



Universidade Federal de Itajubá

Curso de Mestrado em Engenharia da Energia

**Avaliação Técnico - Econômica e Ambiental da
Eletrificação das Moendas na Indústria Sucroalcooleira**

Dissertação apresentada à Universidade
Federal de Itajubá para a obtenção do grau
de Mestre em Engenharia da Energia.

Thiago Teodoro Pistore

Itajubá - 2004

Universidade Federal de Itajubá

Curso de Mestrado em Engenharia da Energia

Thiago Teodoro Pistore

**Avaliação Técnico - Econômica e Ambiental da
Eletrificação das Moendas na Indústria Sucroalcooleira**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Itajubá para a obtenção do grau de Mestre em Engenharia da Energia.

Área de concentração:

Geração de Energia Térmica

Orientador:

Electo Eduardo Silva Lora

“Uma pedra é uma pedra porque quer ser uma pedra.”

Albert Einstein

Agradecimentos

Ao Professor Electo pela orientação, incentivo, fé e paciência que promoveram o resultado apresentado nesta dissertação.

Ao Engenheiro Roberto Prétola por ter concedido a oportunidade de realização do mestrado na condição de colaborador efetivo da Siemens.

À minha mãe e família que sempre torceram pelo meu sucesso.

A todos, que direta ou indiretamente, contribuíram para a realização desse trabalho, entre eles Marcelo Zampieri, Márcio Campos, Antônio Alves, Carlos Cocco e Marcos Marcondes.

Especialmente à Fernanda Veiga Barbosa, por ter demonstrado ser a maior e melhor companheira que eu poderia ter tido ao longo de todo o curso percorrido.

Sumário

Agradecimentos	iv
Sumário	v
Resumo	x
Abstract	xi
Simbologia	xii
Lista de Figuras	xv
Lista de Tabelas	xix
Lista de Equações	xxiv
Capítulo 1 Introdução	1
1.1 Considerações Iniciais	1
1.2 Motivação	3
1.3 Objetivos	4
1.4 Organização da Dissertação	5
1.5 Metodologia Empregada	7
Capítulo 2 Revisão Bibliográfica sobre o Estado-da-Arte da Cogeração na Indústria Açucareira	8
2.1 Introdução	8
2.2 Desenvolvimento e Perspectivas da Cogeração na Indústria Açucareira no Brasil e em Outras Regiões e Países Produtores de Açúcar	9
2.2.1 América Central	10
2.2.2 Índia	13
2.2.3 Austrália	15
2.2.4 Havaí	17
2.2.5 Ilhas Maurício	18
2.2.6 Brasil	19
2.3 A Produção de Açúcar e Álcool: Consumo de Vapor e Eletricidade	22
2.3.1 Manuseio da Matéria-prima	24
2.3.2 Extração do Caldo	27
2.3.3 Tratamento do Caldo	30

2.3.4	Produção de Etanol	36
2.3.5	Produção de Açúcar	40
2.3.6	Geração de Vapor e Eletricidade	43
2.3.7	Considerações Finais sobre o Processo de Produção de Açúcar e Álcool do Ponto de Vista Energético	44
2.4	Tecnologias para a Cogeração na Indústria Açucareira: Parâmetros, Indicadores Técnico-Econômicos e Estudos de Casos	46
2.4.1	Usina Ester	48
2.4.2	Usina Barra Grande	52
2.4.3	Usina São José	56
2.5	A Indústria Açucareira e as Emissões de Gases de Efeito Estufa	60
2.6	Considerações Finais sobre a Revisão Bibliográfica	63
	Capítulo 3 Cogeração com Ciclo a Vapor	64
3.1	Introdução	64
3.2	Ciclos a Vapor	65
3.2.1	Considerações Teóricas sobre o Ciclo de Rankine	66
3.2.2	Componentes Básicos do Ciclo a Vapor	77
3.3	Sistemas com Turbinas de Contrapressão	93
3.4	Sistemas com Turbinas de Extração e Condensação	96
	Capítulo 4 Eletrificação dos Dispositivos de Preparo e Extração	99
4.1	Introdução	99
4.2	Acionamentos Elétricos	100
4.2.1	Motor Assíncrono de Indução Trifásico	100
4.2.2	Inversor de Frequência	102
4.2.3	Relação V/Hz e Deslocamento da Curva de Torque vs Velocidade	104
4.3	Aplicação de Acionamentos Elétricos aos Dispositivos de Preparo e Extração	107
	Capítulo 5 A Cogeração na Indústria Açucareira e o Meio Ambiente	113
5.1	Introdução	113
5.2	Emissões Específicas de CO ₂ e de Outros Poluentes para Diferentes Tecnologias de Cogeração	114
5.3	Emissões Evitadas de CO ₂ e de Outros Poluentes Comparadas a Geração Termelétrica Convencional	116

5.4 Comercialização de Créditos de Carbono. Efeito sobre a Viabilidade Econômica e Custo de Geração	118
5.4.1 O Protocolo de Kyoto e o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo	118
5.4.2 Benefícios Provenientes da Comercialização de Créditos de Carbono	122
Capítulo 6 Simulações de Sistemas de Cogeração	131
6.1 Introdução	131
6.2 Modelo de Simulação	133
6.2.1 Software GateCicle	133
6.2.2 Modelo de Simulação	135
6.3 Resultados Obtidos	139
6.3.1 Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Ester	139
6.3.2 Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Barra Grande	142
6.3.3 Resumo dos Resultados das Simulações – Usina São José	145
Capítulo 7 Análise Econômica	148
7.1 Introdução	148
7.2 Critérios Aplicados as Análises Econômica e de Sensibilidade	149
7.3 Modelo de Avaliação Econômica e Análise de Sensibilidade	152
7.4 Resultados da Avaliação Econômica	155
7.4.1 Resumo das Avaliações Econômicas – Usina Ester	155
7.4.2 Resumo das Avaliações Econômicas – Barra Grande	156
7.4.3 Resumo das Avaliações Econômicas – São José	158
7.5 Resultados da Análise de Sensibilidade	160
7.5.1 Resultados da Análise de Sensibilidade – Usina Ester	160
7.5.2 Resultados da Análise de Sensibilidade – Usina Barra Grande	162
7.5.3 Resultados da Análise de Sensibilidade – Usina São José	164
Capítulo 8 Conclusões	167
8.1 Conclusões Específicas: Usina Ester	167
8.2 Conclusões Específicas: Usina Barra Grande	169
8.3 Conclusões Específicas: Usina São José	171
8.4 Conclusões Gerais	173
Capítulo 9 Recomendações	176
Referências Bibliográficas	177

Anexo A Simulações de Sistemas de Cogeração	183
A.1 Usina Ester	183
A.1.1 ESB – Caso Ester Base	183
A.1.2 ESE - Caso Ester Eletrificação do Preparo e Extração	189
A.1.3 ESMP - Caso Ester Média Pressão	193
A.1.4 ESAP – Caso Ester Alta Pressão	197
A.1.5 ESEAP - Caso Ester Extra Alta Pressão	201
A.2 Usina Barra Grande	205
A.2.1 BGB – Caso Barra Grande Base	205
A.2.2 BGE - Caso Barra Grande Eletrificação do Preparo e Extração	211
A.2.3 BGAP - Caso Barra Grande Alta Pressão	215
A.2.4 BGEAP - Caso Barra Grande Extra Alta Pressão	219
A.3 Usina São José	223
A.3.1 SJB – Caso São José Base	223
A.3.2 SJE - Caso São José Eletrificação do Preparo e Extração	229
A.3.3 SJMP - Caso São José Média Pressão	233
A.3.4 SJAP - Caso São José Alta Pressão	237
A.3.5 SJEAP - Caso São José Extra Alta Pressão	241
Anexo B Avaliação Econômica das Alternativas	245
B.1 Usina Ester	245
B.1.1 ESE - Caso Ester Eletrificação do Preparo e Extração	245
B.1.2 ESMP - Caso Ester Média Pressão	247
B.1.3 ESAP - Caso Ester Alta Pressão	249
B.1.4 ESEAP - Caso Ester Extra Alta Pressão	251
B.2 Usina Barra Grande	253
B.2.1 BGE - Caso Barra Grande Eletrificação do Preparo e Extração	253
B.2.2 BGE - Caso Barra Grande Alta Pressão	255
B.2.3 BGEAP - Caso Barra Grande Extra Alta Pressão	257
B.3 Usina São José	259
B.3.1 SJE - Caso São José Eletrificação do Preparo e Extração	259
B.3.2 SJMP - Caso São José Média Pressão	261
B.3.3 SJAP - Caso São José Alta Pressão	263
B.3.4 SJEAP - Caso São José Extra Alta Pressão	265

Anexo C Análises de Sensibilidade	267
C.1 Usina Ester	267
C.1.1 Caso ESE	267
C.1.2 Caso ESMP	270
C.1.3 Caso ESAP	273
C.1.4 Caso ESEAP	276
C.2 Usina Barra Grande	279
C.2.1 Caso BGE	279
C.2.2 Caso BGAP	282
C.2.3 Caso BGEAP	285
C.3 Usina São José	288
C.3.1 Caso SJE	288
C.3.2 Caso SJMP	291
C.3.3 Caso SJAP	294
C.3.4 Caso SJEAP	297
Anexo D Diagramas de Sankey	300
D.1 Introdução	300
D.2 Caso ESB	301
D.3 Caso ESAP - Safra	303
D.4 Caso ESAPE - Entressafra	305

Resumo

O presente trabalho analisa a influência do aumento dos parâmetros de geração de vapor, aplicação de turbinas de condensação com extração 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. Avalia-se ainda a magnitude da expansão da geração de eletricidade promovida por estas medidas e a atratividade destes projetos de melhoria do ponto de vista econômico, considerando a comercialização de créditos de carbono produzidos por estas plantas. Através de simulações dos sistemas de cogeração de três diferentes usinas com destilarias anexas são determinadas as capacidades de produção e exportação de energia elétrica, eficiência do ciclo e consumo de combustível na condição atual de operação e após as alterações propostas, utilizados juntamente aos valores de investimento, custos de operação e manutenção, preço de venda de energia e créditos de carbono produzidos, na elaboração da análise econômica de cada uma das alternativas.

Palavras chave

Cogeração, Eletrificação, Eficiência Energética, Créditos de Carbono

Abstract

The current work analyses the influence of steam generation parameters elevation, application of condensing-extraction steam turbines and electrification of cane milling drives over the efficiency of sugar industry cogeneration systems. The evaluation of the magnitude of electricity production expansion provided by these measures and the economic feasibility of their implementation considering the carbon credits trading is also carried out. The electrical energy production and exporting capabilities, cycle efficiency and fuel consumption are determined by means of simulation of the cogeneration systems of three sugar cane processing plants for the actual operation conditions, as well as, for the improved systems, and combined with the investment and O&M costs, produced electricity and emission reduction certificates sales prices for the economical assessment of each proposed configuration.

Key words

Cogeneration, Electrification, Energetic Efficiency, Carbon Credits

Simbologia

Maiúsculas

W	trabalho (kW)
Q	Calor (kW)
X	trabalho gerado por uma planta convencional (kW)
Y	trabalho gerado por uma planta com turbina de contrapressão (kW)
EUf	fator de utilização de energia
PCI	poder calorífico inferior (kJ/kg)
P	potência (kW)
E	tensão (V)
T	temperatura (K) Capítulo 3, torque (Nm) Capítulo 4
I	corrente elétrica (A)
L	indutância (H)
FCR	fator de correção
D%	consumo percentual do dispositivo (%)
EE	energia elétrica (MWh)
ER	emissões reduzidas (tCO ₂ e – toneladas de CO ₂ equivalente)
EM	emissões (tCO ₂ e)
EG	energia elétrica gerada (MWh)
C	fator de emissões do projeto ou sistema elétrico (tCO ₂ e/GWh)
S	emissões não conectadas a rede (tCO ₂ e)
L	vazamentos (tCO ₂ e)
CM	margem combinada das emissões (tCO ₂ e/GWh)
OM	margem operacional das emissões (tCO ₂ e/GWh)
BM	margem referente à expansão das emissões (tCO ₂ e/GWh)
FC	consumo anual de combustível (l, ton, m ³)
CV	valor calorífico do combustível (TJ/l, TJ/ton, TJ/m ³)
EF	fator de emissões do combustível (tCO ₂ e/TJ)
Ox	fração de carbono oxidada (%)
ΔC	variação de consumo de combustível (l, ton, m ³)
M	Média da quantidade anual tomando últimos três anos de bagaço fornecido (ton)
TIR	taxa interna de retorno (%)
VPL	valor presente líquido (R\$)

TG, G	turbogerador
GEN	gerador elétrico
ST	turbina a vapor
GEAR	reductor de velocidades
CEST	turbogerador de condensação com extração
MT	média tensão
BT	baixa tensão

Minúsculas

m	vazão mássica (kg/s, ton/h)
h	entalpia específica (kJ/kg)
s	entropia específica (kJ/kg)
q	componentes das perdas na caldeira referidas as perdas totais
p	pressão (bar abs)
f	freqüência (Hz)
k	constante

Subscritos

c	ciclo de Rankine convencional
u	útil
f	fornecido, referente à fonte
r	rejeitado
fc	fornecido ao ciclo de Rankine convencional
fcg	fornecido ao sistema de cogeração
ft	fornecido para geração de calor
fp	fornecido para a geração de potência
gv	geração de vapor
cg	cogeração
cp	contra-pressão
D	demanda
comb	combustível
alim	água de alimentação de caldeira
vv	vapor vivo
v	vapor

t	turbina
adm	admissão
esc	escape
eixo	eixo
iso	condição isoentrópica
bomba	bomba
rec	recalque
suc	sucção
cond	condensado
w	parte ativa da corrente elétrica
M	magnetização
MT	média tensão
BT	baixa tensão
mec	mecânico
eletrificação	referente a eletrificação
%	percentual
liq	valor líquido
b	valor base
p	valor referente ao projeto
ant	valor anterior ao projeto
total hidro	total referente a geração hidráulica
base hidro	parte da geração hidráulica para suprir base de carga
bagaço	referente a bagaço
bagaço-cogen	referente a cogeração com bagaço

Gregas

λ	relação entre calor e trabalho útil produzidos por um sistema de cogeração
Φ	fluxo magnético

