açúcares que, fermentados e destilados, resultam em álcool. A capacidade de produção de etanol no país tende a aumentar consideravelmente, atendendo não somente o abastecimento interno, como também para o acréscimo das exportações.

Nos últimos anos, decorrente da reestruturação do setor elétrico brasileiro, as usinas de açúcar e álcool encaram novos desafios, discutem-se alternativas que poderiam agregar maior valor aos produtos da agroindústria açucareira, entre eles, a venda de energia elétrica através da cogeração desponta como uma das alternativas para a expansão do sistema de geração, além de contribuir para a diversificação da indústria açucareira e para o desenvolvimento sustentável da mesma no século XXI esua relação com aspectos de eficiência energética e gerenciamento ambiental do setor (Caballero, 2002).

2.3. A Produção de Eletricidade a partir de Subprodutos da Cana

2.3.1 – O Contexto Brasileiro

A cana-de-açúcar é composta de 15% de açúcares, 14% de fibra, 70% de água e 1% de cinzas. Do caldo já se faz açúcar e álcool em grandes quantidades e de forma competitiva. O restante representa um potencial de matéria-prima que começa a ser explorado.

As primeiras instalações industriais do setor sucroalcooleiro 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, comportando-se como verdadeiros incineradores de bagaço ao longo das safras.

Segundo Suzor & Bouvet (1991), 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 poucos 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 o atendimento das necessidades de iluminação da própria usina e dos núcleos residenciais mais próximos.

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 regiões, no entanto, o desenvolvimento dos sistemas de cogeração a partir do uso do bagaço como combustível ocorreu de forma mais marcante (Walter, 1994).

O pequeno aproveitamento do potencial de geração junto às usinas pode ser entendido pela baixa atratividade econômica e financeira e pela não necessidade, do ponto de vista da confiabilidade do abastecimento, de um esforço maior de geração local.

Um diferencial importante da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar é a mínima dependência da energia fóssil no processo de produção. A energia utilizada para a fabricação de açúcar e álcool é proveniente da queima dos resíduos da cana-de-açúcar em caldeiras que geram vapor para a produção de calor ou movimentação de geradores de eletricidade necessários aos processos industriais.

Esse ciclo proporciona balanço energético operacional de alto rendimento e contribui de forma decisiva para a liderança da competitividade brasileira na produção de açúcar e álcool.

O próspero momento vivido atualmente pelo setor sucroalcooleiro está estruturado nas possibilidades de comércio internacional que se abrem tanto para o açúcar como para o álcool. Em meio a esta euforia e conscientes da grande possibilidade comercial oferecida pelo mercado de carbono, outro produto “fabricado” genuinamente pelas usinas, mas que ainda não propicia os lucros desejados, vem ganhando força: a cogeração de energia.

Na safra 2003/2004, o Brasil moeu 358 milhões de toneladas de cana-de-açúcar correspondentes a 429,6 milhões de barris de petróleo. Contabilizado o potencial energético do álcool, do bagaço e da palha da cana-de-açúcar, o equivalente à produção de 1,17 milhões de barris de petróleo por dia.

A maior parte das usinas brasileiras já iniciou um processo de otimização do balanço térmico das suas plantas, com o objetivo de prepará-las para comercializar o excedente de energia elétrica cogerado. Atualmente, o potencial instalado de geração utilizando apenas o bagaço de cana é de 90 kWh/tc (Alcoolbrás, 2004), volume que não é inteiramente aproveitado em função do preço de venda da energia.

Segundo dados da Unica (2004) a eletricidade consumida hoje pelas usinas e destilarias no processo de fabricação de açúcar e álcool é de 1.485 MW, com uma produção excedente da ordem de 619 MW, totalizando um potencial de 2.104 MW. O potencial de cogeração em curto prazo utilizando-se tecnologias atuais está compreendido entre 6.000 e 8.000 MW. Em longo prazo, com a utilização de novas tecnologias e juntamente com o aumento da produção de cana-de-açúcar no país, este potencial poderá situar-se entre 15.000 e 22.000 MW de potência elétrica instalada.

Duas grandes usinas localizadas no interior do estado de São Paulo, Santa Elisa e Companhia Açucareira “Vale do Rosário”, são responsáveis por grande parte da energia elétrica excedente comercializada com a Companhia Paulista de Força e Luz (CPFL). Atualmente a CPFL tem parceria com 30 usinas, totalizando um volume de 1.500 GWh, com uma potência instalada de 500 MW (Wainstok, 2004). O crescimento dos contratos de energia desta companhia pode ser observado na (Figura 2.6).

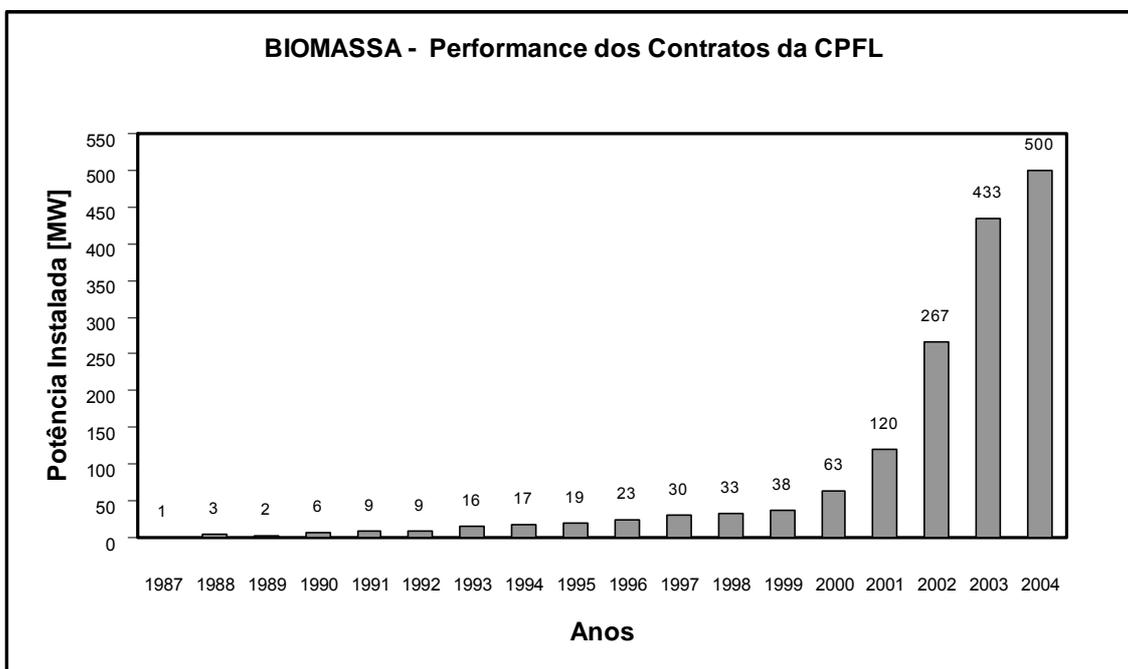


Figura 2.6 – Evolução da capacidade instalada excedente em contratos da CPFL com usinas de açúcar e álcool (Adaptado de Wainstok, 2004).

A Companhia Energética Santa Elisa (CESE), localizada em Sertãozinho/SP, que já foi certificada para comercialização de créditos de carbono, inaugurou em maio de 2003 uma termelétrica de 60 MW de potência instalada. O empreendimento exigiu investimentos de 50 milhões de reais para ampliar a potência instalada da usina, e permitiu um aumento de 100% na geração de energia pela CESE. O projeto contemplou a instalação de uma das maiores caldeiras de alta pressão do Brasil tendo como combustível a biomassa. A Santa Elisa possui uma moagem da ordem de 1200 tc/h, com relação ao potencial de cogeração, 30 MW são para consumo próprio e o restante é destinado à venda. De acordo com Maurílio Biagi Filho, conselheiro da usina, a maior novidade da Santa Elisa para 2004 é a geração de energia durante 12 meses do ano. “Economizamos 120 mil toneladas de bagaço e vamos utilizar estes volumes”, (Alcoolbrás, 2004).

Mais recentemente a Companhia Açucareira “Vale do Rosário”, situada em Morro Agudo/SP, iniciou negociações com a CPFL para a venda de 50 MW de energia, depois de investir 30 milhões de reais para ampliar de 45 para 95 MW a potência instalada em sua unidade industrial, (Alvarez, 2002).

A Açúcar Guarani, de Olímpia/SP, possui um projeto de geração de energia limpa e venda de créditos de carbono no mercado internacional no Banco Mundial. A empresa gera atualmente 22,5 MW, dos quais 12,5 MW são comercializados para a CPFL.

Seguindo uma tendência mundial, os empresários de vários setores estão procurando aliar lucro e preservação ambiental. Dentro desta visão, o setor sucroalcooleiro vem se destacando na atividade de cogeração de energia. Para isso, torna-se necessário a modernização das instalações existentes com o objetivo de obter maior eficiência no ciclo térmico e no processo produtivo, aumentando a disponibilidade da energia elétrica excedente gerada.

Usualmente empregam-se turbinas a vapor de contra-pressão para o acionamento das moendas. Sabe-se que o maior consumo de energia mecânica de uma usina está concentrado no preparo e na moagem da cana, principalmente no acionamento dos ternos das moendas. Evidentemente a melhoria do rendimento nesse processo de acionamento trará como principal benefício a redução do consumo de combustível (bagaço de cana queimado na caldeira) e maior potencial energético para ser transferido a concessionárias regionais de energia elétrica. Segundo estudo realizado por Bizelli (2003), os rendimentos de alguns processos de acionamentos existentes, como por exemplo: turbinas a vapor com sistema de redução, motores elétricos com o uso de inversores de frequência e o motor hidráulico, são de 55,86%, 69,33% e 64,26%, respectivamente.

Pistore (2004) analisou a influência do aumento dos parâmetros de geração de vapor, aplicação de turbinas de condensação com extração (CEST) e eletrificação dos acionamentos dos dispositivos de preparo e extração sobre a eficiência com que sistemas de cogeração em usinas de açúcar e álcool produzem trabalho. As simulações realizadas demonstram que há grande potencial técnico de expansão da produção de eletricidade através da eletrificação dos acionamentos do preparo e extração em conjunto com a utilização de CEST operando com altos parâmetros, principalmente nas faixas de 66 bar abs @ 520 °C e 82 bar abs @ 540 °C.

A TGM Turbinas, localizada em Sertãozinho/SP, está promovendo no mercado o lançamento de um novo equipamento para acionamento de moendas, a turbina TM-Flex, que possui eficiência de 79% podendo atingir 82% em alguns casos. Esta nova linha de turbinas incorpora os mesmos conceitos tecnológicos comprovados e aplicados nas turbinas de alta temperatura e alta pressão.

De acordo com Tambellini (2002), o excedente de energia elétrica para venda em diferentes tipos de acionamentos para extração do caldo, oscila em função dos parâmetros de vapor das caldeiras e do tipo de acionamento utilizado, como mostra a (Figura 2.7). Para o melhor entendimento desta, na (Tabela 2.1) estão colocados os diferentes tipos de sistemas, todos considerando caldeiras com eficiência de 86%.

Tabela 2.1 – Parâmetros do vapor em diferentes sistemas.

Condições do Vapor	Sistemas Considerados							
	A	B	C	D	E	F	G	H
Pressão [bar]	22	31	22/43	22/63	43	63	43/63	43/83
Temperatura [°C]	300	350	300/400	300/485	400	485	400/485	400/510

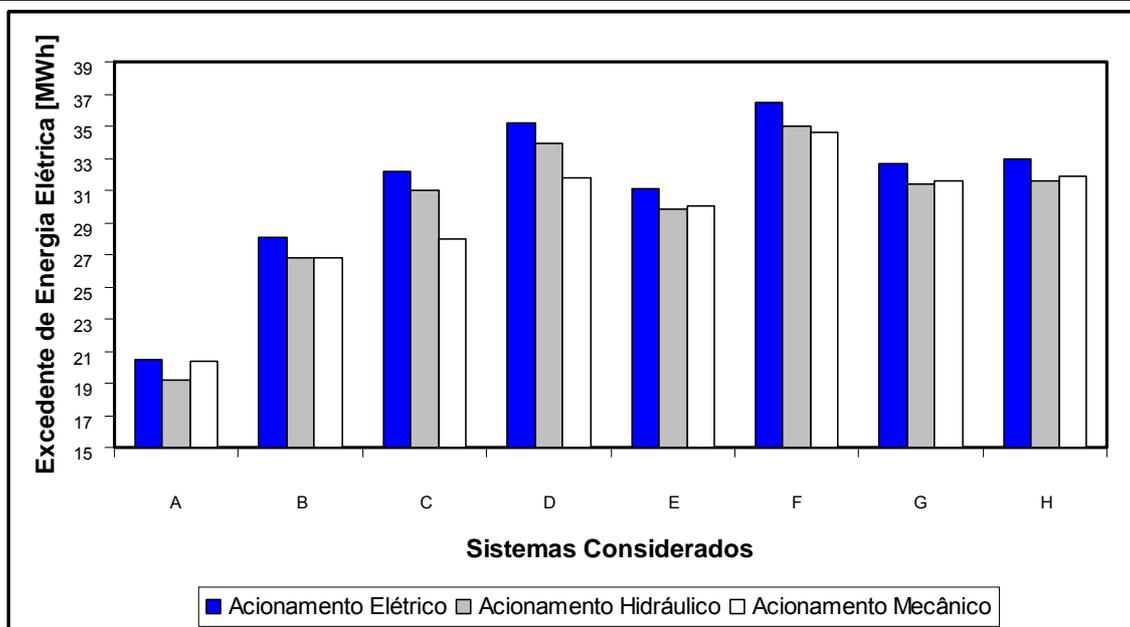


Figura 2.7 – Variação do excedente de energia elétrica para diferentes tipos de acionamentos (Adaptado de Tambellini, 2002).

O setor sucroalcooleiro pode aumentar ainda mais a sua capacidade de geração – e sem precisar investir nas plantas de produção de energia das usinas. Além do bagaço, pesquisadores garantem que o palhiço decorrente da colheita sem queima prévia é uma opção importante para aumentar a disponibilidade de produção de energia, a custos relativamente mais baixos. Dentro deste contexto, destaca-se o trabalho de Ripoli (2002), que realizou um estudo sobre o mapeamento do palhiço enfardado de cana-de-açúcar e o seu potencial energético.

Se for considerado que as mesmas centrais termelétricas a bagaço de cana já instaladas, e que exportam energia atualmente, utilizassem o palhiço como combustível para as caldeiras e trabalhando mais horas durante o ano, o potencial aumentaria para 150 kWh/tc, o que representa 50 milhões de MWh/ano, contribuindo com 15% de toda a energia gerada hoje no país.

Sendo assim, o desafio do setor açucareiro pode-se resumir na análise de viabilidade dos investimentos. Esta análise exige a atenção de diversos fatores entre os que destacam a disponibilidade de equipamentos e a sua compatibilidade com as capacidades previstas e o custo do MWh gerado, considerando que o MWh gerado através do bagaço da cana pode custar entre R\$ 25 e R\$ 40, resultando mais barato quando comparado com custo de produção da mesma quantidade de energia a partir de gás natural, que segundo a CPFL pode ser estimado em R\$ 60 o MWh. Desta forma, é muito difícil contratar um projeto e montá-lo sabendo que o resultado final será a produção de uma energia mais cara do que a disponível no mercado (O Preço, 2000).

2.3.2 – O Cenário Mundial da Cogeração Açucareira

No contexto mundial, a geração elétrica a partir do bagaço tem se destacado principalmente no Havaí, nas ilhas Maurício e Reunião. Além da tradição da atividade sucroalcooleira nessas regiões, a geração elétrica em larga escala pode ser explicada pelas características locais da oferta de energia, dada a completa dependência externa no abastecimento de fontes fósseis (Nogueira e Walter, 1997). No caso do Havaí, existem 2 usinas no arquipélago, respondendo por cerca de 80% da energia entregue ao sistema elétrico.

Na Ilha Maurício, a comercialização de excedentes de energia elétrica teve início no final da década de 50, sendo que no final dos anos 80 existiam 15 usinas gerando e comercializando excedentes às redes locais, sendo que três delas tinham contrato de venda firme de energia, possuindo sistemas com turbinas de condensação (Barreda del Campo, 1999).

Em relação a cogeração em geral, na Europa, esta é utilizada desde o início do século XX, mas com a expansão das redes públicas, a cogeração industrial reduziu sua participação, permanecendo importante as aplicações em centrais públicas com aquecimento distrital, em particular nos países nórdicos. Apenas a partir dos anos 80, a cogeração voltou a receber um novo impulso, fundamentalmente no âmbito da evolução regulatória do setor elétrico europeu e associado aos benefícios ambientais que ela proporciona. Estima-se que atualmente existam cerca de 97 GW de

capacidade instalada nos países europeus, como mostra a (Tabela 2.2) para os principais países, e um profundo estudo do futuro da cogeração na região apresenta, em distintos cenários para 2020, perspectivas de se agregar até 150 GW (Whiteley, 2001). Um bom exemplo pode ser visto na União Européia, onde alguns países como Holanda, Dinamarca e Finlândia já cogeram 35% da energia consumida. Nestes países a matéria prima para o processo é a madeira, principalmente a de eucalipto, sendo este um recurso disponível e que é cada vez melhor aproveitado (Duarte, 2001).

Na França, a cogeração não tem tradição histórica, e suas perspectivas para o futuro são bastante limitadas, visto que o modelo energético é caracterizado pela centralização estatal e dependente quase que exclusivamente da energia nuclear. Em 1999, apenas 3% do total de energia elétrica produzida são provenientes de sistemas de cogeração, com uma previsão de crescimento da ordem 6% para o ano de 2010.

Segundo Lemoult et al. (1998), na Alemanha, existem aproximadamente duas mil plantas de geração de energia elétrica de pequeno porte, nesse sentido a participação da cogeração na matriz energética é expressiva, principalmente pelas elevadas tarifas elétricas praticadas pelas concessionárias. Em longo prazo, estima-se que o potencial de energia elétrica cogorada no país represente 20% do total da energia elétrica produzida.

Na Itália, tendo em vista o crescimento do consumo de eletricidade na década de 80, o governo italiano incentivou a cogeração industrial e a viabilização em curto prazo do aumento da oferta global de energia.

Na Espanha, desenvolveu-se também um significativo mercado de cogeração, em decorrência da política governamental de substituir como combustível industrial óleo por gás. Através da construção de uma rede nacional de distribuição de gás, a indústria espanhola pode ter neste energético uma forma de reduzir custos e tornar-se mais competitiva internacionalmente. A diferença entre o mercado espanhol e brasileiro é grande. Na Espanha, o modelo é normatizado e a cogeração tem importância no mercado. A venda de excedente de energia das plantas de cogeração acontece como no pool proposto pelo Ministério de Minas e Energia no novo modelo. Além disso, o preço do MW é justo e gera receita para as empresas. A Lonjas Brasil, empresa de origem espanhola, tem 45 plantas de cogeração, somando 100 MW de capacidade.

Tabela 2.2 – Capacidade instalada em cogeração na Europa (Whiteley, 2001).

País	Capacidade Instalada [MW]	Geração [GWh/ano]
Alemanha	18.751	58.317
Áustria	3.690	15.410
Bélgica	1.341	6.330
Dinamarca	7.984	23.849
Espanha	4.546	24.553
Finlândia	4.040	19.757
França	5.556	21.067
Itália	10.665	42.043
Holanda	7.873	39.780
Reino Unido	4.632	20.692
Suécia	3.131	14.844

A seguir mostra-se na (Figura 2.8), qual a contribuição da cogeração na estrutura nacional de produção de energia elétrica para o ano de 2000 em alguns países europeus, e na (Figura 2.9), as perspectivas de evolução da cogeração na produção global de energia elétrica na União Europeia.

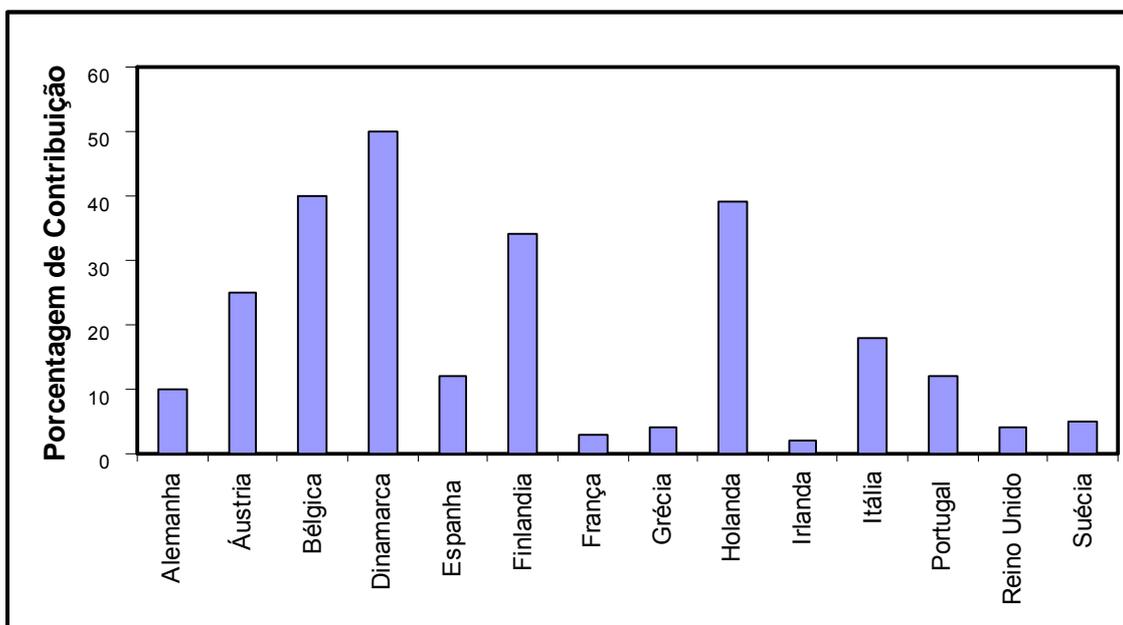


Figura 2.8 – Contribuição da cogeração na estrutura nacional de produção de energia elétrica – 2000 (Whiteley, 2001).

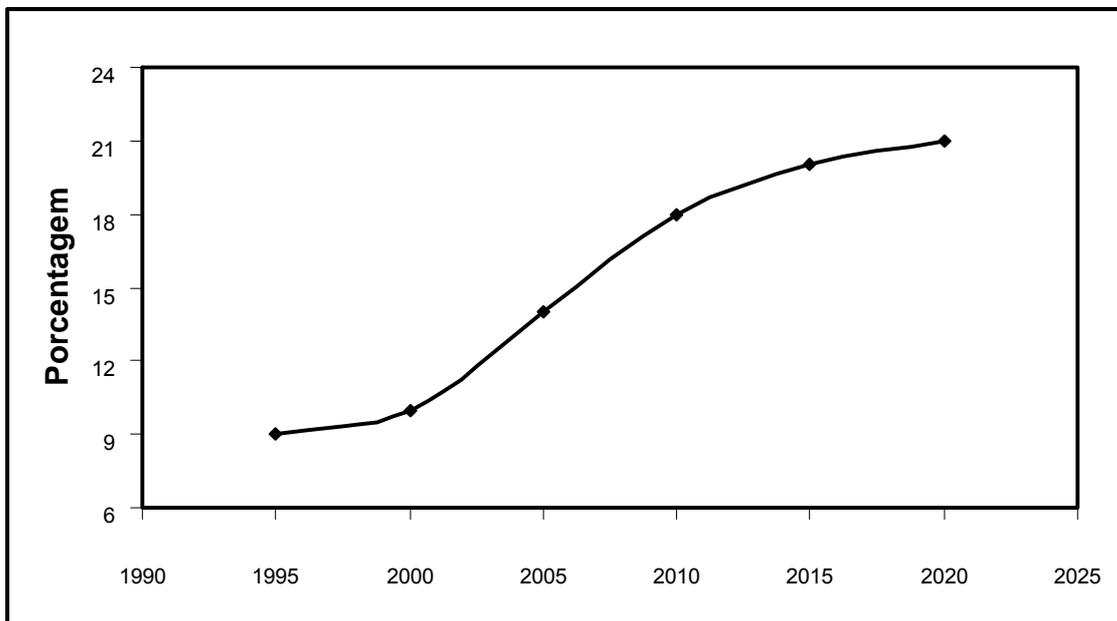


Figura 2.9 – Perspectivas de evolução da cogeração na produção global de energia elétrica na União Europeia.

Atualmente, o crescimento econômico da Índia tem sido seriamente afetado pela falta de energia, cuja oferta tem se mostrado insuficiente frente a uma demanda que cresce a taxas alarmantes. Dentro desta visão, a indústria de açúcar deste país é uma alternativa para o aumento da capacidade instalada de energia, e fazendo uso de novas tecnologias, a comercialização de excedentes de energia elétrica contribui para suprir a demanda. Estimativas indicam que o potencial energético associado à cogeração com bagaço de cana é da ordem de 3200 MW, disponível nos mais de 420 engenhos. Considerando a aplicação de caldeiras de alta pressão, turbinas mais eficientes e medidas de conservação de energia, este potencial pode ser substancialmente expandido.

Porém, observa-se que os resultados das medidas adotadas não têm sido muito efetivos, pois o crescimento da cogeração com bagaço tem se mostrado tímido, frente o potencial disponível.

Nos Estados Unidos, existem vários aspectos que combinam no desenvolvimento da cogeração nas últimas duas décadas. A indústria elétrica é extremamente fragmentada, com grande números de empresas públicas, privadas submetidas ao controle federal. Através da legislação PURPA, “Public Utility Regulatory Policies”, promulgada em 1978, estimulou, com base na conceituação de custos evitados, a construção de unidades de cogeração. Nesse sentido destaca-se o trabalho de (Walter,

1994), onde o autor detalha o comportamento do setor elétrico dos Estados Unidos com a criação deste programa. Recentemente, nos Estados Unidos A Sugar Corporation, na Flórida, iniciou a operação de uma planta de geração com capacidade de produzir 20.000 kWh a partir de bagaço, vendendo a sua produção para as companhias locais de distribuição de energia elétrica. Esta produção de energia constitui uma economia de 10 milhões de litros de óleo por ano em 120 dias de moagem de cana.

Na Austrália, a indústria de açúcar é de grande importância para a economia do país, uma vez que o açúcar ocupa a posição de segundo produto agrícola, atrás apenas do trigo. A maior parte da produção é exportada. Atualmente existem no país cerca de 30 usinas, a cana é colhida em sua totalidade sem a prática de queimadas e 94% da cana produzida é transportada por trens da plantação até as usinas. As usinas são responsáveis pelo suprimento de aproximadamente 2% de toda a energia primária da Austrália (Pistore, 2004).

2.4. Tecnologias Utilizadas pelas Usinas de Açúcar e Alcool

2.4.1 – Introdução

A produção combinada de energia elétrica e de calor útil pode, em princípio, ser realizada empregando qualquer ciclo térmico de potência, por exemplo: motores alternativos, sistemas com turbinas a vapor ou a gás e ciclos combinados. Entretanto na indústria sucroalcooleira é comumente utilizado sistemas cuja concepção tem como princípio os ciclos a vapor, sendo normalmente considerado como base o ciclo Rankine adaptado para condições específicas.

As possíveis configurações que têm como base os ciclos a vapor apresentam uma série de características comuns. Porém de acordo com o cenário em que as plantas de cogeração estão inseridas, é necessário adaptá-las a condições específicas. Estas adaptações criam um vasto número de alternativas, dentre as quais duas merecem destaque: sistemas com turbinas de contra-pressão e sistemas com turbinas de condensação e extração (Pistore, 2004).

A indústria sucroalcooleira durante muitos anos teve como seu principal objetivo atingir a demanda de vapor para atender as necessidades do processo industrial, limitando-se à auto-suficiência no abastecimento elétrico. Com o avanço tecnológico, o mercado dispôs de geradores de vapor e turbinas de maior eficiência e que podem trabalhar com altos parâmetros de vapor. Sistemas mais avançados, como as turbinas a vapor de extração/condensação, são utilizados com o objetivo de que a instalação tenha excedentes de eletricidade, que viabilizam a operação ao longo do ano. Este tipo de

equipamento permite que a usina opere durante o ano inteiro, pois é possível fechar o fluxo de vapor utilizado nos processos de troca térmica durante a época da safra e aproveitá-lo como energia para movimentação das pás da turbina de condensação na época da entressafra.

Apesar de estarem disponíveis no país as tecnologias convencionais, há ainda uma resistência significativa dentro do setor sucroalcooleiro com relação à introdução de processos mais eficientes de cogeração. Neste caso - e também no que se refere às tecnologias em desenvolvimento para cogeração - há necessidade de desenvolvimento de um maior número de projetos de demonstração. Estes projetos podem não apenas colaborar para incentivar os empresários do setor a realizar os investimentos necessários, mas também irão permitir a introdução das tecnologias atualmente em desenvolvimento em outros países (Coelho, 1999).

2.4.2 – Classificação dos Sistemas de Cogeração

Os sistemas térmicos para cogeração são variados, pelo que permite-se estabelecer três classificações para caracterizá-los: pelas características do processo industrial, pela ordem de produção das diferentes formas de energia e pelas máquinas térmicas utilizadas. Neste item será apresentado somente a classificação segundo a ordem que ocupa a produção de trabalho dentro do processo sequencial de aproveitamento da energia primária.

Então, as tecnologias de cogeração podem ser divididas em dois grandes grupos: os ciclos *topping* (Figura 2.10) e os ciclos *bottoming* (Figura 2.11).

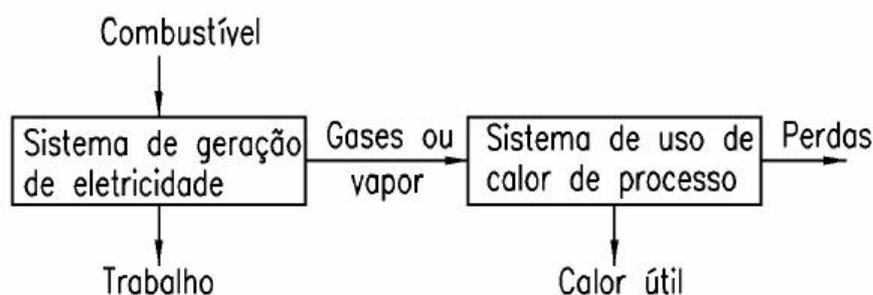


Figura 2.10 – Ciclo de cogeração do tipo "Topping" (Nogueira, 1996).

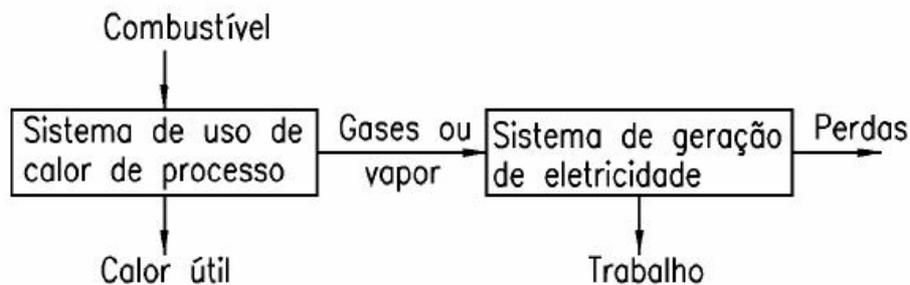


Figura 2.11 – Ciclo de cogeração do tipo “Bottoming” (Nogueira, 1996).

Nas tecnologias que operam segundo o ciclo *topping*, os gases de combustão a uma temperatura mais elevada são utilizados para geração de eletricidade ou de energia mecânica. O calor rejeitado pelo sistema de geração de potência é utilizado para atender os requisitos de energia térmica do processo; assim, esta modalidade de cogeração produz energia elétrica ou mecânica para depois recuperar calor, que é fornecido geralmente na forma de vapor para o processo (podendo também fornecer água quente ou fria e ar quente ou frio). Esta é a configuração mais comum dos processos de cogeração, inclusive na indústria açucareira.

As tecnologias que operam segundo o ciclo *bottoming* envolvem a recuperação direta de calor residual (que normalmente é descarregado na atmosfera), para a produção de vapor e energia mecânica ou elétrica (em turbinas de condensação e/ou contrapressão). Nesse tipo de tecnologia, primeiro a energia térmica é usada no processo, e então a energia dos gases de exaustão é utilizada para a produção de energia elétrica ou mecânica. Em geral, os sistemas *bottoming* apenas fazem sentido quando se dispuser de volumes significativos de calor residual, rejeitado de um processo industrial sob elevadas temperaturas, como nos casos de um forno cerâmico, de uma fábrica de cimento ou planta metalúrgica.

Apenas os ciclos *topping* podem fornecer real economia na energia primária, pois a maioria das aplicações dos processos requer vapor de baixa pressão, que é convenientemente produzido neste ciclo.

O emprego de sistemas térmicos com uso das turbinas a vapor é o mais difundido dentro do setor sucroalcooleiro, esta grande difusão pode ser atribuída às vantagens da longa vida útil da

instalação e à adequação desses equipamentos ao uso de uma grande variedade de combustíveis. Nos tópicos a seguir serão apresentados os principais sistemas utilizados no setor.

2.4.3 – Sistemas com Turbina a Vapor de Contra-Pressão

Este sistema é usado na atualidade pela maioria das usinas de açúcar e álcool no Brasil, e como seu nome indica, o termo contra-pressão se utiliza para indicar que o vapor na saída da turbina está a uma pressão igual, ou superior, à atmosférica, condição necessária para atender a demandas de calor em níveis de temperatura superiores a 100°C. Os sistemas com turbinas a vapor de fluxo direto constam de uma linha de vapor para as turbinas que acionam as moendas e equipamentos mecânicos, outra linha para a turbina de contrapressão; além disso, consta de uma válvula redutora de pressão que garante a operação do sistema, mantendo a demanda de vapor exigida no processo de fabricação de açúcar, como se mostra na (Figura 2.12). O aumento na demanda de energia elétrica acima da capacidade de geração pode ser compensado pela rede elétrica da concessionária.

Na opinião de Lozano (1998), este sistema tem melhores resultados, na medida em que o consumo de calor da planta seja na forma de vapor de água a baixa pressão. Este aspecto constitui o critério mais apropriado para determinar o uso de turbinas a vapor numa instalação deste tipo.

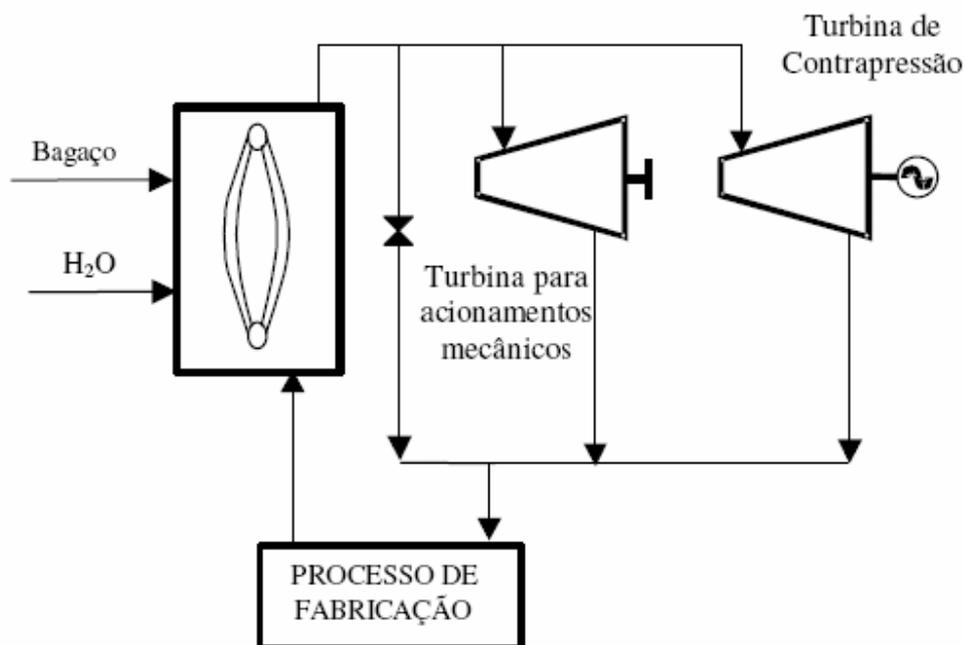


Figura 2.12 – Sistema de cogeração com turbina de contra-pressão em uma usina de açúcar e álcool (Adaptado de Carpio, 2000).

Quando o processo exigir vapor em diferentes níveis de pressão (estações de refino, turbobombas, turbomoendas etc), são utilizados sistemas com turbinas de extrações não reguláveis ou com extração controlada, ver (Figuras 2.13 e 2.14). Nas instalações de cogeração a estabilidade da pressão é interessante, porque dela depende a estabilidade da temperatura, desta forma o emprego das turbinas a vapor com extração controlada é mais difundido, neste caso a pressão do vapor de extração, permanece constante para qualquer carga na turbina.

Como no caso anterior, este tipo de esquema é característico de sistemas que trabalham somente durante o período de safra.

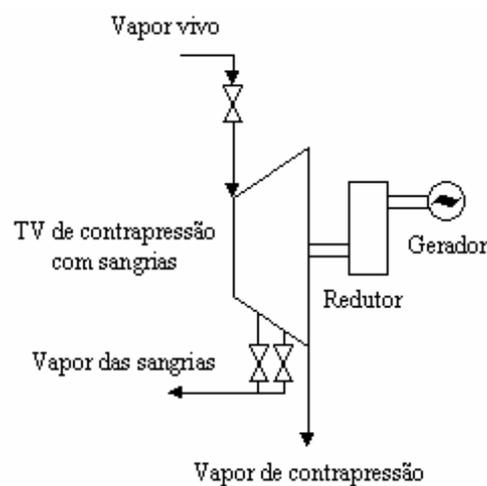


Figura 2.13 – Esquema simplificado de turbina de contra-pressão com sangria.

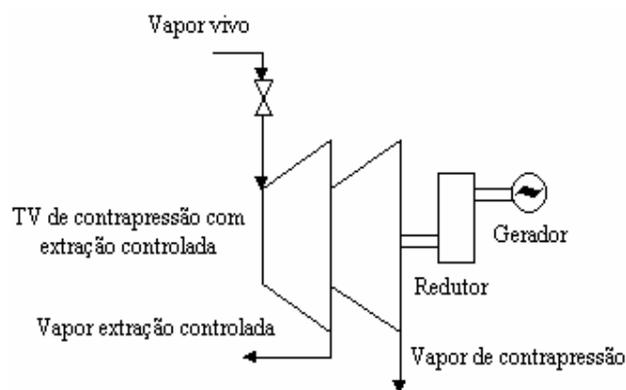


Figura 2.14 – Esquema simplificado de turbina de contra-pressão com extração controlada.

2.4.4 – Sistemas com Turbinas a Vapor de Condensação/Extração

Quando se elevam os parâmetros de vapor e se substitui a turbina de contra pressão por uma turbina de dupla extração e condensação, este sistema é denominado CEST (*Condensing Extracion Steam Turbine*). As principais vantagens deste sistema são explicadas por um conceito termodinâmico elementar: quanto mais alta seja a temperatura e a pressão do vapor e menor a pressão de exaustão, maior será o salto térmico (salto entálpico) e conseqüentemente o trabalho desenvolvido pela turbina, estes sistemas se desenvolvem numa faixa de pressão de 44 bar até 82 bar (abs.), e temperatura de 400 a 520 °C, com uma pressão de condensação da ordem de 0,2 bar. Por outro lado, os custos de investimento, operação e manutenção são maiores, mais a energia elétrica produzida e os excedentes obtidos são apreciáveis, o que faz rentável um investimento com estas características (Caballero, 2002).

Segundo Walter (1994), quando o objetivo da instalação for a produção de eletricidade excedente, o uso de turbinas de extração-condensação providas de sistemas de regulação automática tem viabilizado a operação de plantas de cogeração em longos períodos.

As turbinas a vapor com extração automática ou extrações reguláveis são projetadas para permitir a retirada de quantidades variáveis de vapor sob pressão constante, em um ou mais pontos de extração (Figura 2.15). Nas turbinas de extração não-regulável não há controle da pressão do vapor retirado, que varia em função da carga.

Às vezes uma mesma indústria precisa de vapor a distintos níveis de pressão, o que pode estar unido à necessidade de estabilizar o fornecimento da energia elétrica às concessionárias. Uma opção utilizada para este tipo de condição é a combinação da turbina de extração-condensação com turbinas de contra-pressão. Ao invés das extrações ocorrerem diretamente para o processo, elas são realizadas em pressões mais elevadas para alimentar as turbinas de contra-pressão, que por sua vez fornecem o vapor para o processo através do escape da turbina. Isto pode ser também uma opção em caso de aproveitamento de turbinas de contra-pressão existentes (Figura 2.16).

Ao contrário das instalações com turbinas de contra-pressão, os sistemas de cogeração com turbinas de extração/condensação são projetados para trabalharem o ano todo, na safra e fora de safra (entresafra).

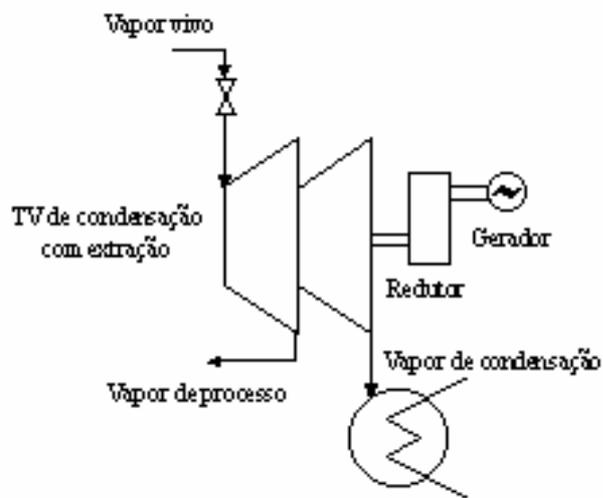


Figura 2.15 – Esquema simplificado de turbina de condensação com extração controlada.

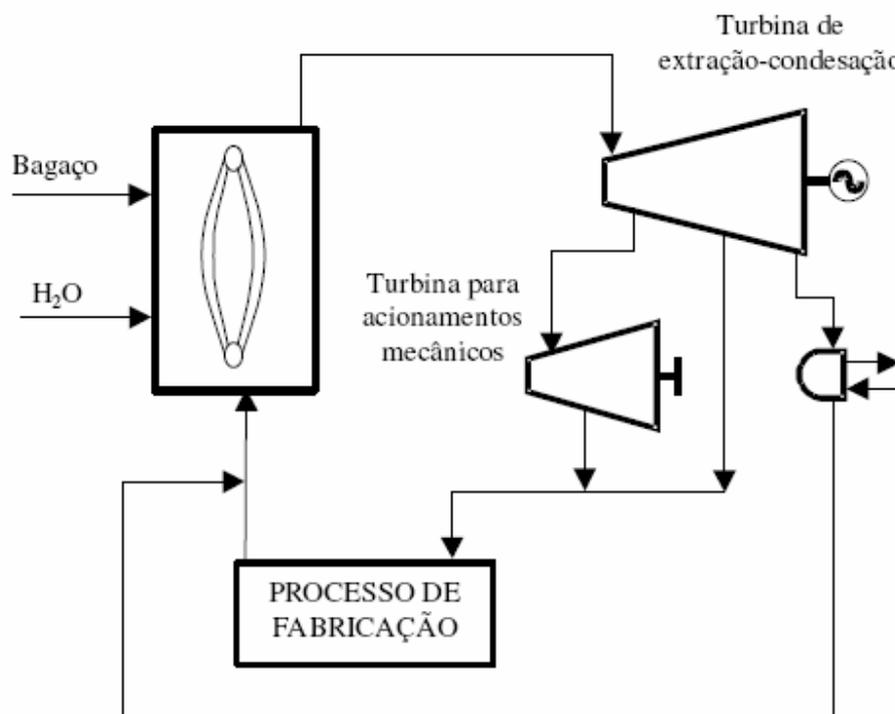


Figura 2.16 – Sistema de cogeração com turbina de extração/condensação em uma usina de açúcar e álcool (Adaptado de Carpio, 2000).

2.4.5 – Sistemas com Gaseificação da Biomassa e utilização de Turbinas a Gás

A gaseificação de certos combustíveis pode viabilizar sua utilização em sistemas de potência nos quais as máquinas motrizes principais são turbinas a gás. Neste caso o combustível é inicialmente gaseificado para, em seguida, ser alimentado na câmara de combustão da turbina a gás. Uma quantidade considerável de eletricidade poderia ser gerada utilizando tecnologias avançadas com alta eficiência de conversão. Neste sentido a tecnologia Integrada de Gaseificação e Turbinas a Gás (Biomass Integrated Gasifier / Gas Turbine, BIG/GT) é muito atrativa para sua introdução nas usinas açucareiras com baixo consumo de vapor. Este é o ciclo mais promissor para a utilização de bagaço de cana, a partir de experiências existentes com carvão e madeira (Coelho, 1992). A tecnologia BIG GT está na fase de testes em vários projetos demonstrativos na Europa e Estados Unidos. A (Figura 2.17) mostra a relação entre o índice de eletricidade excedente ($I_{e,exced.}$) e o consumo específico de vapor no processo (C_{vapor}), para diferentes tecnologias de cogeração em usinas de açúcar.

A alternativa BIG/GT apresenta vantagens significativas quanto ao total de energia exportada e eficiência energética, como mostra a (Tabela 2.3). Suas vantagens aumentam quando se reduz o consumo de vapor de processo e quando cresce a disponibilidade de combustível suplementar ao bagaço, como por exemplo: a palha (Leal e Lamônica, 2002).

Tabela 2.3 – Parâmetros termodinâmicos da cogeração em usinas (Leal, 2002).

Alternativa	Energia Gerada [kWh/tc]			Relação Eletromecânica/ Térmica	% Em
	Eletromecânico a	Térmica	Total		
22 bar/300°C TGContra Pressão	38	330	368	0,11	8
80 bar/480°C TG Contra Pressão	68	330	400	0,20	13
BIG/GT	102	230	332	0,45	26

% Em – Porcentagem da energia do combustível convertido em energia eletromecânica.

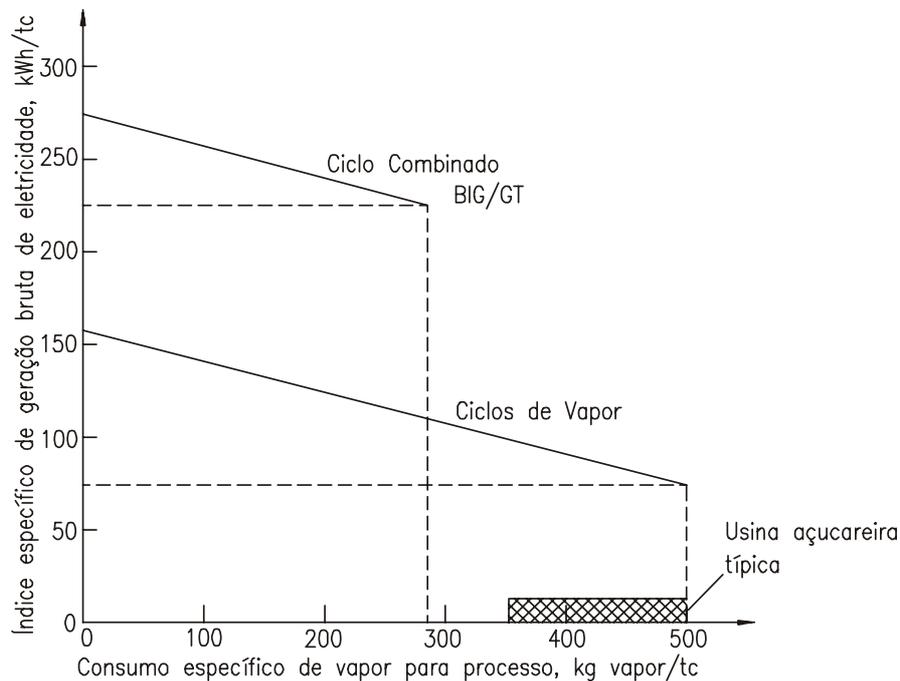


Figura 2.17 – Relação entre o índice de eletricidade excedente ($I_{e.exced.}$) e o consumo específico de vapor no processo (C_{vapor}), para diferentes tecnologias de cogeração em usinas de açúcar (Carpio, 2000).