Lista de Figuras

Figura 1.1 – Evolução do Consumo Mundial de Energia Primária	1
Figura 2.1 – Processo Básico de Produção de Açúcar e Álcool a partir da Cana-de-Açúcar	22
Figura 2.2 – Esquema Simplificado do Sistema de Cogeração da Usina Ester	51
Figura 2.3 – Esquema Simplificado do Sistema de Cogeração da Usina Barra Grande	55
Figura 2.4 – Esquema Simplificado do Sistema de Cogeração da Usina São José	59
Figura 3.1 – Ciclo de Rankine Teórico	66
Figura 3.2 – Esquema do Ciclo de Rankine – Componentes Principais	67
Figura 3.3 – Fluxo Energético Simplificado de uma Planta de Geração de Potência	67
Figura 3.4 – Ciclo de Rankine - Efeito do Sobreaquecimento do Vapor e Irreversibilidades do Processo de Expansão	68
Figura 3.5 – Esquema de Planta de Geração de Energia Térmica e Potência	69
Figura 3.6 – Fluxos Energéticos de uma Planta de Geração de Potência Associada a uma Planta de Geração de Vapor	70
Figura 3.7 – Ciclo de Rankine Modificado para um Sistema de Cogeração com Turbina de Extração-Condensação	71
Figura 3.8 – Esquema do Ciclo de Rankine Modificado para Cogeração com Condensação- Extração - Componentes Principais	72
Figura 3.9 – Fluxo Energético Simplificado de uma Planta de Cogeração	72
Figura 3.10 – Fluxo Energético Equivalente de uma Planta de Cogeração	75
Figura 3.11 – Processo de Vaporização no Interior de Tubos Verticais e Inclinados	77
Figura 3.12 – Esquema Simplificado de um Gerador de Vapor Aquotubular	80
Figura 3.13 – Corte Longitudinal de uma Turbina de Condensação de Baixa Potência	85
Figura 3.14 – Corte Longitudinal de um Condensador de Superfície	88
Figura 3.15 – Corte Longitudinal de uma Bomba Centrífuga de Três Estágios	90
Figura 3.16 – Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Contra-pressão	93
Figura 3.17 – Ciclo de Sistema de Cogeração com Turbina de Contra-pressão	93
Figura 3.18 – Fluxo Energético Simplificado de uma Planta de Cogeração com Turbina de Contrapressão	94
Figura 3.19 – Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação	96
Figura 3.20 – Ciclo de Sistema de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação	97

Figura 3.21 – Fluxo Energético Simplificado de uma Planta de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação	97
Figura 4.1 – Corte de um Motor de Indução Trifásico	100
Figura 4.2 – Curva Característica Torque vs Velocidade de Motores NEMA B	101
Figura 4.3 – Diagrama de Blocos Simplificado de um Inversor de Frequência	102
Figura 4.4 – Tensão em Função da Frequência Produzida por um Inversor	105
Figura 4.5 – Deslocamento da Curva de Torque em Função da Frequência de um Motor NEMA B Acionado por Inversor	106
Figura 4.6 – Diagrama Unifilar Simplificado do Sistema de Distribuição em Média Tensão para os Dispositivos de Acionamentos do Preparo e Extração	109
Figura 4.7 – Esquema Simplificado dos Sistemas Típicos de Acionamento para Preparo (Lado Esquerdo) e Extração (Lado Direito)	109
Figura 6.1 – Modelo do Sistema de Cogeração – Usina Ester – Caso Base	135
Figura 6.2 – Modelo do Sistema de Cogeração – Usina Ester – Caso Alta Pressão	137
Figura 6.3 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Safra	140
Figura 6.4 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Entressafra	140
Figura 6.5 – Gráfico kW _{hee} /tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Safra	141
Figura 6.6 – Gráfico kW _{hee} /tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Entressafra	141
Figura 6.7 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Barra Grande – Safra	143
Figura 6.8 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Barra Grande – Entressafra	143
Figura 6.9 – Gráfico kW _{hee} /tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina Barra Grande – Safra	144
Figura 6.10 – Gráfico kW _{hee} /tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Barra Grande – Entressafra	144
Figura 6.11 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Safra	146
Figura 6.12 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Entressafra	146
Figura 6.13 – Gráfico kW _{hee} /tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Safra	147
Figura 6.14 – Gráfico kW _{hee} /tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Entressafra	147
Figura 7.1 – Gráfico TIR, Investimento e VPL vs Caso/ p_{vapor} – Usina Ester	155
Figura 7.2 – Gráfico TIR, Investimento e VPL vs Caso/ p_{vapor} – Usina Barra Grande	157
Figura 7.3 – Gráfico TIR, Investimento e VPL vs Caso/ p_{vapor} – Usina São José	158
Figura 7.4 – Gráfico Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Ester	160
Figura 7.5 – Gráfico Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Barra Grande	163
Figura 7.6 – Gráfico Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina São José	165
Figura A.1 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESB	186
Figura A.2 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESE	189

Figura A.3 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESMP	193
Figura A.4 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESAP	197
Figura A.5 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESEAP	201
Figura A.6 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGB	208
Figura A.7 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGE	211
Figura A.8 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGAP	215
Figura A.9 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGEAP	219
Figura A.10 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJB	226
Figura A.11 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJE	229
Figura A.12 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJMP	233
Figura A.13 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJAP	237
Figura A.14 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJEAP	241
Figura C.1 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESE	267
Figura C.2 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESE	268
Figura C.3 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESE	269
Figura C.4 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESMP	270
Figura C.5 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESMP	271
Figura C.6 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESMP	272
Figura C.7 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESAP	273
Figura C.8 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESAP	274
Figura C.9 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESAP	275
Figura C.10 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESEAP	276
Figura C.11 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESEAP	277
Figura C.12 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESEAP	278
Figura C.13 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso BGE	279
Figura C.14 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso BGE	280
Figura C.15 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso BGE	281
Figura C.16 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso BGAP	282
Figura C.17 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso BGAP	283
Figura C.18 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso BGAP	284
Figura C.19 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso BGEAP	285
Figura C.20 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso BGEAP	286
Figura C.21 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso BGEAP	287
Figura C.22 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJE	288

Figura C.23 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJE	289
Figura C.24 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJE	290
Figura C.25 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJMP	291
Figura C.26 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJMP	292
Figura C.27 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJMP	293
Figura C.28 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJAP	294
Figura C.29 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJAP	295
Figura C.30 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJAP	296
Figura C.31 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJEAP	297
Figura C.32 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJEAP	298
Figura C.33 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJEAP	299
Figura D.1 – Diagrama de Sankey – Usina Ester – Caso ESB	301
Figura D.2 – Diagrama de Sankey – Usina Ester – Caso ESAP - Safra	303
Figura D.3 – Diagrama de Sankey – Usina Ester – Caso ESAPE - Entressafra	305

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 – Consumo de Vapor de Alta Pressão no Preparo e Extração por Moagem	28
Tabela 2.2 – Consumo de Vapor de Escape na Destilaria	39
Tabela 2.3 – Consumo de Vapor de Escape na Evaporação	41
Tabela 2.4 – Avaliação Qualitativa para Definição de Etapas a serem Estudadas	45
Tabela 4.1 – Parâmetros dos Equipamentos Empregados no Sistema de Preparo e Extração	107
Tabela 5.1 – Emissões Provocadas por Sistemas de Cogeração Utilizando Bagaço como Combustível	114
Tabela 5.2 – Emissões Provocadas por Sistemas de Geração de Energia Termelétrica Convencionais	116
Tabela 5.3 – Metas de Kyoto para as emissões dos países do Anexo I.	119
Tabela 6.1 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso Base	136
Tabela 6.2 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso Base	137
Tabela 6.3 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Ester – Safra	139
Tabela 6.4 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Ester – Entressafra	139
Tabela 6.5 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Barra Grande – Safra	142
Tabela 6.6 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Barra Grande – Entressafra	142
Tabela 6.7 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina São José – Safra	145
Tabela 6.8 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina São José – Entressafra	145
Tabela 7.1 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESAP	153
Tabela 7.2 – Fluxo de Caixa – Usina Ester – Caso ESAP	154
Tabela 7.3 – Resumo dos Resultados da Análise Econômica – Usina Ester	155
Tabela 7.4 – Resumo dos Resultados da Análise Econômica – Usina Barra Grande	156
Tabela 7.5 – Resumo dos Resultados da Análise Econômica – Usina São José	158
Tabela 7.6 – Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Ester	160
Tabela 7.7 – Influência da Eliminação das Receitas com Créditos de CO ₂ – Usina Ester	161
Tabela 7.8 – Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Barra Grande	162
Tabela 7.9 – Influência da Eliminação das Receitas com Créditos de CO ₂ – Barra Grande	164
Tabela 7.10 – Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina São José	164
Tabela 7.11 – Influência da Eliminação das Receitas com Créditos de CO ₂ – São José	166
Tabela A.1 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração Existente – Usina Ester Caso ESB	184
Tabela A.2 – Dados das Caldeiras Existentes – Usina Ester	184

Tabela A.3 – Dados dos Turbogeneradores Existentes – Usina Ester	185
Tabela A.4 – Dados das Turbinas de Acionamento Existentes – Usina Ester	185
Tabela A.5 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso Base	187
Tabela A.6 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESE – Safra	190
Tabela A.7 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESEE – Entressafra	191
Tabela A.8 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESE - Safra	191
Tabela A.9 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESEE - Entressafra	192
Tabela A.10 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESMP – Safra	194
Tabela A.11 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESMPE – Entressafra	195
Tabela A.12 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESMP - Safra	195
Tabela A.13 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESMPE - Entressafra	196
Tabela A.14 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESAP – Safra	198
Tabela A.15 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESAPE - Entressafra	199
Tabela A.16 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESAP - Safra	199
Tabela A.17 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESAPE - Entressafra	200
Tabela A.18 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESEAP – Safra	202
Tabela A.19 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESEAPE - Entressafra	203
Tabela A.20 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESEAP	203
Tabela A.21 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESEAPE	204
Tabela A.22 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso Base – Safra	206
Tabela A.23 – Dados das Caldeiras Existentes – Usina Barra Grande – Caso Base	206
Tabela A.24 – Dados dos Turbogeneradores Existentes – Barra Grande – Caso Base	207
Tabela A.25 – Dados das Turbinas de Acionamentos Mecânico Existentes – Usina Barra Grande – Caso Base	207
Tabela A.26 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso Base - Safra	208

Tabela A.27 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso Base - Entressafra	209
Tabela A.28 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso Base – Entressafra	210
Tabela A.29 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGE – Safra	212
Tabela A.30 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGE - Safra	213
Tabela A.31 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGEE - Entressafra	213
Tabela A.32 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGEE – Entressafra	214
Tabela A.33 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGAP – Safra	216
Tabela A.34 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGAPE - Entressafra	217
Tabela A.35 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGAP – Safra	217
Tabela A.36 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGAPE - Entressafra	218
Tabela A.37 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGEAP – Safra	220
Tabela A.38 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGEAPE - Entressafra	221
Tabela A.39 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGEAP – Safra	221
Tabela A.40 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGEAPE - Entressafra	222
Tabela A.41 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso Base - Safra	224
Tabela A.42 – Dados das Caldeiras Existentes – Usina São José – Caso Base	224
Tabela A.43 – Dados dos Turbogeneradores Existentes – São José – Caso Base	225
Tabela A.44 – Dados das Turbinas de Acionamentos Mecânico Existentes – Usina São José – Caso Base	226
Tabela A.45 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso Base - Safra	227
Tabela A.46 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso Base – Entressafra	227
Tabela A.47 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso Base - Entressafra	228

Tabela A.48 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJE – Safra	230
Tabela A.49 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJEE - Entressafra	231
Tabela A.50 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJE - Safra	231
Tabela A.51 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJEE – Entressafra	232
Tabela A.52 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Caso SJMP – Safra	234
Tabela A.53 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Caso SJMPE – Entressafra	235
Tabela A.54 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJMP	235
Tabela A.55 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJMPE	236
Tabela A.56 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJAP – Safra	238
Tabela A.57 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJAPE - Entressafra	239
Tabela A.58 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJAP – Safra	239
Tabela A.59 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJAPE - Entressafra	240
Tabela A.60 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJEAP – Safra	242
Tabela A.61 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJEAPE - Entressafra	243
Tabela A.62 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJEAP – Safra	243
Tabela A.63 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJEAPE - Entressafra	244
Tabela B.1 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESE	245
Tabela B.2 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESMP	247
Tabela B.3 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESAP	249
Tabela B.4 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESEAP	251
Tabela B.5 – Análise Econômica – Usina Barra Grande – Caso BGE	253
Tabela B.6 – Análise Econômica – Usina Barra Grande – Caso BGAP	255
Tabela B.7 – Análise Econômica – Usina Barra Grande – Caso BGEAP	257
Tabela B.8 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJE	259
Tabela B.9 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJMP	261
Tabela B.10 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJAP	263
Tabela B.11 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJEAP	265
Tabela C.1 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESE	267

Tabela C.2 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESE	268
Tabela C.3 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESE	269
Tabela C.4 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESMP	270
Tabela C.5 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESMP	271
Tabela C.6 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESMP	272
Tabela C.7 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESAP	273
Tabela C.8 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESAP	274
Tabela C.9 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESAP	275
Tabela C.10 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESEAP	276
Tabela C.11 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESEAP	277
Tabela C.12 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESEAP	278
Tabela C.13 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso BGE	279
Tabela C.14 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso BGE	280
Tabela C.15 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso BGE	281
Tabela C.16 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso BGAP	282
Tabela C.17 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso BGAP	283
Tabela C.18 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso BGAP	284
Tabela C.19 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso BGEAP	285
Tabela C.20 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso BGEAP	286
Tabela C.21 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso BGEAP	287
Tabela C.22 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJE	288
Tabela C.23 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJE	289
Tabela C.24 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJE	290
Tabela C.25 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJMP	291
Tabela C.26 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJMP	292
Tabela C.27 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJMP	293
Tabela C.28 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJAP	294
Tabela C.29 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJAP	295
Tabela C.30 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJAP	296
Tabela C.31 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJEAP	297
Tabela C.32 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJEAP	298
Tabela C.33 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJEAP	299

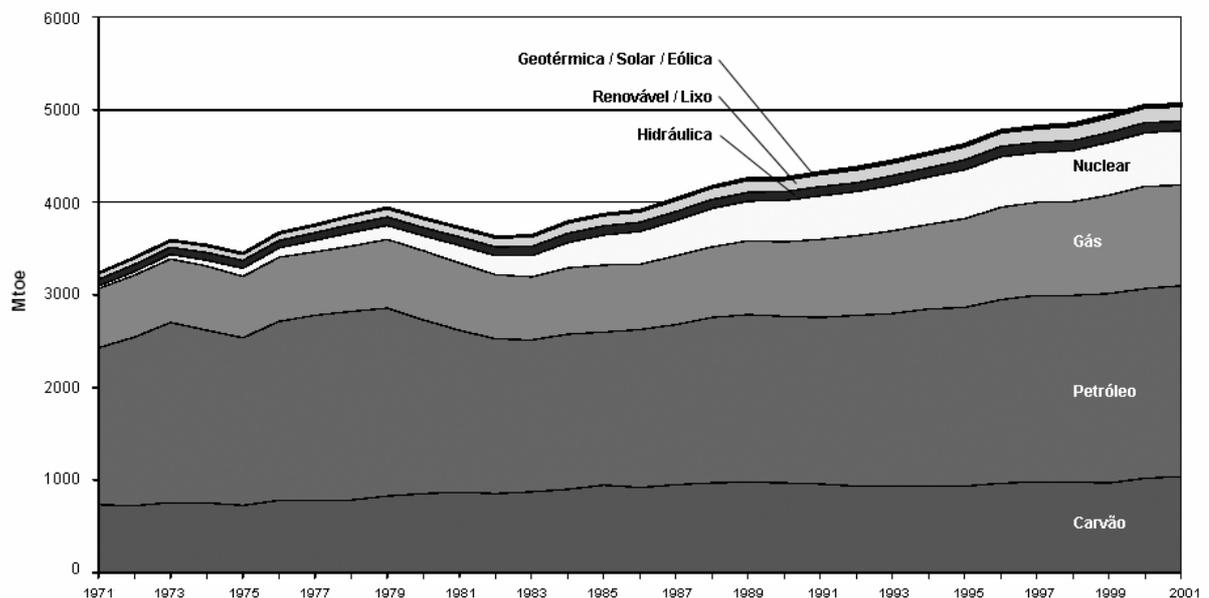
Lista de Equações

Equação [3.1].....	67
Equação [3.2].....	73
Equação [3.3].....	73
Equação [3.4].....	74
Equação [3.5].....	74
Equação [3.6].....	74
Equação [3.7].....	75
Equação [3.8].....	75
Equação [3.9].....	75
Equação [3.10].....	76
Equação [3.11].....	76
Equação [3.12].....	76
Equação [3.13].....	81
Equação [3.14].....	81
Equação [3.15].....	86
Equação [3.16].....	90
Equação [4.1].....	104
Equação [4.2].....	104
Equação [4.3].....	104
Equação [4.4].....	111
Equação [4.5].....	111
Equação [5.1].....	123
Equação [5.2].....	124
Equação [5.3].....	124
Equação [5.4].....	125
Equação [5.5].....	125
Equação [5.6].....	125
Equação [5.7].....	125
Equação [5.8].....	126
Equação [5.9].....	127
Equação [5.10].....	128
Equação [5.11].....	128

Capítulo 1 Introdução

1.1 Considerações Iniciais

O aumento do consumo de energia tem sido observado ao longo de todo o desenvolvimento da humanidade. A figura 1.1, que mostra a produção mundial de energia primária no período de 1971 a 2001, indica a manutenção desta tendência de crescimento. De acordo com a Agência Internacional de Energia (IEA, 2004) a taxa de crescimento da demanda global de energia primária é de 1,7% ao ano, no período de 2000 a 2030.



Fonte: IEA, 2004

Figura 1.1 – Evolução do Consumo Mundial de Energia Primária

Esta crescente demanda tem sido atendida em grande parte por fontes energéticas não-renováveis e conseqüentemente limitadas.

A contraposição destes dois fatores resulta em uma importante constatação: a cada dia se torna mais necessário implementar medidas que por um lado reduzam o ritmo ou até mesmo revertam a taxa de crescimento do consumo e que em outra frente promovam a expansão da oferta, especialmente através de fontes alternativas e renováveis, para evitar um colapso energético num futuro próximo.

Esta situação se torna ainda mais desafiadora quando o fator ambiental passa a ser considerado, impondo condições de contorno ainda mais rígidas, dentro das quais deve ser encontrada a solução do problema.

Algumas iniciativas têm sido colocadas em prática para mitigar a questão em seus vários aspectos. Para a expansão da oferta tem-se o aprimoramento das tecnologias existentes e o desenvolvimento de novas tecnologias para a geração de energia a partir de recursos renováveis, como eólica e solar. Como medidas de controle da demanda existem os programas de conservação de energia, como o brasileiro PROCEL. No âmbito da preservação ambiental podem ser citados os mecanismos de tratamento de gases de processos de combustão.

Dentre as várias possibilidades há uma que merece destaque, por conjugar as características de fonte alternativa e renovável de energia, apresentar possibilidades de otimização da utilização de calor e eletricidade e ainda contribuir com a questão ambiental à medida que reduz as emissões de carbono: a indústria sucroalcooleira.

O segmento citado fornece através de um de seus produtos finais, o álcool, combustível substituto de outros carburantes fósseis como gasolina e diesel, além de propiciar a produção de energia elétrica e calor por meio de sistemas de cogeração. Associado a esta capacidade há um grande potencial de redução do consumo energético, a ser explorado alterando-se etapas do processo de beneficiamento da cana. Por fim, este setor contribui para o equilíbrio da concentração de carbono na atmosfera, pois as emissões deste elemento provenientes da queima de biomassa nas caldeiras são compensadas pela absorção de gás carbônico durante o desenvolvimento das plantações de cana-de-açúcar.

Assim sendo, a argumentação apresentada estimula o estudo de alternativas que a partir das características da indústria sucroalcooleira culminem em soluções que contribuam para a reversão das tendências atuais, conduzindo as questões de energia e meio ambiente para um cenário futuro mais favorável. Com o intuito de cumprir uma pequena parte desta missão, o trabalho a seguir procura avaliar alguns dos aspectos técnicos, econômicos e ambientais da cogeração na indústria de açúcar e álcool.

1.2 Motivação

Além dos fatores citados na introdução, que destacam a importância do desenvolvimento da cogeração no setor sucroalcooleiro a partir de uma perspectiva bastante ampla, quando a observação da situação energética se restringe ao Brasil, mais uma vez se evidencia a necessidade de incentivo a cogeração.

Neste caso, o que se vê é um sistema energético que apresenta falhas estruturais, exigindo medidas corretivas complexas e que envolvem diversas frentes.

Analisando a produção de energia elétrica, nota-se a necessidade de diversificação do parque gerador. Objetivando a redução da dependência das centrais hidroelétricas e a criação de capacidade de reserva, esta diversificação vem ganhando bastante importância.

Outra dimensão envolvendo a geração de eletricidade, é a redução da capacidade de investimento do estado, que torna a participação de capital privado para a expansão do sistema de geração cada vez mais necessária.

Tanto a diversificação da matriz energética, quanto a expansão da capacidade instalada através de investimentos privados podem receber uma importante contribuição da cogeração na indústria açucareira. É certo que estes problemas não serão sanados somente pelo incentivo a cogeração, porém sua participação não pode ser desprezada.

1.3 Objetivos

O presente trabalho visa o estudo de sistemas de cogeração em usinas sucroalcooleiras, iniciando pelo levantamento do seu estágio atual de desenvolvimento.

A avaliação proposta inclui a determinação da influência do aumento dos parâmetros de geração de vapor, aplicação de turbinas de condensação com extração 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, bem como a magnitude da expansão da geração de eletricidade promovida por estas medidas e a atratividade destes projetos de melhoria do ponto de vista econômico, considerando a comercialização de créditos de carbono produzidos por estas plantas.

Através de simulações dos sistemas de cogeração de três diferentes usinas com destilarias anexas são determinadas as capacidades de produção e exportação de energia elétrica, eficiência do ciclo e consumo de combustível na condição atual de operação e após as alterações propostas, utilizados juntamente aos valores de investimento, custos de operação e manutenção, preço de venda de energia e créditos de carbono produzidos, na elaboração da análise econômica de cada uma das alternativas.

A análise de fatores técnicos, como aplicação de soluções tecnológicas alternativas e otimização do processo de produção, avaliações econômicas destas alternativas e de seus efeitos sobre o meio ambiente são conduzidas de forma integrada, visando combinar as influências de cada um dos aspectos citados para estimular a evolução dos sistemas de cogeração das unidades de açúcar e álcool.

1.4 Organização da Dissertação

Esta dissertação está organizada da seguinte maneira: o Capítulo 1 contém uma breve introdução, os objetivos e motivação do trabalho, além da organização e metodologia empregada.

O Capítulo 2 apresenta o estado atual da cogeração na indústria açucareira no Brasil e em alguns outros países e regiões do mundo e indica os principais aspectos do processo de produção de açúcar e álcool, especialmente aqueles associados a cogeração. Traz ainda três casos reais de sistemas de cogeração, a questão das emissões de gases e por fim algumas considerações sobre a revisão bibliográfica realizada.

No Capítulo 3 são descritos sistemas de cogeração com ciclo a vapor para produção de energia elétrica e de vapor para processo. Inicialmente são apresentados os conceitos termodinâmicos que regem estes sistemas. A partir desta base, os principais componentes bem como tecnologias e configurações da cogeração com ciclo a vapor são expostas e discutidas.

O Capítulo 4 trata da aplicação de acionamentos elétricos como alternativa tecnológica aos sistemas de acionamento com turbinas a vapor utilizados comumente nos sistemas de preparo e extração de caldo.

O Capítulo 5 traz as análises das influências da cogeração sobre o meio ambiente, uma comparação entre as emissões de sistemas que utilizam biomassa como combustível e de sistemas que utilizam combustíveis fósseis e os possíveis benefícios econômicos advindos da utilização da biomassa como fonte de energia para a produção de eletricidade.

No Capítulo 6 são apresentados os critérios considerados, informações sobre a ferramenta utilizada nas simulações, um modelo de cálculo e os resultados das simulações dos sistemas de cogeração avaliados.

O Capítulo 7 contém os esclarecimentos relativos aos métodos empregados para a análise econômica e de sensibilidade dos casos estudados e os resultados obtidos a partir de tais avaliações.

O Capítulo 8 apresenta as conclusões da dissertação.

O Capítulo 9 indica algumas sugestões sobre novas pesquisas que dêem continuidade aos resultados obtidos nessa dissertação.

O Anexo A contém as simulações das diversas configurações alternativas aos sistemas de cogeração dos casos apresentados no Capítulo 2, constituindo a avaliação técnica das propostas.

O Anexo B complementa a análise técnica realizada no anexo anterior com a apresentação da avaliação econômica das alternativas estudadas.

O Anexo C apresenta a análise de sensibilidade relativa às análises econômicas do Anexo B.

O Anexo D trás os diagramas de sankey para alguns casos estudados, ilustrando os fluxos energéticos destes sistemas.

1.5 Metodologia Empregada

O presente trabalho é resultado da compilação de informações sobre cogeração na indústria de açúcar e álcool obtidas ao longo dos anos de 2002 a 2004, através de diferentes maneiras. A forma mais usual foi a consulta bibliográfica de publicações de diversas categorias, entre as quais destacam-se:

- Livros;
- Artigos;
- Anais de congressos;
- Dissertações e Teses;
- Relatórios de Instituições Internacionais de Pesquisa;
- Internet.

O programa computacional GateCycle foi utilizado para a realização de simulações de ciclos termodinâmicos e de seus balanços de massa e energia, para determinação da eficiência de primeira lei e valores de geração de energia elétrica e trabalho mecânico pelos sistemas de cogeração de usinas de açúcar e álcool.

Além disso, fazem parte da metodologia empregada estudos de casos dos sistemas de cogeração das Usinas Ester, Barra Grande e São José.

Outras atividades que contribuíram para a elaboração da dissertação foram a participação como ouvinte no “1º Congresso: A Usina do Futuro”, ocorrido em Ribeirão Preto, em Outubro de 2002 e como palestrante no Curso Internacional “Energia na Indústria de Açúcar e Álcool” em Julho de 2004.

Capítulo 2 Revisão Bibliográfica sobre o Estado-da-Arte da Cogeração na Indústria Açucareira

Este capítulo apresenta o estado atual da cogeração no Brasil e em alguns países onde a indústria açucareira se destaca e indica os principais aspectos do processo de produção de açúcar e álcool, especialmente aqueles associados à cogeração. Trata por fim da questão das emissões de gases.

2.1 Introdução

Este capítulo traz um panorama da cogeração na indústria açucareira, traçado a partir do atual estado de desenvolvimento da cogeração e de suas perspectivas, em algumas partes do mundo.

Numa segunda etapa são apresentados os processos utilizados para produção de açúcar e álcool, e seus consumos típicos de vapor e eletricidade, bem como os parâmetros e indicadores técnico-econômicos das principais tecnologias para a cogeração na indústria açucareira.

As emissões de gases de efeito estufa, especialmente de CO₂, são abordadas na parte final do capítulo.

2.2 Desenvolvimento e Perspectivas da Cogeração na Indústria Açucareira no Brasil e em Outras Regiões e Países Produtores de Açúcar

Como qualquer outro potencial energético, o associado a cogeração na indústria de açúcar e álcool pode ser classificado segundo três categorias distintas de magnitude decrescente dadas a seguir: o potencial teórico, o potencial técnico e o potencial econômico (FISCHER, 2001).

O primeiro nível é determinado pela disponibilidade de energia primária. O potencial técnico condiciona a exploração do potencial teórico às limitações tecnológicas existentes e cresce à medida que os processos de conversão se desenvolvem. O potencial econômico por sua vez restringe o potencial técnico a um conjunto composto pelos sistemas de cogeração que apresentem vantagens econômicas quando implementados.

O último fator tem grande influência sobre o estado-da-arte, principalmente no que diz respeito à velocidade de seu progresso. É importante que as análises de sistemas de cogeração aplicados a indústria sucroalcooleira sejam feitas à luz deste critério, pois os avanços destes sistemas serão tanto maiores, quanto maior for sua competitividade frente às alternativas de desenvolvimento dos demais processos que constituem a indústria de açúcar e álcool. Em resumo, neste contexto a cogeração concorre com alternativas de investimento que não estão restritas a produção de energia.

Esta abordagem ajuda no entendimento dos motores do desenvolvimento da cogeração e das perspectivas traçadas a seguir para diferentes regiões do mundo e particularmente para o Brasil.

2.2.1 América Central

A indústria açucareira é um dos mais importantes setores da economia da América Central, responsável por cerca de um terço de toda a renda produzida no setor agrícola e por aproximadamente 200.000 empregos diretos na região de acordo com um estudo realizado pela Rede de Usuários de Biomassa – América Central. Esta como as demais informações contidas na seção 2.2.1 foram extraídas da referência [6] (BUN-CA, 1997).

Ainda segundo este estudo, o parque açucareiro é composto por 61 unidades, com uma capacidade total de moagem de 200.000 toneladas de cana por dia. Anualmente são processadas cerca de 26 milhões de toneladas de cana, gerando aproximadamente 8,4 milhões de toneladas de bagaço (30-32% do total de cana processada) com 50% de umidade.

Entre os conceitos tradicionais da produção de cana-de-açúcar válidos na América Central estão as idéias de que a produção de açúcar só é viável se for com vistas à exportação para países que promovem subsídios, o melaço deve ser exportado como matéria prima barata ou usado na produção de álcool, o bagaço é apenas um combustível de baixa qualidade, etc.

Pelo fato do bagaço ser visto como combustível gratuito, não há incentivos para o seu uso de forma eficiente. Assim a maioria das usinas utiliza sistemas de baixo rendimento, como caldeiras de baixa pressão e ciclos ineficientes, consumindo de 3 a 4 vezes mais combustível para a produção de um kWh, que os sistemas utilizados para a cogeração em outros países. O consumo específico de vapor relatado em 1997 pela BUN-CA era de 460 a 580 quilos por tonelada de cana processada e de 10 a 40 quilos por kWh gerado.

Porém, este modelo tradicional vem sendo questionado, e algumas alternativas começam a despontar, como é o caso da cogeração visando a exportação de eletricidade, considerado com um novo importante negócio. Em diversos países são avaliados e implementados projetos de interligação com a rede para o fornecimento de energia.