➤ Simulação da implementação de sistemas BIG/GT em usinas de açúcar

Hobson e Dixon (1998), com relação entre geração de eletricidade excedente, consumo específico de vapor e a relação vapor/bagaço em caldeiras a vapor (Figura 2.18) realizaram um estudo sobre a possibilidade de implementar sistemas BIG/GT nas condições das usinas açucareiras australianas (Tabela 2.4). As conclusões principais foram:

- Para um consumo específico de vapor de 520 kg/tc (52 % de vapor em cana) 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 ao gaseificador e alimentado diretamente aos geradores de vapor;
- A redução do consumo de vapor de 520 kg/tc a 400 kg/tc, aumenta a potência disponível do sistema BIG/GT de 88 a 148 MW. Uma redução adicional no consumo de vapor até 320

kg/tc leva a um aumento 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;

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

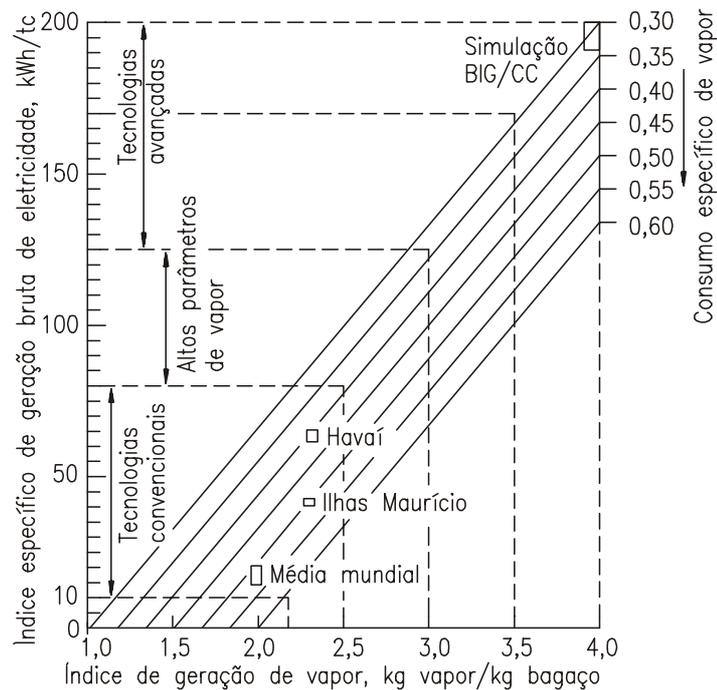


Figura 2.18 – Relação entre geração de eletricidade excedente, consumo específico de vapor e a relação vapor/bagaço nas caldeiras de vapor (Carpio, 2000).

Tabela 2.4 – Dados assumidos durante a implementação do sistema BIG/GT numa usina de açúcar (Hobson e Dixon, 1998).

Parâmetro	Valor
<u>Subministro de bagaço</u>	
• Moagem.	600 t/h
• Fibra de cana.	13,8 %
• Umidade do bagaço.	50 %
• Cinzas (base seca)	5 %
<u>Parâmetro da fábrica comuns aos sistemas de vapor e BIG/GT</u>	
• Pressão de vapor de baixa.	1,7 bar
• Temperatura de retorno do condensado	98 °C
<u>Consumo de potência por tonelada de cana</u>	
• Moendas.	8 kWh/tc
• Picadores + Desfibradores.	10 kWh/tc
• Equipamentos auxiliares.	2,7 kWh/tc
• Duração da safra.	22 semanas
• Geração de potência fora de safra.	30 semanas
• Tempo de operação por semana.	5 dias
Período de operação durante o dia.	16 horas
<u>Geração de potência com turbinas a vapor</u>	
• Pressão da caldeira.	4,8 MPa
• Temperatura do vapor.	380 °C
• Eficiência isentrópica da turbina (alta pressão/baixa pressão).	0,84/0,7
• Pressão de condensação do vapor.	0,02 MPa
<u>Geração de potência com sistema BIG/GT Gaseificador</u>	2,3 – 4 MPa
• Pressão de operação.	
<u>Turbina a gás (GE MS-6101FA)</u>	14,9
• Relação de compressão.	1288 °C
• Temperatura na câmara de combustão.	
<u>Ciclo “bottoming” de vapor</u>	10,0 MPa
• Pressão do vapor.	538 °C
• Temperatura do vapor.	0,02 MPa
• Pressão de condensação.	

A (Figura 2.19) mostra o esquema do sistema BIG/GT integrado da usina.

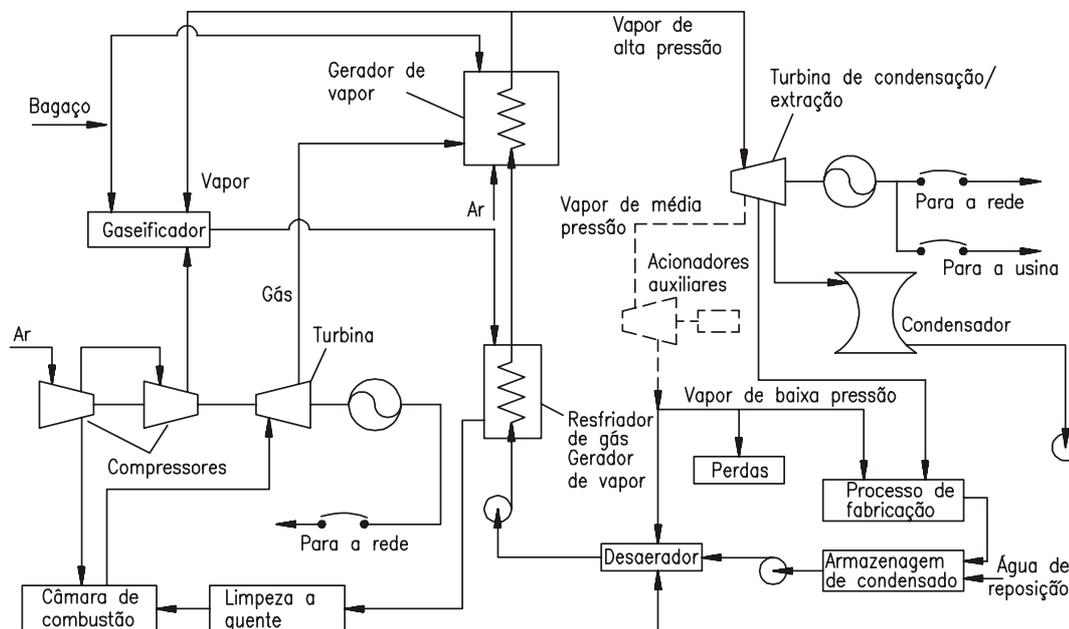


Figura 2.19 – Esquema de um sistema BIG/GT acoplado ao esquema térmico de uma usina de açúcar (Hobson e Dixon, 1998).

Também Turn (1998) apresenta os resultados de um estudo, considerando a integração de um sistema BIG/GT na usina açucareira 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 MWe, correspondendo 4,5 MWe ao ciclo de vapor de 41 bar de pressão. No período fora de safra, o sistema BIG/GT opera como uma planta termoeletrica a 25,4 MWe e 28,5 % de eficiência utilizando um combustível auxiliar.

Outro estudo considera a utilização de turbinas a gás com injeção de vapor (tipo Steam Injected Gás Turbine, STIG) e foi realizado utilizando dados técnicos da usina açucareira Monimus localizada na Jamaica (Larson et al., 1987). Como resultado se obteve 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.

Arrieta (2004) realizou uma modelagem de sistemas BIG/GT em usinas de açúcar e álcool, o estudo teve como base uma usina com moagem de 300 tc/h e um consumo de vapor em processo de

415 kg_v/tc. Na safra, a potência líquida da turbina a gás foi de 25,53 MWe, contendo ainda 10,15 MWe referente a potência da turbina de extração/condensação, operando com parâmetros de vapor de 68 bar abs. @ 500°C. A eficiência do sistema BIG/GT foi de 42,5% na safra. No período fora de safra, o sistema BIG/GT opera como uma planta termoelétrica a 38,5 MWe.

Tanto no caso de turbinas de extração/condensação, como de sistemas avançados BIG GT é importante reduzir o consumo de vapor no processo de fabricação, a fim de gerar mais eletricidade. No caso dos sistemas BIG/GT esta é uma condição necessária, pois se caracterizam por uma produção menor de vapor.

Atualmente ainda não existem instalações industriais BIG/GT em operação nas usinas de açúcar e álcool, mas a tecnologia pretende ser testada em plantas pilotos, cuja potência varia entre de 3 e 5 MW.

O desenvolvimento destas tecnologias mais eficientes de produção de eletricidade a partir da biomassa vem ocorrendo principalmente pelas suas vantagens ambientais, em particular a mitigação das emissões dos gases causadores do efeito estufa - no caso, o dióxido de carbono - mas também pela redução das emissões dos gases responsáveis pelas chuvas ácidas - óxidos de enxofre e de nitrogênio - e das emissões de material particulado.

A utilização de tecnologias avançadas de produção de eletricidade a partir da biomassa é importante por permitir a expansão da capacidade de geração elétrica tanto dos países desenvolvidos como também, e principalmente, nos países em desenvolvimento. De forma geral a maior preocupação no caso dos países em desenvolvimento deve-se ao fato de uma parcela significativa de sua população ainda ter índices de consumo reduzidos e, portanto, são esperadas altas taxas de crescimento da demanda de energia elétrica. Além disso, de forma geral, esses países têm maior disponibilidade de área e condições climáticas mais favoráveis para o plantio de biomassa (Coelho, 1999).

Capítulo 3

Descrição do Sistema de Cogeração da “Usina Colombo”

Neste capítulo serão apresentadas as características principais do sistema de cogeração objeto do nosso estudo, agrupando o sistema em vários subsistemas de: geração de vapor, geração de energia elétrica, geração de energia mecânica, que por sua vez inclui o sistema de preparo e extração da sacarose, sistema de bombeamento, válvulas redutoras e o sistema de condensado e água de reposição. No final é apresentado o software Gate Cycle utilizado para a realização da simulação do sistema de cogeração.

3.1. Introdução

A Usina Colombo S.A, - Açúcar e Álcool, está instalada na Fazenda Bela Vista, próxima às cidades de Santa Adélia e Ariranha, município de Ariranha/SP. Tem uma capacidade de moagem da ordem de 1000 tc/h (tc: tonelada de cana moída). Os produtos da industrialização da cana-de-açúcar são o álcool anidro e hidratado, açúcar cristal, açúcar refinado especial *Caravelas* e levedura.

3.2. Geração de Vapor

O bagaço de cana-de-açúcar serve como fonte energética para produção de vapor nas caldeiras instaladas na planta industrial, necessário ao acionamento das turbinas de preparo e extração, turbobombas, processo de refino e geração de energia elétrica.

O sistema de geração de vapor está integrado por cinco caldeiras, sendo que a caldeira n°: 3, com capacidade de 60 t/h de vapor, entra em operação somente no período da entressafra, fornecendo o vapor necessário para operação da refinaria de açúcar. A alimentação das turbinas de acionamento mecânico, turbobombas e o fornecimento da maior quantidade de vapor para o processo, assim como para outros consumidores externos ao sistema de cogeração, são garantidos por três caldeiras consideradas de média pressão, classificadas na usina como: caldeira n°: 1, caldeira n°: 2 e caldeira n°:

4. O vapor destinado para a geração de energia elétrica, é fornecido pela caldeira nº: 5, considerada de alta pressão e por parte do vapor gerado pelas caldeiras consideradas de média pressão (Tabela 3.1).

Todas as caldeiras são de queima em suspensão, o bagaço é queimado com 51 % de umidade.

Tabela 3.1 – Tipos de caldeiras (Dados dos fabricantes).

Número da Caldeira	1	2	3	4	5
Modelo da Caldeira	SZ-180	150-V-2-S	AZ-365	150-V-2-S	200-V-2-S
Capacidade Nominal [t/h]	110	150	60	150	200
Vazão de Vapor Vivo [t/h]	60	140	60	140	200
Pressão do Vapor Vivo [bar abs.]	22	33	22	33	63
Temperatura do Vapor [°C]	300	320	300	320	480
Eficiência ao PCI [%]*	85,70	86,28	85,70	86,28	86,23

*Dados do fabricante

3.3. Sistema de Preparo e Extração

Antes da etapa de preparo da cana, esta é descarregada por um sistema de guincho em um pátio ou diretamente em mesas alimentadoras com 45° de inclinação. Posteriormente acontece a etapa de lavagem da cana que tem como finalidade eliminar sujeiras, tais como partículas de solo, areia, pedras e outras que prejudicam a extração do caldo, além de danificar equipamentos. Este procedimento de lavagem é efetuado com jatos de água que circula em circuito fechado de onde a cana passa para o sistema de preparo.

O sistema de geração de energia mecânica é caracterizado pelo sistema de preparo e extração do caldo, que é constituído por três moendas, classificadas na usina como: moenda nº: 1, moenda nº: 2 e moenda nº: 3. As três moendas contam com sistema de preparo da cana, que visa a desintegração parcial do colmo de maneira a aumentar o grau de exposição das células, facilitando o processo de extração da sacarose, este sistema é formado por picadores, niveladores e desfibradores, dispostos em série. Tanto os picadores como o desfibrador são equipamentos acionados por turbinas a vapor acopladas a redutores de velocidade.

Com relação às turbinas de acionamento mecânico da moenda nº: 3, recentemente elas foram modificadas de simples estágio para multiestágios, esta transformação reduz o consumo de vapor e

permite um aumento da potência, proporcionando ganhos com estabilidade operacional e eficiência no balanço térmico, desta forma, a eficiência isentrópica das turbinas foi elevada para 60 %.

Nos três casos a cana abandona o sistema de moagem com uma umidade da ordem de 51 % no último terno.

A (Tabela 3.2) apresenta os dados do fabricante das três moendas de maneira detalhada, os valores correspondem aos parâmetros das turbinas do sistema de preparo da cana e extração (Tandem).

Tabela 3.2 – Dados dos sistemas de moagem.

Tandems	1	2	3
Pressão do Vapor de Entrada [bar abs.]	22	22	33
Temp. do Vapor de Entrada [°C]	300	300	320
Pressão do Vapor de Escape [bar abs.]	2,47	2,47	2,47
Eficiência das Turbinas [%]	45,0	45,0	60,0

3.4. Sistema de Bombeamento

O sistema de bombeamento da usina é constituído por turbobombas e motobombas, sendo que as últimas entram em operação somente no caso das primeiras estarem inoperantes.

O sistema de alta pressão trabalha com nível de pressão de 63 bar (abs.), sendo o nível de pressão de descarga das bombas da ordem de 71 bar (abs.), totalizando uma potência consumida pelas turbobombas de 700 HP ou 522 kW, contendo ainda as motobombas, que consomem 900 HP ou 672 kW. Para o caso das caldeiras do sistema de média pressão que operam com pressões de 33 bar e 22 bar (abs.), as pressões de descarga das bombas são de 44 bar (abs.), desta forma a potência consumida pelas duas turbobombas e duas motobombas, representam respectivamente, 320 HP ou 240 kW e 500 HP ou 373 kW cada uma. As eficiências das bombas do sistema de alta e média pressão foram informadas pelo corpo técnico da usina, sendo de 85 %.

3.5. Geração de Energia Elétrica

O sistema de geração de energia elétrica está integrado por dois turbogeradores de contra-pressão, um com capacidade de 40 MW, enquanto o outro produz 15 MW, totalizando uma capacidade instalada de 55 MW, porém a operação da usina para a safra em estudo não estava na sua capacidade máxima, tendo uma capacidade operante de 43 MW. Com essa capacidade a usina não somente é capaz de satisfazer a demanda interna de eletricidade, que está entorno de 13 MW, como também vender o excedente de sua produção de 30 MW, para cumprir um contrato de venda firme de energia de 15 MW para a safra 2003 com a CPFL.

Os dados de operação dos turbogeradores fornecidos pelo fabricante estão na (Tabela 3.4).

Tabela 3.3 – Parâmetros dos turbogeradores.

Turbogerador	1	2
Potência Nominal [MW]	40	15
Potência Operante [MW]	30	13
Pressão do Vapor de Entrada [bar abs.]	63	33
Temp. do Vapor de Entrada [°C]	480	320
Pressão do Vapor de Escape [bar abs.]	2,47	2,47
Eficiência Isentrópica da Turbina [%]	83,2	80
Eficiência do Gerador [%]	98,5	98,5
Eficiência do Redutor [%]	98,0	98,0

3.6. Válvulas Redutoras

A utilização de válvulas redutoras no sistema é necessária para satisfazer as necessidades dos consumidores, possibilitando desta forma uma maior flexibilidade operacional. Para suprir a demanda de vapor do sistema de preparo da cana e extração, existem duas válvulas, uma delas reduz a pressão de 33 bar (abs.) para 22 bar (abs.) e a outra de 63 bar (abs.) para 22 bar (abs.). Os secadores de açúcar, centrífugas e o secador de levedura, operam com o vapor proveniente da redução de pressão de 22 bar (abs.) para 11,81 bar (abs.), totalizando mais duas válvulas redutoras. A refinaria de açúcar opera com

parâmetros de vapor da ordem de 11 bar (abs.) e 180 °C, proveniente de uma extração no turbogerador de 15 MW. Além destas válvulas existe uma válvula de alívio que é utilizada para expulsar à atmosfera a quantidade de vapor excedente que o sistema não é capaz de consumir.

3.7. Sistema de Condensado e Água de Reposição

O sistema de tratamento da água de reposição do sistema de alta pressão é realizado por um tanque de água desmineralizada, com um tratamento químico mais rigoroso que no caso do sistema de média pressão, onde a água recebe um tratamento mais leve. O condensado de alta pressão é formado pelo condensado proveniente do vapor consumido pelos pré- evaporadores, já o condensado do sistema de média pressão é formado pelo condensado do vapor vegetal produzido no pré- evaporador, mas este não é usado diretamente nas caldeiras. Em ambos os sistemas, tanto a água de reposição como o condensado são introduzidos ao sistema através do desaerador, o qual tem um consumo adicional de vapor para provocar a separação do oxigênio da água.

3.8. Operação do sistema e levantamento dos dados

A produção industrial de açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar obedece um padrão pouco diferenciado entre as várias plantas do setor, sendo considerada uma atividade energo-intensiva, com consumos expressivos de potência e de energia térmica, quase que exclusivamente na forma de vapor. Desta forma o sistema de moagem da Usina Colombo é alimentado com cana transportada do campo por caminhões, as moendas n°: 1 e n° 2, moem em média 250 tc/h cada uma, já a moenda n°: 3, têm uma moagem média de 500 tc/h, esta cana passa primeiro pelo sistema de preparo da cana, que visa a desintegração parcial do colmo de maneira a aumentar o grau de exposição das células, facilitando o processo de extração da sacarose; este sistema é formado pelos niveladores, picadores e desfibradores. Desta forma a cana entra no sistema de moagem onde obtém-se como resultado deste processo o caldo e o bagaço, o primeiro é enviado para a produção de açúcar e álcool, obedecendo etapas diferenciadas de processo, o segundo, deixa o sistema de moagem com uma umidade em torno de 51 %, posteriormente é transportado por esteiras para as caldeiras como combustível para a produção de vapor. O bagaço que não é utilizado nas caldeiras é estocado no pátio da usina para utilização posterior, visto que a refinaria de açúcar funciona o ano todo, esta sobra é da ordem de 40 t/h de bagaço.

A potência necessária às operações de preparo da cana e extração do caldo por moagem é suprida com a expansão do vapor em turbinas de contra-pressão, sendo designada pelo setor como “acionamento mecânico”.

A produção de vapor de alta pressão e média pressão é gerado nas caldeiras da planta, também designado pelo setor como “vapor vivo”. Seu consumo principal ocorre nos turbogeradores, turbinas de acionamento mecânico e nas etapas de refino do açúcar. A demanda de vapor de baixa pressão é atendida pelo vapor de escape, correspondente ao escape das turbinas, e por vapor vegetal, proveniente do processo de evaporação do caldo. Seu consumo principal ocorre nas etapas do processo de fabricação de açúcar e álcool.

Na fase de coleta dos dados, a realização de um balanço de massa e energia foi necessária para a avaliação do consumo de vapor das turbinas e em cada ponto do sistema. Para a realização do balanço foi necessário um levantamento das características dos equipamentos em termos de consumo, eficiência e parâmetros de funcionamento, como pressão e temperatura. Como para a realização deste tipo de avaliação é necessário que as condições do sistema sejam bem preparadas, tendo, por exemplo, uma boa instrumentação em todos os pontos onde as medições são necessárias, neste caso foi necessário adotar alguns dados do fabricante, como: eficiências, consumos aproximados de potência e outras características com base nas experiências práticas.

Para a realização do trabalho, obtivemos medições práticas naqueles pontos onde a instrumentação era confiável e outros dados tiveram que ser assumidos confiando na experiência e critérios técnicos estabelecidos dentro do setor. A seguir será apresentada uma listagem dos dados levantados e também a metodologia de cálculos preliminares que foi utilizada antes do início da simulação.

Em relação ao sistema de moagem, eram conhecidos os parâmetros do vapor na entrada e saída das turbinas de acionamento e o consumo total de vapor de cada tandem como um todo, valor fornecido pelos engenheiros da usina. As eficiências isentrópicas das turbinas dos tandems foram adotadas com base em experiências práticas e informações de empresas do ramo.

No caso do sistema de geração de vapor, a usina conta com uma sala de controle, onde o monitoramento das condições de operação de todas as caldeiras é acompanhado por técnicos capacitados a todo instante, permitindo uma coleta confiável das condições dos parâmetros do vapor e da vazão de vapor de todas as caldeiras. A eficiência com base no PCI foi fornecida pelos fabricantes.

Do sistema de geração de energia elétrica, eram conhecidos os parâmetros do vapor na entrada e saída das turbinas dos geradores, a potência elétrica total de operação de cada turbogerador e o consumo de vapor dos mesmos, valores estes fornecidos pela usina. As eficiências isentrópicas das turbinas, e a eficiência do gerador elétrico e do redutor foram fornecidas pelos fabricantes.

Finalizando esta fase de levantamento dos dados, no sistema de bombeamento da água de alimentação das caldeiras, eram conhecidos os parâmetros do vapor na entrada e saída das turbobomas e a eficiência isentrópica das mesmas.

Uma vez realizada esta fase de levantamento dos dados, foi necessário comprovar a veracidade dos dados em relação ao sistema em estudo, ou seja, antes de iniciarmos a montagem do esquema da planta da usina no simulador, para a realização dos balanços de massa e energia, verificamos se estes dados estavam dentro dos parâmetros estabelecidos pela usina e se não era excedida alguma capacidade limite de algum dos equipamentos básicos, e impunha-se a necessidade de reajustes e considerações para a realização da simulação. Os dados empregados foram obtidos durante visita realizada à usina em maio de 2003.

3.9. O software Gate Cycle

O software Gate Cycle 5.51 é um programa computacional que permite a modelagem e simulação de esquemas térmicos de centrais termelétricas e plantas de cogeração, desenvolvido pela G.E Energy Services. O programa foi desenvolvido para ser de fácil compreensão e utilização por partes dos usuários, treinamento de operadores de centrais, aulas práticas etc. Contem uma ampla biblioteca com diversos tipos de equipamentos, modelos de esquemas, que permitem a modelagem e simulação de turbinas a gás, turbinas a vapor, ciclos combinado, dentre outros. O ambiente de trabalho é amigável ao usuário, onde definida a configuração que vai ser modelada, feita a escolha correta dos equipamentos e montagem do esquema, o software resolve automaticamente problemas de balanço de massa e energia conseguindo resultados com grande precisão de cálculo.

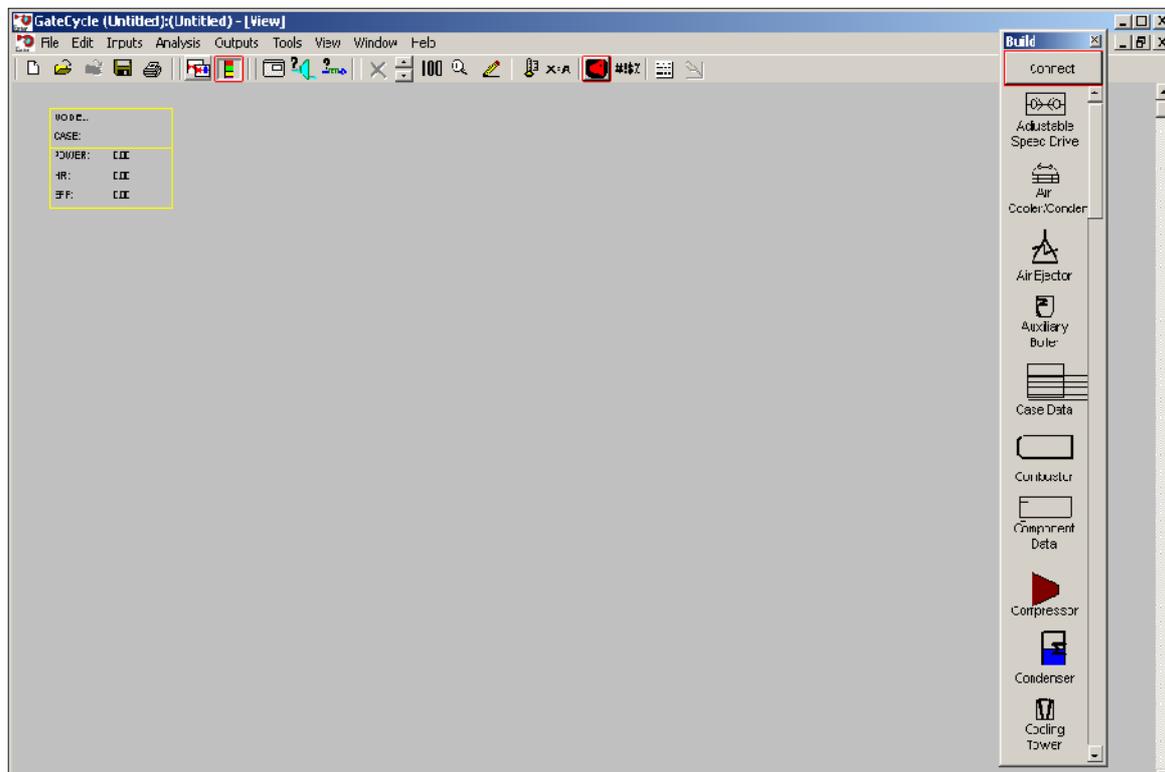


Figura 3.1 – Ambiente de trabalho do software Gate Cycle.

Capítulo 4

Performance de Sistemas de Cogeração

Uma questão aparentemente trivial refere-se a performance de sistemas de cogeração, visto que a sua avaliação é realizada por meio de diferentes métodos de análise. O objetivo fundamental deste capítulo é apresentar os diferentes critérios utilizados e encontrados na literatura para avaliação de sistemas de cogeração, entres os quais estão os apresentados por Horlock (1997) e Huang (1996), que pretendem considerar a eficiência “integral” de geração de eletricidade e calor. No final será apresentado uma discussão sobre meios de otimização de sistemas energéticos.

4.1. Introdução

A avaliação de desempenho de uma planta de cogeração não é um procedimento elementar, como bem lembra Marecki (1988), dada a dificuldade de determinação de uma medida de eficiência global em uma unidade onde os produtos principais (calor e potência) embora da mesma natureza, têm diferente valor de uso.

Kotas (1980) considera que os critérios tradicionais de desempenho de plantas térmicas podem ser classificados em duas categorias. Na primeira o autor coloca os parâmetros que são expressos na forma de relações de conversão de energia, como as eficiências térmicas globais, e que devem ser empregados na avaliação da planta em seu conjunto. As eficiências globais não devem ser entendidas como critérios de desempenho, mas apenas como relações de uso de energia. Um segundo tipo de critério, preferencialmente aplicado para componentes de uma planta, está associado às relações entre as produções reais e ideais.

Em princípio, não existe um único parâmetro ou indicador adequado e sim condições em que um determinado indicador pode ser mais conveniente que os demais.

4.2. Critérios de Avaliação baseados na Primeira Lei da Termodinâmica

A avaliação do desempenho de uma planta de cogeração baseado na Primeira Lei da Termodinâmica é um procedimento que implica a comparação de produtos de diferentes qualidades termodinâmicas, tais como calor e potência produzida (Walter *et al.*, 1997).

Na caracterização dos índices de desempenho, vários são os indicadores, a seguir serão apresentados e definidos alguns deles, como segue:

a) *Fator de utilização de energia (FUE)*: conhecido também como eficiência energética ou eficiência de primeira lei, é um indicador baseado no princípio físico da conservação de energia. Este parâmetro considera a equivalência do calor e o trabalho como produtos, conforme mostra a Equação (4.1).

$$FUE = \frac{W + Q_u}{m_{comb} \cdot PCI} \quad (4.1)$$

Onde:

W – potência eletromecânica produzida pelo sistema [kW]

Q_u – fluxo de calor útil do sistema para processo [kW]

m_{comb} – fluxo total de bagaço consumido pelas caldeiras [kg/s]

PCI – Poder Calorífico Inferior [7500 kJ/kg]

Para efetuar o cálculo deste fator, deve ser calculado previamente o calor útil total do sistema empregado no processo. Esse é composto pelo somatório dos fluxos de entalpia do vapor destinado à fábrica de açúcar e à refinaria, menos o fluxo de entalpia do condensado de retorno, como mostra as equações 4.2 e 4.3, respectivamente. Para melhor compreensão a (Figura 4.1) mostra o esquema utilizado na simulação.

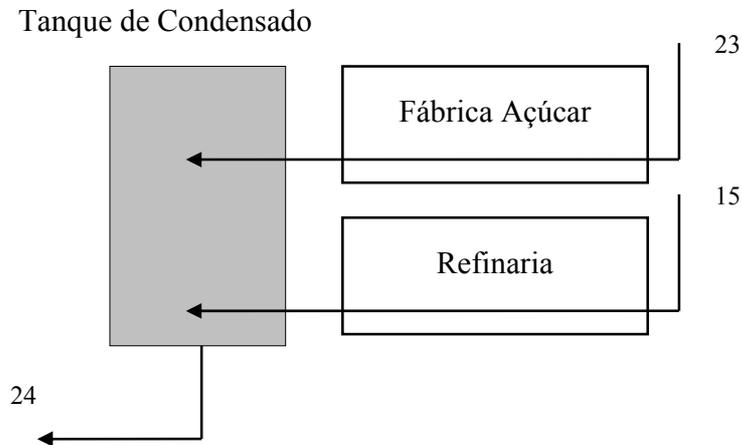


Figura 4.1 – Esquema do processo utilizado na simulação.

$$Q_{u_{fábrica}} = m_{23} \cdot (h_{23} - h_{24}) \quad (4.2)$$

Onde:

- $Q_{u_{fábrica}}$ - fluxo de calor útil para a fábrica de açúcar [kW]
- m_{23} - vazão de vapor para processo da fábrica de açúcar [kg/s]
- h_{23} - entalpia do fluxo de vapor [kJ/kg]
- h_{24} - entalpia do condensado de retorno [kJ/kg]

$$Q_{u_{refinaria}} = m_{15} \cdot (h_{15} - h_{24}) \quad (4.3)$$

Onde:

- $Q_{u_{refinaria}}$ - fluxo de calor útil destinado à refinaria [kW]
- m_{15} - vazão de vapor para a refinaria de açúcar [kg/s]
- h_{15} - entalpia do fluxo de vapor [kJ/kg]
- h_{24} - entalpia do condensado de retorno [kJ/kg]

Assim, o cálculo do calor útil total do sistema é apresentado na equação 4.4:

$$Q_u = Q_{u_{fábrica}} + Q_{u_{refinaria}} \quad (4.4)$$

Deve ser levado em conta que este critério é convencional, uma vez que atribui idêntico valor a energia eletromecânica e a energia térmica, não considerando a proporção entre elas. O que significa que um possível alto valor do fator de utilização de energia, pode estar associado a um pequeno valor de potência elétrica produzida em comparação ao calor de processo, o que significa que o fator FUE pode em alguns casos não ser considerado, ou fornecer informação incompleta sob o sistema avaliado.

b) *Eficiência eletromecânica (η)*: a eficiência de geração de potência não é adequada a uma planta de produção combinada, em virtude de não considerar a parcela relativa ao calor de processo. A eficiência de geração é definida como:

$$\eta = \frac{W}{m_{comb} \cdot PCI} \quad (4.5)$$

c) *Taxa de economia da energia do combustível (FESR)*: este critério refere-se à economia de combustível obtida por sistemas de cogeração em relação a plantas convencionais que produzem separadamente energia elétrica e térmica, sendo considerado um dos melhores indicadores baseados na primeira lei. Esse índice está definido pela equação 4.6, nela encontramos o termo η_{TH} que refere-se à eficiência térmica de uma planta de potência de referência, sendo adotado o valor 0,35; e o termo η_{cald} referente a eficiência térmica média das estações de geração de vapor da usina, sendo de 0,86.

$$FESR = \frac{\left[\left(\frac{Q_u}{\eta_{cald}} \right) + \left(\frac{W}{\eta_{TH}} \right) \right] - (m_{comb} \cdot PCI)}{\left(\frac{Q_u}{\eta_{cald}} \right) + \left(\frac{W}{\eta_{TH}} \right)} \quad (4.6)$$

d) *Razão potência/calor* (R_{PH}): segundo Huang (1996), a efetividade de custo de um sistema de cogeração está diretamente relacionada com a quantidade de potência elétrica que este possa produzir com relação à quantidade de calor de processo. Desta forma, um valor alto de R_{PH} indica altos valores de energia elétrica produzida e o FUE vai diminuir, sendo que a produção de excedente de energia elétrica estaria justificada pela venda a preços favoráveis. Sua expressão é definida pela equação 4.7:

$$R_{PH} = \frac{W}{Q_u} \quad (4.7)$$

Como um dos objetivos principais deste trabalho é também maximizar o excedente de energia elétrica para venda a rede, outros índices não adimensionais relacionados com o setor sucroalcooleiro também são calculados.

e) *Índice de eletricidade excedente/moagem* ($I_{e.exced.m}$): é a razão do excedente de energia elétrica (W_{exced}) pela quantidade de cana moída (tc) em toneladas por hora [kWh/tc]:

$$I_{e.exced.m} = \frac{W_{exced}}{tc} \quad (4.8)$$

f) *Índice de eletricidade excedente/bagaço* ($I_{e.exced.b}$): como na maioria das vezes não se utiliza todo o bagaço disponível da moagem da usina, este índice calcula o excedente de energia em função do bagaço utilizado (tb) no sistema de cogeração em toneladas por hora [kWh/tb]:

$$I_{e.exced.b} = \frac{W_{exced}}{tb} \quad (4.9)$$

De maneira geral, estes índices apresentam valores característicos segundo o projeto do sistema de cogeração, mas em contrapartida, trata-se de eficiências energéticas que relacionam os fluxos de energia de acordo com o conceito produto/insumo.

Na (Tabela 4.1) são apresentados os resultados obtidos no cálculo do calor útil total, potência mecânica e potência elétrica na safra avaliada, no caso particular da potência mecânica do sistema, a mesma foi calculada de acordo com a equação 4.10:

$$W_{mec} = W_{\tan dem I} + W_{\tan dem II} + W_{\tan dem III} + W_{turbobombas} \quad (4.10)$$

$$W_{turbobombas} = 1,00 \text{ [MW]}$$

Tabela 4.1 – Resumo dos cálculos para a safra avaliada.

Parâmetros	Safra 2003
$Q_{u.fábrica}$	327,73 [MW]
$Q_{u.refinaria}$	23,27 [MW]
Q_u	351,01 [MW]
W_{elet}	43,00 [MW]
W_{exced}	30,00 [MW]
W_{mec}	17,00 [MW]
W	60,00 [MW]

De posse dos valores apresentados na tabela acima foram calculados os critérios de desempenho baseados na primeira lei, ver (Tabela 4.2).

Tabela 4.2 – Resumo dos critérios de desempenho para a safra avaliada.

Parâmetros	Safra 2003
FUE [%]	82,20
FESR [%]	13,73
R _{PH} [%]	17,09
I _{e.exced.m} [kWh/tc]	30,00
I _{e.exced.b} [kWh/tb]	124,99
η [%]	12,00

Horlock (1997) no livro “Cogeneration – Combined Heat and Power (CHP)”, apresentada uma discussão destes critérios e são mostrados alguns dos valores destes coeficientes para diversos exemplos de sistemas combinados, na (Tabela 4.3) estes são apresentados e comparados com outros sistemas.

Tabela 4.3 – Tabela comparativa dos critérios obtidos.

Exemplo	FUE	FESR	R_{PH}
Planta de extração/condensação*	0,48	0,057	3,8
Planta de contra-pressão*	0,85	0,235	0,42
Usina Vale do Rosário** – safra 1997	0,74	0,032	0,087
Usina Cruz Alta*** – safra 2000	0,784	0,026	0,080
Usina Colombo – safra 2003	0,822	0,1373	0,1709

O valor obtido de fator de utilização de energia para a usina Colombo é um pouco mais alto que os valores obtidos na usina Vale do Rosário e na usina Cruz Alta, e ligeiramente inferior ao sistema proposto por (Horlock, 1997) para planta de contra-pressão.

* Horlock (1997)

** Informações recolhidas por Barreda del Campo (1999);

*** De acordo com Prieto (2003).

No caso da taxa de economia da energia do combustível (FESR), observa-se uma economia de 13,73% no combustível em relação a sistemas que produzem separadamente potência e calor, questão que mais uma vez justifica as vantagens da cogeração. O alto índice de R_{PH} para a usina em estudo justifica-se pelo fato da potência mecânica total do sistema ser relativamente superior em comparação com a potência das outras duas usinas nas safras especificadas.

Com relação aos índices não adimensionais apresentados neste tópico, o índice de eletricidade excedente/moagem ($I_{e.exced.m}$) e o índice de eletricidade excedente/bagaço ($I_{e.exced.b}$), foram de 30,00 [kWh/tc] e 124,99 [kWh/tb], respectivamente. Recentemente estudo realizado por Higa (2003) para uma instalação real de açúcar e álcool com moagem da ordem de 480 tc/h e parâmetros do vapor em 22 [bar abs.] @ 300°C, estes índices apresentaram valores da ordem de 5,5 [kWh/tc] e 24,2 [kWh/tb].

4.3. Índices de Desempenho baseados na Segunda Lei da Termodinâmica

Considerações ambientais e econômicas mostram facilmente a necessidade de preservação dos recursos energéticos disponíveis. Isto implica na necessidade de desenvolver sistemas térmicos, que utilizem de forma racional os recursos disponíveis. A eficiência na utilização desses recursos é analisada com base na Primeira e Segunda Lei da Termodinâmica. Da primeira lei tem-se que a energia não pode ser destruída. Assim, a energia que ingressa em um sistema térmico que opera em regime permanente estará presente nos produtos, subprodutos e rejeitos desse sistema, na mesma quantidade que entrou (conservação da energia). A segunda lei mostra que a transferência de energia através de calor é acompanhada de acréscimo de entropia, o que não ocorre com a transferência de energia via trabalho. Com isto, a segunda lei preconiza que a energia pode existir com diversas qualidades e que a qualidade da energia pode ser degradada como resultado de irreversibilidades.

A determinação do valor termodinâmico de um fluxo em termos do trabalho mecânico que poderia ser extraído dele, e as ineficiências e perdas reais dos sistemas energéticos vincula estreitamente a aplicação da primeira e segunda lei da termodinâmica aos citados sistemas, sendo a análise exérgica, dotada de ferramentas para uma abrangente e clara discussão sobre as irreversibilidades internas e externas no processo, muito útil para este propósito.

No centro da análise está o conceito de exergia, segundo o critério de Szargut (1988), definido como o parâmetro termodinâmico que corresponde à quantidade de trabalho máxima obtida, quando alguma matéria é trazida de seu estado inicial para um estado de equilíbrio termodinâmico com os

componentes comuns da natureza circunvizinha por meio de processos reversíveis de troca de calor e matéria exclusivamente com o entorno.

Assim, segundo Higa (2003), para sistemas energéticos cujos fluxos operam com parâmetros fora das condições do meio ambiente (referência), a exergia pode ser entendida como a parte da energia que pode ser transformada em trabalho mecânico, sendo a destruição de exergia ou degradação do fluxo de energia o resultado direto das irreversibilidades de um sistema. Um dos aspectos que pode aumentar a geração de irreversibilidades é o funcionamento do equipamento fora das condições de projeto inerentes ao mesmo, aspecto que geralmente incrementa não só a destruição de exergia, mas também as perdas exergéticas para o ambiente.

Embora a exergia de um fluxo de um fluido possa ser subdividida em exergia cinética, potencial, física ou termo-mecânica e química, desprezando-se os efeitos nucleares, magnéticos elétricos, neste trabalho, torna-se interessante a avaliação dos conceitos da exergia física.

A exergia física associada a um fluxo de massa que cruza a fronteira de um sistema é determinada segundo Szargut (1988), pela seguinte expressão:

$$b_x = (h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0) \quad (4.11)$$

Como mostra a própria definição de exergia, um elemento importante é o estabelecimento do estado de referência a partir do qual a exergia vai ser determinada. Assim, em termos de definição de exergia, o meio ambiente age como um grande “reservatório” que têm a propriedade de receber fluxos de calor sem mudar de temperatura ou pressão, fluxos de energia mecânica sem variar a pressão, e fluxos de matéria sem variar a composição, (Bejan *et al.* 1996).

O estado de referência pode ser definido genericamente como tudo aquilo que não pertence ao sistema fechado, alguns autores denominam *entorno*, definindo o meio como parte desse entorno que é mais geral. No caso objeto de estudo esse meio foi definido como tendo uma pressão de 1,01 bar, e uma temperatura de 25°C.

A exergia que acompanha um fluxo de calor do sistema a uma temperatura T para o meio a T₀, estará definida pela seguinte expressão:

$$B_p = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \cdot Q \quad (4.12)$$

Que pode ser interpretada como o trabalho que poderia realizar um ciclo de potência reversível que receberá a quantidade de calor Q à temperatura T , e descarregará energia por troca de calor ao ambiente a T_0 . O termo entre parênteses é conhecido como fator de Carnot.

Com relação às usinas de açúcar e álcool, sabemos que as transformações da fibra da cana em bagaço são transformações físicas e não químicas, visto que a fibra é tratada como um combustível totalmente seco. Devido a processos de embebição com caldo durante a difusão, o bagaço é considerado um combustível úmido, insumo da cogeração. A exergia química da fibra calcula-se usando o método proposto por Szargut et al (1988) para combustíveis sólidos com umidade. Sendo assim, para o bagaço foi utilizada a equação sugerida por Szargut (1988) para a madeira.

$$b_b = \beta \cdot (PCI + L \cdot Z_w) + b_w \cdot Z_w \quad (4.13)$$

Onde:

b_b – exergia específica do bagaço [kJ/kg]

L – entalpia de vaporização da água [2442 kJ/kg]

b_w – exergia química da água líquida* [50 kJ/kg]

Z_w – fração em massa da água presente no bagaço úmido [51%]

Z_x – fração em massa dos diferentes elementos químicos [Tabela 4.4]

Tabela 4.4 – Fração mássica dos elementos químicos do bagaço.

Z_{H2}	Z_C	Z_{O2}	Z_{N2}
0,065	0,47	0,44	-

Fonte: Parra (2003), valores reportados da Tabela 3.2 para diferentes composições químicas do bagaço, de acordo com Hugot (1986).

β - coeficiente em massa de hidrogênio, carbono, oxigênio e nitrogênio presentes no bagaço.

$$\beta = \frac{(1,0412 + 0,2160 \cdot \frac{Z_{H2}}{Z_C} - 0,2499 \cdot \frac{Z_{O2}}{Z_C} \left[1 + 0,7884 \cdot \frac{Z_{H2}}{Z_C} \right] + 0,0450 \cdot \frac{Z_{N2}}{Z_C})}{(1 - 0,3035 \cdot \frac{Z_{O2}}{Z_C})} \quad (4.14)$$

* De acordo com figura 3.14 página 101 do livro de Szargut, considerando umidade relativa do ar atmosférico de 70% e temperatura de referência, igual a 25°C.

a) *Eficiência exergética* (η_{exerg}): este índice se refere a eficiência pela segunda lei da termodinâmica. Comparada a equação 4.1, tanto a energia do calor de processo é substituída pela exergia consumida pelo processo (B_p), quanto a energia do combustível é substituída por sua exergia (B_f).

$$\eta_{exerg} = \frac{(W + B_p)}{B_f} \quad (4.15)$$

A exergia do combustível foi calculada com base na equação 4.13, no caso da exergia consumida pelo processo, foi tomado o seguinte procedimento:

De acordo com a Figura (4.1), temos:

$$B_{p.fabrica} = m_{23} \cdot [(h_{23} - h_{24}) - T_0 \cdot (s_{23} - s_{24})] \quad (4.16)$$

$$B_{p.refinaria} = m_{15} \cdot [(h_{15} - h_{24}) - T_0 \cdot (s_{15} - s_{24})] \quad (4.17)$$

Assim, a exergia total consumida pelo processo é dada pela expressão 4.18:

$$B_p = B_{p.fabrica} + B_{p.refinaria}$$

b) *Eficiência de cogeração* (η_{CG}): este critério utiliza o conceito de exergia para destacar a diferença da qualidade entre trabalho e calor, sendo, portanto uma medida mais real da eficiência do processo de cogeração. Segundo Feng et. al (1997), na expressão abaixo, o termo ϕ é uma constante com valor entre 0 e 1, assumindo 0,12 em seu estudo.

$$\eta_{CG} = \frac{W + B_p + \phi \cdot (Q_u - B_p)}{B_f} \quad (4.19)$$

Com base nas equações e definições apresentadas, o resultado dos cálculos dos critérios de desempenho baseados na segunda lei para a usina em estudo, foram de 22,69% para a η_{exerg} e de 27,41% para a η_{CG} . Na (Tabela 4.5) será apresentada uma comparação destes valores com o de outros estudos realizados em diferentes usinas, segundo a visão dos diferentes autores envolvidos.

Tabela 4.5 – Tabela comparativa dos índices obtidos baseados na segunda lei.

Usinas Analisadas	η_{exerg} [%]	η_{CG} [%]
Usina Colombo – safra 2003	22,69	27,41
Usina Real de Açúcar e Álcool*	15,50	-
Planta de Contra-Pressão**	22,00	28,00

* Segundo estudo realizado por Higa (2003) no projeto real de uma usina de açúcar e álcool;

** Informações recolhidas de Carpio et. al. (1999).

4.4. Otimização

No projeto de sistemas energéticos, um dos aspectos de maior importância consiste em definir as demandas térmica e elétrica do sistema; em outras palavras: formular as especificações para o projeto. Assim, é possível encontrar projetos que cumpram todas as demandas, mas entre elas está o projeto ótimo, o qual apóia-se em varias alternativas que dependem de uma aplicação específica, como os casos de mínimo custo, máxima potência, mínimo peso, etc., (Bejan et. al.,1996). Desta forma, o termo “ótimo” fica determinado conforme um determinado objetivo.

Na prática de engenharia energética, devido à complexidade dos sistemas, aliada ao fato das incertezas sobre dados e informações sobre o sistema tratado, a determinação do verdadeiro ponto ótimo é geralmente impossível. No lugar, é aceito normalmente um projeto ótimo aproximado, sendo nesse sentido um exemplo comum o trocador de calor a contracorrente, onde uma das variáveis chaves é a mínima diferença de temperatura entre as duas correntes, onde é conhecido que diminuir a diferença de temperaturas entre correntes implica maior área de troca de calor, com o conseqüente aumento de custos de capital.

Desta forma, a necessidade de prever o desempenho de um sistema, por exemplo, térmico, a partir de condições de entrada, características dos componentes do sistema e as propriedades das substâncias envolvidas, é com freqüência o primeiro aspecto a tratar na otimização do mesmo. Nesse caso, é mais conveniente a representação do desempenho dos componentes do sistema, mediante equações matemáticas respaldadas por leis físicas, ou seja, chegar à modelagem matemática.

O segundo passo é a formulação do problema de otimização, com a formulação da função objetivo, onde a simulação do sistema constitui o conjunto de restrições.

Assim, os métodos desenvolvidos na procura do valor ótimo em problemas particulares podem ser classificados de acordo com a natureza da função objetivo, as restrições e as variáveis de decisão envolvidas. A função objetivo pode conter uma ou muitas variáveis de decisão, ser contínua ou não contínua, ser linear ou não linear, assim como as restrições do problema de otimização, que podem ser expressas através de equações ou inequações lineares ou não lineares.

Dentro do campo da engenharia térmica, mais especificamente nas usinas de açúcar e álcool, torna-se importante avaliar o grau de economia do combustível. Para isso é necessário estabelecer um balanço entre a disponibilidade de bagaço, a demanda de vapor para o processo de açúcar e álcool e a geração de energia elétrica, tanto para o consumo dentro da própria planta, quanto para obter excedentes destinados à venda.

Visando o melhoramento deste índice, que pode ser entendido como a ganância econômica que pode ser obtida a partir de uma mesma quantidade e qualidade de combustível, um dos aspectos tratados (Nurse, 1988), é a instalação de novas caldeiras projetadas para gerar vapor a parâmetros mais altos, assim como a adaptação de turbinas mais eficientes e de maior capacidade. Dessa forma, é possível incrementar a exergia ou disponibilidade do vapor produzido, a partir do qual, pode ser gerada energia elétrica adicional.

Quer dizer então, que os valores práticos mais altos de temperatura e pressão a ser escolhidos, dependem de limitações impostas nos materiais da caldeira e equipamento em geral, aliada ao fato do aumento da qualidade e custo do tratamento de água.

Perante estes aspectos, e levando em conta as recentes mudanças no setor elétrico brasileiro, no sentido de favorecer a venda de energia elétrica excedente, impõe-se para as usinas de açúcar a otimização da produção de eletricidade. Por tanto, vê-se logo que o preço de venda de energia elétrica e o custo de investimento envolvido são os fatores determinantes a ser avaliados.

No próximo capítulo este assunto será abordado com detalhes em cima das configurações propostas para a usina, objeto de nosso estudo, servindo como passo prévio à compreensão das metodologias de custos exergéticos e monetários de sistemas de cogeração.

Capítulo 5

Maximização da Geração de Potência da Usina: Estudo de Caso

O presente capítulo trata sobre o aumento dos parâmetros de geração de vapor como meio para aumentar os níveis de geração de potência nos sistemas a vapor das plantas de cogeração com a concomitante melhoria de eficiência do sistema. O capítulo focaliza o caso concreto da planta de cogeração da Usina “Colombo”, são analisadas também propostas de simulação visando a otimização termodinâmica, sendo a potência elétrica produzida junto a outros índices de desempenho, questões submetidas à discussão, levando em conta os requerimentos termodinâmicos do vapor a ser empregado no processo fabril.

5.1. O Valor Energético da Cana de Açúcar

O uso da energia primária é mais crescente cada dia no mundo inteiro. Nas usinas de açúcar e álcool o bagaço constitui a fonte principal de energia, fazendo possível que o processo açucareiro seja energeticamente auto-suficiente e ainda mais com a possibilidade de obter excedentes significativos de energia. Estes excedentes eventualmente podem ser vendidos a centros agro-industriais vizinhos, vinculados ao setor, ou destina-se a outros consumidores. Por outro lado, também se pode ter bagaço excedente de grande valor para outras aplicações, como por exemplo, obtenção de polímeros e compósitos a partir da lignina extraída do bagaço de cana-de-açúcar, a utilização como ração animal (bagaço hidrolizado), utilização como adubo orgânico e destinado para a obtenção de álcool pelo processo de hidrólise rápida (DHR).

O estudo do potencial energético da cana de açúcar resulta de especial interesse, especialmente dentro do contexto onde se discute a expansão dos sistemas de cogeração das usinas de açúcar e álcool baseadas na combustão de bagaço. Torna-se portanto de especial interesse aprofundar tanto nas possibilidades de incremento do potencial de geração de energia elétrica, quanto nas características de bagaço como fonte energética (Prieto, 2003).

Walter e Horta (1996) mostraram dados de um estudo onde indicam um teor de fibra na cana que pode oscilar entre 8,5 e 16%, faixa que coincide com os dados reportados por Parra e Nebra (2000). O teor de fibra depende da espécie da cana e varia também com o número de cortes efetuados, sendo o aspecto que determina a quantidade de bagaço que se obtém por unidade de massa de cana. Da mesma forma, um bom aproveitamento do bagaço na cogeração em sistemas a vapor é uma questão intimamente associada à elevação da eficiência dos geradores de vapor das usinas, e à redução do consumo de vapor de escape para o processo.

Na produção industrial de açúcar a partir da cana, o vapor é o vetor energético básico. Nas instalações brasileiras de geração de vapor, em geral de média pressão, o fluxo de vapor é dividido entre as turbinas de geração elétrica e as de acionamento mecânico, sendo o vapor de escape tipicamente utilizado nas operações de aquecimento, evaporação e destilação. A parte restante da demanda de vapor é atendida pela massa de água evaporada do caldo de cana, ou seja, pelo vapor vegetal, subproduto da evaporação. Nesse sentido, um índice cuja importância deve ser avaliada é o consumo de vapor de escape no processo por tonelada de cana processada (Prieto, 2003), assunto que será tratado mais adiante.

A demanda de vapor de escape, os parâmetros do vapor gerado e a disponibilidade de combustível são alguns dos fatores que mais influenciam o projeto do conjunto de turbinas. Assim, considerando a necessidade de um melhor gerenciamento do bagaço como fonte energética, em anos recentes têm sido abordadas ofertas, em alguns casos, de substituição de caldeiras de baixos parâmetros por outras de altos parâmetros, prática esta comum em várias usinas. Na Tabela 5.1 são destacados alguns exemplos. Em todos os casos trata-se de caldeiras que queimam bagaço e são comercializadas no mercado, sendo que algumas delas encontram-se em operação, como no caso do Modelo VS-500 do fabricante SERMATEC de Sertãozinho/SP, instalada na Usina Santa Elisa, e o modelo 200-V-2-S da EQUIPALCOOL Sistemas, instalada na Usina Colombo, objeto de nosso estudo.

Tabela 5.1 – Exemplos de dados de caldeiras a vapor para a Indústria Açucareira.

Fabricante	Modelo	Pressão do Vapor [bar abs.]	Temperatura do Vapor[°C]	Capacidade [ton/h]
DEDINI S/A	AT-200	82,0	510	200
CALDEMA	AMD-100-9GI	66,0	480	300
CALDEMA	APU-50-6GB-PSE	64,2	480	150
CALDEMA	AUP-40-5GB-PSE	43,0	400	120
EQUIPALCOOL	200-V-2-S	63,0	480	200
SERMATEC	VS-500	66,0	510	200
SERMATEC	VS-500	45,0	410	120

Estas propostas exigem um estudo mais detalhado da influência que tem os parâmetros do vapor (pressão e temperatura) na operação do sistema de cogeração e nos índices de desempenho associados.

5.2. Influência dos Parâmetros do Vapor sobre o Desempenho da Central Termelétrica

A elevação dos parâmetros do vapor superaquecido, visando o aumento da temperatura do vapor na entrada da turbina, t_0 , e conseqüentemente o aumento da capacidade de realizar trabalho, sempre leva ao acréscimo da eficiência térmica do ciclo, pois além de aumentar a temperatura termodinâmica média de fornecimento de calor ao ciclo, é uma das fontes principais de economia de combustível nas plantas termelétricas. Em vista desse fator, estabelece-se que uma das vias de aperfeiçoamento do ciclo a vapor é o aumento dos parâmetros do vapor utilizados em instalações

comerciais. Hoje, a partir da adoção de aços de alta resistência mecânica, é possível atingir níveis de pressões de vapor na faixa de (25,1-31,0 MPa), e de temperatura (570-610 °C), como parâmetros do vapor na entrada das turbinas comercializadas (Mitsubishi Co., 2001).

A Figura 5.1 mostra a dependência existente entre a eficiência térmica de um ciclo a vapor e o valor da temperatura e da pressão do fluido de trabalho na entrada da turbina. Na base deste gráfico, é possível obter as seguintes conclusões:

- Para um valor constante da pressão P_0 , o aumento da temperatura sempre conduz ao aumento da eficiência térmica;
- Nem sempre o acréscimo da pressão do vapor à temperatura constante leva ao aumento da eficiência térmica do ciclo. Assim, para uma temperatura de 500 °C, observamos que a eficiência correspondente a uma pressão de 50 MPa é maior que a correspondente a 70 MPa, observando-se um valor máximo da eficiência para uma pressão de aproximadamente 35 MPa. Na faixa de valores típicos dos parâmetros iniciais do vapor de centrais termelétricas modernas, entre 560-580 °C e 30-35 MPa, este fenômeno não é observado.

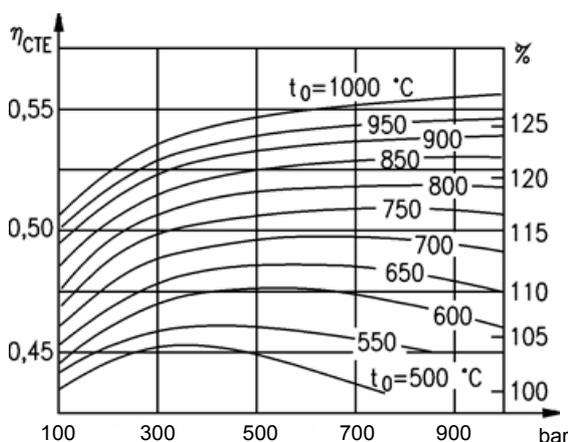


Figura 5.1 – Dependência da eficiência térmica de um ciclo a vapor em função dos parâmetros iniciais da substância de trabalho (pressão e temperatura do vapor).

(Girshfeld e Morozov, 1986).

Desta forma, sendo conhecido que o estado do vapor superaquecido é determinado pela pressão e a temperatura, é freqüente encontrar estudos da influência de cada parâmetro separadamente, o que pode ser explicado pelo fato da pressão do vapor superaquecido determinar univocamente a temperatura de saturação.

Nesse sentido, é conhecido o fato do aumento da potência produzida nos sistemas a vapor com o aumento da temperatura do mesmo na entrada da turbina, sendo constantes as pressões iniciais e

finais do ciclo. Este aspecto é associado ao desenvolvimento de materiais e métodos de fabricação, que tem permitido avanços na obtenção de aços resistentes à oxidação a altas temperaturas, fundamentalmente para as superfícies de aquecimento dos superaquecedores de vapor, tubulações de vapor superaquecido e para os componentes dos primeiros estágios das turbinas (Moran e Shapiro, 1995).

Um outro fato a ser considerado durante a seleção dos parâmetros iniciais do vapor, é a necessidade de manter em limites aceitáveis, do ponto de vista de operação da turbina, o valor da umidade nos últimos estágios da mesma. Considera-se como aceitável um valor entre 13 e 14 % na saída do último estágio. Um recurso para limitar o aumento da umidade do vapor nos últimos estágios da turbina, já empregado em algumas plantas consiste no reaquecimento do vapor. Nele, o vapor depois de expandir-se até uma pressão intermédia, entra no re-aquecedor onde a temperatura dele incrementa-se novamente até valores similares à temperatura inicial e depois se expande novamente numa segunda turbina. Os parâmetros iniciais para os quais esta condição se cumpre são chamados de parâmetros conjugados. Para um ciclo com temperatura do vapor de 540 °C, esta condição é atingida para pressões P_0 menores que a faixa entre 13 e 14 MPa. O reaquecimento não se aplica em usinas de açúcar por causa da baixa potência.

O efeito positivo está vinculado ao aumento da temperatura média de absorção de calor do ciclo, implicando um maior trabalho líquido produzido com a tendência de aumento da eficiência do mesmo. Por outro lado, em turbinas de condensação, o processo de expansão geralmente acaba dentro da área de mudança de fase, assim o aumento da temperatura inicial, leva à redução da umidade do vapor nas últimas etapas, questão associada não só ao acréscimo do valor da entalpia disponível, mas também ao rendimento isentrópico da turbina (Schegliáev, 1978).

A elevação da pressão inicial do vapor superaquecido por sua vez implica no acréscimo da temperatura média de absorção de calor na caldeira. Porém, do ponto de vista termodinâmico o mais eficaz é o aumento simultâneo da temperatura e pressão do vapor na entrada da turbina. Estes efeitos, junto ao resultante do aquecimento regenerativo da água de alimentação das caldeiras, aspecto que contribui notavelmente para o acréscimo dos parâmetros de entrada da água nas caldeiras (Haywood, 1985), conseguem reportar benefícios no desempenho do ciclo termodinâmico que não devem oferecer dúvidas para o leitor.

Contudo, no caso isolado de não dispor de aquecimento regenerativo da água de alimentação, se a temperatura do vapor superaquecido for fixada num ciclo sem reaquecimento intermediário do vapor,

Haywood (1985), insiste nos efeitos negativos decorrentes do aumento de pressão sem aumento simultâneo da temperatura. Estes efeitos negativos levam à diminuição da entalpia disponível a partir de um certo limite de pressão, questão acompanhada do aumento da erosão das pás dos últimos estágios de trabalho das turbinas devido ao aumento da umidade do vapor com a conseqüente diminuição da eficiência isentrópica.

Estas idéias serão objeto de uma avaliação pelos métodos da segunda lei da termodinâmica segundo o conceito de exergia. Assim, mantendo as condições do ambiente de referência citado no Capítulo 4, é possível obter a relação entre exergia física e pressão de vapor para diferentes valores de temperatura. Na Figura 5.2 pode ser observada esta relação para cinco valores de temperatura diferentes. Como se observa existe uma condição perante a qual acréscimos ulteriores na pressão provocam a diminuição da exergia.

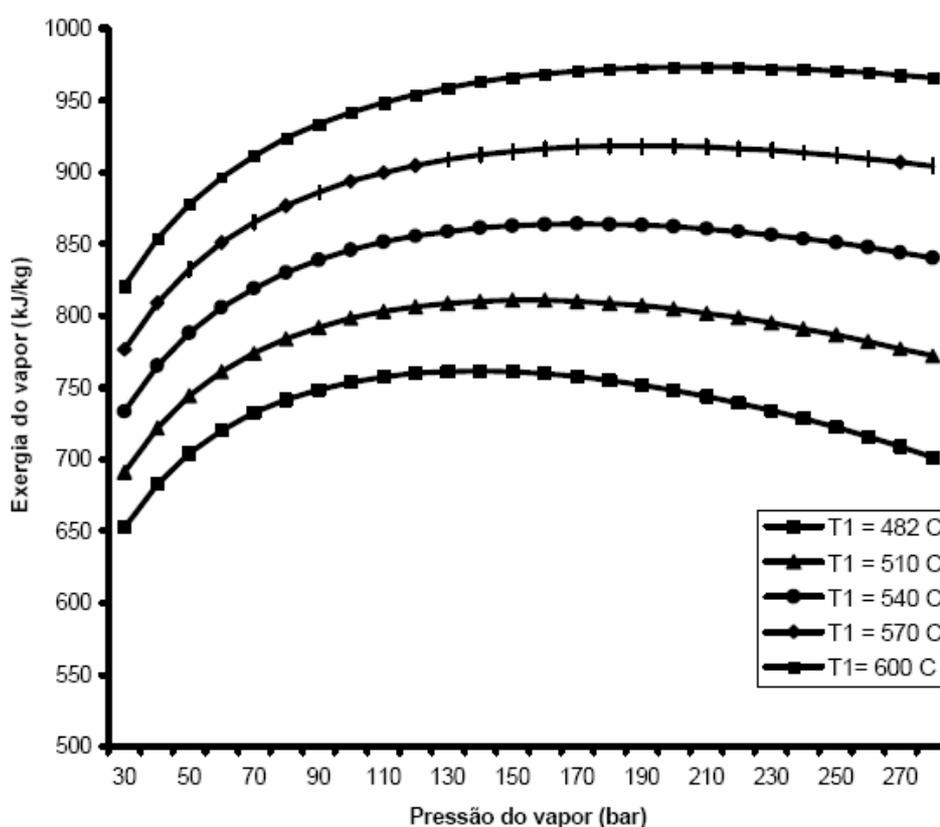


Figura 5.2 – Dependência da exergia física do vapor em função da pressão para diferentes valores de temperatura (Prieto 2003).

De posse do gráfico acima, observamos que à medida que a temperatura aumenta, a condição de máxima exergia é atingida para pressões superiores, ou seja, a condição de máxima capacidade de

trabalho do fluxo é deslocada na direção das pressões mais altas. Estes resultados confirmam os critérios de Haywood (1985), e Moran e Shapiro (1995), entre outros pesquisadores, que sugerem a conveniência do acréscimo simultâneo da pressão e temperatura do vapor.

Já existem no mundo algumas centrais termelétricas a vapor operando com parâmetros de geração ultrasupercríticos. Na Dinamarca, a empresa ELSAM S/A tem em operação duas unidades de 400 MW de potência com parâmetros de 28,5 MPa e 580°C e uma eficiência bruta de 47% durante a queima de carvão e de 49% queimando gás natural. Um exemplo de plantas a vapor com parâmetros de geração no nível de 25 MPa/600 °C, com reaquecimento intermediário até 610 °C está sendo comercializado pela firma Mitsubishi, que projeta turbinas a vapor de 1000 MW de potência elétrica, como consequência da adoção de aços de alta resistência mecânica a altas temperaturas. Uma destas turbinas opera comercialmente desde dezembro do ano 2000, (Mitsubishi Co, 2001).

5.3. Redução no Consumo de Vapor em Processo

A demanda de vapor de processo afeta tanto a produção de excedentes de eletricidade quanto de bagaço. A redução do consumo de vapor é, conseqüentemente, um fator chave na viabilização técnica e econômica da produção de eletricidade excedente a partir de subprodutos da cana.

As usinas de açúcar e álcool no Brasil, assim como em muitas outras regiões, apresentam consumos de vapor de escape para os processos na ordem de 500 kg de vapor por tonelada de cana processada (500 kg_v/tc). Nestas condições, quase todo o bagaço disponível é consumido.

Carpio (2000) enfatiza que tanto no caso de turbinas de extração/condensação como de sistemas avançados BIG/GT é importante reduzir o consumo de vapor no processo de fabricação, a fim de gerar mais eletricidade. No caso dos sistemas BIG/GT, esta é uma condição necessária, pois se caracterizam por uma produção pequena de vapor. Sendo que o consumo de vapor influencia consideravelmente sobre o índice de geração excedente, é importante conhecer quais são os valores mínimos possíveis a serem atingidos, 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 suco por condensado ou regenerativos, substituição parcial ou total dos evaporadores convencionais por evaporadores de película descendente (Figura 5.3), cozedores contínuos (Figura 5.4) e outras tecnologias de alta eficiência energética. A Tabela 5.2 mostra os valores mínimos do consumo de vapor em processo na indústria de açúcar e álcool segundo diversos autores.

Tabela 5.2 – Valores mínimos do consumo de vapor em processo no setor sucroalcooleiro.

Consumo de Vapor [kg/tc]	Comentários sobre a Tecnologia e Parâmetros Assumidos nos Cálculos.	Referências
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 (4º e 5º estágios), parâmetros do vapor 85 bar e 525 °C, acionamento das moendas a vapor.	(Wunch e Arram-Waganoff, 1999)
258	Quíntuplo efeito com evaporadores de película descendente, aquecedores de caldo por condensado e cozedores contínuos. Cálculos realizados em base da usina de açúcar Monimusk na Jamaica, 175 tc/h.	(Ogden et al., 1990)
280	Usina de açúcar com destilaria anexa. Quíntuplo efeito. Extração de vapor do 1º, 2º, 3º e 4º efeitos para o aquecimento do caldo. Trocadores de calor regenerativos caldo/vinhaça e caldo/caldo. Agitação mecânica nos cozedores. Tecnologia Flegstil e peneiras moleculares na destilaria. Extração de vapor desde o 5º efeito para os cozedores.	(CTC, 1998)

Os evaporadores de filme descendente são de uso corrente em outros segmentos industriais (em usinas de açúcar de beterraba), mas não no setor sucroalcooleiro. São equipamentos onde os coeficientes de transferência de calor são maiores, em função da maior velocidade de circulação do caldo, e podem trabalhar, conseqüentemente, com menores diferenciais de temperatura. Em função da menor diferença de temperatura (menor Δt), o vapor vegetal produzido nos últimos efeitos torna-se disponível para uso nos cozedores\aquecedores de caldo. Em adição, os condensados tornam-se disponíveis a maior temperatura, o que facilita seu aproveitamento enquanto fonte de calor (Walter, 1994).

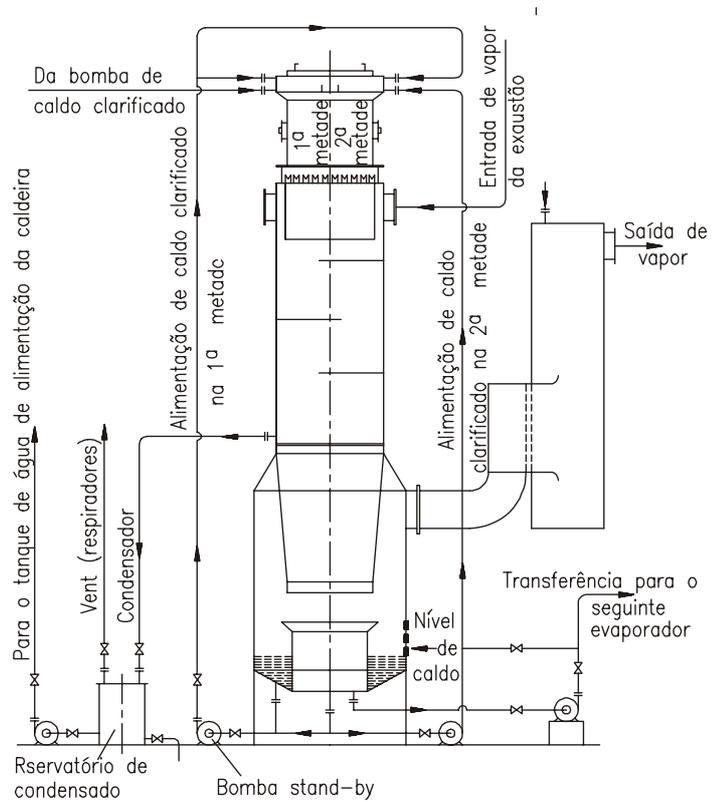


Figura 5.3 - Esquema de um evaporador de película descendente (Bhagat, 1995).

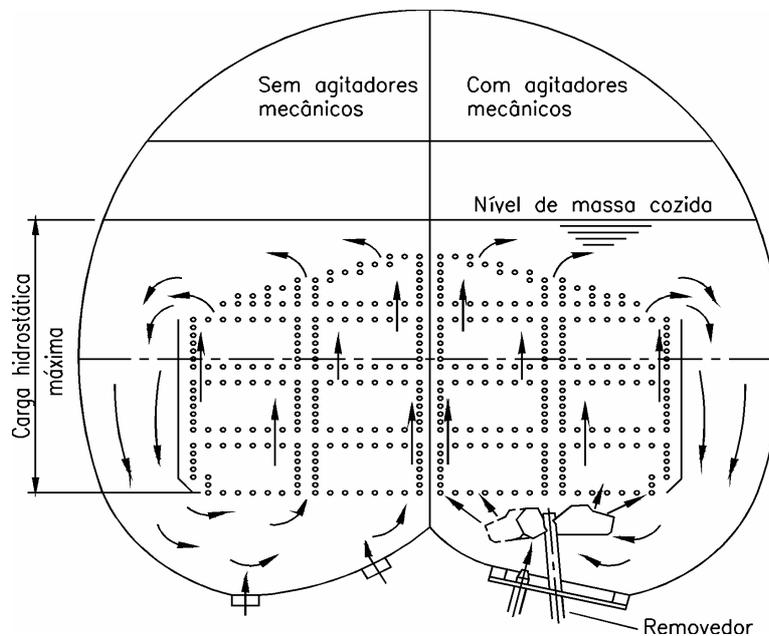


Figura 5.4 - Esquema de um cozedor contínuo (Jourmet, 1997).

Já o emprego dos cozedores contínuos, em detrimento dos tradicionais equipamentos em batelada, permite menor consumo de vapor (estimado pelos autores em cerca de 25% menos), assim como um regime de consumo sem flutuações. Nesse ponto é importante lembrar que a constância da demanda de vapor é altamente benéfica para a operação do sistema de potência.

Albert Thenet (1991) apresenta uma análise da influência da demanda de vapor de processo sobre a geração de potência em sistemas de cogeração com turbinas de extração/condensação. A partir de uma instalação em que toda a demanda de vapor de processo é suprida pelo escape das turbinas, implicando em um consumo da ordem de 620 kg_v/tc, o trabalho mostra que a produção de potência elétrica poderia ser elevada em 78% a partir da otimização de parâmetros operacionais e do melhor aproveitamento de fluxos de energias residuais.

Higa (2003) apresenta em seu estudo três medidas para a redução do consumo de vapor em uma instalação real do setor, a utilização de extrações de vapor vegetal (sangrias) nos efeitos da evaporação de múltiplos efeitos (EME); número de efeitos ótimos desse equipamento, e o aproveitamento térmico

dos condensados. Parra (2003) destaca os sistemas de evaporação com termo-compressão de vapor nos efeitos. A seguir cada uma destas medidas serão detalhadas.

➤ **Utilização de vapor vegetal (V.V) no processo**

Uma forma de diminuir as diferenças de temperaturas entre as correntes quentes e frias do processo é aumentar as extrações de vapor vegetal da EME para o processo. Normalmente, as extrações ocorrem apenas no 1° e 2° efeitos. Entretanto, é possível aumentar a utilização do vapor vegetal destes efeitos, ou ampliar o número de efeitos com sangrias, reduzindo também o consumo de vapor no processo. Quando se dispõe de vapor vegetal para o processo também dos efeitos 2 e 3, é possível reduzir ainda mais as irreversibilidades, pois há uma aproximação ainda maior entre as correntes quentes e frias do processo.

As extrações de VV da EME ocorrem de acordo com as demandas do processo nos níveis de temperatura dos efeitos, porém nem sempre é possível atender a quantidade desejada. Uma restrição imposta é que a quantidade de vapor vegetal extraída do EME não pode ser maior do que a disponível através da concentração do caldo na formação do xarope, respeitando-se o balanço de massa do equipamento. Além disso, há também a necessidade de se manter um equilíbrio na demanda de vapor nos efeitos anteriores e posteriores do EME.

A decorrência destes fatos é que a disponibilidade de vapor vegetal tende a diminuir conforme as extrações são realizadas nos últimos efeitos do EME. Para o exemplo de sangria de VV no 2° efeito, toda a evaporação deste efeito será realizada com o fornecimento de VV gerado no 1° efeito, que deve possuir a energia necessária para suprir esta demanda. Como o calor latente do vapor vegetal entre os diferentes efeitos é praticamente o mesmo, cada kg de VV do 2° efeito demanda um kg de VV do 1° efeito a ser utilizado apenas internamente no equipamento. Portanto, a disponibilidade total de vapor vegetal a ser extraído para o processo diminui, e desta forma, o vapor de escape da turbina precisa ser novamente utilizado para outras operações do processo, além do próprio EME.

Assim, a regra geral é que as extrações nos últimos efeitos tendem a diminuir o consumo global do processo, mas a restrição é que os últimos efeitos tendem a disponibilizar menos vapor vegetal para o processo (Tabela 5.3).

Tabela 5.3 - Dados de consumo da EME e do processo de acordo com as sangrias de vapor vegetal (Adaptado de Higa, 2003).

Casos	Sangrias de Vapor Vegetal nos Efeitos [kg/s]				Consumo de Vapor [kg./tc]		Área Total [m ²]
	1°	2°	3°	4°	EME	Processo	EME
A	19,4	7,0	-	-	274	484	8.850
B	52,6	-	-	-	440	452	9.500
C	0	25,5	-	-	233	447	9.410
D	0	0	17,5	-	164	437	8.800

➤ Números de efeitos do EME

A evaporação na indústria açucareira é um dos processos de separação que tem por objetivo a eliminação da água contida na própria cana (70% de água) e a eliminação da água que foi incluída no processo de extração (embebição), ocorrendo após o processo de tratamento e concentração do caldo. O processo tem como restrição que a concentração do caldo na saída do sistema não deve ser superar os 70° Brix (Parra 2003).

A forma mais utilizada para diminuir o consumo de energia no EME, que é o processo que mais consome energia térmica em uma usina de açúcar e álcool, é o aumento do número de efeitos. Teoricamente, o consumo de vapor em um evaporador de N efeitos é de aproximadamente Q/N , onde Q é o consumo de um evaporador com apenas 1 efeito, sendo que a economia é significativa no acréscimo dos primeiros efeitos, mas vai diminuindo à medida que N aumenta. A economia energética deve ser analisada comparando também os custos de capital a serem investidos nos acréscimos de efeitos.

Conforme foi mencionado anteriormente, a utilização de extrações de vapor vegetal aumenta o consumo na EME, mas tende a diminuir o consumo global do processo. Na Tabela 5.3 percebe-se que, embora o consumo global tenha diminuído com a utilização de vapor vegetal nos últimos efeitos, as sangrias nos mesmos foram menores devido às indisponibilidades para atender a demanda do processo.

Uma forma de tentar atender esta demanda é disponibilizar também o vapor vegetal do último efeito do EME, que normalmente sai em temperaturas baixas e não pode ser bem aproveitado. Uma vez que as temperaturas dos primeiros efeitos são as mais elevadas, se a demanda pelas mesmas for muito grande, pode-se analisar a diminuição do número de efeitos do EME, situação em que o vapor vegetal do último efeito fica totalmente disponível para o processo, ao invés de ser utilizado em efeitos posteriores, aumentando o fornecimento para o processo. Embora, em geral, o aumento no número de efeitos na EME diminua o consumo na evaporação, e tende a fazer o mesmo no processo, quando as demandas de outras operações do processo por vapor vegetal são grandes, o número ótimo de efeitos pode ser menor.

Observa-se na Tabela 5.4, que a utilização de 3 efeitos tem um consumo igual à EME de 2 efeitos, porém com um aumento de área de trocador de calor do equipamento. Por esta razão, a melhor configuração a ser utilizada é de apenas 2 efeitos, devendo-se mencionar que a mesma se refere a uma razão específica de produção de açúcar e de álcool.

Tabela 5.4 - Dados de consumo da EME e do processo de acordo com o número de efeitos da EME (Adaptado de Higa, 2003).

Nº de Efeitos	Extração de Vapor Vegetal nos Efeitos [kg/s]				Consumo de Vapor [kg/tc]		Área Total [m ²]
	1º	2º	3º	4º	EME	Processo	EME
1	62,2	-	-	-	504	516	11.400
2	0	30,6	-	-	257	430	8.020
3	0	0	19,9	-	174	430	13.700
5	0	0	0	12,5	123	435	11.240

➤ Utilização de condensados

A inclusão do condensado de vapor vegetal como fonte térmica para o processo também diminui consideravelmente o consumo do processo. Esta recuperação, entretanto, somente é

significativa se o vapor vegetal não for utilizado na forma de aquecimento direto, sendo disponibilizado posteriormente em uma caixa de condensados para mistura, e podendo-se fazer o uso não apenas do calor latente residual do mesmo, mas também do calor sensível deste fluido.

Os pré-aquecedores de caldo poderiam empregar o condensado dos cozedores ao invés de vapor de escape. No entanto, tal alteração pode ou não ser benéfica do ponto de vista do consumo de energia já que a alimentação da caldeira passaria a ser feita a uma menor temperatura. Essa medida só é recomendada no caso dos cozedores serem alimentados com vapor de escape, caso esses equipamentos empreguem vapor vegetal, além das economias não serem tão evidentes, poderiam existir problemas operacionais (Walter, 1994).

Uma avaliação otimista foi feita por (Higa, 2003), onde foi comprovado que o melhor resultado entre as alternativas propostas, foi alcançado com a utilização dos condensados, pois recuperando o calor sensível do vapor vegetal, tornou possível reduzir consideravelmente o consumo do processo para (370 kg_v/tc). Entretanto, deve-se lembrar que esta redução somente é possível, quando o vapor vegetal não é utilizado no aquecimento direto das operações, havendo o retorno do condensado para utilização posterior.

➤ Sistema de evaporação com compressão de vapor

Termocompressão corresponde à prática de recomprimir vapor mediante um outro fluxo de vapor com pressão e temperatura mais alta. Desta forma sua pressão e temperatura são elevadas permitindo que seja utilizada novamente. O trabalho de compressão resulta da conversão de energia cinética da mistura com alta velocidade em carga de pressão. Logo, o vapor a uma pressão baixa é arrastado e comprimido até uma pressão superior às custas da energia do vapor de água motriz (Kern, 1955).

No caso de uma usina de açúcar e álcool, tem sentido a avaliação da possível utilização da termo-compressão pela possibilidade do reaproveitamento do vapor vegetal do próprio sistema de evaporação como vapor de reaquecimento, reduzindo o consumo de vapor de escape.

O consumo de vapor de escape com a utilização desta tecnologia é muito menor que no sistema atualmente instalado nas usinas de açúcar, sendo obtido o menor valor de consumo específico no caso da instalação do termo-compressor nos estágios primeiro e terceiro, e; terceiro e quarto com uma redução global de consumo de vapor (considerando também o vapor vivo) de 21,96% e 24,69% a

respeito ao sistema sem termocompressão. Uma abordagem detalhada desta técnica é encontrada em (Parra, 2003).

5.4. Configuração Atual da Usina Colombo (Cenário “A”)

A Usina Colombo S.A, - Açúcar e Álcool, esta instalada na Fazenda Bela Vista, próxima às cidades de Santa Adélia e Ariranha, município de Ariranha/SP. Na safra de 2003/2004, sua produção de cana, açúcar e álcool foram as seguintes, conforme dados fornecidos na ocasião:

- 4.320.000 toneladas de cana;
- 300.000 toneladas de açúcar;
- 112.000 metros cúbicos de álcool (anidro+hidrato).

Com relação ao excedente gerado a usina tem capacidade de exportar até 30 MW, operando 210 dias com fator de utilização de aproximadamente 85%, correspondendo à moagem de 1000 toneladas de cana por hora (tc/h). Não houve excedentes de bagaço vendido, apenas um excedente de 14% para a operação da refinaria durante a entressafra.

Em termos energéticos, os dados principais são os seguintes:

- bagaço disponível: 280 t/h;
- consumo de vapor de processo: 540 kg_v/tc a 2,47 bar (abs.) e 128°C;
- parâmetros de vapor na refinaria: 11 bar (abs.) @ 180°C ;
- consumo de eletricidade: 13.000 kW (13,00 kWh/tc);
- consumo de energia mecânica (moendas, etc): 17.000 kW (17,00 kWh/tc);
- excedente gerado: 30.000 kW (30,00 kWh/tc) a 13,8 kV;
- produtividade industrial: 69,44 kg de açúcar por tc; 25,93 litros de álcool por tc;

O projeto Colombo de Cogeração de Energia evitará nos primeiros 7 anos a emissão de 515.163 ton/CO₂, contribuindo desta forma para a obtenção do certificado de emissões reduzidas através do mecanismo de comercialização dos créditos de carbono. Segundo o Banco Mundial, os valores de mercado de cada tonelada de carbono reduzida (não de CO₂) variam entre US\$5,00 e US\$15,00, sendo mais comum à utilização de US\$5,00 (Pistore, 2004).

A situação dos equipamentos de cogeração para a safra considerada é a seguinte:

- uma caldeira de alta pressão (63 bar abs., 480°C), 200 t/h de vapor, 92 t/h de bagaço (51% umidade), eficiência de 86,23%;
- duas caldeiras de média pressão (33 bar abs., 320°C), 300 t/h (total) de vapor, 123 t/h de bagaço alimentado (total), eficiência de 86,28%;
- uma caldeira de baixa pressão (22 bar abs., 300°C), 110 t/h de vapor, 25 t/h de bagaço alimentado, eficiência de 85,70%;
- um turbogerador de contra-pressão (63 bar/2,47 bar) (abs.) gerando 30 MW;
- um turbogerador de contra-pressão (33 bar/11 bar/2,47 bar) (abs.) gerando 13 MW;
- turbinas de acionamento mecânico do sistema de preparo da cana e extração da sacarose.

A Figura 5.5 representa de maneira simplificada o esquema atual da planta de cogeração em estudo.

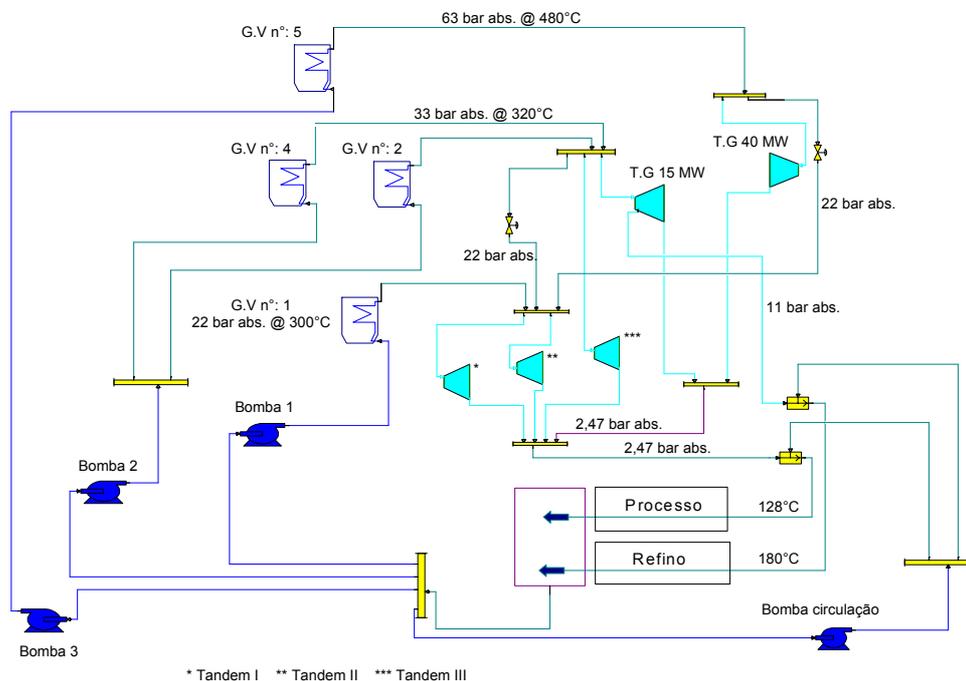


Figura 5.5 - Esquema simplificado da central de cogeração da planta atual no Gate Cycle.

A simulação do caso base foi elaborada com o intuito de identificar os possíveis pontos de melhoria do sistema através do estabelecimento das condições atuais de operação da planta, além de servir como uma referência com a qual são comparadas as alternativas propostas.

5.5. Cenário B

O novo esquema de cogeração a ser analisado como proposta para maximização da eletricidade excedente da usina em estudo será dividido em Cenários “B1” e “B2”, o primeiro consiste na elevação dos parâmetros do vapor das caldeiras e manutenção do consumo de vapor em processo e da potência mecânica, diferentemente do segundo caso que propõe uma redução no consumo de vapor do processo. A Figura 5.6 representa os dois casos.

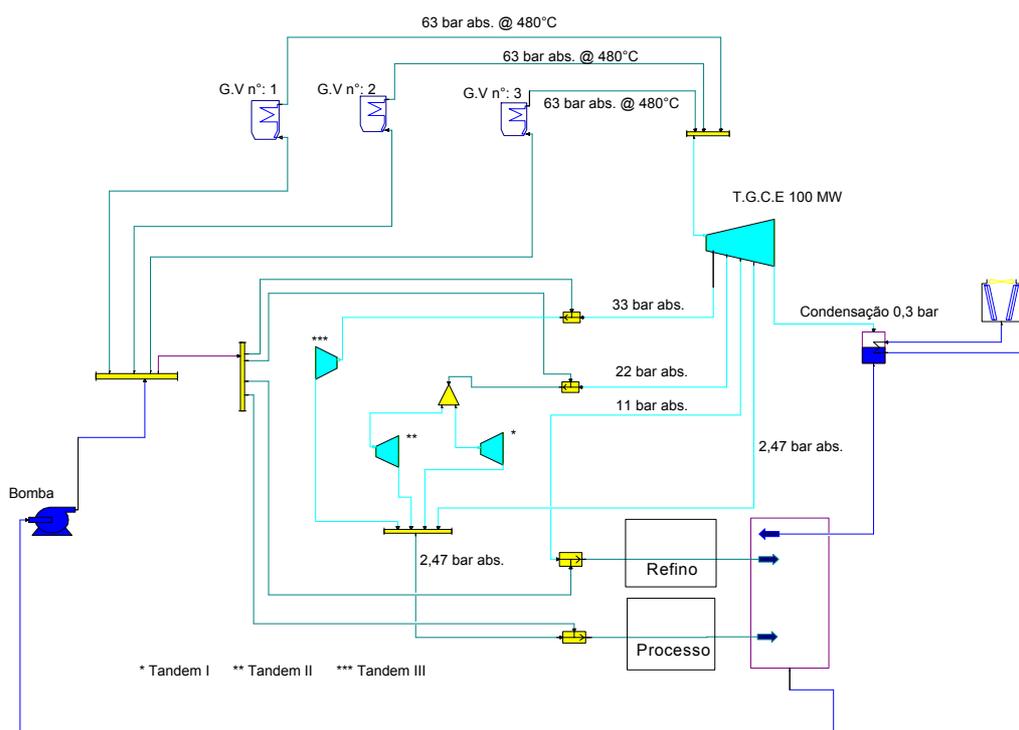


Figura 5.6 - Esquema de cogeração dos cenários “B1” e “B2” no Gate Cycle.

➤ Cenário “B1”

Neste caso foi mantida a caldeira de 63 bar (abs.), sendo substituídas as caldeiras (existentes) de 33 bar (abs.) por caldeiras de alta pressão de 63 bar (abs.), 480°C e 200 t/h de vapor, com eficiência de 90%. Esta alteração provocou um acréscimo na vazão global de vapor de 60 t/h e um aumento de 30 t/h no consumo de bagaço, permitindo uma maior disponibilidade de vapor para o novo turbogerador. (consumo de vapor no processo mantido constante, sem investimentos em conservação de energia).

Os turbogeradores de contra-pressão de 40 MW e 15 MW são substituídos por um turbogerador de extração/condensação de 100 MW (63 bar abs., 480°C, $\eta_{iso}=90\%$) com quatro extrações controladas para as turbinas de acionamento mecânico de 22 bar (abs.) e 33 bar (abs.) e extrações para a refinaria de açúcar à 11 bar (abs.) e 2,47 bar (abs.) para o processo (vapor escape); o restante é direcionado ao condensador a uma pressão de 0,3 bar. Considera-se neste caso que o gerador de vapor de baixa pressão (22 bar abs., 300°C) foi desativado.

Nesta configuração foi mantido o consumo de energia elétrica e potência mecânica da usina* e houve um aumento considerável na eletricidade excedente, totalizando 84,81 MW de potência operante na safra. O excedente de eletricidade corresponde à 71,81 kWh/tc.

➤ Cenário “B2”

Configuração análoga à anterior, mantendo em operação os três geradores de vapor de 63 bar (abs.), porém com uma redução no consumo de vapor em processo de 540 kg_v/tc para 480 kg_v/tc na fábrica de açúcar somente. O excedente médio específico promovido com esta alteração foi de 73,81 kWh/tc, com a mesma potência instalada de 100 MW e com 88,80 MW de potência operante. O custo necessário para realizar esta redução do consumo de vapor não foi levado em consideração na análise, a Figura 5.7 fornece uma idéia do investimento específico que seria necessário neste caso.

* Uma outra opção seria a introdução de modificações nas turbinas de acionamento mecânico, de baixo rendimento isentrópico, visando reduzir o consumo específico de vapor e permitindo a disponibilidade de uma vazão maior de vapor para os turbogeradores.

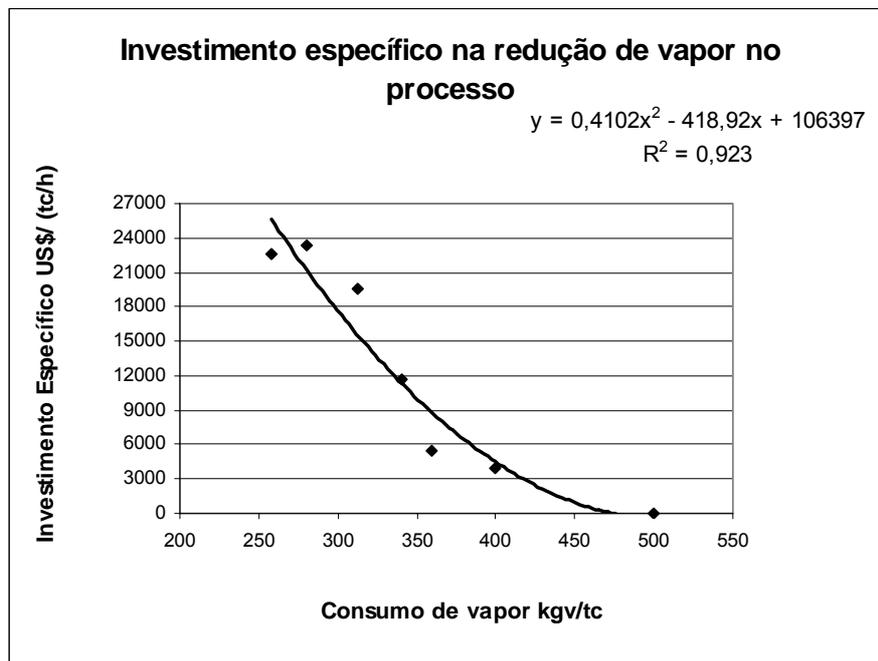


Figura 5.7 - Investimento específico na redução do consumo de vapor no processo (Adaptado de Carpio, 2000).

5.6. Cenário C

No item 5.2 deste capítulo retratamos que a elevação dos parâmetros do vapor é uma ferramenta decisiva quando o objetivo é o acréscimo da potência instalada, visto que as caldeiras possuem grandes irreversibilidades devido as ineficiências de combustão, e a grande diferença de temperatura entre o gás de queima do bagaço e o vapor gerado. Quanto mais os níveis de pressão e temperatura deste vapor se elevam, maior será o aproveitamento da exergia do gás, sendo esta medida adotada para alcançarmos níveis mais altos de eficiência do sistema de cogeração. Nesse sentido, os Cenários “C1” e “C2” são propostos como opções para a maximização da geração de potência da usina em estudo. A Figura 5.8 representa de maneira simplificada o esquema utilizado na simulação destas novas configurações.

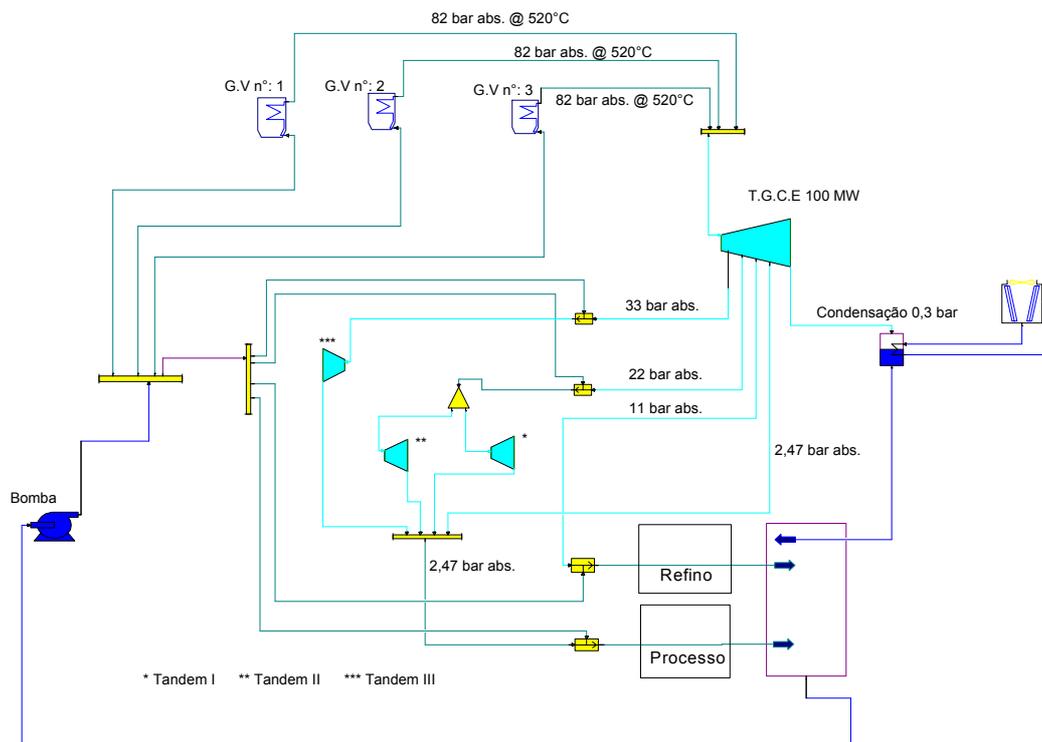


Figura 5.8 - Esquema de cogeração dos cenários “C1” e “C2” no Gate Cycle.