Esta iniciativa vem ocupar um nicho existente nos sistemas elétricos da América Central, que são os projetos de geração de energia com potência de até 70 MW. O limite de capacidade imposto pelas dimensões dos sistemas elétricos da região abre espaço para a geração de energia renovável, incluindo a cogeração na indústria açucareira. A título de exemplificação, estimativas preliminares indicam que a capacidade de produção de energia atual de 420 GWh poderia saltar para hipotéticos 1680 GWh, caso os sistemas ineficientes em operação, que geram cerca de 10 a 20 kWh por tonelada de cana processada passassem a produzir 60 kWh/tonelada (este exemplo não considera a utilização de combustíveis suplementares à biomassa para a operação na entressafra).

Outro aspecto importante é o processo de abertura e desregulamentação do setor energético de alguns países da região, promovendo investimentos privados no setor. Embora desencadeadas por crises no abastecimento de eletricidade, as medidas governamentais neste sentido propiciaram investimentos anuais da ordem de US\$ 300 milhões, com tendência de crescimento à medida que os mecanismos institucionais da região se desenvolvam.

De uma maneira geral, as seguintes considerações são válidas para a cogeração nos seis países estudados (Guatemala, Honduras, El Salvador, Nicarágua, Costa Rica e Panamá):

- O potencial para a cogeração na indústria açucareira é relativamente alto, podendo chegar a uma capacidade adicional de 200MW em curto prazo. Em longo prazo se estima que este potencial seja ainda maior;
- Até o momento apenas, as concessionárias de energia tem sido consideradas como possíveis clientes. Demais consumidores, como outras indústrias, tem sido ignorados;
- Novas tecnologias têm sido empregadas para o processamento da cana e também para a cogeração, conduzindo ao aumento dos parâmetros do vapor de alta, com caldeiras passando do patamar de 20-25 bar para níveis entre 40 e 60 bar. Avanço para sistemas de 80 a 90 bar não tem perspectiva definida de ocorrer devido, entre outros fatores, aos riscos associados à operação com pressões mais elevadas.
- Os instrumentos de financiamento de projetos não atingiram o grau de desenvolvimento considerado satisfatório, utilizando-se tradicionalmente de garantias reais;

- Os contratos de fornecimento entre as usinas e as concessionárias não refletem a condição de cogeneradores dos usineiros, sendo quase todo o risco assumido pelo produtor de açúcar;
- Não há discussão regional integrada, que considere a geração de eletricidade como um novo produto da indústria açucareira. As iniciativas observadas para este fim são isoladas.

Este cenário indica que o grau de maturação da cogeração na região observada ainda se encontra aquém dos graus atingidos em outras partes do globo. Isto reforça a necessidade de que os obstáculos encontrados para o seu desenvolvimento sejam derrubados, pois a cogeração tem o potencial de desempenhar um importante papel, não só como novo produto da indústria açucareira, mas também como vetor da expansão e consolidação do setor energético da América Central, contribuindo para a competitividade geral da região.

2.2.2 Índia

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. De acordo com o Ministério da Energia 45% das moradias não tem acesso a energia elétrica (MOP, 2004).

De acordo com o 9º Plano Quinquenal, somente 19015 MW de 40245 MW previstos foram adicionados ao sistema. O objetivo do 10º Plano Quinquenal é o de adicionar 41110 MW a oferta de energia do país, após revisão do plano inicial de expandir a geração em 46939 MW (SHARMA, 1999).

Para cumprir com este ambicioso objetivo, as fontes alternativas e renováveis de energia são vistas como um importante potencial, especialmente a cogeração com bagaço de cana.

O potencial energético associado a cogeração com bagaço de cana é da ordem de 3200 MW, disponível nos mais de 420 engenhos operando na Índia (SINGH, 1999). Considerando a aplicação de caldeiras de alta pressão, turbinas mais eficientes e medidas de conservação de energia, este potencial pode ser substancialmente expandido (USAID, 1993).

A exploração deste potencial não tem sua importância limitada a sua contribuição para a elevação da oferta de energia, podendo servir também como um negócio complementar à produção de açúcar, diversificando o portfólio dos engenhos.

Entretanto, embora existam fortes argumentos para a exploração da cogeração com bagaço de cana, como os apresentados acima, alguns fatores têm impedido o bom desenvolvimento do potencial disponível.

De forma geral a escassez de recursos financeiros, as perdas na transmissão e a má condição econômico-financeira das concessionárias de energia têm obstruído a expansão da oferta (SHARMA, 1999).

A sazonalidade desempenha um papel desfavorável, pois a safra que tem seis a sete meses de duração coincide com o período de menor demanda, sendo que nos períodos de verão as usinas não operam devido à falta de cana. Esta restrição pode ser contornada pela redistribuição do período de geração ou pela utilização de combustíveis adicionais, medidas que tem um impacto negativo sobre os custos da atividade de geração (SHARMA, 1999).

A postura do setor elétrico não tem sido das mais favoráveis, uma vez que os benefícios provenientes da cogeração com bagaço, como a redução da dependência de combustíveis fósseis e redução dos investimentos em expansão do sistema não tem sido suficientes para cobrir os valores a serem aplicados para a exploração da cogeração na indústria açucareira.

Estes e outros obstáculos têm sido identificados e combatidos. Dentre as contramedidas adotadas para contorná-los pode-se citar como exemplo o Programa Nacional de Cogeração com Bagaço do Ministério de Energias Alternativas e Renováveis (MNES), cujos principais objetivos são:

- criação de condições para aplicação de sistemas de cogeração de alta eficiência;
- desenvolvimento de capacitação nacional para o projeto, fabricação e operação de plantas de cogeração modernas.

Estas iniciativas são apoiadas pelo estado através de incentivos fiscais oferecidos pelo governo indiano e pela Agência Indiana para o Desenvolvimento de Energias Renováveis (IREDA, 1993).

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.

2.2.3 Austrália

A Austrália conta com uma indústria canavieira de reputação internacional, calcada na inovação, qualidade, confiabilidade e eficiência, e que apresenta uma 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. (SRI, 2004)

A produção de açúcar se distribui pelos estados de Queensland, New South Wales e Western Australia. Existem 30 usinas no total, sendo a participação de cada estado de 26, 3 e 1 unidade respectivamente (SRI, 2004).

Aproximadamente 66% da produção de cana conta com sistemas irrigados, sendo a maioria colhida sem prática de queimadas. Mais de 94% da cana produzida é transportada por trens da plantação até as usinas (SRI, 2004).

Além da produção de açúcar, as usinas são responsáveis pelo suprimento de aproximadamente 2% de toda a energia primária da Austrália. A energia proveniente do bagaço, disponível no período de junho a novembro, é utilizada para a geração de calor e trabalho consumido pelas usinas em plantas convencionais de cogeração constituídas por caldeiras e turbogeradores. Há, entretanto, pesquisas, bem como plantas em fase de operação pré-comercial que utilizam tecnologias para a gaseificação da biomassa para a produção de energia. (REEDING ENERGY MANAGEMENT, 2000)

A grande maioria das usinas possui grupos com potência variando de 1 a 10 MW salvo algumas plantas de maior capacidade, como a planta Invicta de 38 MW, constituindo uma base de aproximadamente 300 MW de potência instalada (1998). Algo em torno de 60-70 MW são utilizados para geração de eletricidade para exportação à rede (REEDING ENERGY MANAGEMENT, 2000).

Estimativas apontam para um potencial de 1000 MW que pode ser desenvolvido através da conversão dos sistemas de geração de vapor a baixa pressão para sistemas de alta pressão. A coleta dos resíduos deixados no campo indica a duplicação deste potencial, enquanto que o emprego da gaseificação proporcionaria a geração de mais de 3000 MWe (REEDING ENERGY MANAGEMENT, 2000).

Entretanto, baseando-se nas estimativas de custos de implantação das centrais e no custo da energia elétrica produzida, a cogeração com biomassa não é tão competitiva quanto as plantas de ciclo combinado a gás. Assim a visão da indústria australiana é que a menos que alguma forma de incentivo seja concedida, a implantação de sistemas de geração a biomassa de grande escala não se desenvolverá (REEDING ENERGY MANAGEMENT, 2000).

Entre os benefícios que podem auxiliar a viabilização das plantas de biomassa estão bônus relativos ao alívio dos sistemas de transmissão e distribuição de energia elétrica, bem como incentivos associados a “energia verde”.

Uma medida concreta do governo da Austrália para incentivar a geração de energia elétrica a partir de fontes renováveis, incluindo a biomassa é o *Renewable Energy (Electricity) Act*. Esta lei estabelece que certas instituições denominadas “*liable entities*” sejam obrigadas a adquirir certificados para a eletricidade obtida de fontes renováveis, estando sujeitas ao pagamento de encargos por déficit de energia renovável, em caso de não cumprimento da determinação legal. A definição de entidade responsável (*Liable Entity*) está associada a aquisições relevantes de eletricidade. As aquisições relevantes são por sua vez estabelecidas por exclusão das aquisições não relevantes, que se caracterizam, entre outras situações, pela obtenção de energia elétrica proveniente de uma rede isolada cuja capacidade seja menor que 100 MW (RENEWABLE ENERGY ACT, 2000).

De acordo com as estimativas apresentadas o desenvolvimento do potencial de geração de energia com bagaço de cana seria suficiente para atender toda a demanda de energia renovável instituída pela lei mencionada, que representa 9500 GWh no ano de 2010. (REEDING ENERGY MANAGEMENT, 2000)

2.2.4 Havaí

A indústria açucareira no Havaí tem seu início registrado em 1835, com a primeira colheita sendo realizada em 1897 com a produção de 2 toneladas de açúcar.

Desde então este setor tem se desenvolvido, sendo que a cana-de-açúcar ocupa hoje a segunda posição no ranking das culturas mais importantes do Havaí com maior área plantada.

O uso do bagaço como combustível assegura ao Havaí à liderança em produção de energia alternativa dentre os estados norte americanos, tendo sido registrada a exportação de aproximadamente 140 GWh pela indústria açucareira em 1997 (CENTRO DE PESQUISA AGRÍCOLA DO HAVAÍ, 2004).

Este montante representa importante parcela da eletricidade consumida pelas ilhas havaianas, sendo que em alguns casos a indústria açucareira é responsável por fornecer mais de 50% do total de energia elétrica consumida pela ilha.

Esta geração só é possível devido à aplicação de caldeiras e turbogeradores de alta pressão, comuns nas indústrias de açúcar do país, além de safras de longa duração e fácil acesso à rede elétrica. O rápido crescimento populacional, que gerou uma demanda de energia que precisava ser prontamente atendida, além de ajustes realizados a lei federal americana conhecida como PURPA foram fatores que em muito contribuíram para a atual situação da produção de energia pela indústria açucareira Havaiana (BOUVET, 1991).

2.2.5 Ilhas Maurício

A cultura da cana de açúcar nas Ilhas Maurício foi introduzida pelos Holandeses no século 17.

Atualmente o setor açucareiro desempenha importante papel na economia do país e devido a algumas dificuldades que atravessa, passa por um processo de reestruturação, seguindo um plano estratégico definido em 2001.

De acordo com este plano estratégico elaborado pelo Ministério da Agricultura, Tecnologia Alimentar e Recursos Naturais um dos grandes objetivos a ser procurado é o de produzir tanta energia quanto possível a partir de fontes renováveis, especialmente a partir do bagaço (MAURITIUS MINISTRY OF AGRICULTURE, FOOD TECHNOLOGY AND NATURAL RESOURCES, 2004).

Isto deve conduzir a um aprimoramento ainda maior dos sistemas de cogeração no país, que atualmente já contribuem com aproximadamente 22% de toda a energia primária consumida no arquipélago, segundo o Ministério de Utilidades (equivalente ao Ministério de Energia). O papel da geração de energia a partir da biomassa é extremamente importante nas Ilhas Maurício, devido ao esgotamento dos recursos hidráulicos, associados à inexistência de outros recursos energéticos como petróleo ou carvão no país (MAURITIUS MINISTRY OF PUBLIC UTILITIES, 2004).

Esta energia é produzida em sistemas com caldeiras de alta pressão e turbogeradores de condensação com extração, cujos investimentos foram executados muito mais com o intuito de aumentar a produção de açúcar do que para aumentar a produção de eletricidade (PATURAU, 1991).

2.2.6 Brasil

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.

De acordo com a UNICA (União Canavieira do Estado de São Paulo), o Brasil ocupa atualmente a posição de maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, seguido por Índia e Austrália, sendo que em média 55% desta produção é transformada em álcool e 45% em açúcar. As plantações se concentram nas regiões Centro-Sul e Norte-Nordeste, promovendo dois períodos de safra e produção ao longo de todo o ano. Ainda de acordo com a ÚNICA a produção de cana de açúcar atingiu 338.317 mil toneladas na safra 2003/2004, a partir das quais foram produzidas 468.094 mil sacas de 50 kg de açúcar e 14.107 mil m³ de álcool. De acordo com dados de Macedo e Leal os valores de eficiência típicos para a produção de açúcar e álcool são de cerca de 84 t_{açúcar}/ha e 86hl/_{tcana} respectivamente (UNICA, 2004).

A cana produzida é processada em 307 usinas distribuídas pelo país, sendo que 128 destas unidades se localizam em São Paulo, principal pólo sucroalcooleiro.

A cultura da cana-de-açúcar se faz presente desde o período colonial, tendo desempenhado ao longo de toda sua história um importante papel econômico. Na década de 70 foi criado o Programa Nacional do Álcool – PROALCOOL – em virtude da crise do petróleo e conseqüente elevação de preços deste produto, que promoveu uma grande alteração da indústria de canavieira, que passou a produzir, além do açúcar, álcool em larga escala (WALTER, 1994).

Os vários anos de atividade da indústria canavieira no Brasil levaram o setor a alto grau de maturidade e domínio de praticamente todas as etapas da cadeia produtiva. Como exemplos, podem ser citados o programa genoma da cana-de-açúcar e o domínio das tecnologias de processamento de cana, com destaque para os processos relativos a produção de álcool.

Uma vez apresentados os aspectos gerais sobre a indústria sucroalcooleira, torna-se mais fácil abordar a atividade de cogeração relacionadas ao setor.

Dado que na década de 70, momento em que investimentos intensivos foram aplicados no setor, havia um grande potencial hidrelétrico disponível, cuja exploração era mais viável que a geração de energia elétrica a partir de fontes como biomassa, a cogeração restringiu-se ao atendimento das necessidades energéticas das usinas (FÓRUM DE COGERAÇÃO, 2001 – [55]).

Para desempenhar desta função foram adotados sistemas de baixa eficiência, que por apresentarem custos de implantação reduzidos mostravam-se mais atrativos, pois os custos relacionados ao combustível tinham um papel pouco importante na avaliação. Devido ao baixo valor econômico atribuído ao bagaço, não havia interesse em aproveitar este insumo de forma eficiente, mas sim em eliminá-lo.

O que se observa na maioria das instalações são sistemas de geração de vapor a 22 bar abs @ 300 °C (CARPIO, 2001) ou 43 bar abs @ 400 °C. Os processos de produção em geral apresentam alto consumo de vapor. Há, entretanto algumas usinas que operam sistemas com parâmetros mais elevados (65 bar abs @ 500 °C).