➤ Cenário “C1”

Neste caso o sistema de geração de vapor da usina é totalmente modificado e fica constituído por três geradores de alta pressão de 82 bar (abs.), 520 °C e 200 t/h de vapor, com eficiência de 90%. Houve um acréscimo na vazão global de vapor de 60 t/h e um aumento de 32 t/h no consumo de bagaço, permitindo a disponibilidade de uma vazão maior de vapor para o novo turbogerador. (consumo de vapor no processo mantido constante, sem investimentos em conservação de energia).

Os turbogeradores de contra-pressão de 40 MW e 15 MW são substituídos por um turbogerador de extração/condensação de 100 MW (82 bar abs., 520°C, $\eta_{iso}=90\%$) com quatro extrações controladas para as turbinas de acionamento mecânico de 22 bar (abs.) e 33 bar (abs.) e extrações para a refinaria de açúcar à 11 bar (abs.) e 2,47 bar (abs.) para o processo (vapor escape); o restante é direcionado ao condensador a uma pressão de 0,3 bar.

Nesta configuração foi mantido o consumo de energia elétrica e potência mecânica da usina e houve um aumento considerável na eletricidade excedente, totalizando 96,61 MW de potência operante na safra (83,61 MW excedentes). O índice de eletricidade excedente corresponde à 83,61 kWh/tc

➤ Cenário “C2”

Configuração análoga à anterior, mantendo em operação os três geradores de vapor de 82 bar (abs.), porém com uma redução no consumo de vapor em processo de 540 kg_v/tc para 480 kg_v/tc na fábrica de açúcar somente. O excedente médio específico promovido com esta alteração foi de 85,60 kWh/tc, totalizando 85,60 MW de eletricidade excedente na safra. O custo necessário para realizar esta redução do consumo de vapor não foi levado em consideração na análise.

5.7. Comparação dos Resultados

Os exemplos analisados anteriormente indicam, como esperado, que para gerar maiores quantidades de excedentes de eletricidade nas usinas de açúcar e álcool há necessidade de investimentos maiores e, conseqüentemente, são mais elevados os custos de geração de excedentes.

Na Tabela 5.5 constam os valores reais de produção e consumo do processo, potência e bagaço, que permitem também a obtenção da eficiência térmica do sistema (Tabela 5.7).

Quando o objetivo é a maximização na geração de potência incluindo investimentos adicionais, o melhor resultado obtido neste etapa do trabalho é o projeto correspondente ao Cenário “C1”, pois além de aumentar a geração de energia elétrica excedente, este projeto obteve também os melhores índices de eficiências térmicas, tanto no que se refere a termos energéticos (FESR), quanto exergéticos (η_{exerg}).

O fator de utilização de energia (FUE) não foi considerado na Tabela 5.7 em virtude deste coeficiente não permitir uma comparação entre sistemas com turbinas de contra pressão com o de extração/condensação, por causa do calor perdido no condensador. Os critérios termodinâmicos mais corretos são η_{CG} e η_{exerg} que identificam maior eficiência para o Cenário “C1”. O FESR que permite avaliar a economia de energia pela cogeração, indica também que a economia do combustível é maior nesta configuração que no caso dos outros cenários propostos.

Tabela 5.5 – Resultados comparativos de produção e consumo.

Cenário	Consumo Processo [kg _v /tc]	Potência Instalada [MW]	Consumo E.Mecânica [MW]	Potência Operante [MW]	Consumo E.Elétrica [MW]	Excedente Gerado [MW]	Consumo Bagaço [t/h]
Atual	540	55,00	17	43,00	13	30,00	240
B1	540	100,00	17	84,81	13	71,81	270
B2	480	100,00	17	86,81	13	73,81	270
C1	540	100,00	17	96,61	13	83,61	272
C2	480	100,00	17	98,60	13	85,60	272

Tabela 5.6 – Resultados comparativos de eficiências térmicas no sistema de cogeração.

Cenário	FESR [%]	η_{CG} [%]	η_{exerg} [%]	$I_{e.exced.m}$ [kWh/tc]	$I_{e.exced.b}$ [kWh/tb]
Atual	13,73	27,41	22,69	30,00	124,99
B1	18,28	30,06	25,85	71,81	266,71
B2	16,74	29,09	25,01	73,81	274,14
C1	20,78	31,36	27,19	83,61	307,70
C2	19,37	30,39	26,35	85,60	315,02

Observa-se que os valores da η_{exerg} e η_{CG} nos cenários B2 e C2 são menores que em B1 e C1, isto devido a exergia consumida pelo processo ser menor nestes casos (cenários com redução do consumo de vapor).

Capítulo 6

Avaliação Exergoeconômica dos Cenários

Neste capítulo será descrita a metodologia exergoeconômica de análise de sistemas térmicos, que foi empregada para executar a avaliação do sistema de cogeração da usina objeto de estudo. Inicialmente será realizada uma revisão bibliográfica do assunto e citados exemplos de trabalhos da área, posteriormente os métodos de alocação de custos serão apresentados. Finalmente é apresentada a descrição detalhada das estruturas físicas e produtivas da planta acompanhada das considerações feitas, sendo os dados referidos para a safra do ano de 2003. Os resultados do capítulo anterior constituem o passo prévio para o equacionamento encaminhando à determinação dos custos exergéticos e monetários de cada um dos fluxos do sistema em função da estrutura produtiva definida.

6.1. Introdução

O incremento do interesse pelo uso racional de energia levou ao desenvolvimento de técnicas e análises baseadas na segunda lei da termodinâmica, e em particular do conceito de exergia. A análise exérgica é um método que utiliza os princípios de conservação da massa e da energia juntamente com a segunda lei para o projeto e análise de sistemas térmicos.

Num processo de cogeração, como ocorre numa usina de açúcar e álcool, a combinação da análise exérgica (combinação de análises envolvendo os balanços de energia e entropia de sistemas térmicos), em conjunto com métodos de partição de custos, permite avaliar rigorosamente os custos de produção da energia elétrica gerada, energia mecânica produzida e custo do calor produzido, uma vez que, conforme citado no item 4.3 do Capítulo 4, o conceito de exergia quantifica de forma diferente trabalho (“exergia pura”) e calor (Coelho, 1999).

Segundo Cerqueira (1999) a exergoeconomia é uma das quatro principais metodologias de análise termoeconômica que juntamente com a teoria do custo exérgico e a metodologia estrutural formam as metodologias exergoeconômicas.

Neste capítulo a exergoeconomia é aplicada inicialmente na estrutura ou modelo físico do cenário atual da usina, como também nos cenários propostos para a maximização da potência excedente e o acréscimo da eficiência térmica da usina. A avaliação exergoeconômica é realizada com o propósito de conhecer os custos unitários de cada produto e também o processo de formação dos seus custos finais em cada cenário, contribuindo para a tomada de decisão entre as variantes propostas.

6.2. Revisão Bibliográfica

O pioneiro em aplicar os conceitos de alocação de custos em uma instalação a partir de critérios físicos atribuindo custos à energia disponível (exergia) e não à energia foi Keenan em 1932, segundo (Reistad e Gaggioli, 1980), conceito que posteriormente seria usado por Obert, junto com Gaggioli e outros.

A era moderna da termoeconomia foi iniciada na década de 1950 por M.Tribus e R.B.Evans na Universidade da Califórnia em Los Angeles, e por Obert e Gaggioli na Universidade de Wisconsin em Madison, quando introduziram o termo “termoeconomia”, desenvolvendo a idéia de atribuir custos à unidade de exergia de fluxo, e formularam balanços de custos a nível de componentes de sistemas de energia (Barreda del Campo, 1999).

A aplicação de técnicas baseadas na combinação da primeira e segunda lei da termodinâmica na análise, projeto e otimização de equipamentos e sistemas térmicos generalizou-se durante as décadas de 1970 e 1980 (Bejan, 1988; Tsatsaronis, 1993). Através destas técnicas é possível a localização e o cálculo das irreversibilidades do processo de produção e a identificar que unidades e qual o motivo destas influenciarem e afetarem a eficiência global do sistema. Entretanto, o cálculo só das irreversibilidades e eficiências de uma instalação e suas unidades, embora considerada valiosa, não é suficiente. Lozano e Valero (1993) apontam três importantes fatores que devem ser considerados na aplicação de tais técnicas: i) nem toda irreversibilidade pode ser evitada, ou seja, as alternativas técnicas para a economia de exergia, são sempre inferiores que seu limite teórico termodinâmico. A diferença entre elas depende da estratégia de operação adotada; ii) as reduções locais na destruição da exergia não são equivalentes, desta forma uma mesma redução nas irreversibilidades locais dos diferentes componentes da planta leva em geral a diferentes variações do consumo de energia da planta total; iii) as oportunidades de economia só podem ser especificadas através de um estudo detalhado dos

mecanismos fundamentais de geração de entropia, sendo ainda necessário relacionar as possibilidades de controlar estes mecanismos às variáveis livres de projeto e aos custos dos investimentos necessários.

A comprovação destas falhas provocou o surgimento de diferentes teorias baseadas na segunda lei que relacionam a geração de irreversibilidades em um equipamento isolado com o resto dos equipamentos do sistema, com o objetivo de atribuir custos e promover a otimização econômica de sistemas térmicos, sendo a Teoria do Custo Exergético uma delas (Cerqueira, 1999).

O termo exergoeconomia foi registrado por Tsatsaronis em 1983 para dar uma caracterização mais precisa da combinação da análise exergética com a análise econômica usando o custo da exergia. As análises termodinâmicas e econômicas não tem que estar obrigatoriamente ligadas no campo mais geral da termoeconomia, embora na exergoeconomia, elas estejam integradas através dos custos da exergia (Tsatsaronis, 1993).

A aplicação dos conceitos da exergia na avaliação de sistemas térmicos e sua aplicação em métodos termoeconômicos para otimização e avaliação de projetos, ainda não têm sido adotada como ferramenta de trabalho nos processos de produção e na tomada de decisão, sendo até agora utilizada por pesquisadores das universidades e institutos de pesquisas no mundo. Embora seu centro de conhecimento esteja nos centros de pesquisa e universidades, existem trabalhos aplicados em instalações e indústrias concretas em diversas áreas.

Exemplos destes trabalhos, podem ser citados. Avaliação exergética e termoeconômica de um sistema de cogeração de um pólo petroquímico (Torres, 1999). Análise exergoeconômica aplicada à Usina Termelétrica de Figueira (Vieira, 2003). Metodologias de análise termoeconômica de sistemas (Cerqueira, 1999), onde o autor faz uma comparação entre três das metodologias termoeconômicas. A influência de diferentes estruturas produtivas na análise exergoeconômica de uma planta de cogeração (Ramos et. al, 2000). Análise exergoeconômica das tecnologias de cogeração para produção combinada de eletricidade e água dessalinizada (Santos, 2005). Com relação à aplicação em instalações de açúcar e álcool, podemos citar os trabalhos: Avaliação técnico-econômica de sistemas avançados de cogeração com altos parâmetros de vapor no setor sucroalcooleiro brasileiro (Carpio, 2000), sua finalidade foi avaliar a possibilidade de obtenção de excedentes de eletricidade que poderiam ser vendidos às concessionárias ou terceiros, fazendo uso de turbinas de extração/condensação operando com altos parâmetros de vapor. Durante a avaliação foi considerado o custo de redução do consumo de vapor na análise e como ferramenta para a avaliação econômica foi utilizado o método da taxa interna de retorno (TIR) e o método do valor presente líquido (VPL).

Com relação à avaliação termoeconômica dos esquemas térmicos de usinas de açúcar e álcool, destacam-se os seguintes trabalhos: Análise do custo exergético do sistema de geração de vapor da Usina Cruz Alta (Nebra, et. al, 2003). Metodologia de análise exergoeconômica do processo de fabricação de açúcar (Parra, 2003). Avaliação termoeconômica do sistema de cogeração da Usina Vale do Rosário (Barreda del Campo, 1999), o autor faz uma análise termoeconômica do sistema atual da usina para três safras, 1996, 1997 e 1998, através da teoria do custo exergético. Alternativas de cogeração na indústria sucroalcooleira, estudo caso (Prieto, 2003), neste caso foi realizada uma análise termoeconômica baseada na teoria de custo exergético do sistema de cogeração de uma usina de açúcar para a safra do ano 2000, posteriormente foram analisadas duas propostas de modificação do sistema atual da usina em estudo, sendo realizada a análise exergética das propostas (custo exergético unitário). Cabe ressaltar que neste caso o sistema de extração de caldo foi considerado como um dos volume de controle.

Diferentemente do trabalho de Barreda del Campo (1999) e Prieto (2003), o presente trabalho intitulado Avaliação termodinâmica da produção de eletricidade e etanol a partir da cana-de-açúcar, tem por objetivo inicial uma análise exergoeconômica do sistema atual de cogeração da usina Colombo para a safra do ano 2003. Sendo analisados também quatro cenários diferentes como propostas para a maximização da geração de potência elétrica, empregando-se nestes casos turbina de extração/condensação com quatro extrações, para a tomada de decisão foi realizada tanto a análise exergética das propostas como a análise de custo monetário. O sistema de extração de caldo não foi considerado como um volume de controle. Posteriormente, o trabalho propõe um estudo abrangente sobre os limites termodinâmicos da produção de eletricidade e etanol a partir da cana-de-açúcar.

6.3. Atribuições Gerais

6.3.1 - Métodos de Alocação de Custos

A formação de custos em uma planta de cogeração é caracterizada por um problema de alocação de custos, entretanto na avaliação e aperfeiçoamento da eficiência no uso do vapor das usinas açucareiras em geral, encontram-se a aplicação de diversos métodos que são utilizados para a formulação das equações de custos, dentre eles temos:

- Método energético

- Método exergético
- Método Pinch Point
- Métodos exergoeconômicos
- Métodos de otimização (Pesquisa Operacional)

Como o propósito deste trabalho é a realização de uma avaliação exergoeconômica em uma instalação real do setor sucroalcooleiro, os métodos energético, Pinch Point e de otimização, não serão detalhados, uma maior abordagem dos mesmos encontra-se em Parra (2003).

A contabilidade exérgica (*método exérgico*) baseia-se no conceito de exérgia, capacidade máxima de obter trabalho quando um sistema em desequilíbrio térmico, mecânico ou químico – com o meio ambiente é levado até o equilíbrio com este. A aplicação deste método implica na realização de um balanço exérgico do sistema, que nos permite montar um esquema completo da economia de energia, e identificar as fontes de irreversibilidades que resultam no incremento da entropia.

Já o *método exergoeconômico* é uma metodologia baseada na segunda lei da termodinâmica onde requer em primeiro passo a execução de uma detalhada análise termodinâmica (análise exérgica) e econômica do sistema. Utiliza 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. Este método surgiu da necessidade de relacionar a geração de irreversibilidade dos equipamentos isolados com os demais equipamentos do sistema. São classificados por Lozano e Valero (1993) em duas grandes tendências, aplicabilidade como uma ferramenta para otimização de sistemas térmicos, e uma segunda, de alocação de custos para os fluxos internos e produtos. Esta segunda tendência pode ser feita em base exérgica (custo exérgico) ou baseada nos custos monetários. O custo exérgico representa a quantidade de exérgia necessária para produzir um fluxo interno ou um produto (Parra 2003).

O levantamento das equações auxiliares é tão importante no resultado da alocação de custos quanto ao critério de partição utilizado. Oliveira Jr. (1996) analisa que, para um processo com mais de um produto (onde se inclui o caso do processo de cogeração), devem ser empregados critérios (métodos de partição) para determinar os custos específicos (em base exérgica) de cada um dos produtos (eletricidade e vapor), dentre eles destacam-se:

- Método da igualdade
- Método do subproduto
- Método da extração

No método da *igualdade*, considera-se que todos os produtos têm o mesmo custo exergético específico, isto é o custo unitário do vapor de baixa pressão (vapor de processo) é igual ao da eletricidade. Desta forma, o custo da turbina fica distribuído igualmente pelos produtos da planta (eletricidade e vapor de baixa pressão). Para os processos de cogeração onde não há geração de excedentes, esta parece ser a melhor metodologia, pois estabelece uma relação de igualdade (em base exergética) entre os dois insumos energéticos do processo.

O *método do subproduto* considera um dos produtos como produto primário, sendo o outro considerado como subproduto. Assim, se o vapor de baixa pressão é considerado o produto primário, a eletricidade é considerada como subproduto; neste caso, o custo do vapor de baixa pressão é avaliado através da melhor alternativa disponível para obtê-lo. Este critério é mais indicado para avaliar a oportunidade de investimentos na cogeração e não para determinar o custo a ser obtido pelos produtos (Cerqueira, 1999).

Considerando que a finalidade da turbina é somente a geração de potência e esta eletricidade é produzida apenas para terceiros, sendo o vapor destinado à própria planta, parece mais adequado que o custo da turbina (para produção de eletricidade) seja amortizado inteiramente pela eletricidade, o que conseqüentemente eleva o custo deste produto; este é o chamado *método da extração*. A quarta proposição da Teoria do Custo Exergético (TCE) proposta por Lozano e Valero (1993) é dividida em duas partes, a primeira diz que, *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*. Deste modo o custo unitário do vapor não varia através da sua expansão nos estágios da turbina, ou seja, o custo unitário do vapor de baixa pressão é igual ao custo unitário do vapor de alta pressão. Analogamente é possível igualar o custo unitário do vapor de baixa pressão (vapor para processo) ao custo unitário do condensado. A combinação dessas proposições é necessária para que o sistema de equações utilizado se feche. Este método foi o utilizado em nossa análise.

6.3.2 - Conceitos e Definições

Existem conceitos básicos para a aplicação da exergoeconomia, sendo os mais importantes para o presente estudo listados a seguir:

Custo exergético (B^*): definido como a quantidade de exergia necessária para obter um produto funcional;

Custo exerético unitário (k): indica o consumo de exergia requerido por uma instalação para gerar a unidade de exergia do produto, sendo representado por:

$$k = \frac{B^*}{B} \quad (6.1)$$

Como os processos reais são irreversíveis (ocorrem perdas e destruição de exergia), o custo exerético será sempre em função do processo utilizado ($B^* > B$).

Em conseqüência, o custo exerético unitário será sempre maior que a unidade, e seu inverso, a eficiência exerética, será sempre inferior à unidade.

$$\eta_{exerg} = \frac{1}{k} = \frac{B}{B^*} \quad (6.2)$$

Entretanto, para a aplicação da exergoeconomia em uma planta de cogeração o primeiro passo é conhecer a estrutura física da planta que é um esquema simplificado da instalação. Da estrutura física é importante conhecer a exergia de cada fluxo relevante, os principais equipamentos (ou unidades) e seus custos associados bem como a relação de matéria e energia entre as unidades.

A partir da estrutura física se define o(s) fluxo(s) que representam insumos, produtos e perdas em cada equipamento para então reunir bases para a construção de um diagrama ou estrutura produtiva da planta. Esta estrutura é composta por unidades reais (unidades físicas ou combinação delas, representadas por retângulos) e unidades fictícias (junções e separações, representadas por triângulos, losângulos e círculos, respectivamente) interligadas entre si, tendo em conta as seguintes condições: (i) cada unidade real tem um único produto e um único insumo; (ii) as junções têm a função de converter produtos de unidades anteriores em insumo para a próxima unidade; (iii) as separações ramificam o produto de uma unidade para serem usados como insumos de duas ou mais outras unidades; (iv) todos os insumos que entram na planta devem refletir no custo final dos produtos.

A estrutura produtiva pode não ser parecida com a estrutura física e nem conter o mesmo número de unidades ou equipamentos. Na estrutura produtiva cada unidade tem geralmente um único produto que coincide com o insumo da outra unidade com a qual ela se relaciona. Para a explicação de toda a metodologia exergoeconômica e do procedimento utilizado para a construção das estruturas produtivas dos cenários propostos, foi selecionado um esquema simplificado típico de cogeração em usinas de açúcar e álcool (Caso Base), ver Figura 6.1.

Uma vez determinada a estrutura física (Figura 6.1), o próximo passo é a determinação dos insumos e produtos de cada unidade (Tabela 6.1) e a construção da estrutura produtiva correspondente (Figura 6.2).

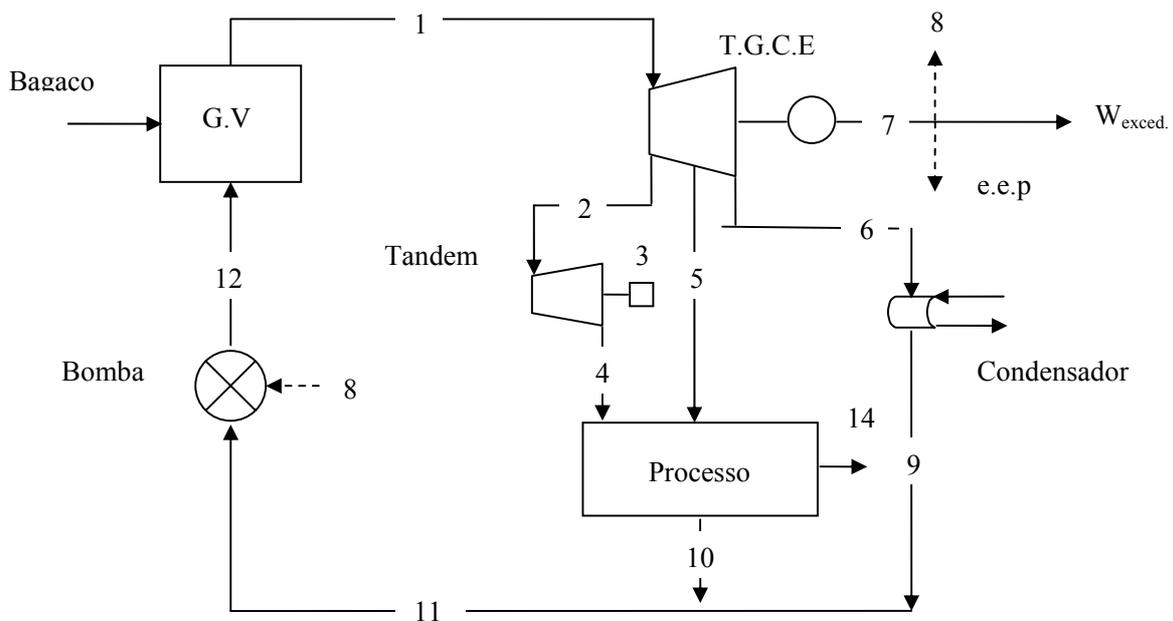


Figura 6.1 - Estrutura física do Caso Base.

Tabela 6.1 – Classificação dos fluxos para o caso base.

Unidade Produtiva	Insumo (I)	Produto (P)
G.V	$B_{comb.}$	B_1-B_{12}
Bomba	B_8	$B_{12}-B_{11}$
T.G.C.E	$B_1-B_2-B_5-B_9$	B_7
Tandem	B_2-B_4	B_3
Processo	$m_5.(b_5-b_{10})+m_4.(b_4-b_{10})$	B_{14}

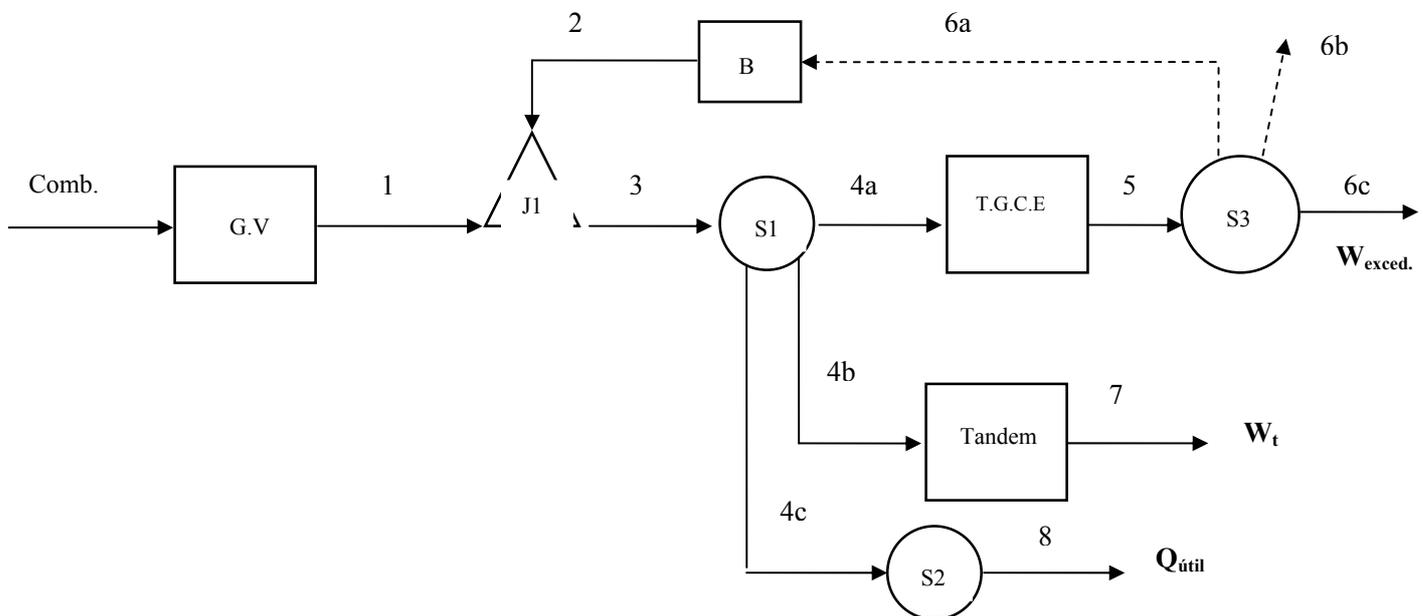


Figura 6.2 – Estrutura produtiva do Caso Base.

Para melhor compreensão da relação que existe entre a estrutura física e produtiva, foi elaborada a (Tabela 6.2), a primeira coluna representa os fluxos da estrutura produtiva e a segunda os fluxos da estrutura física correspondente, por exemplo: o fluxo n°:1 da estrutura produtiva corresponde à diferença entre as exergias dos fluxos n°:1 e n°:12 da estrutura física ($B_1 - B_{12}$) e assim sucessivamente. Cada fluxo da estrutura produtiva está expresso em função dos fluxos da estrutura física que o definem.

O modelo exergoeconômico nada mais é do que um sistema de equações que representa matematicamente a estrutura produtiva. O objetivo principal deste sistema é a determinação dos custos unitários dos produtos, permitindo ainda obter os custos intermediários e todo o processo de formação de custos na planta. Para a construção do modelo exergoeconômico são necessários conhecer os custos de investimento, operação e manutenção de cada unidade real da estrutura produtiva, o custo do combustível e as exergias de cada fluxo intermediário. Os custos devem ser expressos em fluxos monetários (R\$/h) e as exergias devem estar em unidades de potência (MW) compatível com o resultado unitário (c) que se pretende (R\$/MWh). O custo unitário monetário correspondente ao calor

de processo pode ser expresso em (R\$/Ton_v) o que pede que este fluxo (que não é energético e sim de massa) seja expresso numa unidade de vazão mássica compatível (Ton_v/h).

Tabela 6.2 – Correlação dos fluxos da estrutura produtiva com a física para o caso base.

Fluxos	Referência Física
1	B ₁ -B ₁₂
2	B ₁₂ -B ₁₁
3	B ₁
4a	B ₁ -B ₂ -B ₅ -B ₉
4b	B ₂ -B ₄
4c	m ₅ .(b ₅ -b ₁₀)+m ₄ (b ₄ -b ₁₀)
5	B ₇
6a	B ₈ = e.e.b
6b	e.e.p
6c	W _{exced.}
7	B ₃ = W _t
8	B ₁₄ = Q _{útil}

O sistema exergoeconômico tem no mínimo tantas equações quantas forem as unidades que compõem a respectiva estrutura produtiva. Como geralmente o número de fluxos é sempre maior que o número de unidades, as junções e as separações fornecem informações e equações auxiliares para que o sistema seja determinado, permitindo que se obtenha um único conjunto de solução. As separações podem fornecer equações complementares ou podem apenas fornecer informações sobre as relações entre os fluxos, o que permite determinar o sistema.

A Tabela 6.3 mostra as equações de custos referentes à estrutura produtiva da Figura 6.2. Com base nestas equações é construída a matriz das exergias ou matriz de valorização interna [Vi], com auxílio do software Excel a matriz [Vi] é invertida [V]⁻¹ e através de uma operação de multiplicação com o vetor valorização externa {Ye} é determinado o vetor custo unitário monetário {Y_c}.

$$[Vi]^{-1} \times \{Ye\} = \{Y_c\} \quad (6.1)$$

O sistema de equações do modelo exergoeconômico é aproveitado para o cálculo do custo exergético unitário (k), bastando para isso atribuir valor zero aos custos dos equipamentos (Z) e substituir o custo do combustível (C_{comb.}) pela potência calorífica do combustível em base exergética (Q_c^e) no vetor valorização externa {Ye}, resultando no vetor custo unitário exergético {Y_k}.

$$[Vi]^{-1}x \{Ye\} = \{Yk\} \quad (6.2)$$

Tabela 6.3 – Equações de custos referentes à estrutura produtiva do caso base.

Unidades	Equações
G.V	$C_1.B_1 = Z_{G.V} + C_{comb.}$
J1	$C_3.B_3 - (C_2.B_2 + C_1.B_1) = 0$
B	$C_2.B_2 - C_6.B_{6a} = Z_B$
S1	$C_4.(B_{4a} + B_{4b} + B_{4c}) - C_3.B_3 = 0$
T.G.C.E	$C_5.B_5 - C_4.B_{4a} = Z_{T.G.C.E}$
S3	$C_6.(B_{6a} + B_{6b} + B_{6c}) - C_5.B_5 = 0$
Tandem	$C_7.B_7 - C_4.B_{4b} = Z_{tandem}$
S2	$C_8.B_8 - C_4.B_{4c} = 0$

A seguir será exposto a representação matricial utilizada e a definição dos vetores e matrizes citados anteriormente:

$$\begin{bmatrix} B_1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -B_1 & -B_2 & B_3 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & B_2 & 0 & 0 & 0 & -B_{6a} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -B_3 & B_{4a} + B_{4b} + B_{4c} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4a} & B_5 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -B_5 & B_{6a} + B_{6b} + B_{6c} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4b} & 0 & 0 & 0 & B_7 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4c} & 0 & 0 & 0 & 0 & B_8 \end{bmatrix} = [Yi]$$

$$\begin{bmatrix} Z_{G.V} + C_{comb.} \\ 0 \\ Z_B \\ 0 \\ Z_{T.G.C.E} \\ 0 \\ Z_{tandem} \\ 0 \end{bmatrix} = \{Ye\} \quad \begin{bmatrix} c_1 \\ c_2 \\ c_3 \\ c_4 \\ c_5 \\ c_6 \\ c_7 \\ c_8 \end{bmatrix} = \{Yc\} \quad \begin{bmatrix} k_1 \\ k_2 \\ k_3 \\ k_4 \\ k_5 \\ k_6 \\ k_7 \\ k_8 \end{bmatrix} = \{Yk\}$$

As equações matriciais apresentadas abaixo foram aplicadas para o caso base.

$$\begin{bmatrix} B_1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -B_1 & -B_2 & B_3 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & B_2 & 0 & 0 & 0 & -B_{6a} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -B_3 & B_{4a} + B_{4b} + B_{4c} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4a} & B_5 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -B_5 & B_{6a} + B_{6b} + B_{6c} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4b} & 0 & 0 & B_7 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4c} & 0 & 0 & 0 & B_8 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} c_1 \\ c_2 \\ c_3 \\ c_4 \\ c_5 \\ c_6 \\ c_7 \\ c_8 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Z_{G.V} + C_{comb.} \\ 0 \\ Z_B \\ 0 \\ Z_{T.G.C.E} \\ 0 \\ Z_{tan\,dem} \\ 0 \end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix} B_1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -B_1 & -B_2 & B_3 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & B_2 & 0 & 0 & 0 & -B_{6a} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -B_3 & B_{4a} + B_{4b} + B_{4c} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4a} & B_5 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -B_5 & B_{6a} + B_{6b} + B_{6c} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4b} & 0 & 0 & B_7 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -B_{4c} & 0 & 0 & 0 & B_8 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} k_1 \\ k_2 \\ k_3 \\ k_4 \\ k_5 \\ k_6 \\ k_7 \\ k_8 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Q_c^e \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

6.3.3 - Considerações Realizadas

Para podermos aplicar a metodologia exergoeconômica nas diferentes estruturas analisadas foram necessárias algumas considerações. Foi decidido não considerar na análise o sistema de extração de caldo como sendo um volume de controle (“centro de custos”) e os sistemas auxiliares dos geradores de vapor (ventiladores, exaustores etc), sendo somente as bombas analisadas, neste caso os motores elétricos foram inclusos no mesmo volume de controle das bombas. Nas estruturas produtivas dos cenários B e C foi considerada a inclusão do condensador, torre de resfriamento e bomba de circulação na mesma unidade ou sistema de geração de eletricidade (turbina de condensação/extração + gerador), isso se justifica pela obrigatoriedade da turbina de baixa pressão em condensar o vapor e devolver o condensado da mesma forma que a unidade de processo faz. O procedimento mais adequado

envolveria a internalização da neguentropia que não faz parte deste trabalho, uma abordagem detalhada é encontrada em (Cerqueira, 1999).

As estruturas físicas e produtivas dos cenários B e C são as mesmas, pois a diferença entre um caso e outro esta relacionada somente com a elevação dos parâmetros do vapor das caldeiras de 63 bar (abs.) para 82 bar (abs.), não havendo alterações no número de equipamentos.

6.4. Estrutura Física e Produtiva dos Cenários Analisados

Neste item serão apresentadas as estruturas físicas e produtivas dos cenários analisados. O procedimento para construção do diagrama produtivo, determinação dos insumos e produtos e o levantamento das equações de custos, seguem de acordo com o que foi apresentado no item 6.3.2 (Conceitos e Definições) deste capítulo.

No Apêndice C encontram-se as equações de custos para cada estrutura produtiva analisada e uma tabela que mostra a correlação dos fluxos da estrutura produtiva com a física equivalente.

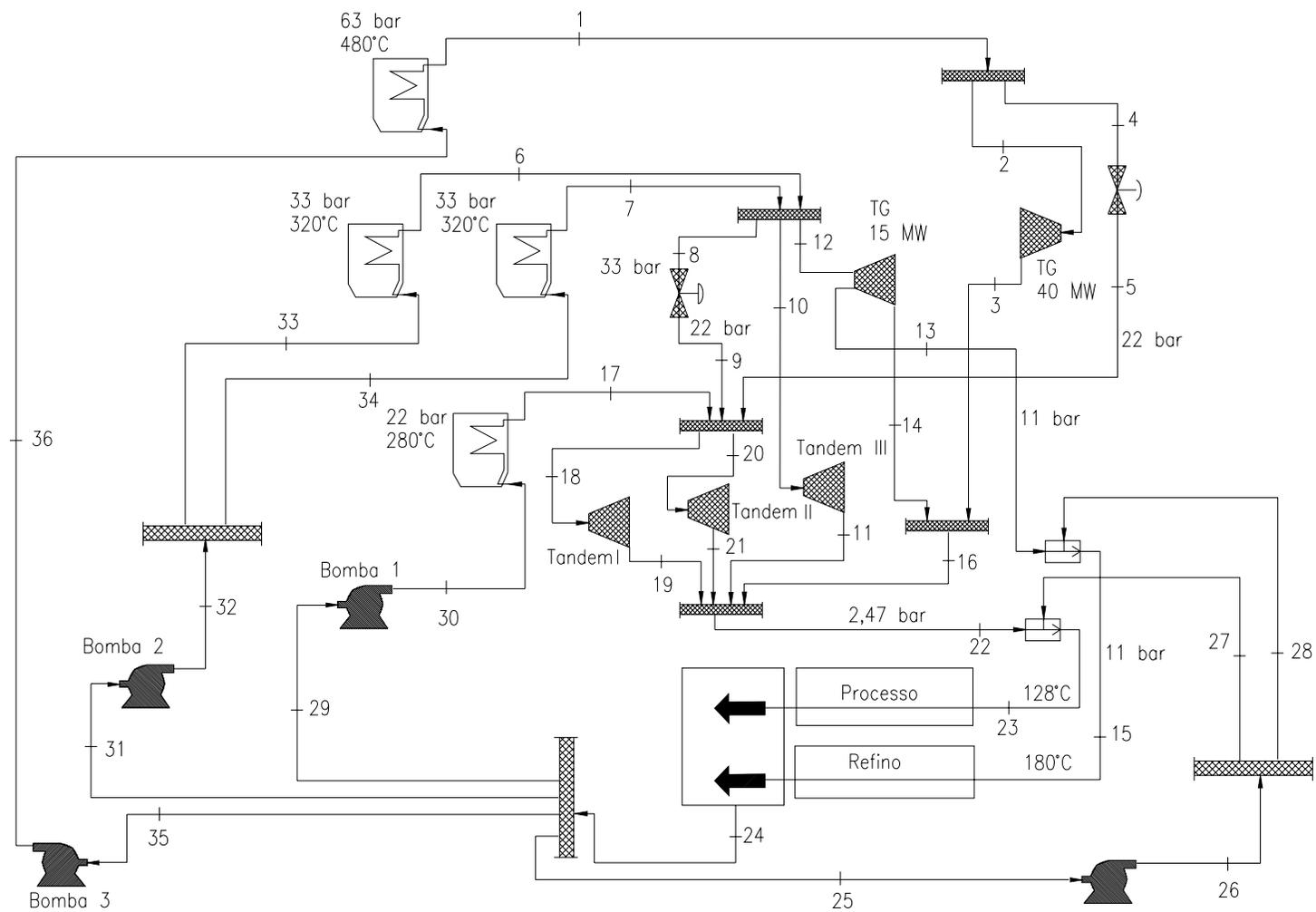


Figura 6.3 – Estrutura física para o cenário “A”.

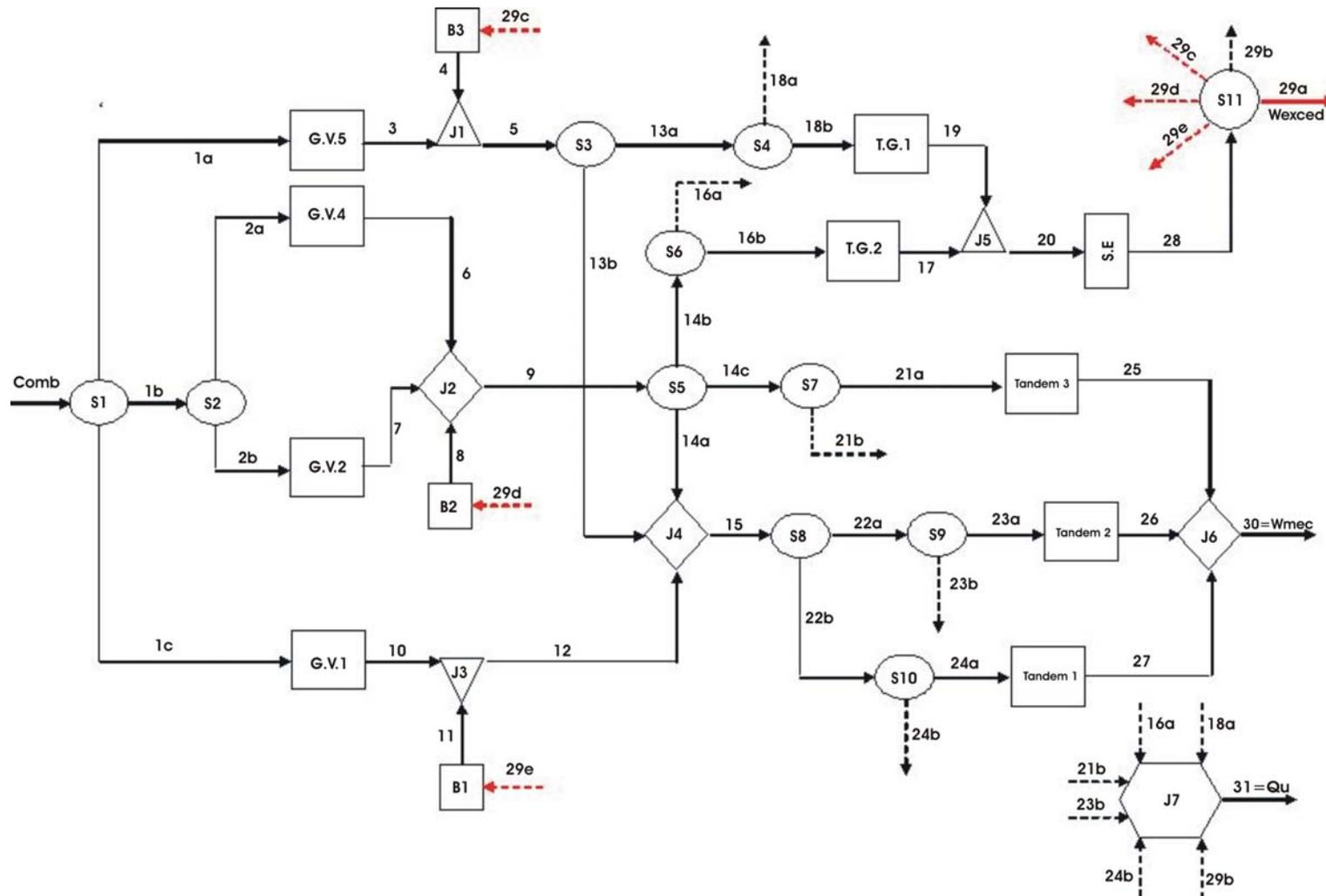


Figura 6.4 – Estrutura produtiva para o cenário “A”.

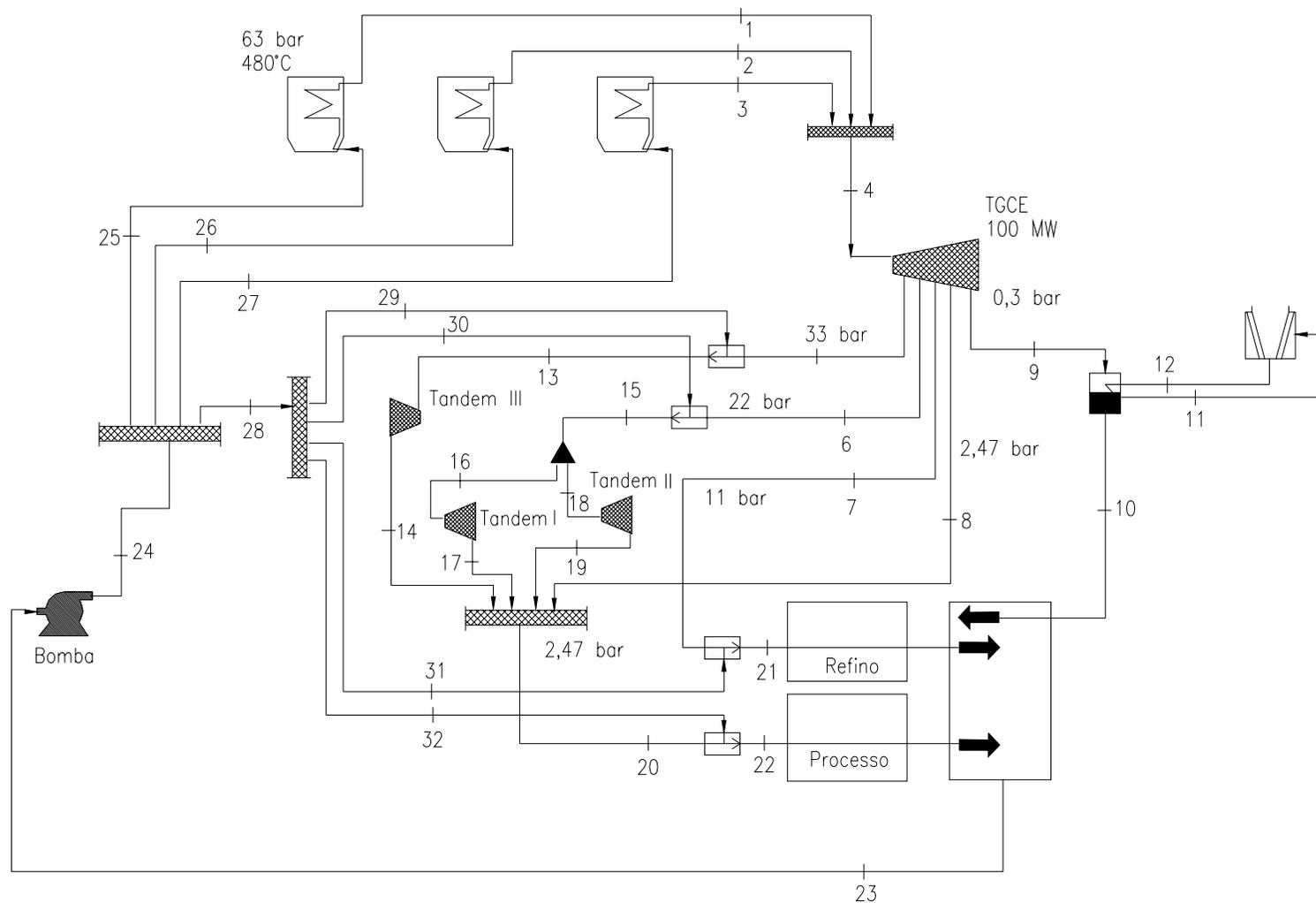


Figura 6.5 – Estrutura física para o cenário “B”.

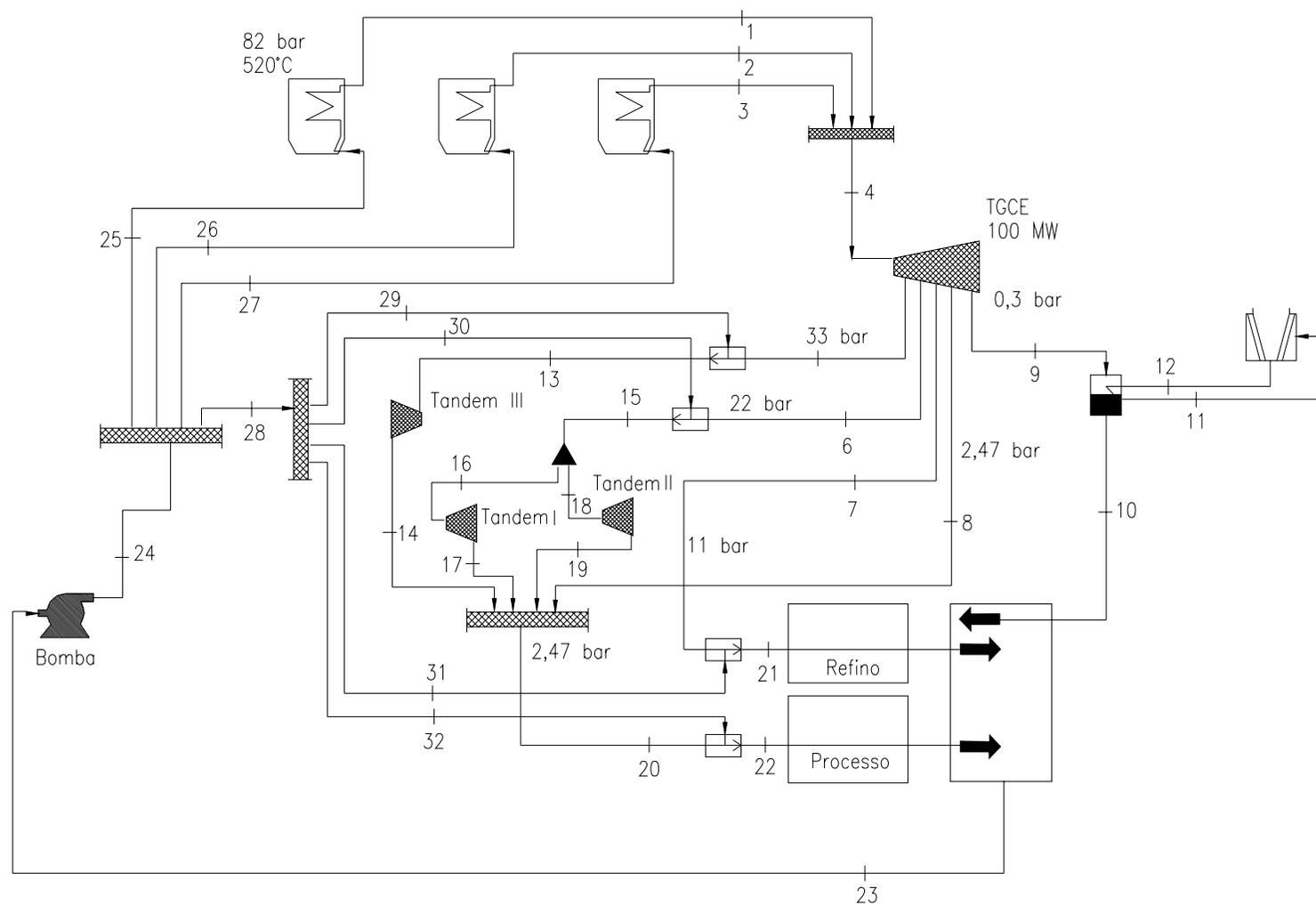


Figura 6.6 – Estrutura física para o cenário “C”.

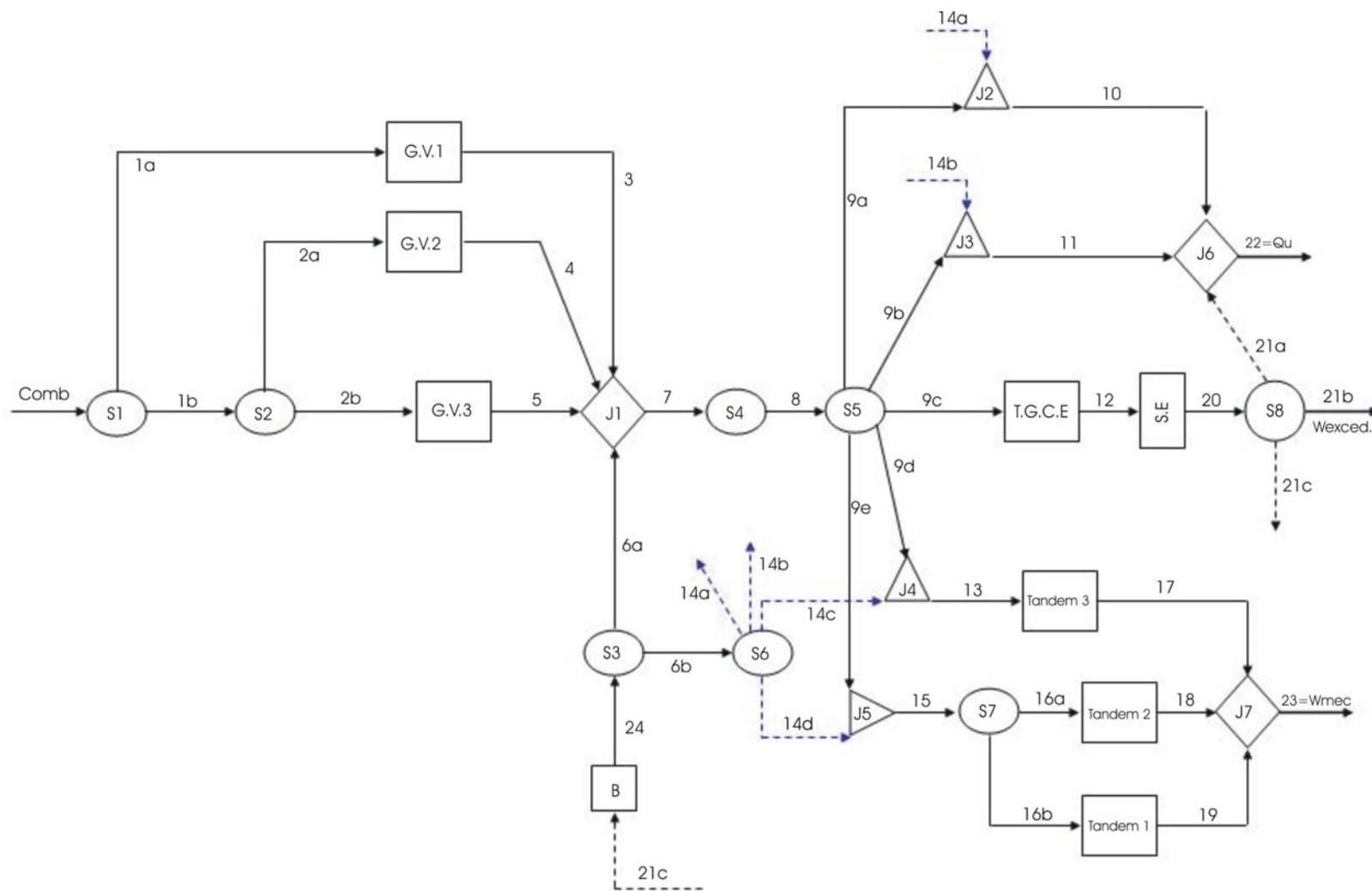


Figura 6.7 – Estrutura produtiva para os cenários “B” e “C”.

6.5. Levantamento dos Dados Econômicos

Para a realização do cálculo dos custos monetários dos fluxos é necessário um levantamento dos preços de aquisição de cada um dos equipamentos envolvidos nos volumes de controle. Estes custos foram levantados através de contatos com fornecedores de equipamentos da usina como as empresas: TGM Turbinas de Sertãozinho/SP, Siemens (Industrial Turbines) e WEG Indústrias S.A. - Unidade Máquinas (Centro de Negócios em Energia) – Soluções para Usinas de Açúcar e Álcool.

Para o levantamento dos preços de alguns equipamentos da usina, como por exemplo: custo da subestação, custo das turbobombas do sistema de alta, média e baixa pressão foi consultado o trabalho de Barreda del Campo (1999), já no caso dos geradores de vapor baseamos no trabalho de Carpio (2000). Nestes casos todos os valores foram corrigidos, considerando como se a planta fosse adquirida na data de referência (Agosto de 2004) e começando a funcionar imediatamente.

Para o ajuste dos preços foi necessário empregar a relação a seguir:

$$P_{AR} = P_C \cdot \frac{I_{CAR}}{I_{CAC}} \quad (6.1)$$

Onde:

P_{AR} – Preço do ano de referência.

P_C – Preço conhecido.

I_{CAR} – Índice de custo do ano de referência (Revista Conjuntura Econômica).

I_{CAC} – Índice de custo do ano conhecido (Revista Conjuntura Econômica).

Foi utilizada uma expressão matemática para a determinação dos custos dos equipamentos com capacidade diferente dos de nosso interesse, neste caso, através do conhecimento das características técnicas e do custo destes equipamentos e de posse das características dos atuais da instalação, foi possível determinar o custo dos equipamentos existentes na usina. Esta equação é apresentada e proposta por (Moran, Tsatsaronis, Bejan, 1996).

$$C_Y = C_X \cdot \left(\frac{S_Y}{S_X} \right)^\alpha \quad (6.2)$$

Onde:

C_Y – Custo do equipamento Y do qual queremos saber o preço.

C_X – Custo do equipamento conhecido.

S_Y – Tamanho ou capacidade do equipamento Y.

S_X – Tamanho ou capacidade do equipamento X.

α – Fator de escala (permite estimar o custo de um equipamento em caso que este possua dados de custo relativos a uma outra capacidade ou tamanho).

Para a realização dos cálculos monetários o vetor de valoração externa [Ye] necessita ser expresso em unidades monetárias/hora, sendo necessário fazer o cálculo das anuidades (A) dos equipamentos.

$$A = I \left[\frac{j(1+j)^N}{(1+j)^N - 1} \right] \quad (6.3)$$

Onde:

A – Valor da anuidade.

I – Custo do equipamento.

j – Taxa de juros anual.

N – Número de anos de amortização.

Os valores de taxa de juros anual ($j = 15\%$) e número de anos de amortização dos equipamentos ($N = 10$ anos), foram fornecidos pela Usina “Colombo”. Para levantar este valor anual a um valor por hora foi considerado o tempo real de duração da safra em estudo (safra 2003), este tempo corresponde com 178 dias úteis e 12 horas, ou seja, 4284 horas efetivas de safra (t).

Os custos de operação e manutenção são estabelecidos ao longo do tempo, de forma que ao substituir os preços dos equipamentos na expressão 6.3, estes custos não são incluídos. Assim a anuidade de cada volume de controle será expressa como:

$$A = A_{\text{equipamento}} + A_{\text{O\&M}} \quad (6.4)$$

É importante salientar que o objetivo principal da avaliação exergoeconômica é determinar os custos dos principais fluxos do sistema, imaginando que a planta seria montada novamente tomando como referência o levantamento de preços descritos no Apêndice A. Cada volume de controle foi tratado como sendo um “centro de custos”, permitindo assim determinar os custos que deixam ele, já o custo dos insumos são determinados pelo centro de custos de onde ele vem (Prieto e Nebra, 2002).

No apêndice A é feita uma detalhada análise do levantamento dos custos dos equipamentos e do procedimento seguido para ajustar os preços para agosto de 2004, assim como o cálculo das anuidades e os percentuais utilizados com base no preço de aquisição dos equipamentos.

6.6. Análise dos Resultados

6.6.1 - Cenário “A”

Tabela 6.4 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes (cenário A)

Fluxos	Nº	B [MW]	k	B* [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:5	3	73,24	3,481	254,98	11,91
fluxo vapor caldeira média pressão n°:4	6	44,03	3,858	169,88	12,04
fluxo vapor caldeira média pressão n°:2	7	44,03	3,858	169,88	12,04
fluxo vapor caldeira baixa pressão n°:1	10	16,54	4,110	67,99	25,03
fluxo água alimentação de alta	4	0,41	8,243	3,38	187,47
fluxo água alimentação de média	8	0,38	4,974	1,87	126,34
fluxo água alimentação de baixa	11	0,08	24,859	1,87	631,49
potência elétrica gerada turbogerador I	19	30,00	4,249	127,48	55,63
potência elétrica gerada turbogerador II	17	13,00	6,819	88,65	68,98
potência elétrica total gerada	28	43,00	5,026	216,13	64,24
potência elétrica excedente	29a	30,00	5,026	150,79	64,24
potência mecânica produzida tandem I	27	3,00	8,391	25,17	148,37
potência mecânica produzida tandem II	26	3,00	8,391	25,17	148,37
potência mecânica produzida tandem III	25	10,00	5,942	59,42	56,35
potência mecânica total produzida	30	17,00	6,457	109,77	85,52
fluxo de calor ao processo	31	90,40	4,449	402,18	22,78

Analisando os dados da (Tabela 6.4) verificamos que um aspecto a ser destacado são os elevados custos exergéticos unitários da potência mecânica produzida nas turbomoendas dos tandems I e II. Com relação ao fluxo do sistema de alimentação de água de baixa pressão, o valor do custo exergético unitário foi de 24,86, sendo a turbobomba de baixa pressão o equipamento menos eficiente da instalação atual (maior geração de irreversibilidades). O custo atual da energia elétrica gerada foi de 64,24 R\$/MWh, e o da potência mecânica total produzida de 85,52 R\$/MWh. O fluxo correspondente ao calor de processo obteve um valor de custo monetário da ordem de 22,78 R\$/MWh o que equivale à 3,81 R\$/Ton_v.

O custo exergético unitário da potência mecânica produzida pelo tandem III foi consideravelmente inferior que o custo obtido pelos tandems I e II, isso devido que a eficiência isentrópica das turbinas de acionamento mecânico neste caso ser de 60%.

Para o caso atual da usina, foi analisado o comportamento dos custos da energia elétrica, mecânica e o calor de processo ante variações no preço de mercado do bagaço, como que se a usina tivesse que comprar bagaço. Os resultados são apresentados na Figura 6.8.

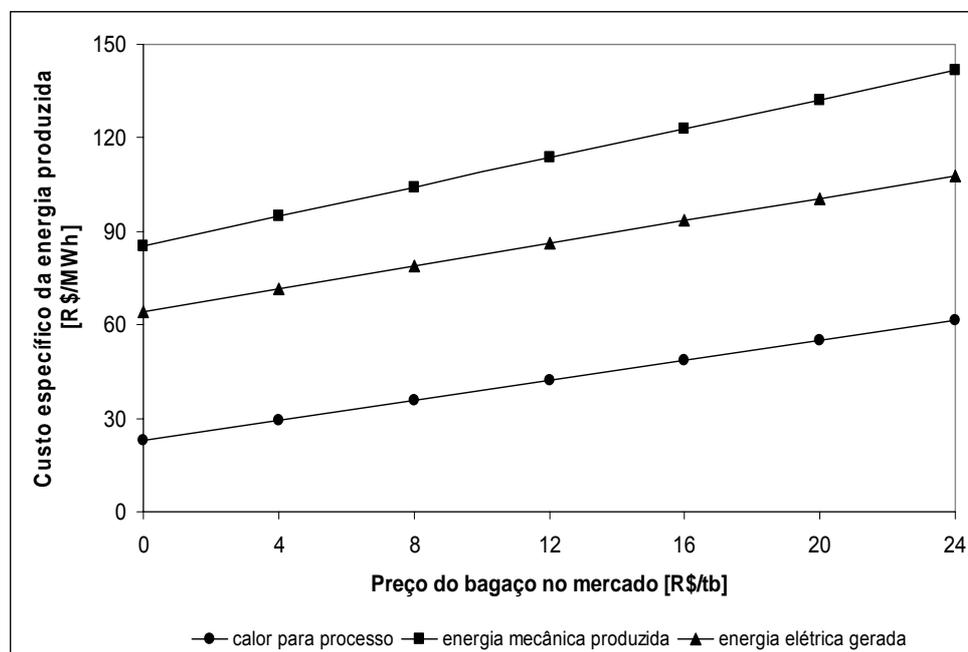


Figura 6.8 – Custo específico da energia produzida ante variações no preço do bagaço no mercado.

Observando o gráfico anterior, para um mesmo nível de eficiência das caldeiras, na medida que o preço do bagaço aumenta, aumenta também o custo da potência elétrica gerada, o calor empregado no processo, e a energia mecânica havendo o custo mínimo a ser pago pelos fluxos, que é obtido quando o preço do bagaço é zero. O referido custo mínimo corresponderia aos investimentos de capital, operação e manutenção de equipamentos e seria independente da eficiência das caldeiras (Prieto, 2003).

6.6.2 - Cenário “B”

➤ Cenário “B1”

Tabela 6.5 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes (cenário B1)

Fluxos	Nº	B [MW]	k	B* [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:1	3	73,24	3,481	254,98	11,91
fluxo vapor caldeiras alta pressão n°:2	4	73,24	3,335	244,24	11,91
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:3	5	73,24	3,335	244,24	11,91
fluxo água alimentação de alta	24	1,26	4,588	5,80	87,34
potência elétrica gerada	20	84,81	4,086	346,50	54,07
potência elétrica excedente	21b	71,81	4,086	293,39	54,07
potência mecânica produzida tandem I	19	3,00	7,285	21,85	132,52
potência mecânica produzida tandem II	18	3,00	7,285	21,85	132,52
potência mecânica produzida tandem III	17	10,00	5,722	57,22	57,99
potência mecânica total produzida	23	17,00	5,937	100,93	80,88
fluxo de calor ao processo	22	90,40	3,862	349,14	19,07

➤ **Cenário “B2”**

Tabela 6.6 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes
(cenário B2)

Fluxos	Nº	B [MW]	k	B* [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:1	3	73,24	3,481	254,98	11,91
fluxo vapor caldeiras alta pressão n°:2	4	73,24	3,335	244,24	11,91
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:3	5	73,24	3,335	244,24	11,91
fluxo água alimentação de alta	24	1,26	4,841	6,12	87,21
potência elétrica gerada	20	86,81	4,312	374,33	53,98
potência elétrica excedente	21b	73,81	4,312	318,27	53,98
potência mecânica produzida tandem I	19	3,00	7,279	21,84	132,49
potência mecânica produzida tandem II	18	3,00	7,279	21,84	132,49
potência mecânica produzida tandem III	17	10,00	5,717	57,17	57,96
potência mecânica total produzida	23	17,00	5,932	100,85	80,85
fluxo de calor ao processo	22	82,13	3,949	324,33	19,76

6.6.3 - Cenário “C”

➤ **Cenário “C1”**

Tabela 6.7 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes
(cenário C1)

Fluxos	Nº	B [MW]	k	B* [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:1	3	77,54	3,225	250,10	13,24
fluxo vapor caldeiras alta pressão n°:2	4	77,54	3,225	250,10	13,24
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:3	5	77,54	3,225	250,10	13,24
fluxo água alimentação de alta	24	1,63	3,361	5,47	67,80
potência elétrica gerada	20	96,91	3,849	371,83	53,93
potência elétrica excedente	21b	83,61	3,849	321,79	53,93
potência mecânica produzida tandem I	19	3,00	6,951	20,85	135,36
potência mecânica produzida tandem II	18	3,00	6,951	20,85	135,36
potência mecânica produzida tandem III	17	10,00	5,458	54,58	60,21
potência mecânica total produzida	23	17,00	5,664	96,28	83,19
fluxo de calor ao processo	22	90,40	3,675	332,24	20,34

➤ **Cenário “C2”**

Tabela 6.8 – Resultados da avaliação exergoeconômica para os fluxos mais importantes
(cenário C2)

Fluxos	Nº	B [MW]	k	B* [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:1	3	77,54	3,225	250,10	13,24
fluxo vapor caldeiras alta pressão n°:2	4	77,54	3,225	250,10	13,24
fluxo vapor caldeira alta pressão n°:3	5	77,54	3,225	250,10	13,24
fluxo água alimentação de alta	24	1,63	3,522	5,74	67,72
potência elétrica gerada	20	98,60	4,040	398,33	53,97
potência elétrica excedente	21b	85,60	4,040	345,81	53,97
potência mecânica produzida tandem I	19	3,00	6,945	20,84	135,32
potência mecânica produzida tandem II	18	3,00	6,945	20,84	135,32
potência mecânica produzida tandem III	17	10,00	5,453	54,53	60,18
potência mecânica total produzida	23	17,00	5,659	96,20	83,16
fluxo de calor ao processo	22	82,13	3,754	308,30	21,05

6.6.4 – Abordagem geral da análise

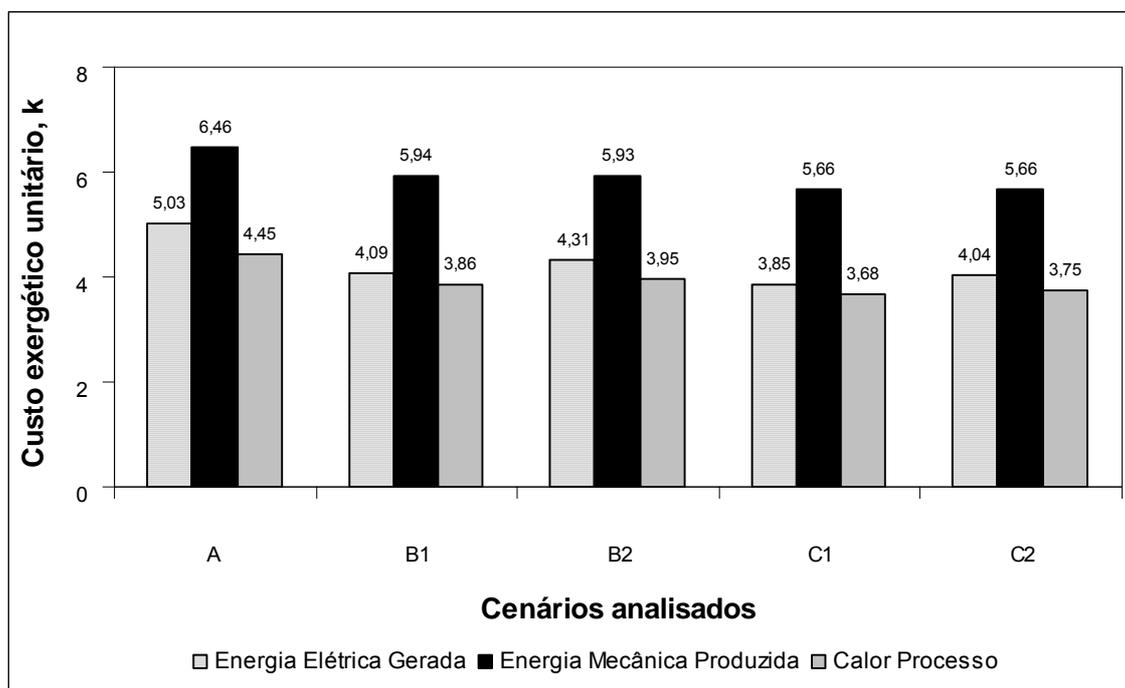


Figura 6.9 – Custo exergético unitário para os cenários analisados.

Como pode ser apreciado no gráfico da Figura 6.9, o custo exerético unitário da energia mecânica produzida não sofreu alterações consideráveis nos cenários propostos, isso deve-se que as condições de operação dos tandems foram inalteradas. Já no caso dos custos (k) da energia elétrica gerada e o calor de processo, os menores valores foram atingidos para o cenário C1 (82 bar abs. @ 520°C).

A Figura 6.10 mostra o comportamento dos custos monetários da energia elétrica gerada, energia mecânica produzida e calor de processo em (R\$/MWh). Já a Figura 6.11, relaciona o custo do calor de processo em (R\$/Ton_v) para os diferentes cenários envolvidos.

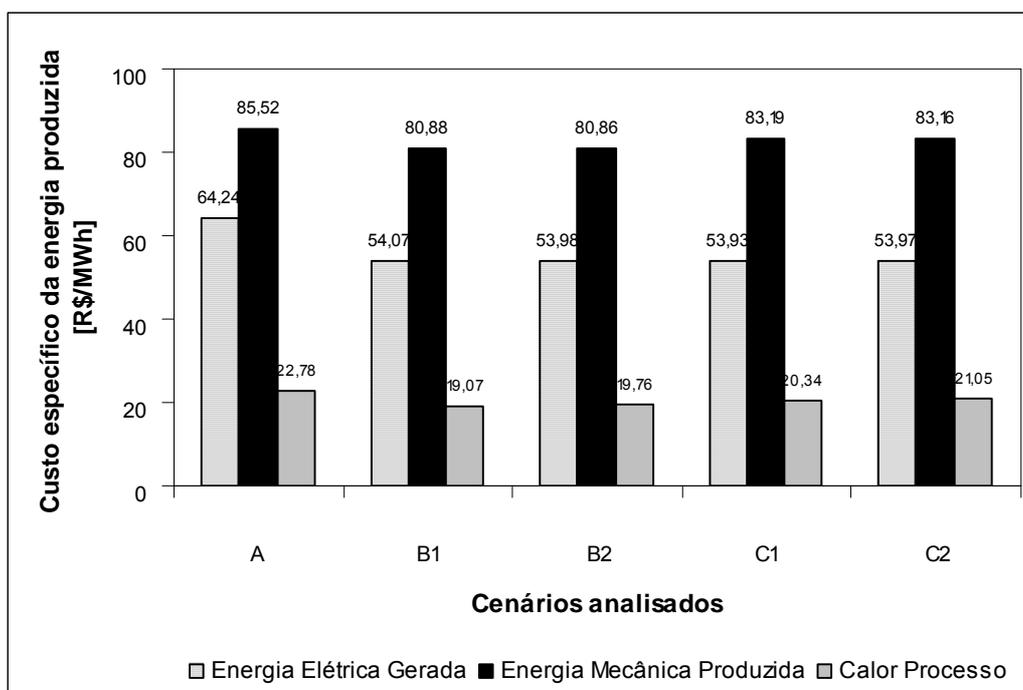


Figura 6.10 – Custo específico da energia produzida para os cenários analisados.

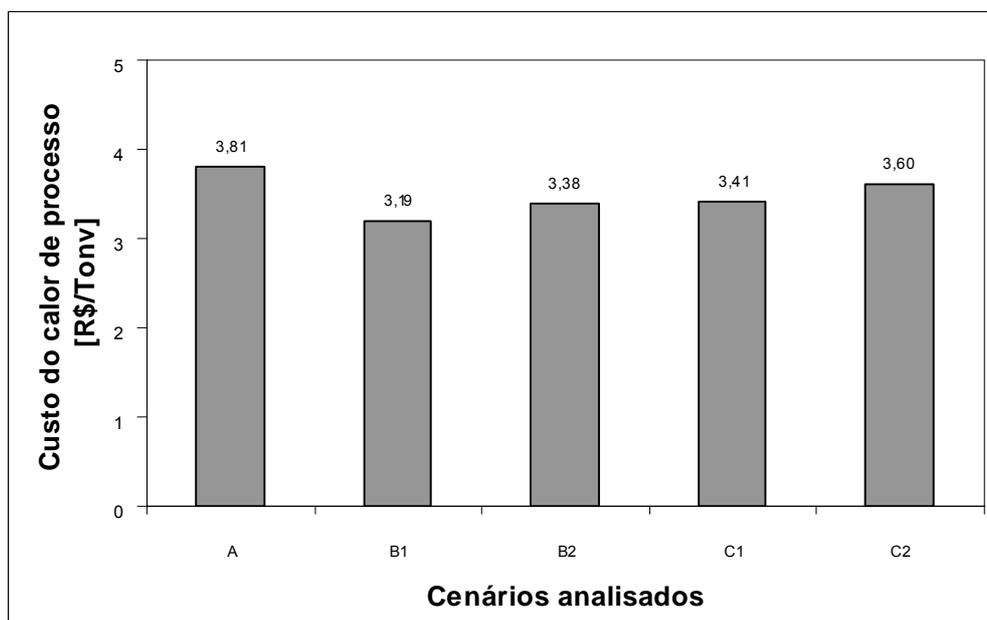


Figura 6.11 – Custo do calor de processo para os cenários analisados.

Dentro dos cenários analisados, o custo unitário da energia elétrica gerada obteve o menor valor no cenário “C1”, sendo 3,85 (-) para o custo exergético e 53,93 (R\$/MWh) para o custo monetário, isto devido à um aumento da produção de energia elétrica.

Com relação ao custo exergético unitário do fluxo correspondente ao calor de processo, o menor valor foi atingido também para o cenário “C1”, sendo de 3,68 (-), ver Figura 6.9.

A análise exergoeconômica forneceu a possibilidade de acompanhar a formação de cada um dos custos dos fluxos e a incidência deles no interagir com outros fluxos, ao tempo que mostrou a importância de definir com clareza qual é o produto para cada volume de controle, devido a que os resultados obtidos são consequência dessa definição. Deve ser lembrado que de fato, o custo de um fluxo produto de um equipamento carrega o custo das irreversibilidades desse equipamento.

Capítulo 7

Os Limites da Produção de Eletricidade e Etanol a partir da Cana-de-Açúcar

Este capítulo inicialmente apresenta uma introdução, as considerações envolvidas na análise e expõe os cenários à serem analisados, na seqüência detalha a produção de etanol pelo processo tradicional e pela hidrólise do bagaço. Posteriormente propõe um estudo detalhado sobre os limites da produção de etanol e eletricidade a partir da cana-de-açúcar.

Trata-se puramente de uma análise termodinâmica dos cenários propostos, devido que muitas das tecnologias utilizadas não são comercializáveis, estando em fase de desenvolvimento: (i) processo DHR em fase de estágio (planta piloto), (ii) não existe turbinas a gás comercializável operando com álcool, (iii) operação de células SOFC com álcool e biogás não está testada experimentalmente o que existe atualmente são resultados de modelagens, (iv) não existe plantas BIG/GT operando em usina de açúcar e álcool no momento.

Cabe ressaltar que não será realizada uma análise de custos.

7.1. Introdução

Os altos preços do petróleo aliado aos conflitos relacionados com o domínio das fontes de combustíveis fósseis, a expectativa do seu esgotamento nos próximos decênios e aos problemas ambientais decorrentes da sua utilização fazem com que se observe um crescente interesse pelas energias renováveis como fonte de combustíveis e para a geração de eletricidade. Neste sentido a cana-de-açúcar tem varias vantagens:

- Planta tipo C4 com uma das maiores eficiências fotossintéticas;
- Potencial de melhoria dos rendimentos agrícolas e industriais;

- Processos de geração de eletricidade e produção de etanol já aplicados em grande escala;
- Aparecimento de novas tecnologias tanto para a produção de etanol como para a geração de eletricidade;
- Acréscimo da demanda por etanol como oxidante da gasolina nos países em desenvolvimento;
- Possibilidade de produção de combustíveis líquidos e/ou eletricidade numa mesma unidade industrial.

A produção de etanol a partir de cana-de-açúcar é uma atividade na qual o Brasil apresenta domínio total da tecnologia, neste sentido destaca-se como o produtor mais eficiente de açúcar e álcool do mundo, mas ainda tem alternativas para ampliar a competitividade. Atualmente se aproveita um terço da energia total armazenada na cana, pois o bagaço, as pontas e palhas são pouco ou nada aproveitados. A aplicação de novas tecnologias e conceitos podem levar ao aproveitamento integral da matéria-prima, com maior rentabilidade (Nastari, 2003).

O desenvolvimento de novas tecnologias para a produção de álcool a partir da hidrólise do bagaço e o aparecimento de tecnologias como a geração de eletricidade com turbinas a gás em ciclos combinados e o uso de células a combustível com etanol usado diretamente, fazem com que a produção de etanol e o aproveitamento do potencial energético da cana-de-açúcar possa ser no futuro muito mais completo e variado que hoje. A faixa de possíveis opções vai desde o caso em que toda a biomassa da cana-de-açúcar é convertida em álcool, até a variante em que a eletricidade é o único produto. Neste capítulo, partindo do esquema de uma usina de açúcar e álcool com moagem de 300 tc/h, são modelados e analisados termodinamicamente seis cenários.

Como indicadores para a comparação das diferentes variantes analisadas são utilizados os seguintes métodos:

- Receita específica por tonelada de cana (R\$/tc);
- Produção específica de etanol (litros/tc);
- Índice de eletricidade excedente (kWh/tc);
- Eficiência global de produção de combustíveis e eletricidade.

O excesso na produção de álcool, porém, já não representa risco nenhum para o setor. A boa aceitação dos carros multicomcombustíveis e perspectivas otimistas na exportação de álcool e de açúcar abrem caminho para novos investimentos no setor.

7.2. Produção de Etanol

7.2.1 – O Processo Tradicional

No Brasil, além do açúcar e do melaço, o caldo da cana é utilizado também na produção de álcool. O álcool é obtido após a fermentação do caldo ou de uma mistura de melaço e caldo, através de um processo bioquímico. Mas, antes de ser enviado ao processo fermentativo, este caldo deve receber um tratamento de purificação.

O caldo misto, proveniente da extração e após tratamento, é enviado à etapa de fermentação. Previamente, porém, o mosto a ser fermentado deve ter sua concentração acertada para valores adequados (17 a 22° Brix), desta forma é feita a dosagem do caldo misto com melaço (mel residual da fabricação de açúcar) ou xarope proveniente dos evaporadores.

O processo de fermentação, onde se dá a conversão dos açúcares (sacarose e outros) em etanol, é conduzido, na grande maioria das vezes, de forma descontínua em tanques denominados dornas.

A leveduras, microorganismos unicelulares, produzem um conjunto de enzimas que catalisam a reação de fermentação.

No Brasil emprega-se o processo descontínuo Melle-Boinot, o qual promove a reutilização das leveduras após a separação, por centrifugação, do mosto fermentado em duas frações: leite de levedura e vinho “delevedurado”.

O vinho segue para a dorna volante, que é o pulmão da destilaria, e o leite de levedura é diluído em água e tratado com ácido sulfúrico, retornando ao processo.

Depois da fermentação ocorrem as etapas da destilação, retificação, desidratação, em seguida os álcoois produzidos, hidratado e anidro, são quantificados através de medidores de vazão ou tanques calibrados e são enviados para armazenagem em tanques de grande volume.

7.2.2 – O Processo de Hidrólise Rápida (DHR)

A tecnologia de produção de álcool a partir da hidrólise do bagaço amplia a oferta e reduz o custo do álcool. Com a mesma área plantada o setor pode quase dobrar a produção de álcool apenas com o aproveitamento adequado do bagaço e da palha da cana (Olivério, 2004). O processo Dedini Hidrólise Rápida (DHR) está em desenvolvimento desde a década de 1980 com o objetivo de obter etanol a partir do bagaço resultante da moagem da cana-de-açúcar. É formado por três etapas: a dissolução da lignina, de modo a tornar disponível a celulose e a hemicelulose das fibras vegetais, hidrólise desses polissacarídeos, a fermentação dos açúcares obtidos; e a destilação do fermentado.

O processo DHR alimenta um reator com bagaço pela parte superior, recebendo pelo pé uma mistura aquecida de água, ácido sulfúrico e um solvente de lignina, o etanol. Os fluxos se encontram na parte média do reator, de onde é retirada e imediatamente resfriada uma solução levemente ácida com alto teor de açúcares. Essa solução é, na seqüência, neutralizada com cal. Esse processo dissolve a lignina e permite recuperar os açúcares em mais ou menos 15 minutos, antes de se iniciar a degradação, com alto rendimento. O rendimento de sacarificação chega a 88%, mas poderá elevar-se a 92% (Olivério, 2003).

O etanol com lignina é retirado, sendo esta retirada em filtro-prensa, com possível uso como combustível nas caldeiras da usina. O etanol recircula no processo.

A hidrólise da celulose produz hexoses (açúcares com moléculas de seis carbonos, como a glicose) que podem ser fermentadas com facilidade. Já a hemicelulose hidrolisada conduz à formação de hexoses e pentoses (cinco carbonos, como a xilose). A fermentação de hexoses é tranqüila, mas a das pentoses requer fermentos específicos, ainda não disponíveis. Dada a escala ainda pequena de operação, todo o produto da hidrólise será misturado ao caldo extraído da cana, diminuindo a concentração de alguns inibidores de fermentação presentes no fluxo. Quando a escala for maior, valerá a pena dedicar mais atenção à fermentação das pentoses. No futuro, até a palha da cana poderá ser hidrolisada (Olivério, 2003), ver Figura 7.1 .

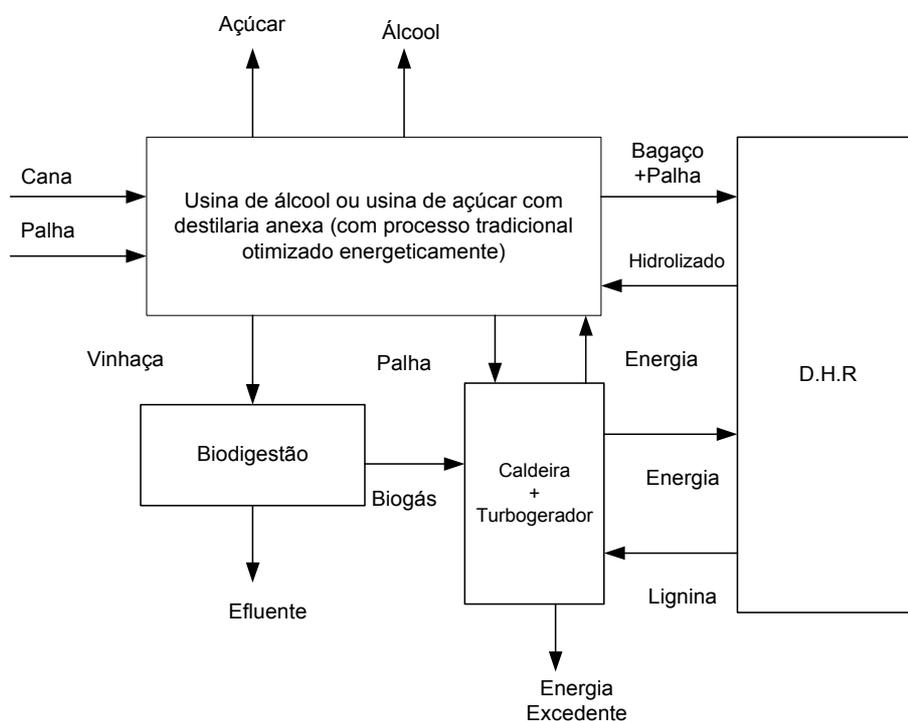


Figura 7.1 – Integração hidrólise / usina no futuro (Dedini, 2003).

Em termos econômicos, o resultado é impressionante. No sistema tradicional de produção de álcool, cada hectare cultivado oferece, em média, 80 toneladas de cana limpa para o processo. Cada tonelada permite a obtenção de 85 litros de álcool. Portanto, são obtidos 6,8 mil litros por hectare. Com o uso intensivo do DHR, aproveitando bagaço e palha, é possível obter um adicional de 5,6 mil litros de álcool por hectare cultivado, que gera 96 toneladas de cana integral. Nota-se então que as usinas poderão praticamente dobrar a produção sem ampliar sequer um metro quadrado de área plantada (Olivério, 2003). Além disso, será possível direcionar mais caldo para a fabricação do açúcar, sem reduzir a oferta de álcool.

Segundo Olivério (2003), esse ganho será obtido por etapas. A primeira fase visa apenas aproveitar as hexoses do bagaço, oferecendo entorno de 109 litros de álcool adicionais por tonelada de bagaço processado. Numa segunda fase será possível otimizar o aproveitamento das hexoses e, possivelmente, parte das pentoses, chegando a 120 litros. Na terceira fase, com a otimização total do processo, poderão ser alcançados os 180 litros

adicionais por tonelada de bagaço. Nos cálculos da Dedini, o custo do álcool produzido pelo processo DHR é semelhante ao obtido pela fermentação de caldo de cana, mesmo na etapa semi-industrial.

7.3. Células a Combustível de Etanol

O etanol pode ser usado diretamente em uma célula a combustível, gerando além de energia, importante contribuição ambiental, além de abrir novos mercados com a geração distribuída e com aplicações avançadas em sistemas de transporte. Por este motivo, a indústria do etanol está começando a ter um papel mais importante nos mercados futuros.

Tais sistemas eletroquímicos produzem energia elétrica a partir da energia proveniente da reação entre um combustível (usualmente o hidrogênio) e o comburente (ar). São sistemas termodinamicamente espontâneos, o que equivale a dizer que não necessitam de energia externa para produzir eletricidade. As vantagens desses sistemas são:

- Baixíssimos níveis de poluentes liberados para a atmosfera com a produção de energia;
- Versatilidade de utilização de diversos combustíveis, tais como etanol ou metanol;
- Apresentam alta eficiência por não serem limitados termicamente como outros geradores (a energia térmica co-produzida pode ser utilizada na própria reação aumentando assim a eficiência nominal).

As células a combustível com etanol usado diretamente são conhecidas como DEFCs – Direct Ethanol fuel Cells / Etanol Direto. No Brasil, assim como nos EUA, existem estudos procurando viabilizar a utilização do etanol nas CaCs, mas ainda estão em fase de desenvolvimento.

Dentro deste contexto, um dos cenários analisados propõe a utilização de uma célula a combustível utilizando como combustível o Hidrogênio (H_2) proveniente da reforma do etanol e o Metano (CH_4) que é gerado durante a obtenção do biogás, esta acoplada à uma turbina a gás.

Uma abordagem detalhada sobre a viabilidade técnica-econômica da utilização das células a combustíveis foge ao escopo deste trabalho.

7.4. Configurações Analisados

Para a realização do estudo, foram propostas seis variantes listadas a seguir:

- **Cenário A** - Fabricação de álcool pelo processo tradicional + Hidrólise do Bagaço (DHR) – *Máxima Produção de Etanol*;
- **Cenário B** - Fabricação de álcool pelo processo tradicional (100% álcool) + Cogeração;
- **Cenário C** - Usina Tradicional (50% álcool + 50% açúcar) + Cogeração;
- **Cenário D** - Usina Tradicional (50% álcool + 50% açúcar) + Cogeração (BIG/GT);
- **Cenário E** - Usina “canelétrica” – geração de eletricidade com o álcool em turbinas a gás com a queima do bagaço na caldeira na parte inferior do ciclo combinado – *Máxima Produção de Eletricidade*.
- **Cenário H** - Produção de Hidrogênio (H₂) a partir da reforma do etanol e utilização numa célula a combustível (SOFC) acoplada a uma turbina a gás.

7.5. Considerações Realizadas

7.5.1 – Considerações gerais

Algumas considerações foram necessárias para a realização das simulações:

Tabela 7.1 – Considerações gerais utilizadas nas simulações.

Moagem [tc/h]	300
Bagaço disponível [tb/h]	90
Dias safra / Fator utilização [%]	210 / 85
Pressão do vapor “vivo” [bar abs.]	68
Temperatura do vapor “vivo” [°C]	500
Vazão nominal de vapor [t/h]	200
Pressão do vapor de entrada [bar abs.]	22
Temperatura do vapor de entrada [°C]	300
Pressão do vapor de escape [bar abs.]	2,47
Temperatura do vapor escape [°C]	130
PCI do bagaço 50 % umidade [kJ/kg]	7500
Eficiência do gerador de vapor [%]	85
Eficiência das turbinas de acionamento mecânico [%]	45
Eficiência isentrópica da turbina de geração [%]	85
Consumo específico energia mecânica [kWh/tc]	16,5
Consumo específico energia elétrica [kWh/tc]	13,5
Consumo específico energia elétrica processo DHR [kWh/tb] *	29
Rendimento do processo DHR [litros álcool / tb]	110
Rendimento no caso de 100% fabricação de álcool [litros álcool / tc]	85
Rendimento nos casos de fabricação de açúcar e álcool (50% açúcar + 50% álcool)	67 [kg açúcar / tc] 42 [litros álcool / tc]

* Baseado em um processo, não otimizado, de uma instalação processando 23 tb/h (50% umidade), consumindo 667 kWh de energia elétrica e com 4284 horas efetivas de safra.

7.5.2 – Considerações sobre o preço de mercado dos produtos

Para o cálculo da receita específica por tonelada de cana foi necessário levantar os preços de mercado do açúcar, álcool e eletricidade. O cálculo foi realizado com base nos preços atuais, em seguida realizamos uma estimativa do comportamento da receita à longo prazo, a seguinte faixa de valores foi considerada:

Tabela 7.2 – Preços de mercado dos produtos.

Produtos	Custo
Açúcar [R\$/ton] / [R\$/saca 50 kg]	575 / 28,75
Álcool [R\$/m ³]	800 até 1000
Eletricidade [R\$/MWh]	900 até 130

Fonte: Para o custo do açúcar e álcool (Unica e Udop, fevereiro de 2005), preço da eletricidade (Proinfa, 2005).

7.5.3 – Considerações sobre o potencial energético da cana-de-açúcar

Como um dos indicadores de comparação das variantes analisadas é a eficiência global de produção de combustíveis e eletricidade, faz-se necessário as seguintes considerações para seu cálculo:

Tabela 7.3 –Valores energéticos provenientes da cana-de-açúcar (Dedini, 2003).

1 Tonelada de cana [GJ]	5,00
PCI do etanol [kcal/kg]	7250
PCI do biogás [kcal/kg] com 60% de metano (CH ₄)	5500
Produção de vinhaça [m ³ /m ³ etanol] processo convencional	13
Produção de biogás [m ³ /m ³ etanol] processo convencional	185 (60% CH ₄)
Produção de biogás [m ³ /m ³ vinhaça] processo convencional	14,23

A vinhaça, ou restilo, ou vinhoto, é o resultado da fermentação alcoólica do vinho, oriundo da fermentação de micro organismo, que se alimentam dos açúcares fermentescíveis do mel final do processamento do açúcar, na usina. Também é produzida por meio da moagem direta da cana, para processamento e destilação direta de álcool, nas destilarias autônomas.

A constituição da vinhaça apresenta componentes químicos e material orgânico remanescente do processo de fermentação, além de pH ácido. Devido ao processo, cada litro de álcool produzido pelo processo convencional, produz 13 a 14 litros de vinhaça. Nesse sentido, através da tecnologia de biodigestão anaeróbica da vinhaça da cana-de-açúcar é possível produzir o biogás.

A vinhaça tem sido aspergida no campo de cana, estradas de terra, armazenada em tanques de depuração, etc., todos estes modos, contrariando as regulamentações ambientais vigentes, correção química do solo, com custos extras à atividade de lavoura. Há determinadas técnicas de processamento da vinhaça, que oferecem a formação de gás de CH₄ além de normalização do DQO e pH do produto, que é devolvido à lavoura, enriquecido e ativo nos principais elementos químicos: N - P - K + Sulfatos. Cada 270 Nm³ de Biogás recuperado da vinhaça proporciona a economia de uma tonelada de bagaço (Bancor, 2003).

Cabe ressaltar que a produção de biogás (CH₄), num estado constante, é proporcional a quantidade de DQO (Demanda Química de Oxigênio) consumida no reator (Pompermayer e Junior, 2000) e que atualmente não se conhece a composição da vinhaça gerada pelo processo DHR e a geração de DQO e DBQ deste processo.

7.5.4 – Considerações específicas para o caso H

Para o cálculo da potência elétrica gerada pela célula a combustível (SOFC) é necessário sabermos a quantidade de mols de Hidrogênio (H₂) provenientes da reforma do etanol e a quantidade de mols de Metano (CH₄) resultantes da geração do biogás que são produzidos.

Tabela 7.4 – Considerações para o cenário H (SOFC).

Vazão de 4718 [m ³ /h] de biogás gera	28 [mols/s] de CH ₄
Vazão de 15 [m ³ /h] de etanol gera	376 [mols/s] de H ₂
Vazão de 10,5 [m ³ /h] de etanol gera	263,2 [mols/s] de H ₂
Constante de Faraday [C/mols]	96487
Voltagem da célula SOFC [Volts]	0,7

O cálculo da potência elétrica gerada pela célula a combustível é dado por:

$$W_{elet} = V \cdot m_{comb.} \cdot F \cdot n \quad (7.1)$$

Onde:

V – voltagem da célula [Volts]

m_{comb.} – vazão de combustível [mols/s]

F – constante de Faraday [C/mols]

n – número de elétrons liberados na reação

7.6. Cálculo da função de produtividade

A fim de analisar a função produtividade de obtenção de energia e combustíveis a partir da cana-de-açúcar propõe-se dividir o somatório da energia do etanol, da eletricidade excedente e do biogás obtido a partir da vinhaça, pela energia contida na cana-de-açúcar. Em se tratando de fluxos de combustíveis e energia o uso do conceito da primeira e segunda lei da termodinâmica não deve oferecer resultados muito diferentes, como mostra a equação a seguir:

$$g = \frac{E_{e.tanol} + E_{e.exced.} + E_{biogás}}{E_{cana}} \quad (7.2)$$

Onde:

E_{etanol} - energia contida no etanol comercializado [GJ]

$E_{\text{e.exced.}}$ - energia elétrica excedente anual [GJ]

$E_{\text{biogás.}}$ - energia contida no biogás gerado na safra [GJ]

$E_{\text{cana.}}$ - energia contida na cana-de-açúcar moída em toda safra [GJ]

No final deste capítulo, na Tabela 7.6, apresentaremos o resultado desta função para os cenários.