Um dado importante relativo ao período da safra, é que no caso da região Centro-sul, sua ocorrência corresponde ao período de seca, quando os reservatórios das usinas hidrelétricas têm seus níveis reduzidos (AGUIAR, 2003). Em relação à forma de colheita realizada, embora haja um avanço da mecanização, ainda é comum a prática de queimadas para limpeza das palhas da cana. Estes resíduos também poderiam ser utilizados para a geração de energia.

Com base nestas considerações, estima-se que a agroindústria canavieira do Brasil possua um potencial de geração de 12 mil MW, sendo que entre 2 e 3 mil MW poderiam ser realizados em curto prazo. Um dado recente que consta no relatório final do “Levantamento do Potencial Real Existente no Setor Sucroalcooleiro” realizado pelo Centro Nacional de Referência em Biomassa (CENBIO, 2001) aponta um potencial técnico de 3.852 MW para a geração com biomassa pela indústria sucroalcooleira.

Porém, embora exista um enorme campo para a expansão da cogeração no setor canavieiro, alguns obstáculos ainda devem ser ultrapassados. O principal deles é o baixo preço da energia produzida pelas hidrelétricas já amortizadas, que dificulta a viabilização de novos projetos de produção de eletricidade.

Além disso, as incertezas que pairam sobre o mercado de energia elétrica dificultam a avaliação dos riscos associados aos projetos, atrapalhando a tomada de decisões. Um exemplo disto é a alteração do modelo institucional do setor elétrico, anunciado pelo governo, que altera regras estabelecidas na recente reestruturação do setor.

Entretanto, algumas ocorrências podem acelerar a realização deste potencial de geração, como o risco de desabastecimento, temporariamente afastado, que poderá voltar a pressionar os preços da energia elétrica em um futuro próximo.

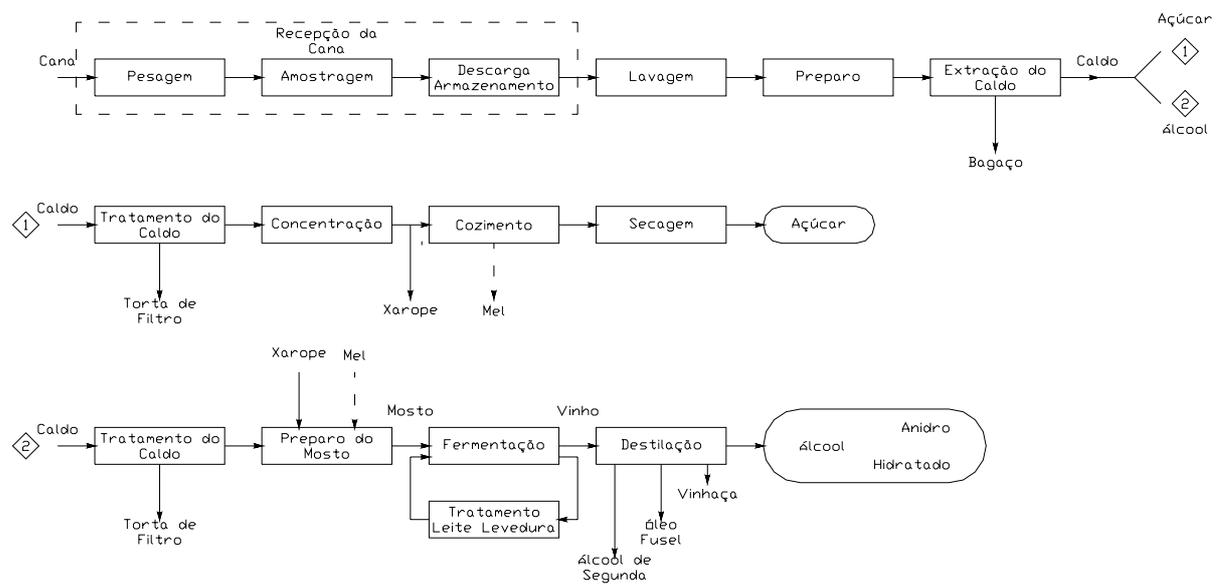
O Programa de Incentivo as Fontes Alternativas de Energia Elétrica – PROINFA – pode funcionar também como alavanca para o desenvolvimento da cogeração, através do estabelecimento de valor mínimo, igual a 80% da tarifa média nacional de fornecimento ao consumidor final, para a compra da energia gerada por pequenas centrais hidrelétricas, centrais eólicas ou de biomassa, cada qual possuindo uma cota de 1100 MW, na primeira fase do programa. Além disso, as plantas incluídas no programa têm a compra de energia assegurada por 15 anos (SOUZA, 2002).

A difusão da idéia de que a energia elétrica pode se tornar um importante produto das usinas, além do álcool e do açúcar, também deve contribuir com a expansão da capacidade instalada na indústria sucroalcooleira.

De forma geral o que se pode concluir é que muito provavelmente a cogeração na indústria de açúcar e álcool brasileira sofrerá uma grande expansão. O que não se sabe exatamente é a velocidade e o momento em que isto ocorrerá.

2.3 A Produção de Açúcar e Álcool: Consumo de Vapor e Eletricidade

Atualmente, há um tipo predominante de processo empregado comercialmente para a fabricação de açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar. As etapas produtivas básicas são sempre as mesmas para qualquer instalação que seja analisada, de acordo com o diagrama apresentado na figura 2.1:



Fonte: CAMARGO, 1990

Figura 2.1 – Processo Básico de Produção de Açúcar e Álcool a partir da Cana-de-Açúcar

Porém, cada uma destas etapas pode ser realizada de diferentes formas, definidas pela tecnologia empregada. Assim, tanto a qualidade dos produtos, quanto a sua quantidade, é afetada pelo arranjo da usina. Do mesmo modo, a quantidade de insumos necessários para o processamento é dependente dos equipamentos que constituem a unidade.

A escolha dos componentes das usinas é influenciada, entre outros fatores econômicos, pelo custo de investimento e dos insumos energéticos. Como estes fatores variam acentuadamente em função das condições regionais e também do momento histórico, são observados diferentes consumos específicos de vapor e a eletricidade para as plantas existentes.

Analisando o exemplo brasileiro, constata-se que em um passado não muito distante, a eficiência energética não tinha grande importância. O bagaço era considerado um resíduo indesejável que precisava ser eliminado. O preço da energia elétrica era irrisório, haja vista o Programa Brasileiro de Substituição Energética, que incentivava entre outras ações, a utilização de caldeiras elétricas. Esta situação conduziu à implantação de projetos utilizando equipamentos mais baratos, mas de baixo rendimento energético.

Entretanto, a valorização do bagaço de cana, a elevação do preço da eletricidade e do óleo combustível, e o aumento da preocupação em se economizar energia, entre outros aspectos, vem alterando este quadro. Através da modernização, o setor sucroalcooleiro tem aprimorado a eficiência de suas instalações, alcançando a auto-suficiência em energia elétrica ou até mesmo a exportação de eletricidade. Em alguns casos observa-se também a produção de excedentes de bagaço.

Maiores detalhes sobre as etapas de produção do açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar, apresentando algumas tecnologias empregadas no Brasil para a realização de cada uma delas, com considerações sobre os consumos de vapor e eletricidade envolvidos, são mostrados nas seções seguintes. As informações contidas nesta seção e nas seções 2.3.1 a 2.3.6 são provenientes da referência [1] (CAMARGO, 1990).

2.3.1 Manuseio da Matéria-prima

Após ser colhida, a cana-de-açúcar é transportada até a usina encerrando a fase agrícola do setor sucroalcooleiro. Inicia-se então a fase industrial, na qual a matéria-prima será transformada.

A primeira etapa de produção pode ser dividida em três: recepção, lavagem e preparação da cana, conforme descrito adiante.

2.3.1.1 Recepção da Cana

A primeira operação realizada é a pesagem. Toda a matéria-prima deve ser rigorosamente quantificada, para evitar que incorram erros nos balanços e rendimentos de toda a unidade.

Em seguida, são retiradas amostras da cana para análise laboratorial, para a determinação dos teores de pol, Brix e fibra, com base nos quais define-se o valor da cana de acordo com o teor de sacarose.

Após a amostragem a cana segue então para a descarga, diretamente na mesa alimentadora da moenda ou em armazéns, onde deverá ser estocada por prazos reduzidos (01 ou 02 dias), com a finalidade de evitar alterações de suas características.

A recepção da cana apresenta baixo consumo energético e será desconsiderada nas análises subseqüentes.

2.3.1.2 Lavagem da Cana

A lavagem objetiva a eliminação de impurezas transportadas para a usina como palha, areia, argila e pedra, que atingem de 4 a 15% do total de material descarregado na usina, quando se utiliza carregamento mecânico no campo.

Este procedimento reduz o desgaste dos equipamentos por erosão, tempos de decantação e outros efeitos indesejados. É realizado através da adição de água, preferencialmente sob pressão, que pode ser fria ou quente. Neste último caso utiliza-se condensado.

É importante observar ainda a altura da pilha de cana, a velocidade da esteira transportadora e o volume de água, que são alguns dos principais parâmetros da etapa de lavagem.

No Brasil são normalmente empregados sistemas de lavagem com duas esteiras inclinadas. A primeira tem um ângulo de aproximadamente 25° e recebe o colchão de cana, que é desmanchado por um cardador ao final da esteira. A segunda esteira é inclinada em 35°. A cana é submetida a um jato de água que elimina impurezas de baixa densidade (palhas) e transportada a uma velocidade maior que a da primeira esteira, formando um colchão de altura menor. Este colchão é percorrido por água descendo em contracorrente, que é peneirada ao final da esteira e realimentada, quando se trabalha em circuito fechado. Neste caso o consumo de água é da ordem de 3 a 5 m³/ton de cana.

2.3.1.3 Preparo da Cana

O preparo tem a função de desintegrar a cana para facilitar a extração do caldo. Além disso, o preparo aumenta a densidade da massa de alimentação das moendas, tornando a compacta e homogênea.

Seu desempenho é quantificado pelo índice de células abertas (“open-cells”), determinado por ensaio padronizado, e deve se situar por volta de 90% no caso de extração com moendas e estar acima deste valor quando se utiliza difusor.

Os equipamentos comumente utilizados para o preparo são as facas rotativas, rígidas ou oscilantes, seguidas dos desfibradores.

Inicialmente a carga de cana é regularizada pelo conjunto de facas niveladoras e conduzida às facas cortadoras que trabalham sobre a massa homogeneizada. Seguindo então

para os desfibradores, a cana previamente picada tem sua estrutura completamente destruída, o que melhora suas condições de embebição.

O consumo de energia associado a esta operação corresponde ao necessário para o acionamento dos equipamentos mencionados acima, que pode ser realizado através de turbinas a vapor ou motores elétricos.

O consumo de vapor de alta pressão necessário para o preparo utilizando acionamento com turbinas a vapor é apresentado juntamente ao consumo de vapor para moagem na seção que trata do referido assunto.

2.3.2 Extração do Caldo

Esta etapa tem a função de extrair o máximo de sacarose contida na cana proveniente do preparo. No Brasil são utilizados sistemas de moagem na maioria dos casos, enquanto que em outros países, como por exemplo, na África do Sul predomina o processo de difusão para a realização desta tarefa.

Vale ressaltar que além do caldo, a extração ainda produz o bagaço que é aproveitado para a produção da energia consumida na planta.

Desta forma, esta fase é de grande importância e caso opera em regime de trabalho irregular, pode afetar negativamente o restante do processo de industrialização da cana.

2.3.2.1 Moagem

Este sistema de extração é o mais difundido no Brasil, sendo constituído pelo tandem de moendas. Cada unidade é composta por um número de ternos de moenda que varia entre 4 e 7. Cada um dos ternos é por sua vez formado por 3 cilindros dispostos de maneira que os seus centros coincidem com os vértices de um triângulo isósceles, cuja base é paralela a direção horizontal. Os dois cilindros inferiores possuem eixos fixos e giram no sentido contrário ao sentido de rotação do cilindro superior, que tem a posição de seu eixo controlada por um regulador de pressão hidráulico.

A moagem promove a extração do caldo através da compressão da cana. Porém, devido à capilaridade do bagaço e ao fato de que algumas de suas células não se rompem, uma determinada quantidade de caldo fica retida nos colmos. Para aumentar a extração efetua-se a embebição do bagaço, provocando a diluição do caldo residual, que é em parte recuperado na moagem do terno subsequente. A embebição é classificada de acordo com as seguintes categorias:

- simples: quando se aplica água após cada terno da moenda;
- composta: quando se aplica água no último terno, e utiliza-se o caldo diluído para a embebição do bagaço do terno anterior;
- mista: combinando, adição de água em mais de um terno e utilização de caldo diluído para a embebição;
- integral: imersão total do bagaço em água para que o ar ocupe os espaços que se formam durante a expansão do bagaço.

A quantidade de água de embebição deve ser estabelecida de acordo com algumas características da cana, como por exemplo, teor de fibras e de açúcar, mas sempre respeitando os limites impostos pela capacidade de processamento das etapas posteriores à extração. Além disso, quanto maior o volume de água empregado na embebição, maior será o consumo de energia utilizada para o bombeamento e evaporação do caldo, e para a destilação do vinho.

Ainda considerando o ponto de vista energético, porém restrito a moagem, vale ressaltar que esta fase está associada a uma grande quantidade de trabalho, que é desenvolvida pelo acionamento dos ternos. Para isto são utilizadas na maioria dos casos brasileiros turbinas de contrapressão acopladas as moendas por redutores de velocidade. Entretanto existem outras soluções, como o emprego de motores elétricos de velocidade variável, que será tratada com mais detalhes nos capítulos seguintes.

A tabela 2.1 apresenta dados sobre o consumo de vapor de alta pressão para preparo e extração por moagem:

Consumo de vapor de alta pressão (v.a.) [t_{vapor}/h]	Consumo específico de v.a. [$kg_{\text{vapor}}/t_{\text{cana}}$]	Relação v.a. consumido / v.a. gerado [%]
136	263	58

Caso considerado consiste em usina integrada com capacidade de moagem de $512t_{\text{cana}}/h$
 Fonte: CAMARGO et al, 1990

Tabela 2.1 – Consumo de Vapor de Alta Pressão no Preparo e Extração por Moagem

2.3.2.2 Difusão

Baseada no princípio da equalização das concentrações finais de duas soluções de diferentes concentrações iniciais, que são separadas apenas por uma membrana permeável e porosa, a difusão é realizada em um leito poroso (formado pela cana desfibrada) por onde circulam água e caldo diluído.

Uma parte da extração ocorre por meio da lavagem (lixiviação) da cana pela água aplicada ao difusor. O restante do caldo é extraído através de um processo de troca físico-química por pressão osmótica e difusão molecular, que envolve o caldo no interior das células do bagaço e o líquido de extração.

O tipo de difusor mais utilizado é de percolação da cana, no qual água e caldo quentes são recirculados em sentido oposto ao movimento de um colchão de cana desfibrada, que é arrastado por meio de esteiras. Sob as esteiras existem chapas metálicas perfuradas, através das quais escoam o caldo coletado em tremonhas e recirculado por bombas e calhas. No extremo final do difusor existe uma prensa de dois rolos que extrai parte do caldo presente no bagaço, que é então enviado a uma moenda de secagem. O caldo concentrado em sacarose é coletado no início do difusor.