7.7. Esquemas utilizados na simulação no Gate Cycle

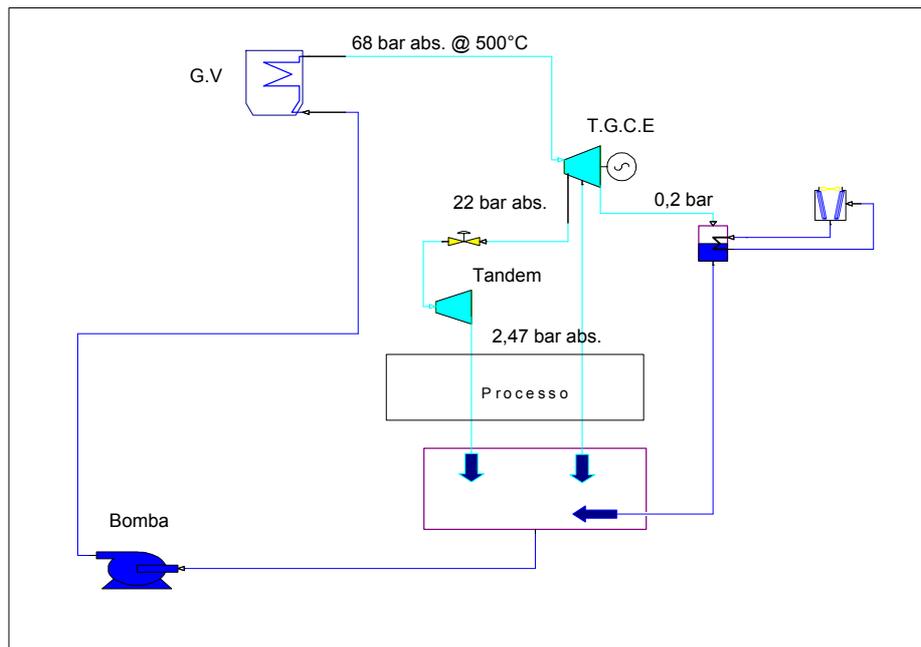


Figura 7.2 – Modelagem no Gate Cycle do esquema dos cenários A, B e C.

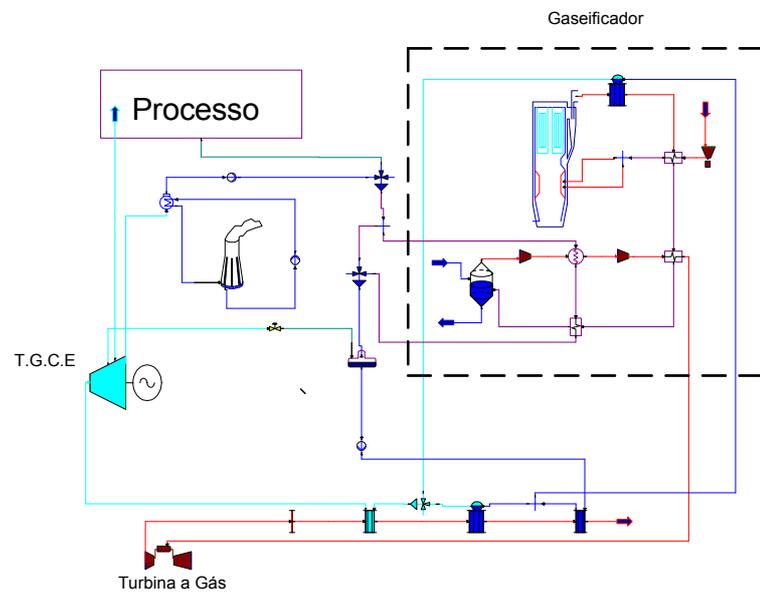


Figura 7.3 – Modelagem no Gate Cycle do esquema térmico utilizado no cenário D (BIG/GT).

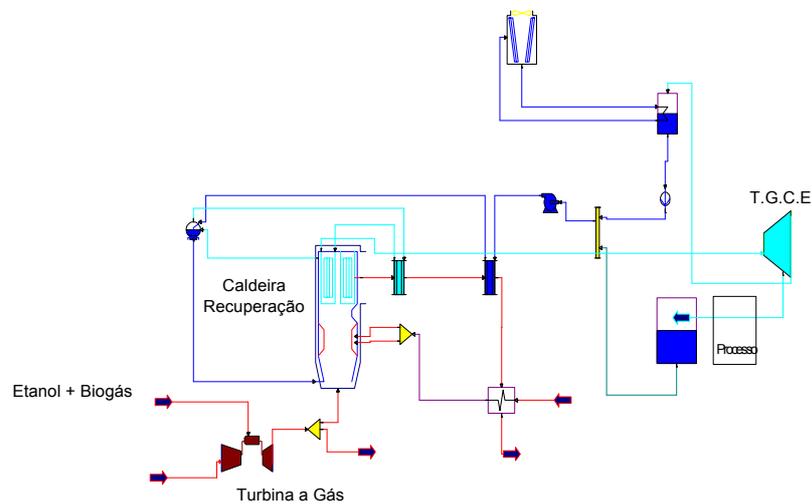


Figura 7.4 – Modelagem no Gate Cycle do esquema térmico utilizado no cenário E.

7.8. Balanços de massa e energia para os cenários analisados

O cenário A corresponde a produção de álcool a partir do caldo da cana extraído durante a moagem, e do bagaço, deixando uma quantidade mínima de biomassa para a geração de vapor requerida pelo processo (360 kg_v/tc). Neste caso não houve excedente de energia elétrica, sendo produzida somente a eletricidade para consumo próprio, como mostra a (Figura 7.5). O etanol produzido é totalmente comercializado.

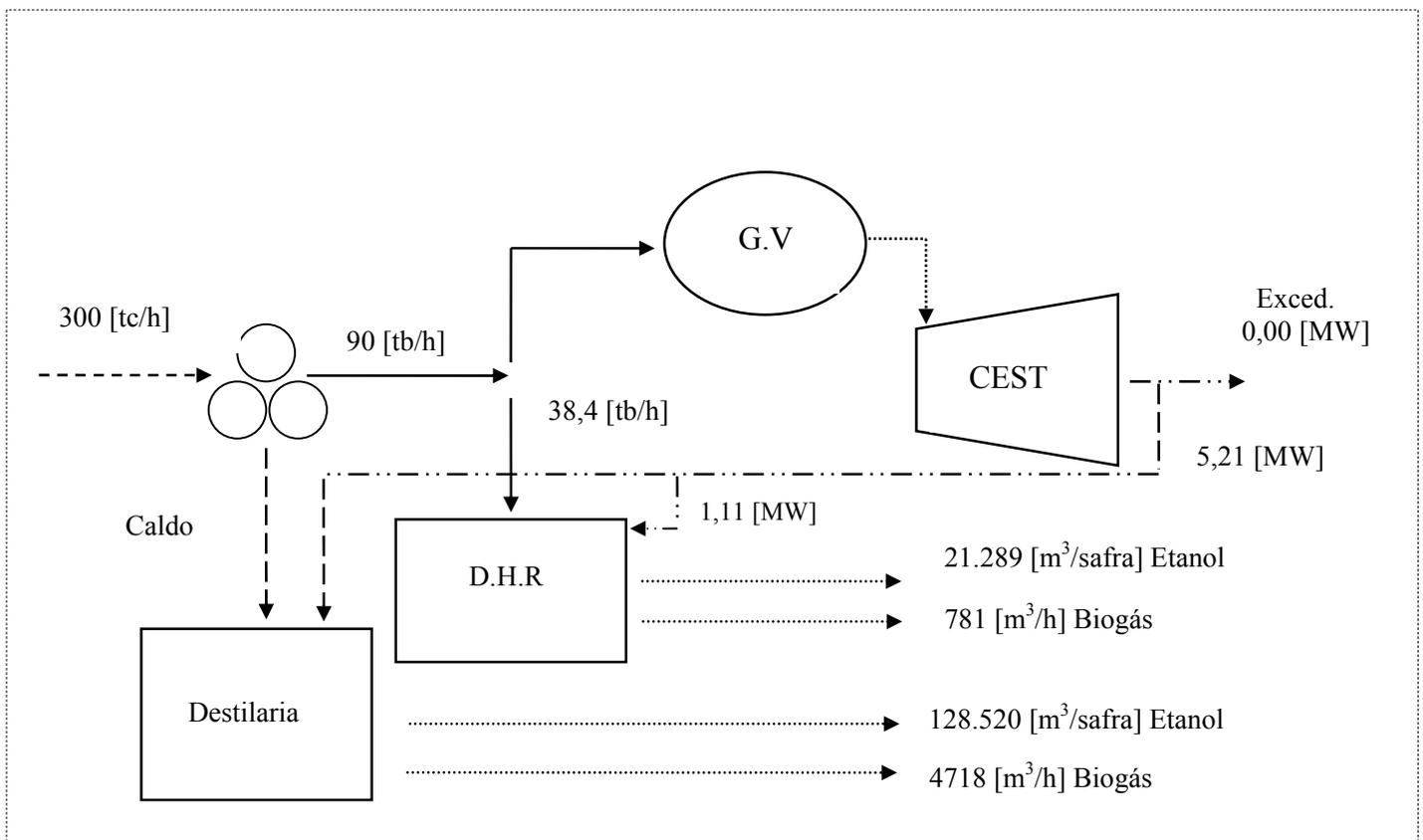


Figura 7.5 – Balanço de massa e energia para o cenário A.

Dentro do contexto de produção de álcool comercializável, o cenário B propõe a conversão de todo o caldo da cana em álcool através do processo convencional e cogeração com o bagaço de cana (Figura 7.6). Consumo específico de vapor em processo de 425 kg_v/tc.

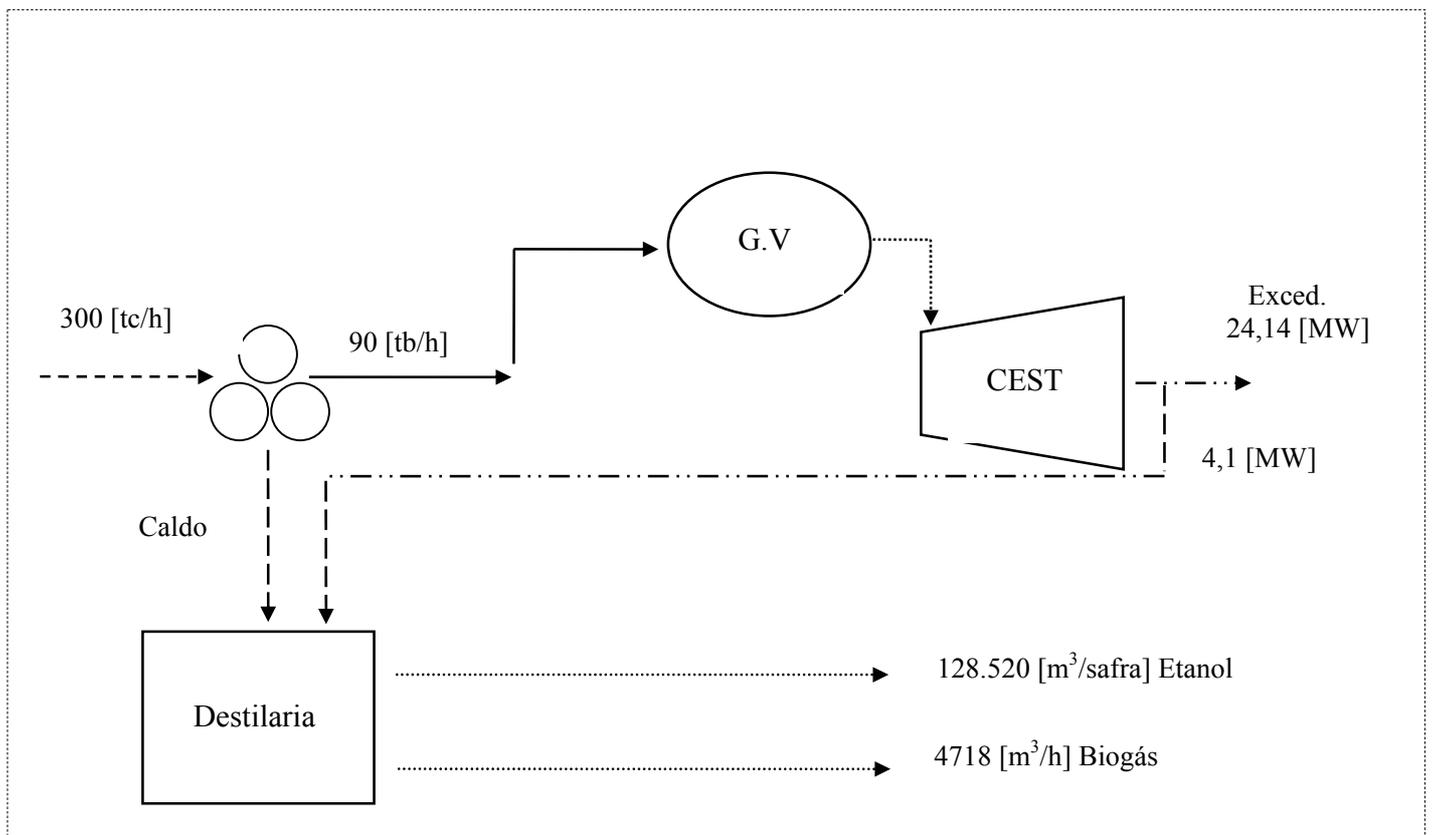


Figura 7.6 – Balanço de massa e energia para o cenário B.

Os cenários apresentados anteriormente dão ênfase para a obtenção de etanol, seja por tecnologia totalmente dominada ou pela hidrólise do bagaço. Os cenários C e D abordados a seguir, correspondem ao caso de uma usina tradicional, com produção de álcool, açúcar e cogeração de energia. O consumo específico de vapor é maior devido à fábrica de açúcar, sendo considerado na análise 500 kg_v/tc no cenário C. Já no caso do sistema com BIG/GT (cenário D) o consumo específico de vapor é menor, 425 kg_v/tc.

No cenário C notamos que o caldo extraído durante a moagem é dividido para a produção de açúcar e álcool, o bagaço, é totalmente destinado para a produção de eletricidade. Neste caso, a geração é feita através de sistemas a vapor com altos parâmetros, como mostra a (Figura 7.7).

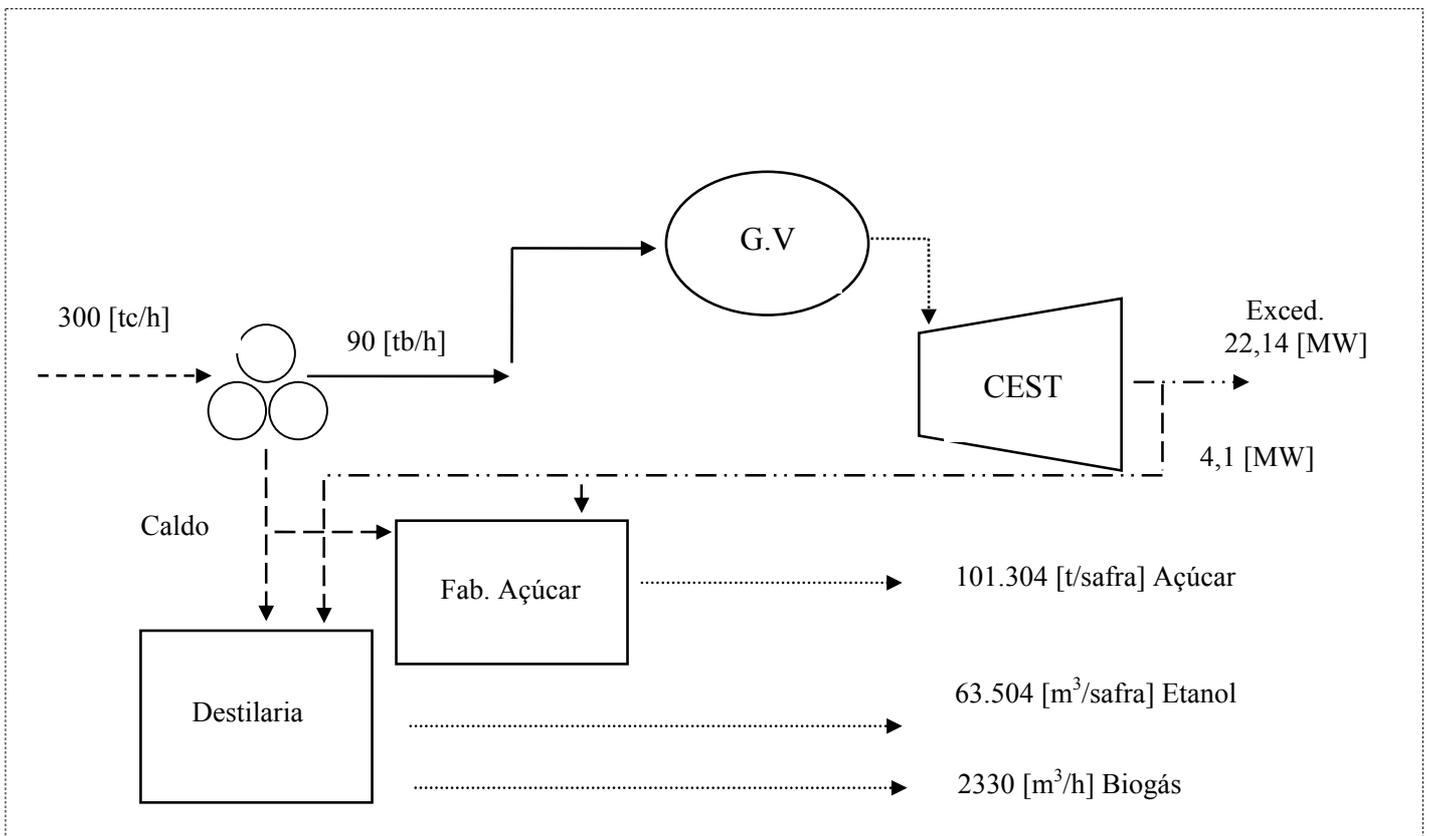


Figura 7.7 – Balanço de massa e energia para o cenário C.

A variante D corresponde ao sistema de gaseificação de biomassa com o uso de turbinas a gás. A biomassa (bagaço) é destinada para a geração de vapor, e consequentemente geração de eletricidade para consumo próprio e geração de excedente em sistemas com turbinas a vapor de contra-pressão e plantas BIG/GT. O sistema BIG/GT opera na safra e entressafra, verifica-se que existe uma estocagem de bagaço, (Figura 7.8).

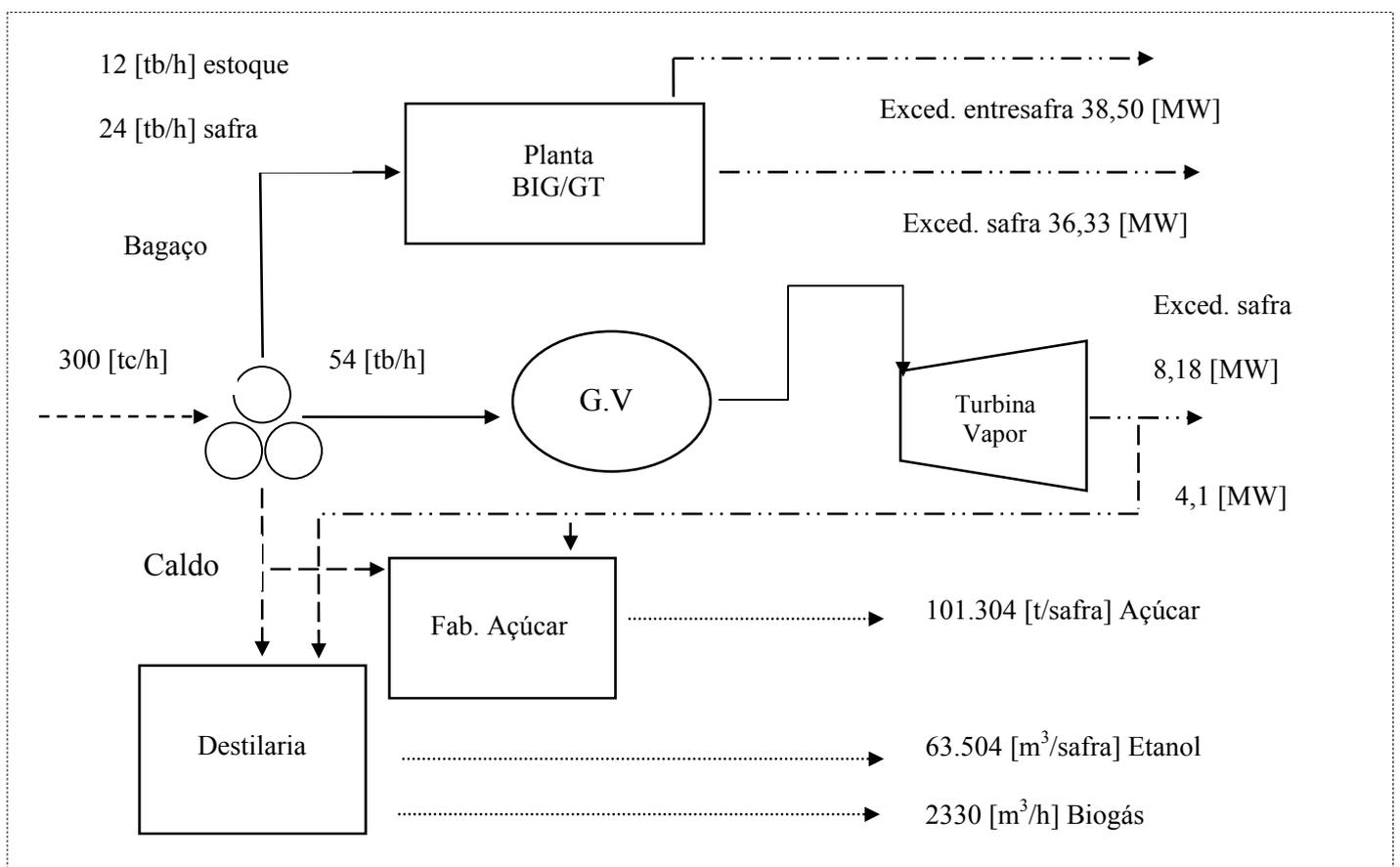


Figura 7.8 – Balanço de massa e energia para o cenário D.

Dentro do contexto da maximização de geração de eletricidade, o cenário E, propõe a geração de eletricidade utilizando o álcool e o biogás como combustível na câmara de combustão em turbinas a gás, com a queima do bagaço na caldeira de recuperação na parte inferior do ciclo combinado. O bagaço destinado à caldeira de recuperação é o suficiente para produzir o vapor necessário de processo ($425 \text{ kg}_v/\text{tc}$), porém consequentemente temos uma potência elétrica resultante. A outra grande parte do bagaço gerado é destinado para a produção de álcool pelo processo DHR (álcool estocado para a operação da planta na entressafra) e para a operação da CEST na entressafra, ver (Figura 7.9).

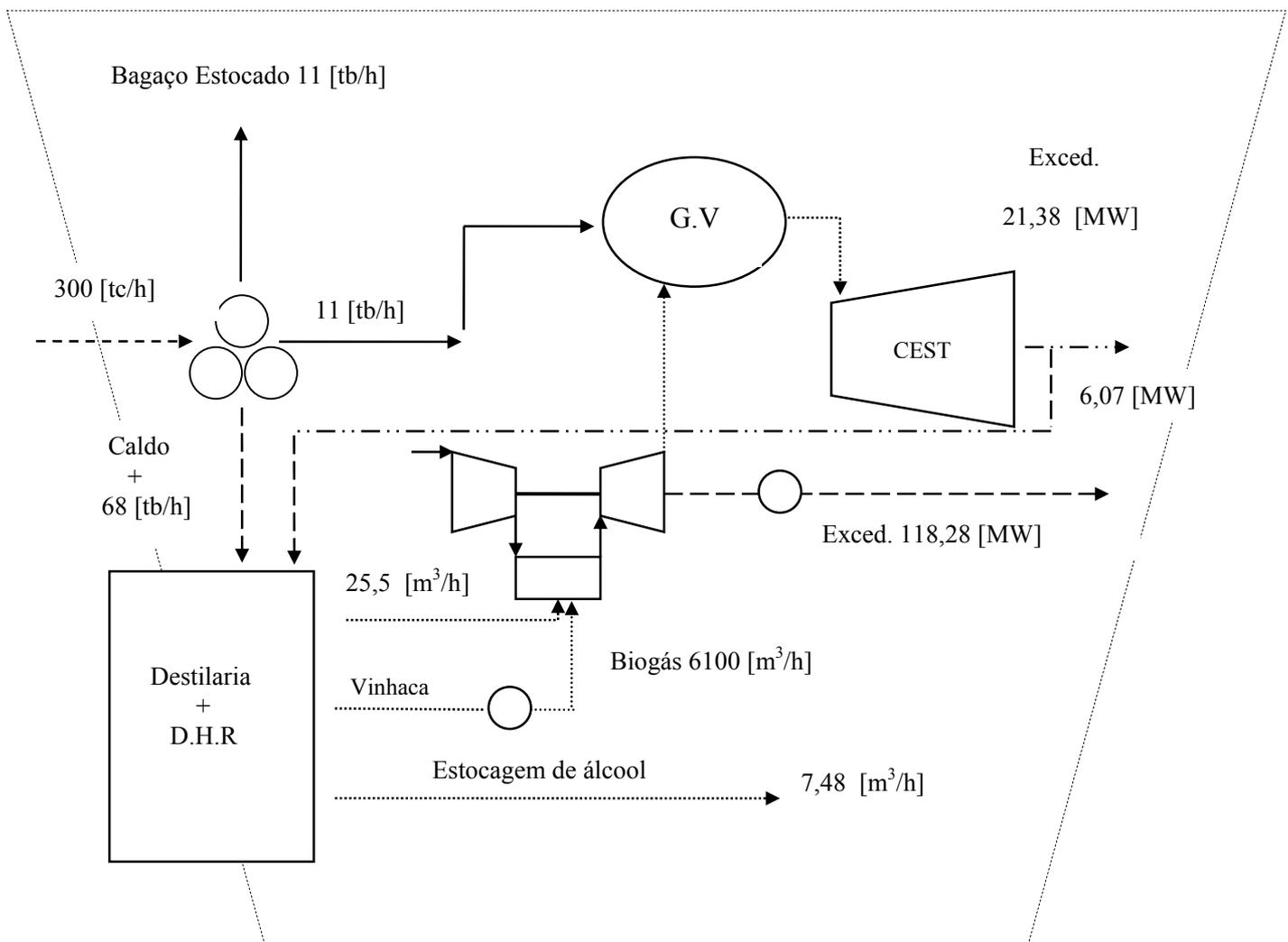


Figura 7.9 – Balanço de massa e energia para o cenário E na safra.

O bagaço economizado durante a operação na safra é destinado para a geração de vapor e conseqüente geração de energia elétrica em turbinas a vapor de extração/condensação (CEST). O etanol que estava armazenado em tanque é destinado para a geração de eletricidade em turbinas a gás, sendo queimado na câmara de combustão da turbina, (Figura 7.10)

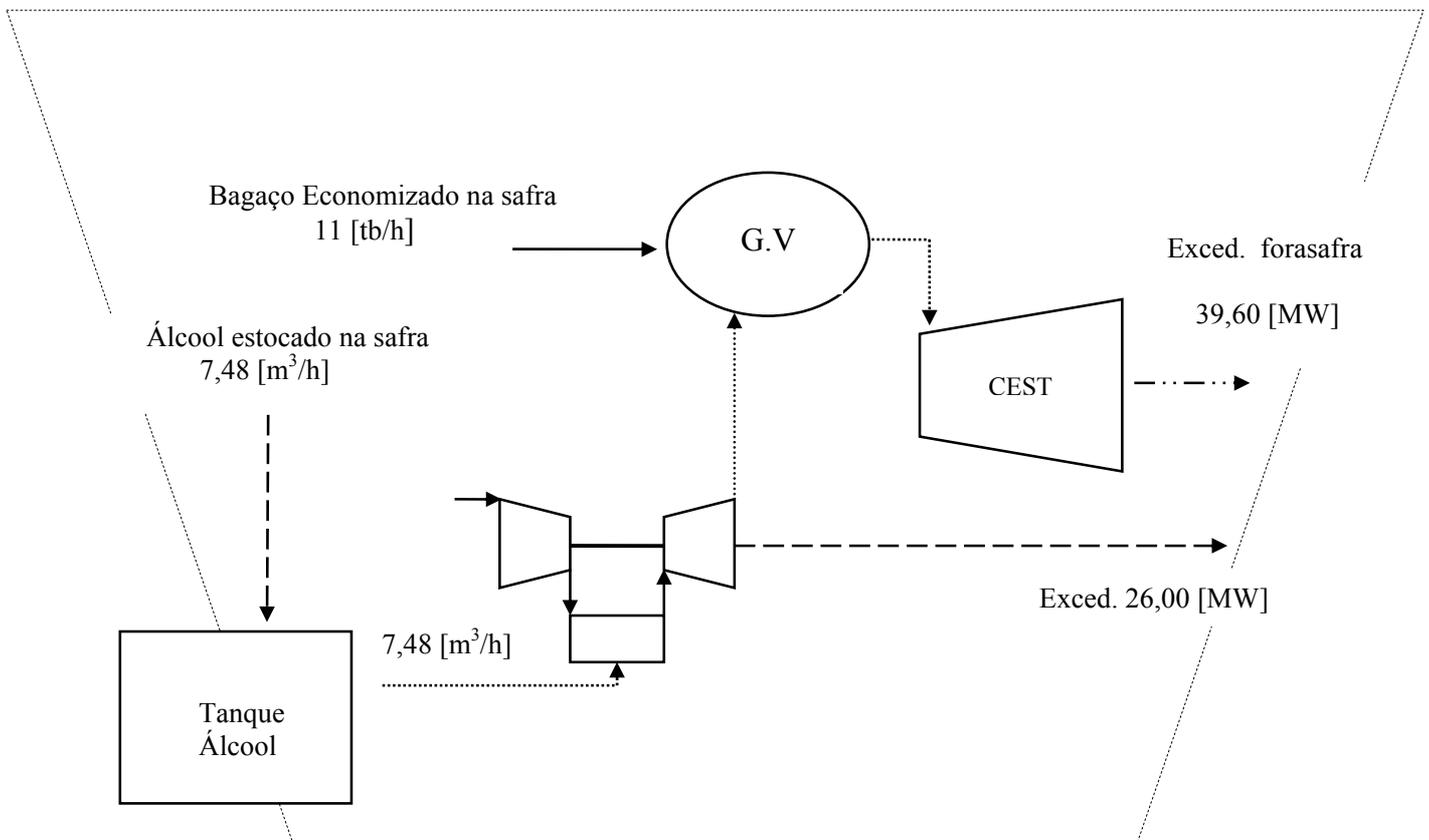


Figura 7.10 – Balanço de massa e energia para o cenário E na entresafra.

O cenário H faz uso das células a combustível, parte da biomassa é direcionada para a operação do ciclo a vapor na safra e o restante estocado para a entresafra. Através da reforma do etanol produzido obtemos o Hidrogênio, da produção do biogás temos a geração de Metano (60% CH₄). A vazão destes dois juntos é o combustível da célula e o ar

é o comburente. Uma quantidade de álcool é estocado para o operação da planta na entressafra, como mostra as Figuras 7.11 e 7.12.

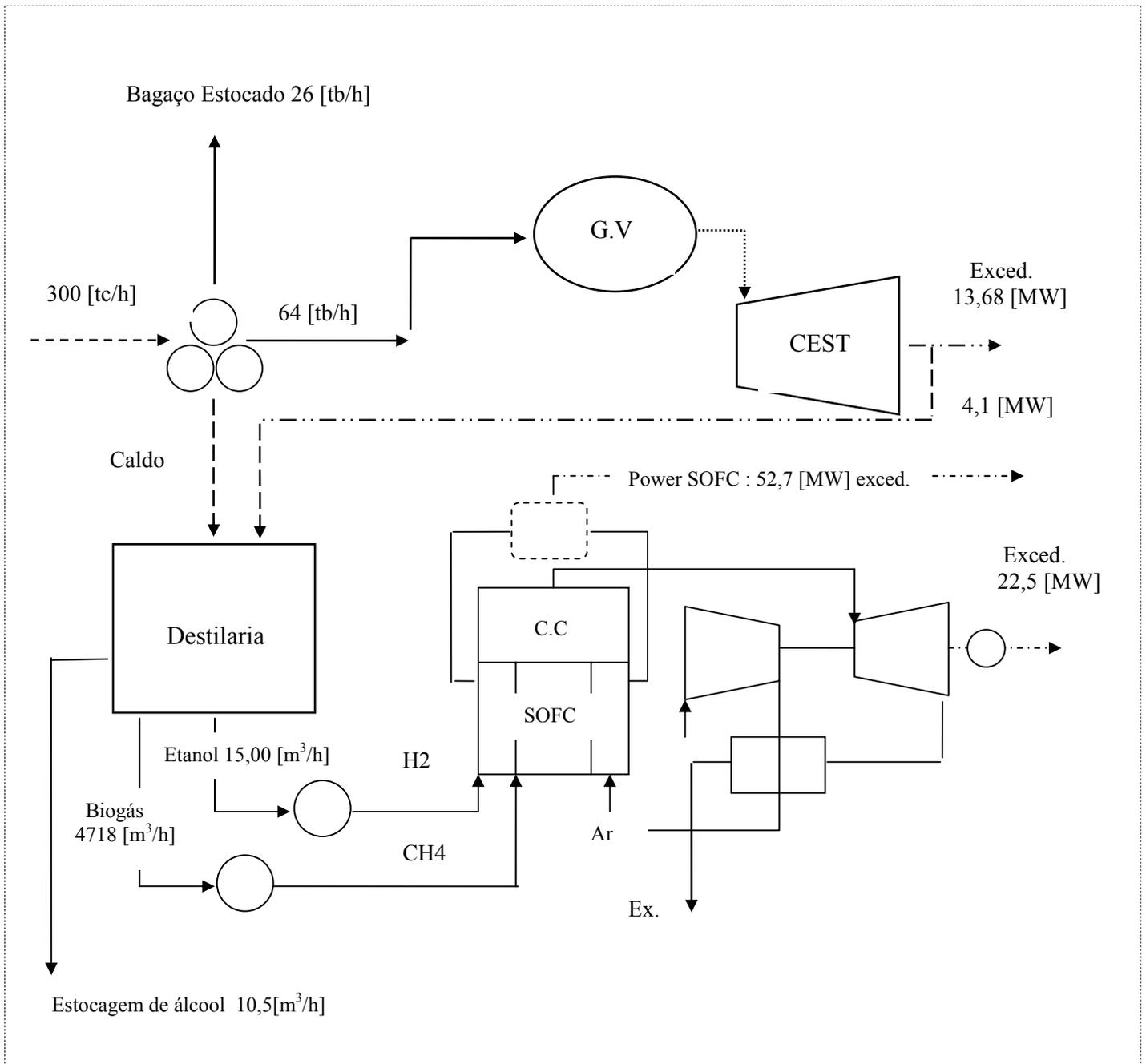


Figura 7.11 – Balanço de massa e energia para o cenário H na safra.

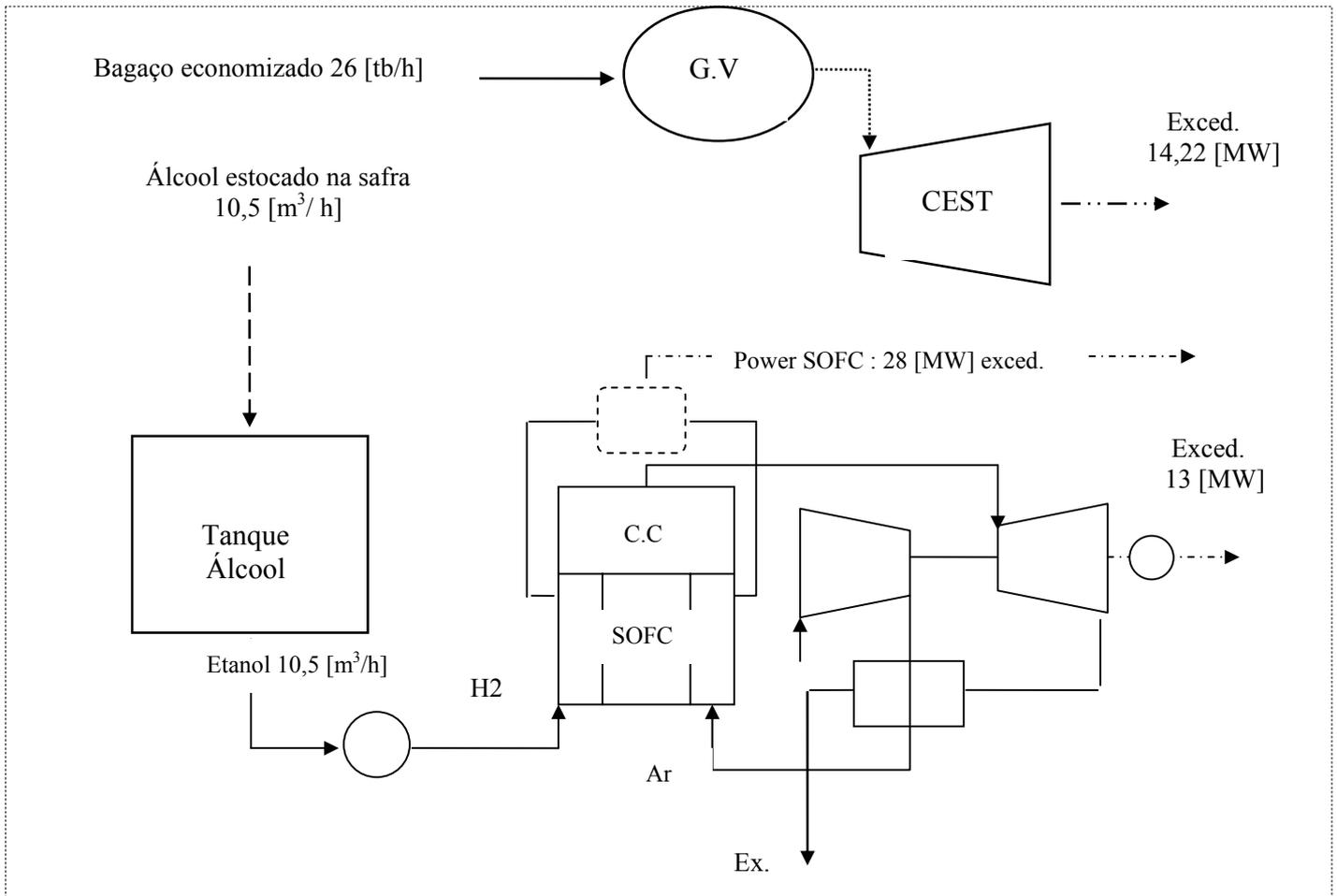


Figura 7.12 – Balanço de massa e energia para o cenário H na entressafra.

7.9. Análise dos Resultados

Com base nas considerações apresentadas, modelamento dos cenários no software Gate Cycle e realização das simulações, foi possível levantar o seguintes gráficos e tabelas:

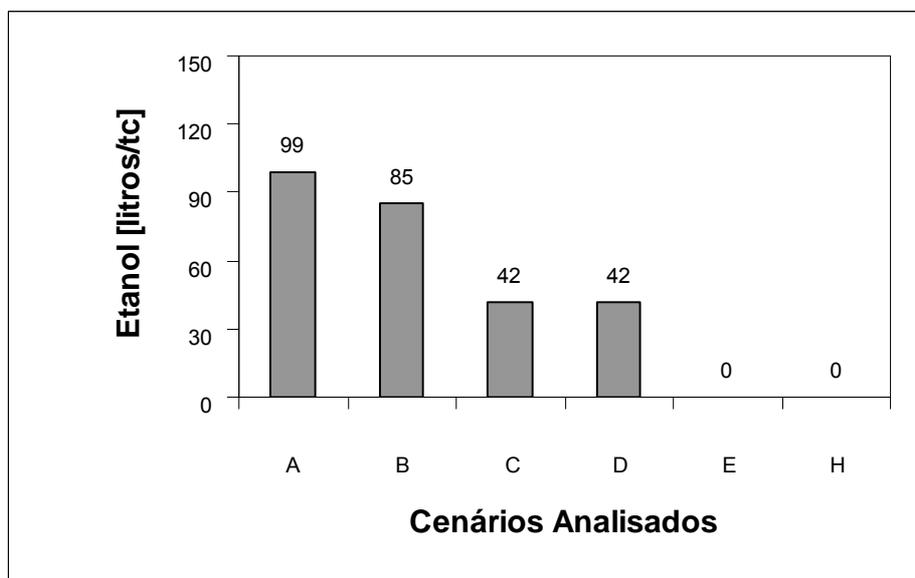


Figura 7.13 – Produção específica comercializável de etanol.

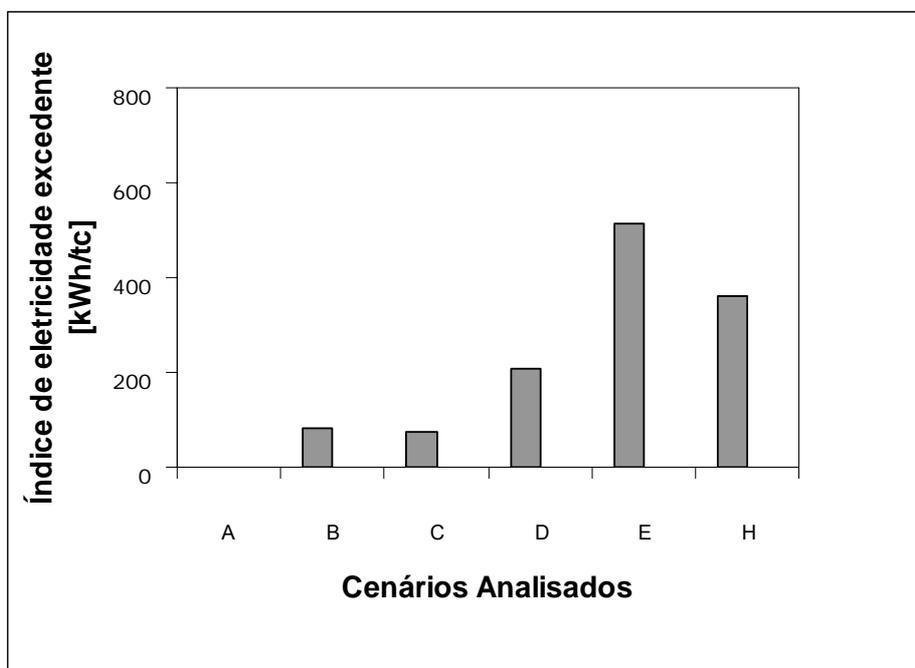


Figura 7.14 – Índice de eletricidade excedente.

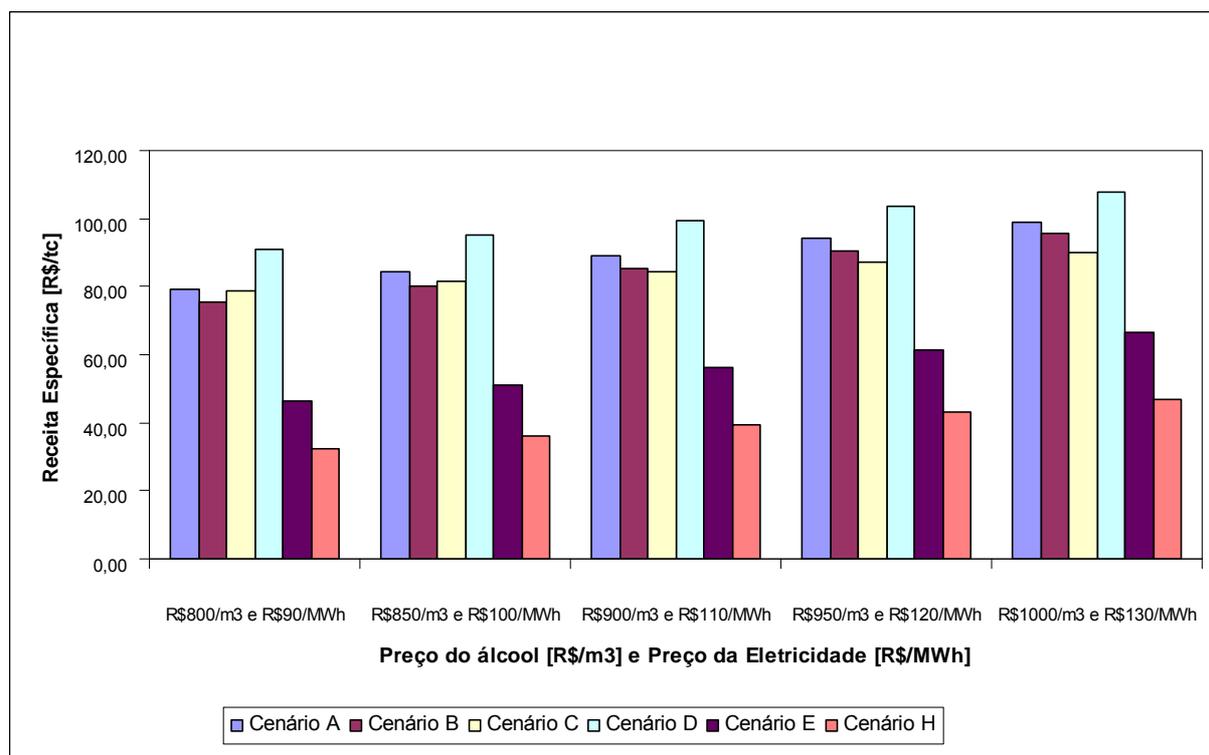


Figura 7.15 – Comparação das variantes pela receita específica.

Analisando a (Figura 7.13) verificamos que o cenário correspondente à máxima produção de etanol obteve uma produção específica entorno de 100 litros de álcool por tonelada de cana processada. Com relação aos índices de eletricidade excedente, os cenários E e H foram os que se destacaram, porém o valor para o cenário E (513,26 kWh/tc) é superior ao H (359,50 kWh/tc), isto devido que no primeiro há uma produção superior de etanol e conseqüentemente uma maior geração de vinhaça e biogás, disponibilizando uma vazão maior de combustível para a turbina a gás.

A (Figura 7.15) destaca um maior valor de receita específica para o cenário A (destilaria com DHR), dentro do contexto da máxima produção de etanol. No cenário atual de operação das usinas, a produção diversificada (açúcar + álcool + eletricidade) aponta maior valor de receita específica por tonelada de cana para o cenário D (BIG/GT). Nota-se também que a receita do cenário E (máxima produção de eletricidade) é superior ao cenário H.

Numa estimativa a longo prazo, percebe-se que acréscimos nos preços de mercado do etanol e da eletricidade, dentro da faixa de valores assumida, fazem com que a variante A passa a ter uma maior receita específica que a variante C (usina tradicional).

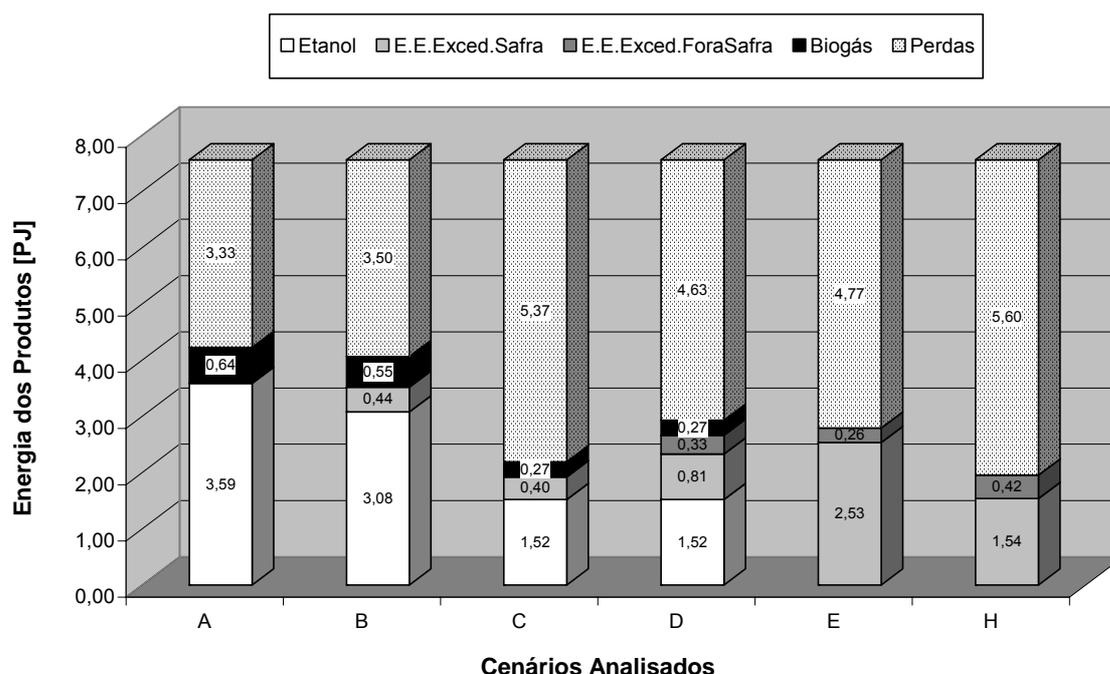


Figura 7.16 – Energia contida nos produtos em Peta Joule (10^{15}).

Como pode ser apreciado no gráfico acima, o cenário A foi o que apresentou a melhor distribuição de energia contida nos produtos da cana-de-açúcar, apresentando o maior valor da função produtividade de produção de combustíveis e eletricidade. Nos cenários E e H não é representado o valor corresponde à produção de etanol e biogás, pois estes são utilizados como insumos no próprio ciclo como combustíveis para a turbina a gás, sendo assim, a eletricidade o único produto destes cenários.

A Tabela 7.5 apresenta um resumo dos valores de consumo e geração de energia nas diferentes variantes analisadas. Na Tabela 7.6 são indicados os valores da função produtividade de produção de combustíveis e eletricidade.

Tabela 7.5 – Consumo e geração de energia nas diferentes variantes analisadas.

Cenários	Consumo de Vapor Processo [kg _v /tc]	Consumo Específico E.Mecânica [kWh/tc]	Potência Instalada [MW]	Consumo E.Elétrica [MW]	Excedente Gerado [MW]	Excedente Específico Gerado [kWh/tc]
A	360	16,5	5,21	5,21	0	0
B	425	16,5	28,24	4,10	24,14	80,63
C	500	16,5	26,24	4,10	22,14	73,80
D	425	16,5	48,61/38,50*	4,10	44,51/38,50*	209,63
E	425	16,5	145,73/65,60*	6,07	139,66/65,60*	513,26
H	425	16,5	88,88/55,22*	4,10	84,80/55,22*	359,50

* valores para safra/entresafra.

Tabela 7.6 – Função produtividade de produção de combustíveis e eletricidade.

Função	A	B	C	D	E	H
ρ	55,90	53,77	29,01	38,79	36,95	25,88

Analisando a Tabela 7.5, nota-se que os cenários A e E apresentam um consumo maior de energia elétrica, devido fundamentalmente a que o processo de hidrólise do bagaço (DHR) demanda um consumo adicional de eletricidade, conforme foi mostrado na Tabela 7.1 apresentada no item considerações gerais deste capítulo.

Capítulo 8

Conclusões e Recomendações para Trabalhos Futuros

8.1. Conclusões

8.1.1 - Conclusões específicas: “Usina Colombo”.

Com base nas simulações realizadas, algumas conclusões podem ser obtidas da comparação da situação atual de operação da usina com as condições de operação após as alterações propostas:

- Caso Base: o custo monetário da energia elétrica gerada, energia mecânica produzida e calor de processo na situação atual foram: (64,24 R\$/MWh), (85,52 R\$/MWh) e (22,78 R\$/MWh), respectivamente.
- Na safra atual o custo exergético unitário e o custo monetário da energia elétrica gerada no turbogerador I: 4,25 (-) e 55,63 (R\$/MWh) é menor que no turbogerador II: 6,82 (-) e 68,98 (R\$/MWh).
- Em todos os cenários analisados destaca-se o valor alto do custo da potência mecânica devido fundamentalmente à baixa eficiência das turbinas das moendas (45%) para os tandems I e II.
- A modificação das turbinas de acionamento do tandem III de simples estágio para múltiplos-estágios levou numa redução considerável nos valores do custo exergético unitário e monetário da potência mecânica produzida, devido fundamentalmente ao fato de que o grau de destruição de exergia ser inferior com esta alteração (menor geração de entropia).

- Com relação aos critérios utilizados para avaliação de sistemas de cogeração, o cenário “C1” foi o que apresentou o valor mais elevado para a taxa de economia de combustível 20,78% e a maior eficiência exergética 27,19%.
- Dentro dos cenários analisados, o custo unitário da energia elétrica gerada obteve o menor valor no cenário “C1”, sendo 3,85 (-) para o custo exergético e 53,93 (R\$/MWh) para o custo monetário, isto devido à um aumento da produção de energia elétrica.

8.1.2 - Conclusões específicas: Limites da produção de combustíveis e eletricidade.

- Os maiores valores da função produtividade foram alcançados quando temos a condição de maximização da produção de etanol (cenários A e B).
- Em longo prazo a maximização da produção de etanol (processo convencional + DHR) tende a ser a variante de maior viabilidade econômica (maior receita específica por tonelada de cana), desde que mantidas as condições de mercado fixadas na análise.
- A implementação da tecnologia BIG/GT como opção para a produção diversificada (etanol+açúcar+eletricidade) foi a que apresentou a maior receita específica (R\$/tc).
- No cenário atual a produção de álcool permite um melhor aproveitamento da energia contida na cana, ou seja, melhor distribuição da energia contida nos produtos da cana-de-açúcar.

8.1.3 - Conclusões gerais do trabalho.

- As simulações realizadas demonstram que há grande potencial técnico de expansão da produção de eletricidade através da utilização de CEST operando com altos parâmetros, principalmente nas faixas de 63 bar abs. @ 480 °C e 82 bar abs @ 520 °C.
- A melhoria da eficiência obtida através do emprego de altos parâmetros de vapor e da conversão centralizada da energia térmica do vapor em trabalho, utilizando turbinas de condensação com extração se deve ao aumento do salto entálpico obtido e também do acréscimo de eficiência proveniente da geração de trabalho em maior escala.
- A metodologia exergoeconômica possibilitou identificar a opção de modernização mais viável com base nos custos unitários da eletricidade, vapor de processo e energia mecânica.
- A aplicação da análise exergoeconômica mostrou a importância de definir com clareza qual é o produto para cada volume de controle da estrutura produtiva, devido a que os resultados obtidos são conseqüências dessa definição.
- As usinas de açúcar e álcool num futuro próximo vão ser tratadas como “centrais agroenergéticas”, transformando-se em centros produtores de energia e alimentos, gerando muitos lucros no horizonte do setor.

8.2. Recomendações para Trabalhos Futuros

Para uma possível continuidade de trabalhos dentro desta temática abordada nesta dissertação, as seguintes recomendações são feitas:

- Estender a avaliação exergoeconômica a toda planta de produção de açúcar e álcool.
- Realizar uma análise técnico-econômica detalhada dos diferentes cenários de produção de álcool e eletricidade, com base nos custos dos equipamentos e custos de operação.
- Considerar como um novo cenário a eletrificação dos sistemas de preparo da cana e extração da sacarose.
- Considerar na avaliação do potencial, a possibilidade de uso de combustíveis complementares, principalmente na operação dos sistemas fora do período da safra.
- Considerar de forma mais específica a influência do custo de oportunidade do bagaço sobre a viabilidade da produção de eletricidade em larga escala.
- Implementar uma análise de viabilidade econômica financeira para as variantes consideradas no estudo “Limites da produção de eletricidade e etanol”, a partir de diferentes cenários de preços de mercado e do estado da arte das tecnologias emergentes.
- Considerar a receita proveniente da comercialização dos créditos de carbono no estudo “Limites da produção de eletricidade e etanol”.
- Analisar a influência do teor de fibra da cana, pol do bagaço que deixa a moenda, pol da cana, no estudo “Limites da produção de eletricidade e etanol”.

Referências Bibliográficas

ALBERT-THENET, J.R, “*Steam Economy in Cane Sugar Factories*”. Proceedings of the International Conference on Energy from Sugarcane: Progress and Prospects, Hilo, Hawaii, 1991, pp. 223-243.

ALVAREZ, E. C., *Vale do Rosário vai ampliar a capacidade*. Gazeta Mercantil. Planalto Paulista, Campinas, p. A-8, 20 de maio de 2002.

ARRIETA, F. R. P., “*Modelagem de Sistemas BIG/GT em Usinas de Açúcar*”. Curso Internacional de Energia na Indústria de Açúcar e Alcool, UNIFEI/NEST, julho de 2004.

BANCOR INTERNACIONAL, “*Contribuição para Proposição do Biogás dentro da Tecnologia Biomassa ao PROINFA*”, www.bancor.com.br, março de 2003.

BARREDA DEL CAMPO, Rafael.E., “*Avaliação Termoeconômica do Sistema de Cogeração da Usina Vale do Rosário*”. Tese de Doutorado. UNICAMP, 1999.

BEJAN, A., “*Advanced Engineering Thermodynamics*”. John Wilke & Sons, New York, 1988.

BEJAN, A., TSATSARONIS, G., MORAN, M., “*Thermal Design & Optimization*”. Wiley, New York, 1996.

BHAGAT, J.J., “*Falling film Evaporator for the Cane Sugar Industry – an Indian Experience*”, Proceeding of the 22 ISSCT Congress, pp. 82-90, 1995.

BIZELLI, L. P., *Uso de Acionamentos de Moendas de Cana-de-Açúcar por Motores Elétricos Potencializa a Geração Energética Extraível de Combustível Renovável*. Artigo Técnico. Revista Alcoolbrás, Ano VII – N°81 – Set/Out de 2003.

BÔA NOVA, A.C., *Energia e Classes Sociais no Brasil*. São Paulo, Ed. Loyola, pp. 105-149, 1985.

CARPIO, Ricardo C., “*Avaliação Técnico-econômica de Sistemas Avançados de Cogeração com Altos Parâmetros de Vapor no Setor Sucroalcooleiro Brasileiro*”. Dissertação de Mestrado. EFEI/IEM, 2000.

CARPIO, R.C., TEIXEIRA, F.N., BESSA, F. C., LORA, E. S., “*Crítérios de Avaliação Termodinâmica para Sistemas de Cogeração em Usinas de Açúcar e Alcool*”. COBEM, 1999.

CABALLERO, Juan M. G., “*Avaliação Técnico-Econômica de Opções de Diversificação Produtiva na Indústria SucroAlcooleira*”. Dissertação de Mestrado. UNIFEI/IEM, 2002.

CERQUEIRA, Sérgio A. A. G., “*Metodologias de Análise Termoeconômica de Sistemas*”. Tese de Doutorado. UNICAMP/FEM, 1999.

CHANG, K.W., WING, A.F.L.A., GUNNES, D., HOI, L.W.S., “*Optimizing steam utilization at a typical sugar factory*”, pp. 270-281, XXIII ISSCT Congress, New Delhi, India, 22 to 26 February, 1999.

COELHO, Suani. T., “*Avaliação da Cogeração de Eletricidade a partir de Bagaço de Cana em Sistemas de Gaseificador/Turbinas a Gás*”. Dissertação de Mestrado. USP, São Paulo, 1992.

COELHO, Suani T., *Mecanismos para Implementação da Cogeração de Eletricidade a Partir de Biomassa: Um Modelo para o Estado de São Paulo*. Tese de Doutorado. USP, São Paulo, 1999.

DEDINI S/A, Indústrias de Base, “Seminário: Álcool – Potencial Gerador de Divisas e Empregos”, novembro de 2003.

DUARTE, A. R., *A Economia da Cana-de-Açúcar*. Gazeta Mercantil, Planalto Paulista, Campinas, v. 3, n.712, p.2, 25 e 26 de setembro de 2001.

FENG, X., CAI, Y.C., QIAN, L.L., “*A New Performance Criterion for Cogeneration System*”. Department of Chemical Engineering, China, 1997.

GIRSHFELD, V. YA., MOROZOV, G.N, “*Centrais Termelétricas*”, Energoatomizdat, Moscou, 1986.

HAYWOOD, R.W., “*Analysis of Engineering Cycles*”, Reprinted Edition. Printed in Great Britain by A. Wheaton & Co Ltd Exeter, 1985.

HIGA, Márcio., “*Cogeração e Integração Térmica em Usinas de Açúcar e Álcool*”. Tese de Doutorado. UNICAMP/FEM, 2003.

HORLOCK, J. H., “*Cogeneration: Combined Heat and Power (CHP)*”, Rieger Publishing Company, Malabar, 226 p., 1997.

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, pp. 1-9, 1998.

HUGOT, E. *Manual para Ingenieros Azucareros*. México, 4a ed., 1976.

HUGOT, E. *Manual da Cana de Açúcar*., Sugar Series 7. Elsevier Sciences Publishing, 1986.

HUANG, F. F., Performance Assessment Parameters of a Cogeneration System, *Proceedings: Efficiency, Costs, Optimisation, Simulation and Environmental Aspects of Energy Systems*. ECOS’96, June 25-27, Stockholm. pp. 225-229, 1996.

JOURMET, G., “*A New Continuous Vacuum pan Design*”, International Sugar Journal, Vol. 99. No. 1188, pp.634-640, 1997.

LARSON, E. D., OGDEN, J. M., WILLIAMS, R. H., “*Steam Injected Gas-Turbine Cogeneration for the Sugar Cane Industry*”, PU/CEES Report No. 217, 1987.

LEAL, M. R. L. V., LAMÔNICA, H. M., *Centro de Tecnologia Copersucar – Gaseificação: Chegou a Hora?*. 2º Seminário Internacional Cana e Energia. Ribeirão Preto, Agosto de 2002.

LEMOULT, B., TAZEROUT, M., ROUSSEAU, S., *Impact of operating parameters changing on energy environment and economic efficiencies of a lean burn gas engine used in generation plants*, Power generation 98 Europe, *Proceedings in CD ROM*, Milan, Italy, June 9–11, 1998.

LORA, E. S., ARRIETA, F. P., CARPIO, R. C., NOGUEIRA, L. A. H. “*Clean Production: Efficiency and Environment*”. *International Sugar Journal*, v.102, n.1219, pp.343-351, 2000.

LOZANO, M.A., VALERO, A., “*Theory of the Exergetic Cost*”. *Energy*, volume 18, nº:9, pp. 939-960, 1993.

LOZANO, M., *Cogeneración*, Area de Máquinas y Motores Térmicos. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza, 175 p, 1998.

MARECKI, J. *Combined Heat & Power: Generating Systems*, Peter Peregrinus Ltd., London, U.K, 1988.

MARTINS, André R. S., “*Estudo do Potencial de Cogeração da Indústria Petroquímica no Brasil*”. Dissertação de Mestrado. EFEI/IEM, 1996.

MITSUBISHI Co., Homepage, Product Catalogue, Equipment & System, Turbines, Steam Turbines & Retrofits: //www.mitsubishi.com/, 2001

MORAN, M. J., SHAPIRO, H. N., “*Fundamentals of Engineering Thermodynamics*”, 3rd edition, John Wiley and sons, 859 p, 1995.

NASTARI, P.M., “*Tecnologia Amplia Oferta e Reduz Custo do Álcool*”. Revista Química e Derivados, edição n°:417, julho de 2003.

NEBRA, S. A., PRIETO, M. G. S., “*Análise do Custo Exergético do Sistema de Cogeração de uma Usina Sucro-Alcooleira*”. UNICAMP/FEM, 2003.

NEBRA, S.A., PRIETO, M.G.S., CARRIL, T.P., “*Análise do Custo Exergético do Sistema de Geração de Vapor da Usina Cruz Alta*”. UNICAMP/FEM, 2003.

NOGUEIRA, L.A.H. *Cogeração: uma Introdução*, brochura, EFEI, Itajubá, 1996.

NOGUEIRA, L.A.H., “*Análise de Utilização de Energia na Produção de Álcool a Partir de Cana de Açúcar*”. Tese de Doutorado. UNICAMP, 1987.

NOGUEIRA, L. A. H., WALTER, A. C. S., *Sistemas Energéticos II – Tecnologias de Conversão Energética da Biomassa*. Cap VII, “*Produção de Eletricidade a partir da Biomassa*”. P 263 – 505. Manaus, EDUA/EFEI, 1997.

NURSE, P. B., “*Power Generation in Sugar Factories*”, *International Sugar Journal*, Vol. 90, n.1076, pp. 141-147, 1988.

OLIVEIRA, Jr., Exergy Analysis of Petroleum Separation Processes in offshore Platforms, Efficiency, Cost, Optimisation, Simulation and Environmental Aspects of Energy Systems, *Proceedings of ECOS'96*, Royal Institute of Technology, Stockholm, June 25-27, pp 63 – 69, 1996.

OLIVÉRIO, J.L., “*Produtos de Álcool Vivem fase de Euforia*”. Revista Química e Derivados, edição n°:433, janeiro de 2005.

OLIVÉRIO, J.L., “*A Indústria Brasileira das Produtoras de Biocombustíveis*”. 1º Fórum Brasil – Alemanha de Biocombustíveis, Dedini/AS Indústrias de Base, novembro de 2004.

OLIVÉRIO, J.L., “*Tecnologia Amplia Oferta e Reduz Custo do Álcool*”. Revista Química e Derivados, edição n°:417, julho de 2003.

O PREÇO de gás impede avanço da cogeração, *Gazeta Mercantil*, Planalto Paulista, Campinas, p.2, 25 de maio de 2000.

PARRA, Maria I. F., “*Metodologia de Análise Exergoeconômica do Processo de Fabricação de Açúcar*”. Tese de Doutorado. UNICAMP/FEM, 2003.

PARRA, M. I. F., NEBRA, S. A., MARTINEZ, R. A., “*Cálculo de la Exergia de la Caña de Azúcar*”, *Brazilian Congress of Thermal Engineering and Sciences*, October 3-6, Convention Center - Porto Alegre, Brazil p.65, 2000.

PARENTE, E. J. S., *Biodiesel: Uma Aventura Tecnológica num País Engraçado*, brochura, Fortaleza-CE, 2003.

PISTORE, Thiago. T., “*Avaliação Técnico - Econômica e Ambiental da Eletrificação das Moendas na Indústria Sucroalcooleira*”. Dissertação de Mestrado. UNIFEI, 2004.

POMPERMAYER, R.S., JÚNIOR, D.R., “*Estimativa do Potencial Brasileiro de Produção de Biogás através da Biodigestão da Vinhaça e Comparação com outros Energéticos*”. Faculdade de Engenharia Agrícola/UNICAMP, 2000.

PRIETO, Mario G. S., “*Alternativas de Cogeração na Indústria Sucro-Alcooleira, Estudo de Caso*”. Tese de Doutorado. UNICAMP/FEM, 2003.

PRIETO, M. G. S., NEBRA, S. A., “*Thermoeconomic Analysis of a Cogeneration System of a Sugar Mill Plant*”, *Proceedings of the 15th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*, Vol. I, pp., 258-265, Berlin, Germany, 2002.

KOTAS, T. J., “*Exergy Criteria of Performance of Thermal Plants*”. *The International Journal of Heat and Fluid Flow*. Vol 2, nº4, 1980, pp. 147-163.

RAMOS, R., DONATELLI, J.L.M., Guarçoni, A.P., “*A Influência de Diferentes Estruturas Produtivas na Análise Exergoeconômica de uma Planta de Cogeração*”. UFES – Departamento de Engenharia Mecânica, Vitória/ES, 2000.

REISTAD, G.M., GAGGIOLI, R.A., “*Available Energy Costing*”, *ACS Symposium Series* 122, pp.143-159, 1980.

REVISTA. ALCOOLBRÁS. Ano VII – Nº 86 – Jul/Ago de 2004, pp. 54-56.

REVISTA. ALCOOLBRÁS. Ano VII – Nº 83 – Jan/Fev de 2004, pp. 98-100.

REVISTA. ALCOOLBRÁS. Ano VII – Nº 80 – Jul/Ago de 2003, pp. 72-74.

REVISTA. ALCOOLBRÁS. Ano VII – Nº 88 – Nov/Dez de 2004, pp. 42-44.

REVISTA. CONJUNTURA ECONÔMICA. Nº02 – Vol.59 – FGV, p.XXI, Fev/05.

RIPOLI, Marco L. C., “*Mapeamento do Palhão Enfardado de Cana-de-Açúcar e do Seu Potencial Energético*”. Dissertação de Mestrado. Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, UNESP, 2002.

SANTOS, Joaquim. J., “*Avaliação Exergoeconômica das Tecnologias para a Produção Combinada de Eletricidade e Água Dessalinizada*”. Dissertação de Mestrado. UNIFEI/IEM, 2005.

SCHEGLIÁEV, A. V., *Turbinas de Vapor*, Edición Revisada y Ampliada, Editorial MIR, Moscú, Tomo I, 352 p, 1978 (em espanhol).

SILVA, Josias da., “*Análise Termoeconômica do Processo de Geração de Vapor e Potência do Segmento de Papel e Celulose*”. Dissertação de Mestrado. UNIFEI/IEM, 2002.

SUZOR, N. C., 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 Processes*, 1988. Hemisphere Publishing Corporation, New York, 1988.

TAMBELLINI, C., “*A Usina do Futuro*” – 1º Congresso Brasileiro Agroindustrial. Ribeirão Preto, Novembro de 2002.

TEIXEIRA, S. M., e OLIVEIRA, J. S., “*Thermoeconomic Evaluation of Cogeneration System for a Chemical Plant, Efficiency, Cost, Optimisation, Simulation and Environmental Aspects of Energy Systems*”, Proceedings of ECOS 2000, University Twente, Nederland, July 5-7, pp.1631-1643, 2000.

TORRES, E.A., “*Avaliação Exergética e Termoeconômica de um Sistema de Cogeração de um Pólo Petroquímico*”. Tese de Doutorado. UNICAMP/FEM, 1999.

TSATSARONIS, G., “Thermoeconomic Analysis and Optimization of Energy Systems”, Prog. Energy Combust, vol. 19, pp. 227-257, 1993.

TURN, S., “*Biomass Integrated Gasifier Combined Cycle Technology: Status of Commercial Development Efforts and Application in the cane Sugar Industry*”, Report to the BEST Project, Winrock International Institute for Agricultural Development, 1998.

UNICA, União da Agroindústria Canavieira de São Paulo., “*Açúcar e Alcool do Brasil – Commodities da Energia e do Meio Ambiente*”. Maio de 2004.

VIEIRA, Pedro A., “*Análise Exergoeconômica Aplicada à Usina Termelétrica de Figueira*”. Dissertação de Mestrado. PUC/PR, 2003.

WADE., “*Bagasse Cogeneration – Global Review and Potential*”, World Alliance for Decentralized Energy, june 2004.

WAINSTOK, R., *A Geração Distribuída e as Distribuidoras Elétricas: Experiência Acumulada e perspectivas*. CPFL Energia, Setembro de 2004.

WALTER, Arnaldo C. S., “*Viabilidade e Perspectivas da Cogeração e da Geração Termoelétrica Junto ao Setor Sucro-Alcooleiro*”. Tese de Doutorado. UNICAMP/FEM, 1994.

WALTER, A. C. S., Llagostera, B. J., Gallo, W. L. R., “*Analysis of thermodynamics performance parameters and cost allocation methods in cogeneration systems*”, TAIES’97 June 10-13, Thermodynamics Analysis and Improvement of Energy Systems, 1997.

WALTER, A. C. S., HORTA, N. L. A., “*Geração de Energia Elétrica a partir de Biomassa no Brasil: Experiências e Perspectivas*”, - 1996.

WHITELEY, M. “Cogeneration European Future”, Cogeneration and On-site Power Production, nº 4, vol.2, July/2001, James&James Publishers, London.

WUNSH, H., ARRAM-WAGANFF, P., “*Technology Transfer Between beet and Cane Sugar Industries - Possibilities for Energy Saving including Cogeneration*”, pp. 282-283, XXIII, 1999.

TGM Turbinas, www.tgmturbinas.com.br, agosto de 2004.

SIEMENS Industrial-Turbines, www.siemens.com.br, agosto de 2004

WEG Indústrias S.A., Unidade Máquinas, www.weg.com.br, agosto de 2004.

CALDEMA Equipamentos Industriais Ltda., www.caldema.com.br, janeiro de 2005.

DEDINI S/A Indústrias de Base, www.dedini.com.br, janeiro de 2005

SERMATEC Indústria de Equipamentos Pesados, www.sermatec.com.br, janeiro de 2005.

EQUIPÁLCOOL Sistemas – Tecnologia em Vapor, www.equipalcool.com.br, janeiro de 2005.

UDOP, Usinas e Destilarias do Oeste Paulista, www.udop.com.br, fevereiro de 2005.

UNICA, União da Agroindústria Canavieira de São Paulo, www.unica.com.br, fevereiro de 2005.

PROINFA, Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica, www.mme.gov.br, março de 2005.

Apêndice A

Levantamento dos Custos dos Principais Equipamentos

No setor sucroalcooleiro a oportunidade de geração de um maior montante de potência elétrica surge a medida que ocorra modificações nas instalações existentes, através da substituição dos principais equipamentos da instalação ou “*retrofit*” dos mesmos.

Para a realização da análise exergoeconômica foi necessário fazer um levantamento dos preços de aquisição dos equipamentos que integram o sistema de cogeração, as principais fontes de informação foram empresas e fornecedores de equipamentos da usina, como as empresas: WEG Indústrias S.A. - Unidade Máquinas (Centro de Negócios em Energia), TGM Turbinas (Sertãozinho/SP) e Siemens (Industrial Turbines). Com relação ao custo dos geradores de vapor, subestação e turbobombas do sistema de alta e média pressão, os mesmos foram baseados em outros trabalhos e cada valor foi corrigido e trazido para a data referencial fixada (Agosto de 2004), como se a planta fosse adquirida nessa data começando a funcionar imediatamente, conforme equação apresentada no Capítulo 6 na parte de levantamento dos dados econômicos. Nesse caso foi necessário empregar os índices de preços de equipamentos eletromecânicos (indústria de transformação) que constam na revista “Conjuntura Econômica” nos apartados “índices econômicos”.

Durante o levantamento dos preços dos equipamentos, não estavam disponíveis todos os itens que podem ser incluídos na análise monetária, sendo necessário o estabelecimento de percentuais em relação ao preço de aquisição do equipamento. Estes percentuais estão baseados em valores praticados na usina e em outros trabalhos de cálculo econômico dentro do setor (Barreda del Campo, 1999), onde consideram os custos de instalação, tubulações, instrumentação e controle, entre outros aspectos, e a incidência respectiva nos índices de custo dos fluxos da planta. As porcentagens estão listadas na (Tabela A.1).

Tabela A.1 – Valores percentuais empregados na estimativa dos itens correspondentes.

Custos	Porcentuais [%]
Custo de Instalação	20
Custo das Tubulações	10
Custo da Instrumentação e Controle	6
Custo de Equipamentos Elétricos e Materiais	10
Custo das Construções Civas	15
Custo de Operação & Manutenção	5

Fonte: Barreda del Campo (1999).

Preços dos Equipamentos para o Cálculo Econômico (Projeto atual)

Turbinas das Moendas:

Neste caso os preços foram baseados em valores fornecidos pela empresa **TGM Turbinas** de Sertãozinho/SP, no ano de 2004, a qual deixou claro que os preços são meramente orientativos e poderão sofrer significativas variações de acordo com o escopo de fornecimento. Os preços consideram no escopo: turbina, redutor de velocidades, painel de instrumentos, unidade hidráulica completa (tanque de óleo, trocador de calor duplo, filtro de óleo duplo, bomba de óleo principal, bomba de óleo auxiliar); acoplamentos alta e baixa rotação, regulador de velocidade eletrônico Woodward.

Tandem I (Baseados no Modelo TM Flex 2000)

- Nivelador – R\$612.000,00
- Picador – R\$612.000,00
- Desfibrador – R\$612.000,00
- Turbina Acionamento 1° e 2° Ternos – R\$612.000,000
- Turbina Acionamento 3° e 4° Ternos – R\$612.000,000
- Turbina Acionamento 5° e 6° Ternos – R\$612.000,000

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$3.672.000,00

Instalação – R\$734.400,00

Tubulações – R\$367.200,00

Instrum. e Controle – R\$220.320,00

Equip. Elétricos e Materiais – R\$367.200,00

Construção Cíveis – R\$550.800,00

Operação & Manutenção – R\$183.600,00

Tandem II (Baseados no Modelo TM Flex 2000)

- Nivelador – R\$612.000,00
- Picador – R\$612.000,00
- Desfibrador – R\$612.000,00
- Turbina Acionamento 1° e 2° Ternos – R\$612.000,000
- Turbina Acionamento 3° e 4° Ternos – R\$612.000,000
- Turbina Acionamento 5° e 6° Ternos – R\$612.000,000

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$3.672.000,00

Instalação – R\$734.400,00

Tubulações – R\$367.200,00

Instrum. e Controle – R\$220.320,00

Equip. Elétricos e Materiais – R\$367.200,00

Construção Cíveis – R\$550.800,00

Operação & Manutenção – R\$183.600,00

Tandem III (Baseados no Modelo TM Flex 2000)

- Nivelador – R\$714.000,00
- Picador – R\$714.000,00
- Desfibrador – R\$714.000,00
- Turbina Acionamento 1° e 2° Ternos – R\$714.000,000
- Turbina Acionamento 3° e 4° Ternos – R\$714.000,000
- Turbina Acionamento 5° e 6° Ternos – R\$714.000,000

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$4.284.000,00

Instalação – R\$856.800,00

Tubulações – R\$428.400,00

Instrum. e Controle – R\$257.040,00

Equip. Elétricos e Materiais – R\$428.400,00

Construção Cívica – R\$642.600,00

Operação & Manutenção – R\$214.200,00

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total das Turbinas do Tandem I – R\$5.911.920,00

Total das Turbinas do Tandem II – R\$5.911.920,00

Total das Turbinas do Tandem III – R\$6.897.240,00

Nesses custos não estão inclusos os custos de Operação & Manutenção.

Turbinas dos Geradores:

Os preços foram baseados em valores fornecidos pela empresa **Siemens (Industrial Turbines)**, no ano de 2004, a qual deixou claro que os preços passados são de caráter demonstrativo, não foram considerados os impostos e podem sofrer alterações.

Turbina nº: 1 (63 bar abs., 480°C, 40 MW) – R\$10.200.000,00

Turbina nº: 2 (33 bar abs., 320°C, 15 MW) – R\$5.610.000,00

Geradores:

Os preços foram baseados em valores fornecidos pela empresa **WEG Indústrias S.A.** - Unidade Máquinas (Centro de Negócios em Energia) – Soluções para Usinas de Açúcar e Álcool, no ano de 2004, a qual deixou claro que os preços passados são de caráter demonstrativo, não foram considerados os impostos.

Gerador nº: 1 – R\$3.672.000,00

50.000 kVa, 13,8 kV, 4 pólos, 60 Hz (conjunto completo com painéis, sistema supervisório, transformador, controle e distribuição)

Gerador nº: 2 (18.750 kVa) – R\$1.428.000,00

18.750 kVa, 13,8 kV, 4 pólos, 60 Hz (conjunto completo com painéis, sistema supervisório, transformador, controle e distribuição)

Determinação dos Custos Diretos:**Turbogerador I**

Preço – R\$13.872.000,00

Instalação – R\$2.774.400,00

Tubulações – R\$1.387.200,00

Instrum. e Controle – R\$832.320,00

Equip. Elétricos e Materiais – R\$1.387.200,00

Construção Cívica – R\$2.080.800,00

Operação & Manutenção – R\$693.600,00

Turbogerador II

Preço – R\$7.038.000,00

Instalação – R\$1.407.600,00

Tubulações – R\$703.800,00

Instrum. e Controle – R\$422.280,00

Equip. Elétricos e Materiais – R\$703.800,00

Construção Cívica – R\$1.055.700,00

Operação & Manutenção – R\$351.900,00

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total Turbogenerador I – R\$22.333.920,00

Total Turbogenerador II – R\$11.331.180,00

Nesses custos não estão inclusos os custos de Operação & Manutenção.

Subestação Elevadora S.E - Siemens

Para a determinação do custo final da subestação elevadora, baseamos no trabalho de Barreda del Campo (1999), na qual o autor estima o custo total de uma subestação elevadora para o ano de 1996. Os ajustes e considerações feitas para a determinação do preço no ano de referência (P_{AR}) estão indicados abaixo:

Especificação: 138 kV, 1 x 17 MVA, 60 Hz, 5 km trecho de linha de transmissão à 138 kV, considerando no escopo as despesas com o sistema de medição em alta tensão.

Subestação Elevadora (S.E) – R\$1.410.333,001996

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1996 = 120,06

$$P_{AR} = 1.410.333,00 \cdot \frac{204,394}{120,06} = R\$2.400.996,20$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$2.400.996,20

Instalação – R\$480.199,24

Tubulações – R\$0

Instrum. e Controle – R\$144.059,77

Equip. Elétricos e Materiais – R\$240.099,62

Construção Cíveis – R\$360.149,43

Operação & Manutenção – R\$120.049,81

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total Subestação Elevadora – R\$3.625.504,25

Nesse custo não está incluso o custo de Operação & Manutenção.

Geradores de Vapor:

Neste caso os custos foram baseados em valores apresentados no trabalho de Carpio (2000), onde os mesmos foram adquiridos através de comunicação com a empresa CALDEMA Equipamentos Industriais de Sertãozinho/SP, no ano de 1999. A partir deste ponto, foi utilizada uma expressão matemática onde através do conhecimento das características técnicas e do custo de outros geradores e de posse das características dos geradores atuais da instalação, foi possível determinar o custo dos equipamentos de nosso interesse. Esta equação é apresentada e proposta por (Moram, Tsatsaronis, Bejan, 1996).

$$C_Y = C_X \cdot \left(\frac{S_Y}{S_X} \right)^\alpha$$

Onde:

C_Y – Custo do equipamento Y do qual queremos saber o preço.

C_X – Custo do equipamento conhecido (Carpio, 2000).

S_Y – Tamanho ou capacidade do equipamento Y.

S_X – Tamanho ou capacidade do equipamento X.

α – Fator de escala (permite estimar o custo de um equipamento em caso que este possua dados de custo relativos a uma outra capacidade ou tamanho). No caso específico será a capacidade de transmissão de calor “*heat duty*” (0,78) (Da Tabela 7.3 do Livro: “Thermal Design & Optimization”).

A numeração dos geradores de vapor que se segue, esta de acordo com a (Tabela 3.1) apresentada no capítulo 3, de acordo com a classificação utilizada na própria usina.

Gerador de Vapor nº: 1

Modelo: SZ-180

Capacidade Nominal: 110 ton/h

Condições do Vapor Vivo: 22 bar abs. @ 300°C

Preço conhecido – R\$2.904.919,041999

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1999 = 124,102

$$P_{AR} = 2.904.919,04 \cdot \frac{204,394}{124,102} = R\$4.784.354,99$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$4.784.354,99

Instalação – R\$956.871,00

Tubulações – R\$478.435,50

Instrum. e Controle – R\$287.061,30

Equip. Elétricos e Materiais – R\$478.435,50

Construção Cíveis – R\$717.653,25

Operação & Manutenção – R\$239.217,75

Gerador de Vapor nº: 2

Modelo: 150-V-2-S

Capacidade Nominal: 150 ton/h

Condições do Vapor Vivo: 33 bar abs. @ 320°C

Preço conhecido – R\$3.719.684,011999

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1999 = 124,102

$$P_{AR} = 3.719.684,01 \cdot \frac{204,394}{124,102} = R\$6.126.259,80$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$6.126.259,80

Instalação – R\$1.225.251,96

Tubulações – R\$612.625,98

Instrum. e Controle – R\$367.575,59

Equip. Elétricos e Materiais – R\$612.625,98

Construção Cíveis – R\$918.938,97

Operação & Manutenção – R\$306.312,99

Gerador de Vapor n°: 3

Modelo: AZ-365

Capacidade Nominal: 60 ton/h

Condições do Vapor Vivo: 22 bar abs. @ 300°C

Obs: O custo deste gerador não foi levado em consideração na análise devido o mesmo estar fora de operação na safra avaliada.

Gerador de Vapor n°: 4

Modelo: 150-V-2-S

Capacidade Nominal: 150 ton/h

Condições do Vapor Vivo: 33 bar abs. @ 320°C

Preço conhecido – R\$3.719.684,011999

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1999 = 124,102

$$P_{AR} = 3.719.684,01 \cdot \frac{204,394}{124,102} = R\$6.126.259,80$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$6.126.259,80

Instalação – R\$1.225.251,96

Tubulações – R\$612.625,98

Instrum. e Controle – R\$367.575,59

Equip. Elétricos e Materiais – R\$612.625,98

Construção Cívica – R\$918.938,97

Operação & Manutenção – R\$306.312,99

Gerador de Vapor nº: 5

Modelo: 200-V-2-S

Capacidade Nominal: 200 ton/h

Condições do Vapor Vivo: 63 bar abs. @ 480°C

Preço conhecido – R\$6.117.520,811999

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1999 = 124,102

$$P_{AR} = 6.117.520,81 \cdot \frac{204,394}{124,102} = R\$10.075.458,48$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$10.075.458,48

Instalação – R\$2.015.091,70

Tubulações – R\$1.007.545,85

Instrum. e Controle – R\$604.527,51

Equip. Elétricos e Materiais – R\$1.007.545,85

Construção Cívica – R\$1.511.318,77

Operação & Manutenção – R\$503.772,92

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total Gerador de Vapor I – R\$7.702.811,54

Total Gerador de Vapor II – R\$9.863.278,28

Total Gerador de Vapor IV – R\$9.863.278,28

Total Gerador de Vapor V – R\$16.221.488,15

Nesses custos não estão inclusos os custos de Operação & Manutenção.

Turbobombas:

Neste caso os custos foram baseados em valores apresentados no trabalho de Barreda (1999). A partir deste ponto, foi utilizada uma expressão matemática onde através do conhecimento das características técnicas e do custo das turbobombas e de posse das características das turbobombas atuais da instalação, foi possível determinar o custo dos equipamentos de nosso interesse. Esta equação é apresentada e proposta por (Moram, Tsatsaronis, Bejan, 1996).

$$C_Y = C_X \left(\frac{S_Y}{S_X} \right)^\alpha$$

Onde:

C_Y – Custo do equipamento Y do qual queremos saber o preço.

C_X – Custo do equipamento conhecido (Barreda Del Campo, 1999).

S_Y – Tamanho ou capacidade do equipamento Y.

S_X – Tamanho ou capacidade do equipamento X.

α – Fator de escala (permite estimar o custo de um equipamento em caso que este possua dados de custo relativos a uma outra capacidade ou tamanho). No caso específico será a potência (0,45) (Da Tabela 7.3 do Livro: “Thermal Design & Optimization”).

Turbobomba de Alta (nº: 1)

Potência Nominal: 500 HP para 150 m³/h

Preço conhecido – R\$190.0001995

$$C_Y = 190.000 \cdot \left(\frac{700}{500} \right)^{0,45} = 221.060,54$$

$$C_Y = R\$221.060,54$$

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1995 = 116,20

$$P_{AR} = 221.060,54 \cdot \frac{204,394}{116,20} = R\$388.842,06$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$388.842,06

Instalação – R\$77.768,41

Tubulações – R\$38.884,21

Instrum. e Controle – R\$23.330,52

Equip. Elétricos e Materiais – R\$38.884,21

Construção Cívica – R\$58.326,31

Operação & Manutenção – R\$19.442,10

Turbobomba de Baixa (nº: 2 e nº: 3)Potência Nominal: 500 HP para 150 m³/h

Preço conhecido – R\$190.0001995

$$C_Y = 190.000 \cdot \left(\frac{320}{500} \right)^{0,45} = 155.429,91$$

$$C_Y = R\$155.429,91$$

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1995 = 116,20

$$P_{AR} = 155.429,91 \cdot \frac{204,394}{116,20} = R\$273.398,80$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$273.398,80

Instalação – R\$54.679,76*Tubulações* – R\$27.339,88*Instrum. e Controle* – R\$16.403,93*Equip. Elétricos e Materiais* – R\$27.339,88*Construção Civas* – R\$41.009,82*Operação & Manutenção* – R\$13.669,94**Resumo dos Valores (ano de referência 2004):****Total Turbobomba de Alta – R\$626.035,71****Total Turbobomba de Baixa – R\$440.172,07**

Nesses custos não estão inclusos os custos de Operação & Manutenção.

Preços dos Equipamentos para o Cálculo Econômico (Novas Configurações)

Neste item será apresentado o custo dos novos equipamentos que foram considerados durante a realização da simulação das configurações propostas para o estudo da Maximização da Potência da Instalação da Usina Colombo, de acordo com o que foi detalhado no Capítulo 5 deste trabalho.

Cenário B

Neste caso não houve alteração nas Turbinas das Moendas, Subestação Elevadora e Turbobombas, de forma que o custo destes equipamentos estão de acordo com o procedimento apresentado para o cálculo econômico do projeto atual da usina.

Geradores de Vapor n°: 1, n°: 2 e n°: 3.

Modelo: 200-V-2-S

Capacidade Nominal: 200 ton/h

Condições do Vapor Vivo: 63 bar abs. @ 480°C

Os custos destes geradores são iguais ao do **Gerador n°: 5** da instalação atual da usina, o resumo dos valores estão indicados abaixo:

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total Gerador de Vapor I – R\$16.221.488,15

Total Gerador de Vapor II – R\$16.221.488,15

Total Gerador de Vapor III – R\$16.221.488,15

Nesses custos não estão inclusos os custos de Operação & Manutenção.

Turbogerador:

O custo deste turbogerador de 100 MW foi baseado no valor fornecido pela empresa **Siemens (Industrial Turbines)**, no ano de 2004, a qual deixou claro que o preço passado é de caráter demonstrativo, não foram considerados os impostos e podem sofrer alterações significativas mediante alterações na cotação do dólar e euro.

O custo foi passado pela empresa em Euros, totalizando 10.570.464,84 Milhões de Euros, visto que o equipamento é importado, e a cotação foi de R\$3,42 para cada Euro (referência agosto 2004).

Turbogerador (63 bar abs., 480°C, 100 MW, 125 MVa) – R\$36.150.989,75

Determinação dos Custos Diretos:**Turbogerador**

Preço – R\$36.150.989,75

Instalação – R\$7.230.197,95

Tubulações – R\$3.615.098,97

Instrum. e Controle – R\$2.169.059,38

Equip. Elétricos e Materiais – R\$3.615.098,97

Construção Cíveis – R\$5.422.648,46

Operação & Manutenção – R\$1.807.549,49

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total Turbogenerator – R\$58.203.093,49

Nesse custo não está incluso o custo de Operação & Manutenção.

Cenário C

Neste caso não houve alteração nas Turbinas das Moendas, Subestação Elevadora e Turbobombas, de forma que o custo destes equipamentos estão de acordo com o procedimento apresentado para o cálculo econômico do projeto atual da usina.

Geradores de Vapor nº: 1, nº: 2 e nº: 3.

Capacidade Nominal: 200 ton/h

Condições do Vapor Vivo: 82 bar abs. @ 520°C

Os custos foram baseados em valores apresentados no trabalho de Carpio (2000), onde os mesmos foram adquiridos através de comunicação com a empresa CALDEMA Equipamentos Industriais de Sertãozinho/SP, no ano de 1999. A partir deste ponto, foi utilizada a expressão matemática apresentada e proposta por (Moram, Tsatsaronis, Bejan, 1996), onde através do conhecimento das características técnicas e do custo de outros geradores e de posse das características dos geradores atuais da instalação, foi possível determinar o custo dos equipamentos de nosso interesse.

Preço conhecido – R\$7.202.817,751999

índice de Agosto de 2004 = 204,394

índice de 1999 = 124,102

$$P_{AR} = 7.202.817,75 \cdot \frac{204,394}{124,102} = R\$11.862.925,10$$

Determinação dos Custos Diretos:

Preço – R\$11.862.925,10

Instalação – R\$2.372.585,02

Tubulações – R\$1.186.292,51

Instrum. e Controle – R\$711.775,51

Equip. Elétricos e Materiais – R\$1.186.292,51

Construção Civas – R\$1.779.438,77

Operação & Manutenção – R\$593.146,26

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total Gerador de Vapor I – R\$19.099.309,41

Total Gerador de Vapor II – R\$19.099.309,41

Total Gerador de Vapor III – R\$19.099.309,41

Nesses custos não estão inclusos os custos de Operação & Manutenção.

Turbogerador:

O custo deste turbogerador de 100 MW foi baseado no valor fornecido pela empresa **Siemens (Industrial Turbines)**, no ano de 2004, a qual deixou claro que o preço passado é de caráter demonstrativo, não foram considerados os impostos e podem sofrer alterações significativas mediante alterações na cotação do dólar e euro.

O custo foi passado pela empresa em Euros, totalizando 10.570.464,84 Milhões de Euros, visto que o equipamento é importado, e a cotação foi fixada em R\$3,42 (reais) para cada Euro.

Turbogerador (82 bar abs., 520°C, 100 MW, 125 MVa) – R\$36.150.989,75

Determinação dos Custos Diretos:

Turbogerador

Preço – R\$36.150.989,75

Instalação – R\$7.230.197,95

Tubulações – R\$3.615.098,97

Instrum. e Controle – R\$2.169.059,38

Equip. Elétricos e Materiais – R\$3.615.098,97

Construção Civas – R\$5.422.648,46

Operação & Manutenção – R\$1.807.549,49

Resumo dos Valores (ano de referência 2004):

Total Turbogenerador – R\$58.203.093,49

Nesse custo não está incluso o custo de Operação & Manutenção.

Cálculo da Amortização dos Equipamentos

Aplicando o procedimento descrito no Capítulo 6, é possível determinar as anuidades, determinando também o custo de cada um dos fluxos levando em consideração as horas efetivas de trabalho da safra avaliada.

O cálculo da Anuidade é feito através da seguinte equação:

$$A = I \left[\frac{j(1+j)^N}{(1+j)^N - 1} \right] \quad (\text{A.1})$$

Onde:

A – Valor da anuidade

I – Custo do equipamento

j – Taxa de juros anual (15%)

N – Número de anos de amortização (10 anos)

Resolvendo a equação, temos:

$$A_{\text{equipamento}} = 0,199252 \cdot I \quad (\text{A.2})$$

Para levar este valor anual a um valor por hora foi considerado o tempo real de funcionamento da planta durante o ano. No caso da safra 2003 na usina “Colombo”, este tempo se corresponde com 178 dias úteis e 12 horas, ou seja, 4284 horas efetivas de safra (t).

É precisamente estes valores que são necessários para a determinação dos custos de cada um dos fluxos do sistema, os quais são fornecidos a um programa de computador que determina o vetor de custos.

Os custos de Operação e Manutenção (O&M) são feitos ao longo do tempo, pelo que na hora de substituir os preços dos equipamentos na expressão (A.1) estes custos não estão inclusos. Assim a anuidade de cada volume de controle será expressa como:

$$A = A_{\text{equipamento}} + A_{\text{O\&M}} \quad (\text{A.3})$$

A Tabela A.2 apresenta os resultados dos valores da anuidade dos equipamentos para a safra avaliada (Projeto atual), já as Tabelas A.3 e A.4 apresentam os resultados para os Cenários B e C, respectivamente.

Tabela A.2 – Valores das anuidades dos equipamentos (Cenário Atual “A”).

Equipamentos	A [Equipamento]	A [O&M]	A [R\$]	Valor de [A/t] em (R\$/h)
G.V n°: 1	1.534.801,086	239.217,750	1.774.018,835	414,10
G.Vn°: 2	1.965.278,541	306.312,990	2.271.591,531	530,25
G.V n°: 4	1.965.278,541	306.312,990	2.271.591,531	530,25
G.V n°: 5	3.232.164,972	503.772,924	3.735.937,896	872,07
Turbogerador n°: 1	4.450.079,624	693.600,000	5.143.679,624	1200,67
Turbogerador n°: 2	2.257.760,986	351.900,00	2.609.660,986	609,16
Tandem 1	1.177.962,253	183.600,00	1.361.562,253	317,82
Tandem 2	1.177.962,253	183.600,00	1.361.562,253	317,82
Tandem 3	1.374.289,296	214.200,00	1.588.489,296	370,80
Turbobomba n°: 3	124.738,907	19.442,103	144.181,010	33,66
Turbobomba n°: 2	87.705,192	13.669,940	101.375,132	23,66
Turbobomba n°: 1	87.705,192	13.669,940	101.375,132	23,66
Sub Estação	722.389,200	120.049,810	842.439,010	196,65

Tabela A.3 – Valores das anuidades dos equipamentos (Cenário B).