Comparado ao processo de extração por tandem de 6 moendas, o sistema com difusor apresenta consumo global de energia (eletricidade e vapor), no mínimo, 20% menor quando consideradas as mesmas condições de funcionamento e resultados finais de extração.

Porém, devido a pouca familiaridade do setor sucroalcooleiro do Brasil com este sistema, cuja implantação ainda não foi consolidada, e também a grande tradição na utilização de moendas, esta alternativa não é muito difundida no país. Além disso, o difusor possui restrições quanto à quantidade processada, que vai contra a tendência do setor de perseguir maiores moagens.

2.3.3 Tratamento do Caldo

Depois de extraído, o caldo é submetido à etapa de tratamento, cuja configuração é definida pelo destino dado ao caldo. A retirada de impurezas minerais e vegetais em suspensão que provocam desgaste e incrustações nos equipamentos de processo é o objetivo básico do tratamento.

Porém, se a finalidade for a produção de açúcar a “limpeza” do caldo deve garantir uma perda de sacarose tão baixa quanto possível, tanto nas correntes do processo, quanto por inversão, maximizando o rendimento em açúcar.

Já no caso em que se produz álcool a extração das impurezas tem que ser realizada de maneira que as perdas de ART (Açúcares Redutores Totais) nas correntes de processo, por contaminação e morte de células de levedura sejam minimizadas, para que os rendimentos da fermentação e em álcool sejam máximos.

Por conta destas diferenças, os sistemas para tratamento de caldo para a produção de açúcar e álcool apresentam arranjos gerais distintos, mas contam com algumas etapas em comum. A seguir são apresentadas cada uma das etapas, com a indicação do processo ao qual estas se aplicam.

2.3.3.1 Peneiramento

A primeira fase, também denominada tratamento preliminar consiste na remoção de materiais em suspensão como areia, terra, pedaços de cana, bagaço, etc.

Os equipamentos principais desta etapa são os desareadores e as peneiras. Estas últimas podem ser fixas ou móveis, sendo que o tipo mais difundido no Brasil é a peneira “cush-cush”.

A retirada de impurezas grosseiras através estes procedimentos limita-se a aproximadamente 80%, para sistemas com peneiras de eficiência gradativa de retenção

montadas em cascata. A eliminação das impurezas minerais e vegetais remanescentes deve ser realizada por outros meios, como o aquecimento e decantação do caldo, apresentados adiante.

Esta parte do tratamento não é crítica no tocante ao consumo de energia.

2.3.3.2 Sulfitação

A sulfitação é empregada no tratamento do caldo quando o objetivo é a produção de açúcar branco. Consiste da adição de anidrido sulfuroso ao caldo, promovendo, entre outros efeitos, a purificação, clarificação, fluidificação e preservação do mesmo.

Este processo é realizado na coluna de sulfitação, onde o caldo recebe o gás sulfuroso produzido a partir da combustão do enxofre em uma fornalha.

Dentre os principais fatores que influem no resultado da sulfitação estão o pH, a temperatura e o tempo de residência sob os quais o processo é conduzido. A otimização destes elementos não implica em grandes vantagens do ponto de vista energético quando a observação se restringe a esta etapa específica da produção do açúcar. Porém, os efeitos indiretos sobre o consumo específico global de energia são importantes, pois a sulfitação executada de forma adequada resulta em perdas menores de sacarose por inversão, aumentando a produção de açúcar.

2.3.3.3 Calagem

Esta etapa é comum ao tratamento de caldo para a produção de açúcar e/ou álcool. Consiste na alcalinização controlada do caldo através da adição de leite de cal, Ca(OH)_2 , até que um pH em torno de 7,0 seja atingido.

O efeito mais importante produzido pela calagem é a reação do hidróxido de cálcio com o fósforo formando fosfato de cálcio, que se precipita. No caso de caldo sulfitado, a neutralização do ácido sulfuroso também deve ser realizada durante a calagem, para evitar incrustações dos equipamentos por sulfito de cálcio na fase de concentração.

A dosagem do leite de cal deve ser muito bem controlada, preferencialmente de forma contínua. A adição excessiva de leite provoca a decomposição de açúcares redutores dificultando a decantação, filtração e cristalização. Já a sua falta faz com que o caldo permaneça turvo, além de causar perdas de sacarose por inversão.

Assim como a sulfitação, a calagem consiste em um processo químico que não está diretamente associado a um grande consumo de energia, seja térmica ou elétrica. Porém, pode influenciar no rendimento global de produção e alterar o consumo específico global.

2.3.3.4 Adição de Auxiliares de Clarificação

Além do anidrido sulfuroso e do leite de cal, alguns outros elementos podem ser adicionados ao caldo para melhorar a eficiência do tratamento.

Estes aditivos minimizam as dificuldades de clarificação quando se utilizam matérias primas anormais, como canas broqueadas, geadas ou pobres em P_2O_5 e contribuem para a obtenção de açúcar de maior valor comercial.

Os principais auxiliares da clarificação são o ácido fosfórico, a bentonita e os polieletrólitos.

O ácido fosfórico fornece radicais fosfóricos que reagem com o cálcio formando fosfato ácido de cálcio, que floclula e sedimenta absorvendo, aprisionando e arrastando outros não açúcares. Isto reduz a quantidade e a dureza das incrustações.

A bentonita, composta principalmente por silicato de alumina, encontrada no Brasil é de natureza cálcica, e depois de transformada em sódica é adicionada ao caldo. A aplicação de bentonita de maneira adequada elimina a necessidade de fosfatos e polieletrólitos adicionais, além de reduzir o consumo de enxofre e de cal. Entre os principais efeitos provocados pela bentonita pode-se citar a diminuição e abrandamento das incrustações, redução da viscosidade do caldo e a melhora das condições de filtração e da pureza do mesmo.

Os polieletrólitos possuem caráter aniônico e atuam como floculantes, promovendo a aglutinação das partículas previamente coaguladas pela ação da cal e do aquecimento ou do enxofre cal e aquecimento. Dentre as vantagens atribuídas aos polieletrólitos pode-se citar a diminuição da quantidade de flóculos e substâncias coloidais e melhoria da filtração do lodo, nos filtros rotativos a vácuo.

Assim como já mencionado nas seções referentes à calagem e à sulfitação a adição das substâncias acima descritas não tem impacto direto sobre o consumo energético do tratamento de caldo. Porém sua influência pode ser observada no consumo específico global. Um exemplo destes efeitos é a redução do consumo energético da evaporação devido à diminuição das incrustações dos equipamentos, que operam de forma mais eficiente.

2.3.3.5 Aquecimento

O aquecimento corresponde à elevação de temperatura do caldo até a temperatura limite de 105°C, induzindo a floculação e precipitação de albuminas e impurezas coloidais presentes no caldo.

Os flóculos formados no tratamento químico do caldo se movem mais quando aquecidos, colidindo uns com os outros e aumentando o seu tamanho e densidade. A viscosidade do caldo diminui, melhorando a decantação.

Na produção de álcool o aquecimento é importante para redução de microorganismos contaminantes que prejudicam a fermentação.

Os aquecedores podem ser classificados em primários e secundários. Geralmente os primários recebem o caldo sulfodefecado elevando a sua temperatura até a faixa de 82-93°C empregando vapor “vegetal”. Nos aquecedores secundários a temperatura é então aumentada até aproximadamente 105°C pelo vapor proveniente do pré-evaporador ou do escape das turbinas.

O nível de temperatura de 105°C não deve ser ultrapassado, para evitar a emulsificação de ceras presentes no caldo dificultando a sua separação.

Esta etapa do tratamento tem influência direta sobre o consumo de energia térmica da planta, e pode alterar o consumo de bagaço da mesma se o vapor de escape for o fator limitante do balanço energético. Assim, sua operação deve ser conduzida de maneira eficiente, minimizando as perdas, devido, por exemplo, as incrustações nas superfícies de troca dos aquecedores.

É importante mencionar ainda que as medidas de conservação de energia não devem comprometer as condições de operação do aquecimento. A alteração destes parâmetros, como por exemplo, a diminuição da temperatura, reduz o consumo energético do aquecimento, mas pode ter reflexos negativos sobre o consumo específico global.

2.3.3.6 Decantação

Uma vez tratado química e termicamente o caldo é enviado aos decantadores, para a remoção das impurezas por floculação e sedimentação, clarificando o caldo tanto quanto possível.

Para que este processo ocorra de maneira adequada, o caldo deve apresentar baixa viscosidade, para acelerar a precipitação das partículas. Estas partículas devem ter densidades superiores à do líquido e pequena área superficial.

Outro fator importante é a correta dosagem de materiais precipitáveis, para evitar a formação de um grande volume de borras.

Finalmente deve-se observar a temperatura e tempo de retenção do caldo, que caso excedidos, provocam a destruição de açúcares redutores e sacarose.

Assim tanto do ponto de vista energético, quanto do produtivo, uma condição de compromisso deve ser buscada, de forma que o tempo de retenção seja o menor possível, porém suficiente para que a precipitação dos sólidos e colóides seja a mais completa possível.

2.3.3.7 Filtração

O lodo que se forma no fundo dos decantadores constitui-se de material precipitado e também de determinada quantidade de caldo, que pode ser recuperado através de filtração.

Por apresentar-se em um estado gelatinoso, o lodo é misturado com bagacilho, que funciona como elemento filtrante. Comumente se adiciona leite de cal a esta mistura, o que melhora as características físicas do lodo, devido à formação de flocos mais densos por aglomeração.

A temperatura do lodo também é um parâmetro importante no rendimento da filtração e deve ser mantida em torno de 80°C para que a viscosidade e densidade do caldo contido na mistura sejam adequadas acelerando o processo de filtragem.

Para aumentar a eficiência do processo de filtração, executa-se a lavagem da torta com água, aplicada em quantidade correspondente a 100-150% do peso da torta úmida. Este volume deve ser controlado, para conter o consumo de vapor exigido na evaporação e também a contaminação do caldo por impurezas.

A filtração não é uma etapa energeticamente crítica do processo.

2.3.3.8 Concentração

A concentração do caldo é uma operação indicada para as destilarias autônomas e tem como objetivos a elevação da concentração do teor de açúcar do mosto a ser fermentado, além de garantir a continuidade da fermentação, caso a moagem seja interrompida. Como nas destilarias anexas se dispõe de xarope e méis provenientes da fabricação de açúcar, a concentração não se aplica neste caso.

Além de beneficiar o rendimento do processo de produção do álcool a concentração contribui para a redução do consumo de vapor de alta, crítico nas destilarias autônomas devido à diminuição do volume de caldo, vinho e vinhaça a serem bombeados. A economia de energia elétrica acarreta um menor consumo de vapor e conseqüentemente de bagaço, melhorando a eficiência energética global do processo de fabricação de álcool.

2.3.4 Produção de Etanol

A produção de álcool é comumente realizada através da transformação dos açúcares redutores totais contidos no mosto, elaborado em um tanque onde caldo misto, xarope e mel são misturados, em etanol que em seguida é separado por destilação do restante da mistura líquida proveniente da fermentação. Existem ainda outros métodos de produção do álcool como por hidrólise do bagaço que não serão tratados neste trabalho.

As etapas de processamento mencionadas no parágrafo anterior são detalhadas a seguir.

2.3.4.1 Fermentação

O processo químico de fermentação ao qual o mosto é submetido pode ser simplificarmente descrito como a transformação dos açúcares do mosto em etanol, gás carbônico e energia, pela ação enzimática de leveduras, e ocorre em duas etapas:

- Sacarificação, responsável pela transformação da sacarose sob o efeito da invertase em glicose e frutose, que são ao contrário da sacarose diretamente fermentescíveis, e;
- Fermentação alcoólica, que corresponde à transformação da glicose produzida na fase anterior em etanol devido à ação da zimase.

A energia liberada pelas reações químicas tende a provocar o aquecimento do mosto, que é mantido a uma temperatura constante pelas serpentinas de resfriamento instaladas no interior da dorna, o vaso em que se realiza o processo. Isto é necessário para evitar que temperaturas demasiadamente elevadas afetem as leveduras e também aumentem as perdas de álcool por evaporação. Estas últimas podem ser reduzidas com o fechamento das dornas, o que torna necessário uma outra alteração que é a utilização de trocadores a placa instalados externamente as dornas de forma a permitir a sua limpeza.

Os processos utilizados para a fermentação podem ser classificados em contínuos e descontínuos.

Na primeira categoria incluem-se os processos de corte, decantação e de fermentos individuais, utilizados para a partida de plantas ou em micro destilarias, e o mais difundido, denominado Melle-Boinot. Este processo reutiliza as leveduras separadas do vinho por centrifugação, que após serem diluídas e tratadas com ácido para a redução do pH, retornam a dorna para uma nova batelada de fermentação. O reaproveitamento das leveduras melhora o rendimento da fermentação, pois a porção de açúcares consumida para a multiplicação celular se reduz. O vinho delevedurado, que corresponde ao segundo fluxo resultante da centrifugação, é enviado à dorna volante, antes de seguir para a destilaria.

Os processos contínuos por sua vez se dividem em sistemas em cascata ou sistemas com um único fermentador. No primeiro caso, várias dornas são interligadas e o vinho alimentado tem sua concentração de etanol elevada à medida que passa pelas várias dornas. No processo com um único fermentador a transformação do ART em etanol se dá em um único vaso, que trabalha com mosto mais concentrado, e que tem sua concentração acertada pela adição de vinhaça. Em ambas situações as leveduras separadas por centrifugação são tratadas e reenviadas às dornas.

Sendo a fermentação um processo exotérmico, a utilização de energia se restringe aos consumos de eletricidade das bombas para a movimentação dos fluxos de vinho e leite de leveduras e de vapor para a limpeza dos trocadores de calor. Porém, uma vez que o rendimento fermentativo, que relaciona a quantidade de álcool realmente produzido com o potencial estequiométrico de produção, é o índice mais importante na composição da eficiência do processo produtivo de álcool, a fermentação deve ser muito bem conduzida para que não comprometa o consumo específico global da planta.

2.3.4.2 Destilação

Após a fermentação o vinho rico em etanol segue para a destilaria, onde ocorre a purificação e concentração do álcool.

O processo de destilação promove a separação dos componentes de diferentes volatilidades de uma mistura líquida homogênea. A mistura sujeita a separação é aquecida produzindo vapor rico nos componentes mais voláteis. O líquido remanescente passa a ter então uma composição diferente da inicial, apresentando compostos de menor volatilidade. As substâncias mais voláteis que se desprenderam da mistura inicial podem também ser recuperadas e condensadas, dando origem a uma terceira mistura. Este processo pode ser concatenado, utilizando o condensado de uma fase para alimentar a etapa subsequente, possibilitando a separação dos diversos constituintes da mistura original.

Em uma destilaria o dispositivo empregado para a realização deste processo é a coluna de destilação, um vaso cilíndrico com dispositivos de contato entre o líquido e o vapor, que podem ser pratos, bandejas ou leitos fixos. O aquecimento da mistura pode ser realizado através da injeção direta de vapor (borbotagem) na base da coluna ou utilizando-se trocadores de calor (refervedores).

Um arranjo convencional de destilaria é composto por uma primeira coluna dividida em três partes (esgotamento do vinho, epuração do vinho e concentração do álcool de segunda) que recebe o vinho proveniente da dorna volante e gera a vinhaça como produto de fundo, o álcool de segunda no topo e o flegma, que possui graduação alcoólica de aproximadamente 50% em volume, e segue para a próxima coluna.

A segunda coluna é composta por duas partes (retificação e esgotamento) e produz flegmaça, extraída de sua base, óleo fusel e álcool hidratado com uma concentração de 96°GL no topo. Este último é armazenado ou então enviado para a produção de álcool anidro.

O álcool anidro é obtido como produto de fundo da coluna de desidratação, após a adição de benzeno ao álcool hidratado. Nesta coluna ainda é gerada uma mistura rica em benzeno no topo, que é retornada ao processo e uma mistura de água, álcool e benzeno que é

enviada a coluna de debenzolagem. Nesta última etapa obtém-se o benzeno no topo e uma mistura de água e álcool no fundo, que é retornada a coluna de retificação.

Fazem parte ainda da destilaria os condensadores que refrigeram os produtos de topo, parcialmente retornados às colunas das quais se originam, além de alguns outros trocadores de calor, como o que promove o preaquecimento do vinho pela vinhaça, o aquecedor da coluna de desidratação e o resfriador de álcool anidro.

Conforme a descrição apresentada, o processo de destilação representa um grande consumo de energia térmica, necessário para o aquecimento das misturas alimentadas em cada uma das colunas. Nos casos de destilarias anexas a otimização energética da destilaria é de especial importância, uma vez que o vapor de escape é um dos fatores limitantes do balanço energético. Os valores de consumo de uma destilaria são apresentados na tabela 2.2.

Consumo de vapor de escape (v.e.) [t_{vapor}/h]	Consumo específico de v.e. [$kg_{\text{vapor}}/kg_{\text{alcohol}}$]	Relação v.e. consumido / v.e. total [%]
94	4,63	40

¹Caso considerado consiste em usina integrada com capacidade de moagem de $512t_{\text{cana}}/h$.

² Os valores consideram a produção de álcool hidratado e anidro.

Fonte: CAMARGO et al, 1990

Tabela 2.2 – Consumo de Vapor de Escape na Destilaria

2.3.5 Produção de Açúcar

O caldo tratado destinado à fabricação de açúcar é submetido às etapas de evaporação, cozimento e secagem, detalhadas a seguir.

2.3.5.1 Evaporação

A evaporação corresponde à elevação da concentração do caldo misto de 14 a 17° Brix até um valor entre 60 e 70° Brix, ligeiramente abaixo do ponto de cristalização da sacarose, na faixa de 70 a 80° Brix, objetivando a retirada da maior parte da água contida no caldo antes do cozimento.

O sistema de evaporação normalmente empregado no Brasil é o evaporador de múltiplo efeito em correntes paralelas, no qual o vapor e o caldo alimentados no pré-evaporador seguem até o último efeito servindo respectivamente de correntes de alimentação de vapor e caldo para os efeitos subseqüentes.

A composição usual apresenta 05 efeitos formados por um cilindro vertical que possui em sua parte inferior um trocador de calor tipo calandra. No interior dos tubos verticais circula o caldo e pela parte externa entre as chapas espelho o vapor.

O primeiro efeito denominado pré-evaporador possui uma superfície de troca aproximadamente duas vezes maior que os demais e é alimentado com vapor de escape que retorna as caldeiras após a sua condensação. A quantidade de vapor vegetal gerada pela evaporação da água do caldo misto é maior que a necessária para a alimentação do próximo efeito e o excedente é “sangrado” para a utilização no cozimento. Nos efeitos subseqüentes (1° ao 4°) a concentração do caldo é gradativamente elevada, sendo os condensados provenientes dos mesmos recuperados para pré-aquecimento da água de embebição, lavagem da torta de filtro, centrífugas, etc.

Esta operação deve ser conduzida de forma que a temperatura do caldo se mantenha abaixo da temperatura de caramelização do açúcar (120-130°C) e acima da temperatura mínima definida pela qualidade do vácuo obtido no último efeito (50-60°C).

A evaporação é responsável por grande parte do consumo de vapor de escape, como mostra a tabela a seguir. As medidas de conservação associadas a esta etapa vão desde o aprimoramento das condições de manutenção e operação, como o controle de incrustações e de infiltrações de ar, até a alteração do arranjo ou tecnologia do evaporador, como o aumento do número de efeitos, instalação de tanques de reevaporação ou utilização de evaporadores de filme descendente.

A tabela 2.3 apresenta alguns dados relativos ao consumo de vapor de escape na evaporação:

Consumo de vapor de escape (v.e.) [t_{vapor}/h]	Consumo específico de v.e. [$kg_{\text{vapor}}/kg_{\text{xarope}}$]	Relação v.e. consumido / v.e. total [%]
121	2,23	51

Caso considerado consiste em usina integrada com capacidade de moagem de $512t_{\text{cana}}/h$
 Fonte: CAMARGO et al, 1990

Tabela 2.3 – Consumo de Vapor de Escape na Evaporação

Embora importantes, devido à grande gama de possibilidades e também à complexidade da análise das medidas de otimização da evaporação e de seus efeitos, estas não serão desenvolvidas neste trabalho.

2.3.5.2 Cozimento

Após atingir valores de concentração de sacarose em torno de 60% o xarope passa a ter viscosidade muito elevada para a retirada de água em evaporadores comuns. Este fato exige que se efetue a operação de cozimento, realizada sob vácuo, para a evaporação da água remanescente. Nesta etapa ocorre ainda a cristalização do açúcar e a separação dos cristais do mel por centrifugação.

O arranjo mais difundido no Brasil para a realização desta operação é o sistema de duas massas, realizado em dois cozedores (de 1^a e de 2^a) de maneira descontínua (por bateladas). Este sistema apresenta alguns equipamentos auxiliares como os cristalizadores, as centrífugas, o misturador de magma e o condensador.

O processo de cozimento é bastante crítico tanto do ponto de vista da qualidade do açúcar produzido como do consumo energético. Simplificadamente pode ser descrito por quatro fases.

A primeira delas denomina-se concentração e corresponde à evaporação da água até que a carga em processamento atinja o grau de supersaturação necessário à nucleação.

A segunda fase tem início a partir deste ponto, quando as “sementes” são inseridas. Estas “sementes” são núcleos de sacarose, adicionados em número igual ao número de cristais de açúcar desejado no produto final, que crescem numa condição de supersaturação menor que a atingida durante a concentração até um tamanho aproximado de 250 μ m, formando o pé-de-cozimento.

Uma vez obtido o pé-de-cozimento realiza-se a terceira etapa, ou levantamento do cozimento, que consiste no crescimento dos cristais até o valor final desejado. Quando o nível do cozedor atinge o máximo, esta etapa de encerra.

Finalmente realiza-se o aperto do cozimento, ou seja, a elevação da concentração da massa, evaporando-se a água contida no volume de cozimento.

A massa é então descarregada nos cristalizadores e enviada para centrifugação, onde o licor mãe é separado da parte sólida, que segue para a secagem.

A energia utilizada para a realização do cozimento provém do vapor vegetal gerado na evaporação, sendo o consumo fortemente influenciado pelo tempo de cozimento. A primeira impressão é que a otimização deste tempo não traz grandes ganhos energéticos, por se tratar de uma economia de vapor vegetal. Considerando, entretanto que o vapor vegetal economizado substitua o vapor de escape aplicado nas colunas de destilação, nota-se a importância associada à redução do consumo energético do cozimento.

2.3.5.3 Secagem

Na última etapa do processo de produção é realizada a secagem do açúcar proveniente da centrifugação.

Nos secadores comumente utilizados para esta operação o açúcar é submetido a um fluxo de ar aquecido em contra-corrente. O contato do ar com o açúcar reduz a umidade deste último.

Neste processo uma certa quantidade de açúcar é arrastada pelo fluxo de ar. Os gases úmidos que saem do secador são enviados para um ciclone, onde é feita a recuperação do açúcar, que é retornado ao processo. Este procedimento reduz a perda de açúcar. Entretanto, a quantidade de energia necessária para o processamento deste açúcar durante o cozimento será consumida por mais uma vez.

A secagem apresenta consumo de energia bastante reduzido, dado pelo vapor necessário para o aquecimento do ar e pela energia elétrica utilizada para acionamento.

2.3.6 Geração de Vapor e Eletricidade

Toda a energia utilizada para o processamento da cana, seja térmica ou elétrica, é passível de ser gerada na própria usina, utilizando o bagaço resultante da extração do caldo. Porém a auto-suficiência, principalmente no que se refere à produção de eletricidade, depende do balanço energético global da usina, determinado pela estratégia adotada para a concepção da planta.

Por se tratar da parte da instalação que define uma importante parcela deste balanço, ou seja, a oferta de energia, a planta de geração de vapor e eletricidade, também denominada sistema de cogeração será tratada com maiores detalhes nos capítulos subseqüentes deste trabalho.

2.3.7 Considerações Finais sobre o Processo de Produção de Açúcar e Álcool do Ponto de Vista Energético

Ao final de cada uma das seções anteriores foram feitas breves considerações sobre os aspectos energéticos associados a cada uma das etapas do processo de produção de açúcar e álcool, sendo possível observar as mais diferentes situações.

A título de exemplificação foram citadas medidas de otimização para algumas das fases de processamento e seus efeitos sobre o consumo absoluto e específico da própria etapa, de etapas adjacentes e ainda da usina como um todo.

Estes exemplos demonstram além da existência de uma grande gama de possibilidades de alteração do processo, a abrangência de suas influências, que não se restringem à dimensão energética, podendo afetar a qualidade do produto, aproveitamento da matéria-prima processada e vários outros aspectos.

Esta constatação exige a definição de limites para a realização da análise dos aspectos energéticos das usinas de cana-de-açúcar, dada a grande dificuldade de elaboração de estudos que abranjam todas as fases de produção e as alternativas associadas a cada uma delas.

A escolha dos objetos a serem estudados foi realizada com base em uma análise qualitativa considerando os fatores definidos a seguir:

- Consumo Energético: definido pelo nível de consumo de energia de determinada fase do processo, comparado as demais etapas. Ex.: a recepção de matéria-prima apresenta baixo consumo energético;
- Influência sobre o Processo Global: este fator fornece uma idéia do grau de influência relativa das alterações em determinada fase do processo sobre o a usina como um todo, não só do ponto de vista energético, como da perspectiva do processo. Ex.: o rendimento da fermentação tem alta influência sobre a produção de álcool;

- **Interdependência com Outras Etapas de Produção:** procura identificar o nível de interferência existente entre as etapas de produção, ou seja, quanto uma alteração de determinada fase de processamento afeta as etapas adjacentes e quão sensível esta etapa é a alterações das adjacências. Ex.: o cozimento é altamente dependente de alterações na evaporação.

É notório que as definições anteriores, principalmente referentes aos dois últimos fatores são frágeis e susceptíveis a questionamentos e manipulações. Porém, não deixam de ser úteis à tarefa de justificar tão complexa escolha, como a definição de quais etapas do processo merecem ser avaliadas por seu peso sobre os aspectos energéticos de uma usina e cujos estudos podem ser conduzidos de forma a influenciar pouco o processo global e demais etapas de produção.

O resultado desta análise é apresentado na tabela 2.4, considerando o balanço energético de uma usina integrada:

Etapa	Consumo Energético	Influência sobre Processo Global	Interdependência com outras Etapas
Recepção de MP	↓	↓	↓
Preparo e Extração (Moagem) ¹	↑	↓	↓
Tratamento Caldo ²	—	↑	—
Fermentação (Melle Boinot)	↓	↑	↑
Destilação	↑	↑	—
Evaporação (EME)	↑	↑	↑
Cozimento (2 Massas) ²	—	↑	—
Secagem	↓	↓	↓
Geração Energia ³	↑	↓	↓

Notas: ¹ Difusão não foi considerada na análise.

² Tratamento de Caldo e Cozimento consomem vapor vegetal.

³ O indicador alto no campo consumo energético deve-se ao consumo referente à produção de vapor de processo e energia elétrica.

⁴ Os símbolos ↓, — e ↑ indicam respectivamente grau baixo, médio e alto do aspecto definido na primeira linha de cada coluna.

Tabela 2.4 – Avaliação Qualitativa para Definição de Etapas a serem Estudadas

De acordo com a tabela 2.4 a extração, a destilação, a moagem e a geração de energia são as partes do processo que apresentam alto consumo energético. Porém, o processo de produção é muito sensível a alterações das fases de destilação e evaporação. Assim as etapas de geração de energia e extração foram eleitas para análises mais detalhadas, apresentadas nos capítulos específicos.

2.4 Tecnologias para a Cogeração na Indústria Açucareira: Parâmetros, Indicadores Técnico-Econômicos e Estudos de Casos

Os sistemas de cogeração utilizados na indústria sucroalcooleira do Brasil baseiam-se em ciclos a vapor, em grande parte dos casos empregando turbinas de contrapressão. Porém, há algumas instalações que já contam com turbinas de condensação .

Encontram-se atualmente três níveis básicos de pressão de vapor vivo nas usinas e destilarias brasileiras (COMISSÃO DE SERVIÇOS PÚBLICOS DE ENERGIA – SP, 2001):

- 21 bar abs;
- 42 bar abs;
- 65 bar abs.

Vale ressaltar que os parâmetros de pressão exatos encontram-se ao redor dos valores básicos apresentados acima, e que a temperatura envolvida apresenta pequenas variações para cada um dos níveis de pressão, sendo os valores comumente encontrados 300°C, 400°C e 500°C respectivamente.

Já no caso do vapor de baixa, que é um parâmetro definido pelas condições do processo de produção e que define os valores de contra-pressão das turbinas empregadas, encontram-se sempre valores da ordem de 2,5 bar abs, e temperatura na faixa de 130 a 200 °C.

A vazão mássica de vapor varia em função da capacidade e tipo de produto da usina, que define o consumo energético da planta, bem como a disponibilidade de bagaço. Tipicamente são encontrados valores de consumo de vapor da ordem de 500 kg/toncana (quilogramas de vapor por tonelada de cana processada) para destilarias anexas.

Outro dado relevante para este trabalho é a larga utilização de acionamentos mecânicos compostos por turbinas a vapor de contra-pressão para a produção do trabalho necessário ao processo de preparo e extração da cana, opção pouco eficiente do ponto de vista energético.

Os acionamentos e os turbogeradores são os principais consumidores de vapor vivo, reduzindo-o até as condições do processo. Bombas de água de alimentação de caldeira também podem fazer parte do grupo de consumidores de vapor vivo. Entretanto a parcela do consumo correspondente a estas bombas é relativamente pequena quando comparada aos acionamentos e turbogeradores.

As plantas de geração de energia contam ainda com válvulas redutoras de pressão, acionadas em caso de falhas das turbinas, para garantir o suprimento de vapor de baixa requerido pelo processo.