Equipamentos	A [Equipamento]	A [O&M]	A [R\$]	Valor de [A/t] em (R\$/h)
G.V nº: 1	3.232.164,972	503.772,924	3.735.937,896	872,07
G.Vnº: 2	3.232.164,972	503.772,924	3.735.937,896	872,07
G.V nº: 3	3.232.164,972	503.772,924	3.735.937,896	872,07
Turbogerador	11.597.086,42	1.807.549,49	13.404.635,91	3129,00
Tandem 1	1.177.962,253	183.600,00	1.361.562,253	317,82
Tandem 2	1.177.962,253	183.600,00	1.361.562,253	317,82
Tandem 3	1.374.289,296	214.200,00	1.588.489,296	370,80
Turbobomba	124.738,907	19.442,103	144.181,010	33,66
Sub Estação	722.389,200	120.049,810	842.439,010	196,65

Tabela A.4 – Valores das anuidades dos equipamentos (Cenário C).

Equipamentos	A [Equipamento]	A [O&M]	A [R\$]	Valor de [A/t] em (R\$/h)
G.V nº: 1	3.805.576,79	593.146,26	4.398.723,05	1026,78
G.Vnº: 2	3.805.576,79	593.146,26	4.398.723,05	1026,78
G.V nº: 3	3.805.576,79	593.146,26	4.398.723,05	1026,78
Turbogerador	11.597.086,42	1.807.549,49	13.404.635,91	3129,00
Tandem 1	1.177.962,253	183.600,00	1.361.562,253	317,82
Tandem 2	1.177.962,253	183.600,00	1.361.562,253	317,82
Tandem 3	1.374.289,296	214.200,00	1.588.489,296	370,80
Turbobomba	124.738,907	19.442,103	144.181,010	33,66
Sub Estação	722.389,200	120.049,810	842.439,010	196,65

Apêndice B

Metodologia de Cálculo, Propriedades Termodinâmica dos Fluxos.

Dados referentes a safra avaliada na usina “Colombo”:

Fluxo mássico de cana:	$M_{cana} = 1000 \text{ tc/h}$
Fator de conversão de cana a bagaço:	$f_c = 0,28$
Poder Calorífico Inferior do bagaço:	$PCI = 7500 \text{ kJ/kg}$
Consumo de vapor em processo (VP):	$VP = 540 \text{ kg}_v/\text{tc}$
Consumo para acionamento mecânico:	$CAM = 17 \text{ kWh/tc}$
Consumo de eletricidade da usina:	$CEE = 13 \text{ kWh/tc}$

Metodologia de cálculo:

A vazão de vapor que é gerada nas caldeiras é calculada da seguinte forma:

$$m_v = \frac{\eta_{cald} m_{comb} \cdot PCI}{(h_v - h_l)} \cdot 3,6 \quad (\text{B.1})$$

Onde:

m_v – vazão de vapor da caldeira (t/h)

η_{cald} – eficiência da caldeira (%)

m_{comb} – vazão de combustível (bagaço) em (kg/s)

h_v – entalpia do vapor superaquecido (kJ/kg)

h_l – entalpia do líquido comprimido (kJ/kg)

Cálculo do vapor consumido pelo processo:

$$m_{vp} = \frac{VP \cdot M_{cana}}{1000} \quad (\text{t/h}) \quad (\text{B.2})$$

O consumo específico de vapor dos tandems e a eficiência térmica das turbinas de acionamento mecânico (eficiência isentrópica) foram informados pelos engenheiros da usina. Entretanto o procedimento de cálculo é dado como segue:

Conhecendo os parâmetros do vapor (pressão e temperatura) na entrada e saída é possível calcular a relação entre o salto entálpico real e o ideal (condições isentrópicas).

$$\Delta h_{real} = \eta \cdot \Delta h_{iso} \quad (B.3)$$

Onde:

η – eficiência térmica (%)

Δh_{real} - salto entálpico real (kJ/kg)

Δh_{iso} - salto entálpico ideal (kJ/kg)

Em todos nossos cálculos realizados trabalhamos diretamente com o valor correspondente ao salto térmico (entálpico) **real**, pois durante a simulação dos esquemas no software Gate Cycle os valores de eficiência isentrópica das turbinas foi fixado diretamente na opção correspondente, resultando em valores de entalpias reais.

h_{real} – valor encontrado no Gate Cycle (kJ/kg)

Cabe ressaltar que os valores de *entalpia (h)* e *entropia (s)* apresentados nas tabelas correspondentes as propriedades termodinâmicos dos fluxos são para a condição **real**.

Sendo assim, o segundo passo para a determinação do consumo específico da turbina (kg_v/kWh) dar-se-a mediante a seguinte equação:

$$C_e = \frac{3600}{\Delta h_{real}} \quad (B.4)$$

Onde:

C_e – consumo específico da turbina (kg_v/kWh)

Com os dados de consumo específico de kilogramas de vapor por kilowatts-hora de energia gerada e sendo conhecida a relação entre kilowatts-hora e cana moída assim como as toneladas de cana moída por hora, é possível calcular a vazão mássica de vapor em cada turbina.

No caso em estudo, era conhecido o valor do consumo total de vapor de cada tandem como um todo em (kg_v/h):

Tandem I:	57600 kg _v /h
Tandem II:	57600 kg _v /h
Tandem III:	118800 kg _v /h

Com relação ao consumo específico de vapor nos turbogeradores, o procedimento é o mesmo apresentado acima, porém neste caso leva-se em conta as eficiências do redutor (η_r) e gerador elétrico (η_g). Era conhecido também o valor do consumo total de vapor de cada turbogerador como um todo em (kg_v/h):

Turgogerador n°:1:	180000 kg _v /h
Turgogerador n°:2:	145944 kg _v /h

Cálculo da potência mecânica das turbinas:

$$W_{mec} = m_v \cdot \Delta h_{real} \quad (B.5)$$

Cálculo da potência elétrica gerada pelos turbogeradores:

$$W_{elet} = W_{mec} \cdot \eta_r \cdot \eta_g \quad (B.6)$$

Tabela B.1 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário A.

Fluxos	massa [kg/s]	P [bar abs.]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg.K]	b [kJ/kg]	B [MW]
1	55,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	75,10
2	50,00	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	67,60
3	50,00	2,47	139,02	2741,53	7,1139	625,08	31,25
4	5,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	7,50
5	5,55	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	5,68
6	41,66	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	45,31
7	41,66	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	45,31
8	9,78	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	10,64
9	9,78	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	10,00
10	33,00	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	35,89
11	33,00	2,47	133,97	2730,76	7,0901	621,41	20,51
12	40,54	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	44,09
13	9,62	11,00	203,30	2834,83	6,7162	836,95	7,80
14	25,02	2,47	127,03	2628,57	7,0547	529,77	13,25
15	10,00	11,00	180,00	2776,48	6,5868	817,18	7,93
16	75,02	2,47	127,03	2703,86	7,0547	605,06	45,39
17	16,67	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	17,05
18	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
19	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
20	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
21	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
22	138,82	2,47	137,14	2737,53	7,1050	623,73	86,59
23	140,00	2,47	128,00	2717,94	7,0619	616,99	86,38
24	149,70	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	3,90
25	1,56	22,00	90,00	378,41	1,1908	27,93	0,04
26	1,56	22,00	90,87	382,06	1,2009	28,57	0,04
27	1,18	22,00	90,87	382,06	1,2009	28,57	0,03
28	0,38	22,00	90,87	382,06	1,2009	28,57	0,01
29	16,67	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	0,43
30	16,67	44,00	90,45	382,18	1,1945	30,60	0,51
31	83,32	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	2,17
32	83,32	44,00	90,45	382,18	1,1945	30,60	2,55
33	41,66	44,00	90,45	382,18	1,1945	30,60	1,27
34	41,66	44,00	90,45	382,18	1,1945	30,60	1,27
35	55,55	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	1,45
36	55,55	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	1,86

Tabela B.2 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário B1.

Fluxos	massa [kg/s]	P [bar abs.]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg.K]	b [kJ/kg]	B [MW]
1	55,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	75,10
2	55,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	75,10
3	55,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	75,10
4	166,65	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	225,30
5	31,00	33,00	391,64	3208,39	6,8502	1170,56	36,29
6	30,89	22,00	340,81	3113,80	6,8554	1074,42	33,19
7	9,36	11,00	251,35	2946,06	6,9428	880,62	7,98
8	74,00	2,47	127,03	2698,30	7,0547	599,50	44,36
9	21,70	0,30	69,12	2399,41	7,7683	87,85	1,91
10	21,70	0,30	69,12	289,30	0,9441	12,38	0,27
11	913,22	1,01	36,36	152,32	0,5231	0,92	0,84
12	913,22	1,01	24,36	102,18	0,3577	0,09	0,08
13	33,00	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	35,89
14	33,00	2,47	133,97	2730,76	7,0901	621,41	20,51
15	32,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	32,73
16	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
17	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
18	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
19	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
20	139,00	2,47	135,87	2734,81	7,0991	622,77	86,57
21	10,00	11,00	180,00	2776,48	6,5868	817,18	7,93
22	140,00	2,47	128,00	2717,94	7,0619	616,99	86,38
23	171,40	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	4,47
24	171,40	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	5,73
25	55,55	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	1,86
26	55,55	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	1,86
27	55,55	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	1,86
28	4,76	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,16
29	2,00	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,07
30	1,11	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,04
31	0,64	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,02
32	1,00	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,03

Tabela B.3 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário B2.

Fluxos	massa [kg/s]	P [bar abs.]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg.K]	b [kJ/kg]	B [MW]
1	55,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	75,10
2	55,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	75,10
3	55,55	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	75,10
4	166,65	63,00	480,00	3371,27	6,7881	1351,96	225,30
5	31,00	33,00	391,64	3208,39	6,8502	1170,56	36,29
6	30,89	22,00	340,81	3113,80	6,8554	1074,42	33,19
7	9,36	11,00	251,35	2946,06	6,9428	880,62	7,98
8	59,87	2,47	127,03	2698,30	7,0547	599,50	35,89
9	28,77	0,30	69,12	2399,41	7,7683	87,85	2,53
10	28,77	0,30	69,12	289,30	0,9441	12,38	0,36
11	1210,63	1,01	36,36	152,32	0,5231	0,92	1,11
12	1210,63	1,01	24,36	102,18	0,3577	0,09	0,11
13	33,00	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	35,89
14	33,00	2,47	133,97	2730,76	7,0901	621,41	20,51
15	32,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	32,73
16	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
17	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
18	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
19	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
20	124,87	2,47	135,87	2734,81	7,0991	622,77	77,77
21	10,00	11,00	180,00	2776,48	6,5868	817,18	7,93
22	133,00	2,47	128,00	2717,94	7,0619	616,99	82,06
23	171,47	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	4,47
24	171,47	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	5,74
25	55,55	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	1,86
26	55,55	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	1,86
27	55,55	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	1,86
28	4,82	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,16
29	2,00	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,07
30	1,11	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,04
31	0,64	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,02
32	1,06	71,00	90,74	385,48	1,1960	33,45	0,04

Tabela B.4 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário C1.

Fluxos	massa [kg/s]	P [bar abs.]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg.K]	b [kJ/kg]	B [MW]
1	55,55	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	79,52
2	55,55	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	79,52
3	55,55	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	79,52
4	166,65	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	238,55
5	30,97	33,00	392,85	3211,17	6,8542	1172,15	36,30
6	30,86	22,00	341,97	3116,42	6,8597	1075,76	33,20
7	9,35	11,00	252,38	2948,36	6,9471	881,64	7,98
8	73,94	2,47	127,03	2700,11	7,0547	601,31	44,46
9	21,83	0,30	69,12	2400,99	7,7683	89,43	1,95
10	21,83	0,30	69,12	289,30	0,9441	12,38	0,27
11	919,49	1,01	36,36	152,32	0,5231	0,92	0,84
12	919,49	1,01	24,36	102,18	0,3577	0,09	0,08
13	33,00	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	35,89
14	33,00	2,47	133,97	2730,76	7,0901	621,41	20,51
15	32,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	32,73
16	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
17	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
18	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
19	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
20	138,94	2,47	136,33	2735,79	7,1012	623,13	86,58
21	10,00	11,00	180,00	2776,48	6,5868	817,18	7,93
22	140,00	2,47	128,00	2717,94	7,0619	616,99	86,38
23	171,53	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	4,47
24	171,53	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	6,10
25	55,55	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	1,98
26	55,55	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	1,98
27	55,55	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	1,98
28	4,89	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,17
29	2,03	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,07
30	1,14	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,04
31	0,65	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,02
32	1,06	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,04

Tabela B.5 – Parâmetros e propriedades termodinâmicas dos fluxos correspondente à estrutura física do cenário C2.

Fluxos	massa [kg/s]	P [bar abs.]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg.K]	b [kJ/kg]	B [MW]
1	55,55	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	79,52
2	55,55	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	79,52
3	55,55	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	79,52
4	166,65	82,00	520,00	3445,22	6,7695	1431,45	238,55
5	30,97	33,00	392,85	3211,17	6,8542	1172,15	36,30
6	30,86	22,00	341,97	3116,42	6,8597	1075,76	33,20
7	9,35	10,00	252,38	2948,36	6,9471	881,64	7,98
8	59,83	2,47	127,03	2700,11	7,0547	601,31	35,98
9	28,89	0,30	69,12	2400,99	7,7683	89,43	2,58
10	28,89	0,30	69,12	289,30	0,9441	12,38	0,36
11	1216,80	1,01	36,36	152,32	0,5231	0,92	1,12
12	1216,80	1,01	24,36	102,18	0,3577	0,09	0,11
13	33,00	33,00	320,00	3037,31	6,5548	1087,56	35,89
14	33,00	2,47	133,97	2730,76	7,0901	621,41	20,51
15	32,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	32,73
16	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
17	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
18	16,00	22,00	300,00	3019,30	6,7113	1022,88	16,37
19	16,00	2,47	178,19	2823,44	7,2940	653,29	10,45
20	124,82	2,47	136,33	2735,79	7,1012	623,13	77,78
21	10,00	10,00	180,00	2776,48	6,5868	817,18	7,93
22	133,00	2,47	128,00	2717,94	7,0619	616,99	82,06
23	171,59	1,48	90,00	377,00	1,1923	26,07	4,47
24	171,65	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	6,10
25	55,55	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	1,98
26	55,55	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	1,98
27	55,55	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	1,98
28	4,94	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,18
29	2,03	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,07
30	1,14	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,04
31	0,65	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,02
32	1,12	91,00	90,95	387,91	1,1971	35,55	0,04

Apêndice C

Resultados da Avaliação Exergoeconômica

No capítulo 6 foi apresentado os resultados da avaliação exergoeconômica para os principais fluxos de cada estrutura produtiva analisada, neste item, será exposto os resultados da avaliação para todos os fluxos envolvidos na análise e as equações de custos referentes para cada estrutura. Os fluxos referentes ao combustível, água de reposição e água de reposição dos atemperadores recebem custo exergético unitário (k) iguais ou próximos da unidade.

Para a determinação da exergia de alguns fluxos da estrutura produtiva, foi necessário utilizar a seguinte notação:

$$(x' - y') = B_x - m_x b_y \quad (C.1)$$

$$(x' + y') - z' = [(B_x + B_y)] - [(m_x + m_y) b_z] \quad (C.2)$$

Tabela C.1 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário atual “A”.

Fluxos	Referência Física [B _x - B _y]*	Exergia [MW]	k	Custo Exergético [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
1a	Combustível	254,98	1,00	254,98	0
1b	Combustível	339,77	1,00	339,77	0
1c	Combustível	67,99	1,00	67,99	0
2a	Combustível	169,88	1,00	169,88	0
2b	Combustível	169,88	1,00	169,88	0
3	1 – 36	73,24	3,481	254,98	11,91
4	36 – 35	0,41	8,243	3,38	187,47
5	1	75,10	3,440	258,35	12,63
6	6 – 33	44,03	3,858	169,88	12,04
7	7 – 34	44,03	3,858	169,88	12,04
8	32 – 31	0,38	4,974	1,87	126,34
9	6 + 7	90,62	3,770	341,64	12,23
10	17 – 30	16,54	4,110	67,99	25,03
11	30 – 29	0,08	24,859	1,87	631,49
12	17	17,05	4,097	69,87	27,08
13a	2	67,60	3,440	232,54	12,63
13b	4	7,50	3,440	25,81	12,63

Tabela C.1 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário atual “A” (cont.).

14a	8	10,64	3,770	40,10	12,23
14b	12	44,09	3,770	166,23	12,23
14c	10	35,89	3,770	135,31	12,23
15	4 + 8 + 17	35,19	3,858	135,78	19,51
16a	$(13' + 14') - 29'$	20,16	3,848	77,58	12,48
16b	12 - 13 - 14	23,03	3,848	88,65	12,48
17	$W_{\text{elet.g.2}}$	13,00	6,819	88,65	68,98
18a	3' - 35'	29,95	3,508	105,06	12,88
18b	2 - 3	36,34	3,508	127,48	12,88
19	$W_{\text{elet.g.1}}$	30,00	4,249	127,48	55,63
20	$W_{\text{elet.total}}$	43,00	5,026	216,13	59,66
21a	10 - 11	15,38	3,863	59,42	12,53
21b	$11' - 29'$	19,65	3,863	75,89	12,53
22a	20	16,37	4,148	67,89	20,98
22b	18	16,37	4,148	67,89	20,98
23a	20 - 21	5,91	4,257	25,17	21,52
23b	$21' - 29'$	10,04	4,257	42,72	21,52
24a	18 - 19	5,91	4,257	25,17	21,52
24b	$19' - 29'$	10,04	4,257	42,72	21,52
25	W_{t3}	10,00	5,942	59,42	56,35
26	W_{t2}	3,00	8,391	25,17	148,37
27	W_{t1}	3,00	8,391	25,17	148,37
28	$W_{\text{elet.total}}$	43,00	5,026	216,13	64,24
29a	W_{exced}	30,00	5,026	150,79	64,24
29b	e.e.p	11,58	5,026	58,21	64,24
29c	e.e.b. ₃	0,67	5,026	3,38	64,24
29d	e.e.b. ₂	0,37	5,026	1,87	64,24
29e	e.e.b. ₁	0,37	5,026	1,87	64,24
30	W_{mec}	17,00	6,457	109,77	85,52
31	Q_u	90,40	4,449	402,18	22,78

Valores [Bx - By] correspondem à diferença entre as exergias dos fluxos correspondentes.

Tabela C.2 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário “B1”.

Fluxos	Referência Física [Bx - By]	Exergia [MW]	k	Custo Exergético [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
1a	Combustível	254,98	1,00	254,98	0
1b	Combustível	488,48	1,00	488,48	0
2a	Combustível	244,24	1,00	244,24	0
2b	Combustível	244,24	1,00	244,24	0
3	1 – 25	73,24	3,481	254,98	11,91
4	2 – 26	73,24	3,335	244,24	11,91
5	3 – 27	73,24	3,335	244,24	11,91
6a	25 + 26 + 27	5,57	1,012	5,64	19,26
6b	28	0,16	1,012	0,16	19,26
7	1 + 2 + 3	225,30	3,325	749,09	12,09
8	4	225,30	3,325	749,09	12,09
9a	7' – 23'	7,74	3,357	25,99	12,21
9b	$[(17'+19')-23']+(8'-23')+(14'-23')$	82,15	3,357	275,78	12,21
9c	4 – 5 – 6 – 7 – 8 – 10	103,22	3,357	346,50	12,21
9d	5' – 14'	17,02	3,357	57,15	12,21
9e	6' – 17'	13,01	3,357	43,67	12,21
10	21	7,93	3,282	26,01	11,97
11	22	86,38	3,193	275,81	11,62
12	W_{elet}	84,81	4,086	346,50	51,75
13	13 – 14	15,38	3,720	57,22	13,59
14a	31	0,02	1,014	0,02	19,30
14b	32	0,03	1,014	0,03	19,30
14c	29	0,07	1,014	0,07	19,30
14d	30	0,04	1,014	0,04	19,30
15	15	32,73	1,335	43,71	4,87
16a	16 – 17	5,91	3,696	21,85	13,49
16b	18 – 19	5,91	3,696	21,85	13,49
17	W_{t3}	10,00	5,722	57,22	57,99
18	W_{t2}	3,00	7,285	21,85	132,52
19	W_{t1}	3,00	7,285	21,85	132,52
20	W_{elet}	84,81	4,086	346,50	54,07
21a	e.e.p	11,58	4,086	47,31	54,07
21b	W_{exced}	71,81	4,086	293,39	54,07
21c	e.e.b	1,42	4,086	5,80	54,07
22	Q_u	90,40	3,862	349,14	19,07
23	W_{mec}	17,00	5,937	100,93	80,88
24	24 – 23	1,26	4,588	5,80	87,34

Tabela C.3 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário “B2”.

Fluxos	Referência Física [Bx - By]	Exergia [MW]	k	Custo Exergético [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
1a	Combustível	254,98	1,00	254,98	0
1b	Combustível	488,48	1,00	488,48	0
2a	Combustível	244,24	1,00	244,24	0
2b	Combustível	244,24	1,00	244,24	0
3	1 – 25	73,24	3,481	254,98	11,91
4	2 – 26	73,24	3,335	244,24	11,91
5	3 – 27	73,24	3,335	244,24	11,91
6a	25 + 26 + 27	5,57	1,067	5,95	19,23
6b	28	0,16	1,067	0,17	12,09
7	1 + 2 + 3	225,30	3,326	749,41	12,09
8	4	225,30	3,326	749,41	12,09
9a	7' – 23'	7,74	3,354	25,97	12,19
9b	[(17'+19')-23']+(8'-23')+(14'-23')	74,05	3,354	248,37	12,19
9c	4 – 5 – 6 – 7 – 8 – 10	111,60	3,354	374,33	12,19
9d	5' – 14'	17,02	3,354	57,10	12,19
9e	6' – 17'	13,01	3,354	43,63	12,19
10	21	7,93	3,279	25,99	11,96
11	22	82,06	3,027	248,41	11,01
12	W _{elet.}	86,81	4,312	374,33	51,71
13	13 – 14	15,38	3,717	57,17	13,57
14a	31	0,02	1,070	0,02	19,27
14b	32	0,04	1,070	0,04	19,27
14c	29	0,07	1,070	0,07	19,27
14d	30	0,04	1,070	0,04	19,27
15	15	32,73	1,334	43,67	4,87
16a	16 – 17	5,91	3,693	21,84	13,47
16b	18 – 19	5,91	3,693	21,84	13,47
17	W _{t3}	10,00	5,717	57,17	57,96
18	W _{t2}	3,00	7,279	21,84	132,49
19	W _{t1}	3,00	7,279	21,84	132,49
20	W _{elet}	86,81	4,312	374,33	53,98
21a	e.e.p	11,58	4,312	49,93	53,98
21b	W _{exced}	73,81	4,312	318,27	53,98
21c	e.e.b	1,42	4,312	6,12	53,98
22	Q _u	82,13	3,949	324,33	19,76
23	W _{mec}	17,00	5,932	100,85	80,85
24	24 – 23	1,26	4,841	6,12	87,21

Tabela C.4 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário “C1”.

Fluxos	Referência Física [Bx - By]	Exergia [MW]	k	Custo Exergético [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
1a	Combustível	250,10	1,00	250,10	0
1b	Combustível	500,21	1,00	500,21	0
2a	Combustível	250,10	1,00	250,10	0
2b	Combustível	250,10	1,00	250,10	0
3	1 – 25	77,54	3,225	250,10	13,24
4	2 – 26	77,54	3,225	250,10	13,24
5	3 – 27	77,54	3,225	250,10	13,24
6a	25 + 26 + 27	5,93	1,00	5,93	18,07
6b	28	0,17	1,00	0,17	18,07
7	1 + 2 + 3	238,55	3,168	755,62	13,36
8	4	238,55	3,168	755,62	13,36
9a	7' – 23'	7,74	3,196	24,75	13,48
9b	$[(17'+19')-23']+(8'-23')+(14'-23')$	82,25	3,196	262,87	13,48
9c	4 – 5 – 6 – 7 – 8 – 10	116,34	3,196	371,83	13,48
9d	5' – 14'	17,06	3,196	54,51	13,48
9e	6' – 17'	13,04	3,196	41,67	13,48
10	21	7,93	3,124	24,77	13,22
11	22	86,38	3,044	262,90	12,84
12	$W_{elet.}$	96,61	3,849	371,83	51,89
13	13 – 14	15,38	3,548	54,58	15,03
14a	31	0,02	1,00	0,02	18,11
14b	32	0,04	1,00	0,04	18,11
14c	29	0,07	1,00	0,07	18,11
14d	30	0,04	1,00	0,04	18,11
15	15	32,73	1,274	41,70	5,39
16a	16 – 17	5,91	3,526	20,85	14,92
16b	18 – 19	5,91	3,526	20,85	14,92
17	W_{t3}	10,00	5,458	54,58	60,21
18	W_{t2}	3,00	6,951	20,85	135,36
19	W_{t1}	3,00	6,951	20,85	135,36
20	W_{elet}	96,61	3,849	371,83	53,93
21a	e.e.p	11,58	3,849	44,57	53,93
21b	W_{exced}	83,61	3,849	321,79	53,93
21c	e.e.b	1,42	3,849	5,47	53,93
22	Q_u	90,40	3,675	332,24	20,34
23	W_{mec}	17,00	5,664	96,28	83,19
24	24 – 23	1,63	3,361	5,47	67,80

Tabela C.5 – Resultados da avaliação exergoeconômica para o cenário “C2”.

Fluxos	Referência Física [Bx - By]	Exergia [MW]	k	Custo Exergético [MW]	Custo Monetário [R\$/MWh]
1a	Combustível	250,10	1,00	250,10	0
1b	Combustível	500,21	1,00	500,21	0
2a	Combustível	250,10	1,00	250,10	0
2b	Combustível	250,10	1,00	250,10	0
3	1 – 25	77,54	3,225	250,10	13,24
4	2 – 26	77,54	3,225	250,10	13,24
5	3 – 27	77,54	3,225	250,10	13,24
6a	25 + 26 + 27	5,93	1,00	5,93	18,08
6b	28	0,18	1,00	0,18	18,08
7	1 + 2 + 3	238,55	3,169	755,88	13,36
8	4	238,55	3,169	755,88	13,36
9a	7' – 23'	7,74	3,193	24,73	13,47
9b	[(17'+19')-23']+(8'-23')+(14'-23')	74,13	3,193	236,73	13,47
9c	4 – 5 – 6 – 7 – 8 – 10	124,74	3,193	398,33	13,47
9d	5' – 14'	17,06	3,193	54,47	13,47
9e	6' – 17'	13,04	3,193	41,63	13,47
10	21	7,93	3,122	24,75	13,21
11	22	82,06	2,885	236,77	12,17
12	W _{elet.}	98,60	4,040	398,33	51,97
13	13 – 14	15,38	3,545	54,53	15,02
14a	31	0,02	1,00	0,02	18,08
14b	32	0,04	1,00	0,04	18,08
14c	29	0,07	1,00	0,07	18,08
14d	30	0,04	1,00	0,04	18,08
15	15	32,73	1,273	41,67	5,39
16a	16 – 17	5,91	3,523	20,84	14,91
16b	18 – 19	5,91	3,523	20,84	14,91
17	W _{t3}	10,00	5,453	54,53	60,18
18	W _{t2}	3,00	6,945	20,84	135,32
19	W _{t1}	3,00	6,945	20,84	135,32
20	W _{elet.}	98,60	4,040	398,33	53,97
21a	e.e.p	11,58	4,040	46,78	53,97
21b	W _{exced}	85,60	4,040	345,81	53,97
21c	e.e.b	1,42	4,040	5,74	53,97
22	Q _u	82,13	3,754	308,30	21,05
23	W _{mec}	17,00	5,659	96,20	83,16
24	24 – 23	1,63	3,522	5,74	67,72

Tabela C.6 – Equações de custos para a estrutura produtiva do cenário “A”.

Unidade	Equações
S1	$C_1 \cdot (B_{1a} + B_{1b} + B_{1c}) = C_{comb}$
S2	$C_2 \cdot (B_{2a} + B_{2b}) - C_1 \cdot B_{1b} = 0$
G.V.5	$C_3 \cdot B_3 - C_1 \cdot B_{1a} = Z_{G.V.5}$
J1	$C_5 \cdot B_5 - (C_4 \cdot B_4 + C_3 \cdot B_3) = 0$
Bomba 3	$C_4 \cdot B_4 - C_{29c} \cdot B_{29c} = Z_{B3}$
G.V.4	$C_6 \cdot B_6 - C_2 \cdot B_{2a} = Z_{G.V.4}$
J2	$C_9 \cdot B_9 - (C_6 \cdot B_6 + C_7 \cdot B_7 + C_8 \cdot B_8) = 0$
G.V.2	$C_7 \cdot B_7 - C_2 \cdot B_{2b} = Z_{G.V.2}$
Bomba 2	$C_8 \cdot B_8 - C_{29d} \cdot B_{29d} = Z_{B2}$
G.V.1	$C_{10} \cdot B_{10} - C_1 \cdot B_{1c} = Z_{G.V.1}$
J3	$C_{12} \cdot B_{12} - (C_{10} \cdot B_{10} + C_{11} \cdot B_{11}) = 0$
Bomba 1	$C_{11} \cdot B_{11} - C_{29e} \cdot B_{29e} = Z_{B1}$
S3	$C_{13} \cdot (B_{13a} + B_{13b}) - C_5 \cdot B_5 = 0$
J4	$C_{15} \cdot B_{15} - (C_{12} \cdot B_{12} + C_{13} \cdot B_{13b} + C_{14} \cdot B_{14a}) = 0$
S4	$C_{18} \cdot (B_{18a} + B_{18b}) - C_{13} \cdot B_{13a} = 0$
T.G.1	$C_{19} \cdot B_{19} - C_{18} \cdot B_{18b} = Z_{T.G.1}$
S5	$C_{14} \cdot (B_{14a} + B_{14b} + B_{14c}) - C_9 \cdot B_9 = 0$
S6	$C_{16} \cdot (B_{16a} + B_{16b}) - C_{14} \cdot B_{14b} = 0$
T.G.2	$C_{17} \cdot B_{17} - C_{16} \cdot B_{16b} = Z_{T.G.2}$
J5	$C_{20} \cdot B_{20} - (C_{19} \cdot B_{19} + C_{17} \cdot B_{17}) = 0$
S.E	$C_{28} \cdot B_{28} - C_{20} \cdot B_{20} = Z_{S.E}$
S11	$C_{29} \cdot (B_{29e} + B_{29d} + B_{29c} + B_{29b} + B_{29a}) - C_{28} \cdot B_{28} = 0$
S7	$C_{21} \cdot (B_{21a} + B_{21b}) - C_{14} \cdot B_{14c} = 0$
Tandem 3	$C_{25} \cdot B_{25} - C_{21} \cdot B_{21a} = Z_{tandem3}$
S8	$C_{22} \cdot (B_{22a} + B_{22b}) - C_{15} \cdot B_{15} = 0$
S9	$C_{23} \cdot (B_{23a} + B_{23b}) - C_{22} \cdot B_{22a} = 0$
Tandem 2	$C_{26} \cdot B_{26} - C_{23} \cdot B_{23a} = Z_{tandem2}$
S10	$C_{24} \cdot (B_{24a} + B_{24b}) - C_{22} \cdot B_{22b} = 0$
Tandem 1	$C_{27} \cdot B_{27} - C_{24} \cdot B_{24a} = Z_{tandem1}$
J6	$C_{30} \cdot B_{30} - (C_{25} \cdot B_{25} + C_{26} \cdot B_{26} + C_{27} \cdot B_{27}) = 0$
J7	$C_{31} \cdot B_{31} - (C_{16} \cdot B_{16a} + C_{18} \cdot B_{18a} + C_{21} \cdot B_{21b} + C_{23} \cdot B_{23b} + C_{24} \cdot B_{24b} + C_{29} \cdot B_{29b}) = 0$

Tabela C.7 – Equações de custos para as estruturas produtivas dos cenários “B” e “C”.

Unidade	Equações
S1	$C_1 \cdot (B_{1a} + B_{1b}) = C_{comb}$
S2	$C_2 \cdot (B_{2a} + B_{2b}) - C_1 \cdot B_{1b} = 0$
G.V.1	$C_3 \cdot B_3 - C_1 \cdot B_{1a} = Z_{G.V.1}$
G.V.2	$C_4 \cdot B_4 - C_2 \cdot B_{2a} = Z_{G.V.2}$
G.V.3	$C_5 \cdot B_5 - C_2 \cdot B_{2b} = Z_{G.V.3}$
J1	$C_7 \cdot B_7 - (C_3 \cdot B_3 + C_4 \cdot B_4 + C_5 \cdot B_5 + C_6 \cdot B_{6a}) = 0$
Bomba	$C_{24} \cdot B_{24} - C_{21c} \cdot B_{21c} = Z_B$
S3	$C_6 \cdot (B_{6a} + B_{6b}) - C_{24} \cdot B_{24} = 0$
S4	$C_8 \cdot B_8 - C_7 \cdot B_7 = 0$
S5	$C_9 \cdot (B_{9a} + B_{9b} + B_{9c} + B_{9d} + B_{9e}) - C_8 \cdot B_8 = 0$
J2	$C_{10} \cdot B_{10} - (C_9 \cdot B_{9a} + C_{14} \cdot B_{14a}) = 0$
J3	$C_{11} \cdot B_{11} - (C_9 \cdot B_{9b} + C_{14} \cdot B_{14b}) = 0$
J6	$C_{22} \cdot B_{22} - (C_{10} \cdot B_{10} + C_{11} \cdot B_{11} + C_{21} \cdot B_{21a}) = 0$
T.G.C.E	$C_{12} \cdot B_{12} - C_9 \cdot B_{9c} = Z_{T.G.C.E}$
S.E	$C_{20} \cdot B_{20} - C_{12} \cdot B_{12} = Z_{S.E}$
S8	$C_{21} \cdot (B_{21c} + B_{21a} + B_{21b}) - C_{20} \cdot B_{20} = 0$
S6	$C_{14} \cdot (B_{14a} + B_{14b} + B_{14c} + B_{14d}) - C_6 \cdot B_{6b} = 0$
J4	$C_{13} \cdot B_{13} - (C_9 \cdot B_{9d} + C_{14} \cdot B_{14c}) = 0$
Tandem 3	$C_{17} \cdot B_{17} - C_{13} \cdot B_{13} = Z_{tandem3}$
J5	$C_{15} \cdot B_{15} - (C_9 \cdot B_{9e} + C_{14} \cdot B_{14d}) = 0$
S7	$C_{16} \cdot (B_{16a} + B_{16b}) - C_{15} \cdot B_{15} = 0$
Tandem 2	$C_{18} \cdot B_{18} - C_{16} \cdot B_{16a} = Z_{tandem2}$
Tandem 1	$C_{19} \cdot B_{19} - C_{16} \cdot B_{16b} = Z_{tandem1}$
J7	$C_{23} \cdot B_{23} - (C_{17} \cdot B_{17} + C_{18} \cdot B_{18} + C_{19} \cdot B_{19}) = 0$

Apêndice D

Diagramas de Sankey

Nesta seção são apresentados os diagramas de Sankey (base energética) elaborados para o caso base da usina “Colombo” (cenário A) e para todos os demais cenários analisados, ilustrando os fluxos de energia do sistema de cogeração. A apresentação destes gráficos tem como objetivo demonstrar as alterações dos fluxos de energia promovidas pela implantação das medidas sugeridas neste trabalho.

A definição dos valores de cada um dos fluxos se baseia nos resultados das simulações realizadas. Cada um dos fluxos energéticos é representado como um percentual do montante de energia fornecida pelo combustível, de maneira que os valores referentes às perdas, bem como a eficiência de cada sistema, sejam facilmente identificados.

Para o caso base (cenário atual) foi construído um diagrama complementar ilustrando as perdas durante a combustão, transferência de calor etc.

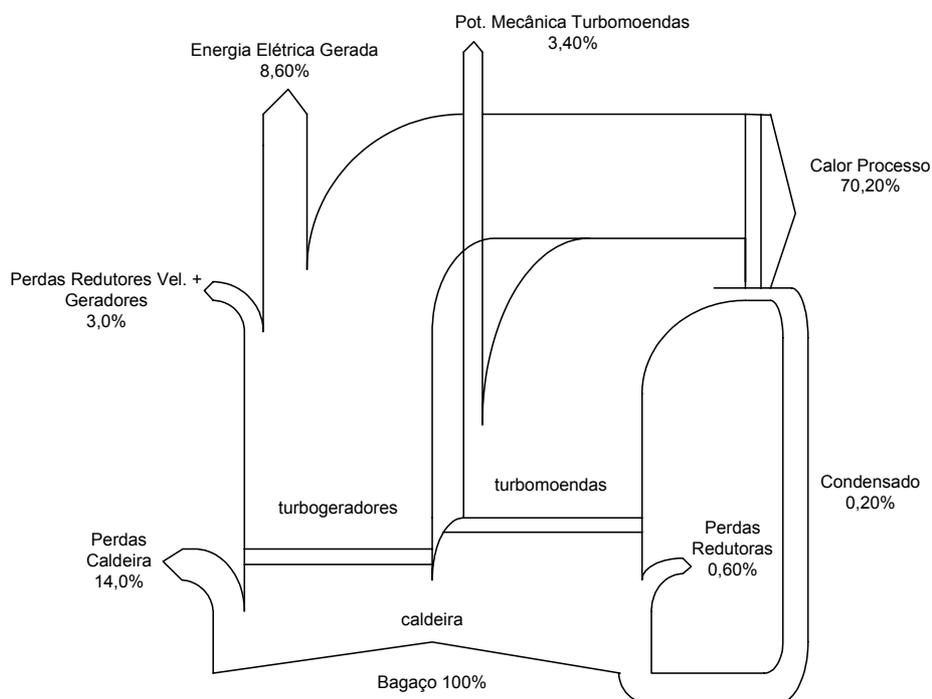


Figura D.1 – Diagrama de Sankey para o cenário atual da usina Colombo.

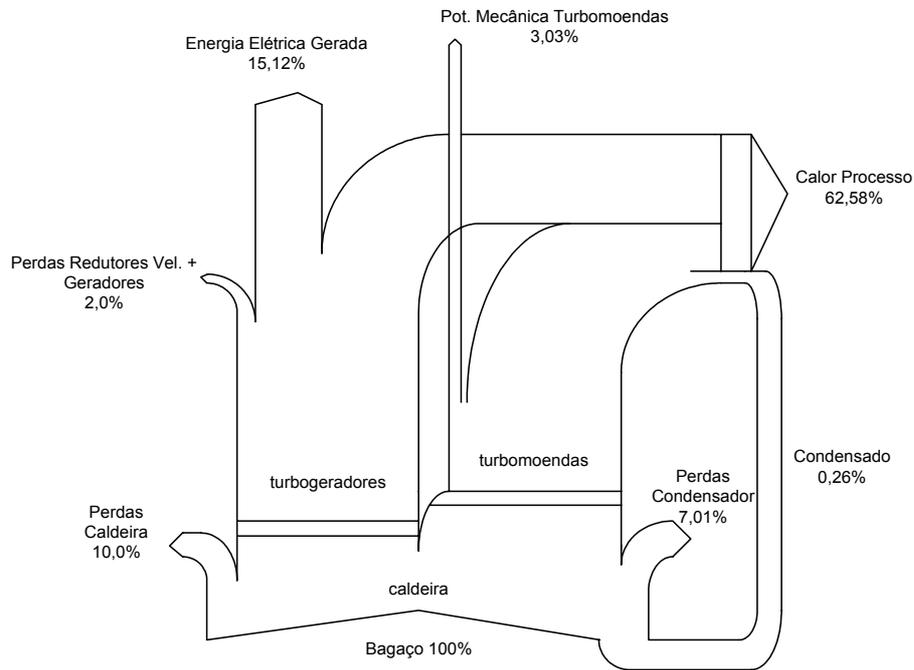


Figura D.2 – Diagrama de Sankey para o cenário “B1”.

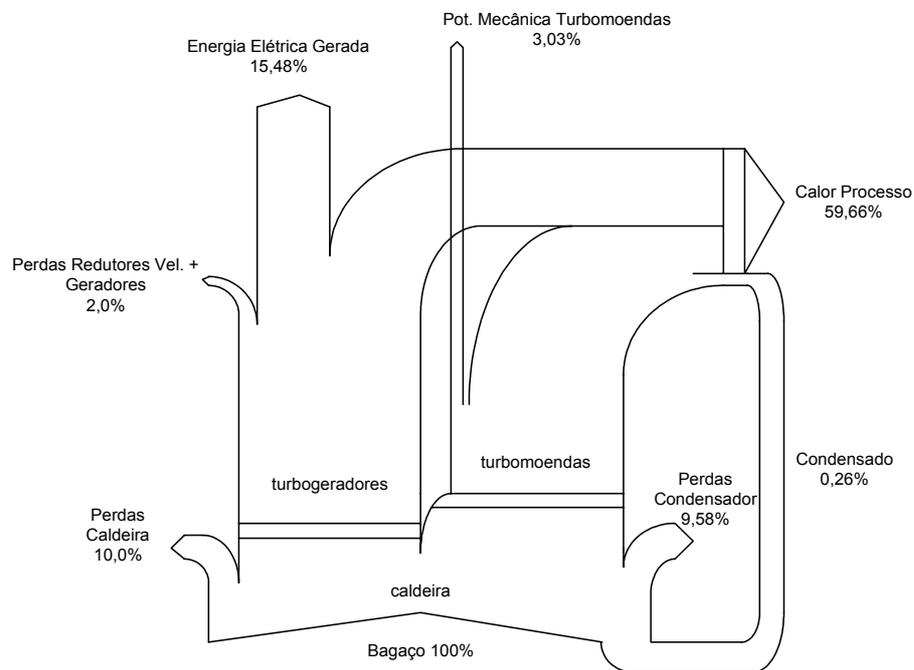


Figura D.3 – Diagrama de Sankey para o cenário “B2”.

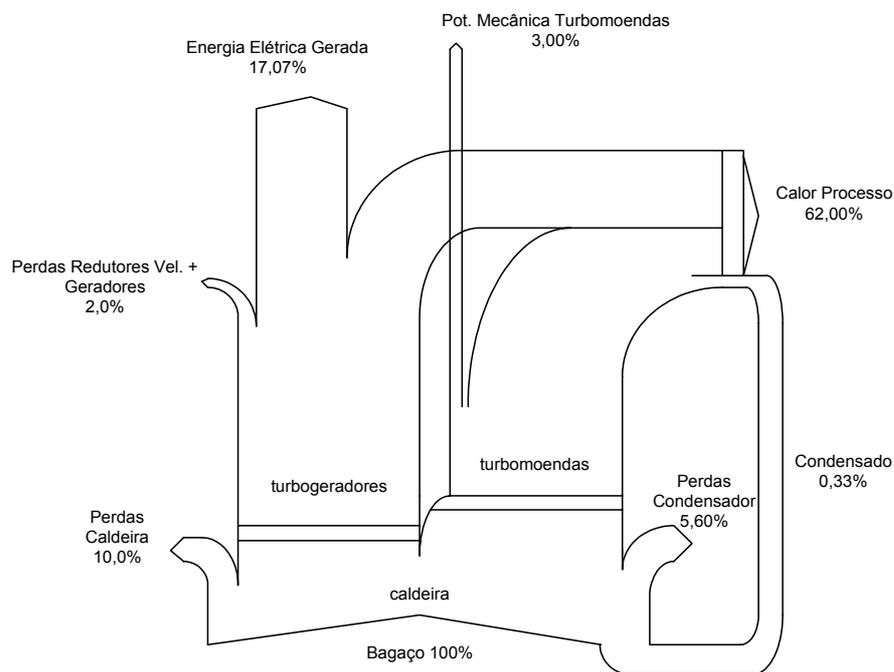


Figura D.4 – Diagrama de Sankey para o cenário “C1”.

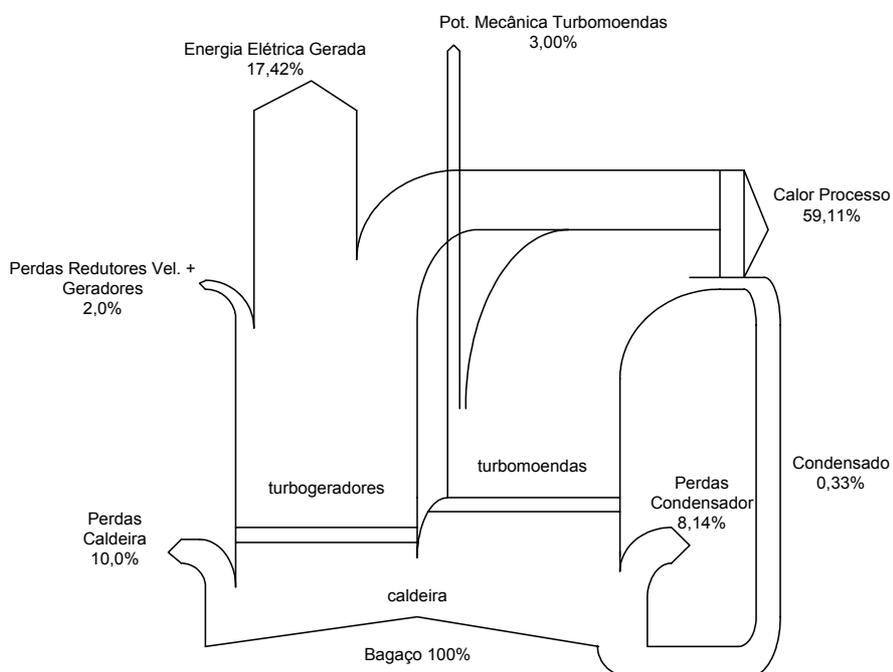


Figura D.5 – Diagrama de Sankey para o cenário “C2”.

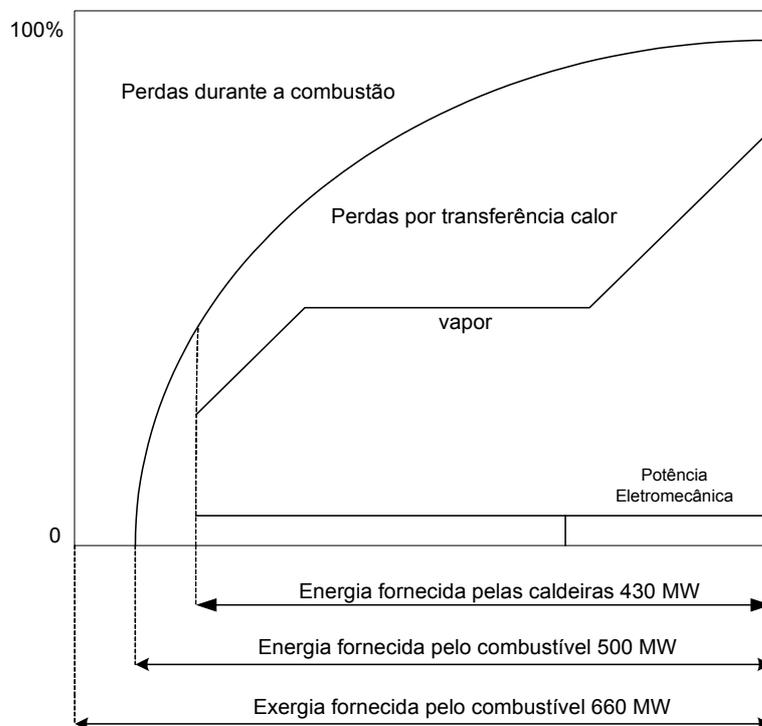


Figura D.6 – Diagrama de perdas para o cenário atual.