2.4.1 Usina Ester

Localizada no município de Cosmópolis, esta situada a 138 km da capital do estado de São Paulo, consiste em uma destilaria anexa que produz açúcar branco, álcool neutro, álcool industrial e álcool carburante.

A história da Usina Ester teve início em 1898, através da constituição da sociedade Arthur Nogueira e Companhia, que se tratava de quatro fazendas, havendo em uma delas um alambique com capacidade de produção de 62.000 litros de cachaça por ano. Em 1905 é iniciada a produção 40.000 sacas de açúcar/safra, pelo processo de difusão, até que em 1927 a produção foi incrementada para 100.000 sacas/safra, através da substituição do sistema de difusão por um sistema de extração com moendas.

No período de 1932 a 1952 ocorreram várias modificações na área industrial ampliando a capacidade produtiva para 233.000 sacas/safra. A produção foi novamente expandida através da aquisição de uma moenda francesa Fives-Lille em 1953, para 500.000 sacas/safra. Em 1973 foi atingida uma produção de 1.000.000 sacas/safra. A partir de 1975 ocorre o incremento da produção de álcool, incentivada pelo Proálcool.

Outros dois marcos importantes na área de cogeração são a partida da primeira caldeira brasileira para combustão de bagaço com grelha inclinada em 1983 e o início da operação da nova casa de força em 1988, pela qual a usina passa a ser auto-suficiente em energia elétrica.

Em 1990 tem início a operação da Moenda Dedini-78 em substituição a moenda Fives-Lille. No ano de 1996 a destilaria foi ampliada, alcançando uma produção de 33.000 m³ de álcool neutro/safra.

Na safra 2002/2003 foram moídas 1.371.299 ton de cana, sendo produzidas 2.090.000 sacas de açúcar e 51.842.710 l de álcool. Na safra 2003/2004 os dados referentes a produção foram respectivamente 1.458.533 ton, 114.750 ton (ou 2.295.000 sacas de 50 kg) de açúcar e 57.648.200 l de álcool. As informações deste parágrafo bem como a dos outros cinco que o antecede são provenientes da referência [43] (USINA ESTER, 2004)

De acordo com ALVES, 2003 o sistema de cogeração atual apresenta as características técnicas dadas a seguir: é composto por três caldeiras aquotubulares, dois grupos turbogeradores de contrapressão, estação redutora e turboredutores para acionamento mecânico. O sistema de geração de vapor opera à pressão de 22 bar abs, sendo a temperatura nominal do vapor das caldeiras 1, 2 e 3 respectivamente 275, 300 e 270 °C, tendo bagaço de cana como combustível, ou então lenha durante a partida. Na condição nominal de operação o consumo de combustível é da ordem de 83 tonbag/h com umidade de aproximadamente 49%.

As caldeiras têm capacidade de 80, 100 e 40 ton/h, sendo a água de alimentação fornecida por um sistema composto por três turbo-bombas. Em condições normais operam duas bombas em paralelo com 50% de carga cada, ficando a terceira como reserva. O fluxo de água de reposição para a alimentação das caldeiras é de cerca de 15 ton/h.

A energia elétrica consumida pela usina, que corresponde a aproximadamente 5100 kW, é produzida por dois grupos turbogeradores que possuem as seguintes características elétricas nominais:

- TG1: potência aparente 6250 kVA, tensão 13,8 kV, fator de potencia 0,8, frequência 60 Hz;
- TG2: potência aparente 1750 kVA, tensão 460 V, fator de potencia 0,8, frequência 60 Hz.

A participação dos grupos geradores TG1 e TG2 no total de energia elétrica produzida é respectivamente de 4100 kW e 1000 kW.

O acionamento dos mesmos é realizado por turbinas de contrapressão acopladas aos geradores através de redutores de velocidade com rotação de saída igual a 1800 rpm. Os parâmetros do vapor vivo das turbinas são 22 bar abs @ 290 °C. A linha de vapor de processo opera a 2,3 bar abs @ 190 °C, de acordo com as informações do setor de utilidades da usina. Existe ainda um terceiro grupo, TG3, com características similares ao segundo (1500 kVA / 460 V) que é mantido como reserva.

O sistema elétrico opera isolado da rede e conta com um transformador de 5000 kVA 13,8-11,9 kV que possibilita a conexão com a concessionária para o suprimento de eletricidade em casos de emergência.

O sistema de acionamento mecânico conta com seis turbinas de contrapressão utilizadas para o acionamento do sistema de preparo e extração com capacidade de 9000 toncana/dia, distribuídas da seguinte maneira:

- 02 turbinas acionando 01 picador cada, acopladas por redutores de alta;
- 01 turbina para o acionamento do desfibrador, acoplada por redutor de alta, e;
- 03 turbinas para o acionamento de dois ternos cada, de um total de seis ternos de moendas, acopladas por redutores de alta e de baixa.

A potência mecânica total aproximada para o acionamento dos dispositivos de preparo e extração é de 4900 kW. A potência das bombas de alimentação de caldeira não foi considerada neste valor, porém este equipamento está representado na figura 2.2 através de uma turbina a vapor equivalente.

O consumo nominal de vapor de escape pelo processo (2,3 bar abs @ 190 °C) é de aproximadamente 190 ton/h, sendo fornecido de acordo com o apresentado a seguir:

- 70 ton/h supridos pelos turbogeradores;
- 100 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico;
- 20 ton/h supridos pela estação redutora de pressão.

As informações apresentadas acima podem ser expostas na forma gráfica através do esquema simplificado do sistema de cogeração da Usina Ester dado na figura 2.2.

Ainda com base nas informações obtidas é possível definir a eficiência do sistema para a geração de trabalho que corresponde à aproximadamente 6%, dada pela relação entre trabalho produzido (eletricidade + trabalho mecânico) e quantidade de energia fornecida ao sistema pelo combustível. Este valor foi determinado através da simulação do sistema de cogeração da usina Ester utilizando o programa GateCycle encontrada no Anexo A.

Outro ponto importante de ser mencionado se refere ao valor da temperatura da linha de vapor de baixa, informada como sendo de 190°C. Os resultados da simulação do caso base indicam que este valor é demasiado elevado, pois baseando nos dados de potência fornecidos, no valor dos parâmetros e vazão de vapor vivo e ainda na eficiência média admitida para as turbinas dos turbogeradores e acionamentos mecânicos do preparo e extração de 64% e 40%

respectivamente, os valores de temperatura de escape são mais baixos (125 e 175°C respectivamente). Mesmo considerando a contribuição para o aumento da temperatura da linha de 2,3 bar abs promovida pela injeção de 20ton/h de vapor reduzidos na válvula de bypass, a temperatura final da mistura de acordo com a simulação é de 165°C. Este último valor foi o considerado para efeitos das análise técnica, embora na figura 2.2 esteja apresentado o valor de temperatura da linha de baixa pressão como sendo 190°C, visando refletir a informação fornecida pela usina em questão.

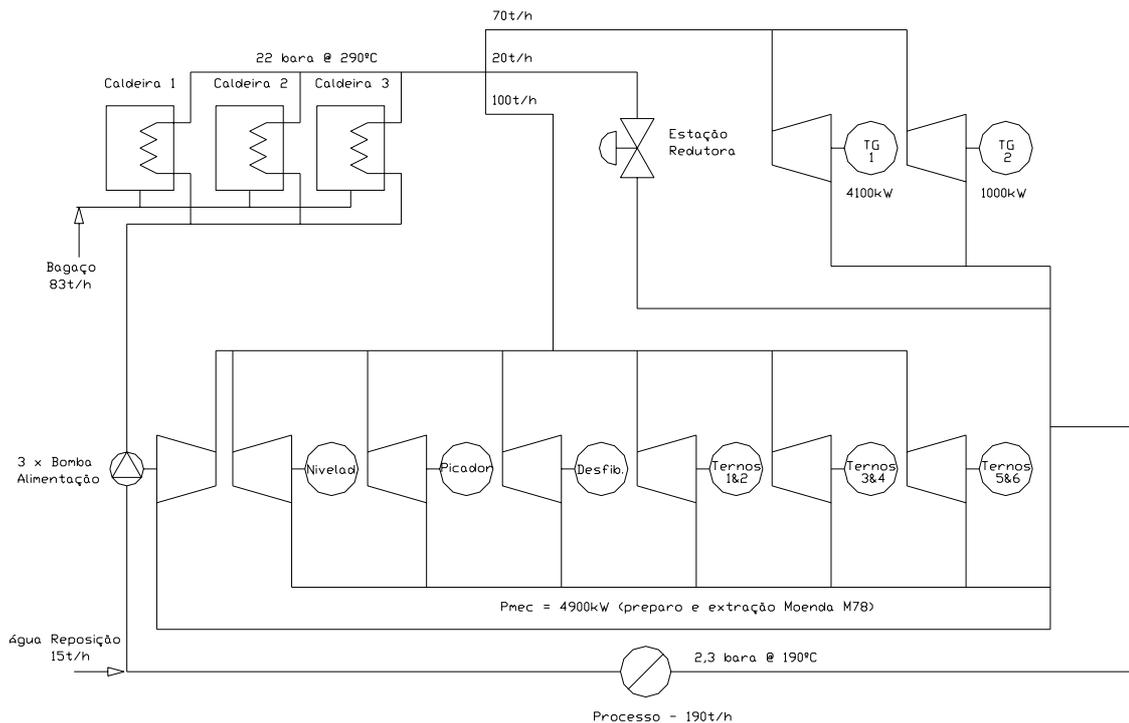


Figura 2.2 – Esquema Simplificado do Sistema de Cogeração da Usina Ester

2.4.2 Usina Barra Grande

A unidade de produção de açúcar com destilaria anexa Usina Barra Grande se situa no município de Lençóis Paulistas, a 300 km da capital do estado de São Paulo. Esta e as demais informações contidas nesta seção foram fornecidas pela usina (COCCO, 2004).

Na safra encerrada no ano de 2003 a usina Barra Grande moeu 3.437.881 ton de cana produzindo 4.055.159 sacas de açúcar e 187.430 m³ de álcool. Para a safra de 2004 está prevista a moagem de 3.813.000 ton de cana e a produção de 275.250 ton (ou 5.505.000 sacas) de açúcar e 176.700 m³ de álcool.

A energia necessária para o processamento da matéria-prima é produzida por um sistema de cogeração constituído de três caldeiras aquotubulares, quatro grupos turbogeradores, estações redutores de pressão e diversas turbinas de acionamento mecânico.

A produção de vapor vivo se dá em duas caldeiras que operam a 43 bar abs @ 400 °C e em uma caldeira operando a 66 bar abs @ 520 °C, e que geram respectivamente 150, 154 e 186 ton/h de vapor, consumindo a cada hora aproximadamente 215 toneladas de bagaço com pouco mais de 49% de umidade.

Bombas acionadas por turbinas a vapor fornecem a água de alimentação das caldeiras nas pressões de 60 bar abs para as caldeiras 1 e 2. A caldeira 3 recebe água de alimentação a 90 bar abs, fornecida por uma motobomba. Para suprir as perdas de vapor e condensado que ocorrem ao longo do processo são necessárias cerca de 12 ton/h de água de reposição.

No total são gerados 58.030 kW de potência elétrica, sendo 17.850 kW consumidos na usina e os restantes 40.180 kW exportados para a concessionária, através de uma subestação elevadora de 13,8-138 kV. Os quatro grupos turbogeradores operam em 13,8 kV, 60 Hz, têm fator de potência nominal igual a 0,8 e as seguintes potências nominais:

- TG1: potência aparente 6,6 MVA;
- TG2: potência aparente 7,5 MVA;
- TG3: potência aparente 18,75 MVA;
- TG4: potência aparente 45,75 MVA;

As participações dos grupos geradores TG1, TG2, TG3 e TG4 no total de energia elétrica produzida são respectivamente de 5.300 kW, 5.300 kW, 14.500 kW e 35.000 kW.

Os geradores 1, 2 e 3 são acionados por turbinas de contrapressão acopladas através de redutores de velocidade com rotação de saída igual a 1800 rpm. Os parâmetros do vapor vivo e de escape das turbinas são 43 bar abs @ 400 °C e 2,5 bar abs @ 135 °C respectivamente. O turbogerador 4 é acionado por uma turbina de condensação com extração alimentada com vapor de 66 bar abs @ 520 °C. A extração opera em 22 bar abs @ 350 °C e o vapor de escape é condensado a pressão de 0,14 bar abs @ 52 °C.

A usina Barra Grande conta com duas linhas de moagem, sendo a primeira de maior capacidade composta por moendas do tipo 37X78 e a segunda por moendas do tipo 30X54.

O acionamento do primeiro conjunto, que tem capacidade de processar 14.400 toncana/dia, conta com seis turbinas de contrapressão distribuídas da seguinte maneira:

- 02 turbinas acionando 01 picador cada, acopladas por redutores de alta;
- 01 turbina para o acionamento do desfibrador, acoplada por redutor de alta, e;
- 03 turbinas para o acionamento de dois ternos cada, de um total de seis ternos de moendas, acopladas por redutores de alta e de baixa.

A potência mecânica total aproximada para o acionamento deste conjunto é de 7600 kW. Todas as turbinas são de múltiplo estágio e consomem vapor vivo a 43 bar abs @ 400 °C, sendo os parâmetros do escape iguais a 2,5 bar abs @ 175 °C.

O segundo trem de moagem com capacidade de 7.200 toncana/dia apresenta acionamento mecânico parcialmente eletrificado, composto como se segue:

- 01 motor de indução em média tensão (4,16 kV), 1800 kW, 1200 rpm acionando diretamente 01 picador;
- 01 motor de indução em média tensão (4,16 kV), 2100 kW, 1200 rpm acionando diretamente 01 desfibrador;
- 02 turbinas para o acionamento dos ternos, acopladas por redutores de alta e de baixa, sendo os ternos número 1, 2, 3 e 4 acionados por uma turbina de múltiplo estágio e os ternos número 5 e 6 acionados por uma turbina de simples estágio.

O consumo de vapor de escape pelo processo (2,5 bar abs @ 130 °C) é de aproximadamente 354 ton/h, sendo fornecido de acordo com o apresentado a seguir:

- 207 ton/h supridos pelos turbogeradores 1, 2 e 3;
- 80 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico do primeiro trem de moagem;
- 41 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico do segundo trem de moagem;
- 26 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico do exaustor e ventilador da caldeira CBC e turbobomba de alimentação de água das caldeiras de 43 bar abs.

O processo ainda consome 19 ton/h de vapor de 22 bar abs.

Os dados apresentados anteriormente foram utilizados na determinação da eficiência para a geração de trabalho, que corresponde à relação entre o trabalho produzido (eletricidade + trabalho mecânico) e quantidade de energia fornecida ao sistema pelo combustível. Por intermédio de uma simulação do sistema de cogeração da usina Barra Grande utilizando o programa GateCycle, inserida no Anexo A deste trabalho, foi obtido um valor de eficiência para produção de trabalho de aproximadamente 16%.

A representação gráfica simplificada do sistema de cogeração da usina Barra Grande é dada pela figura 2.3:

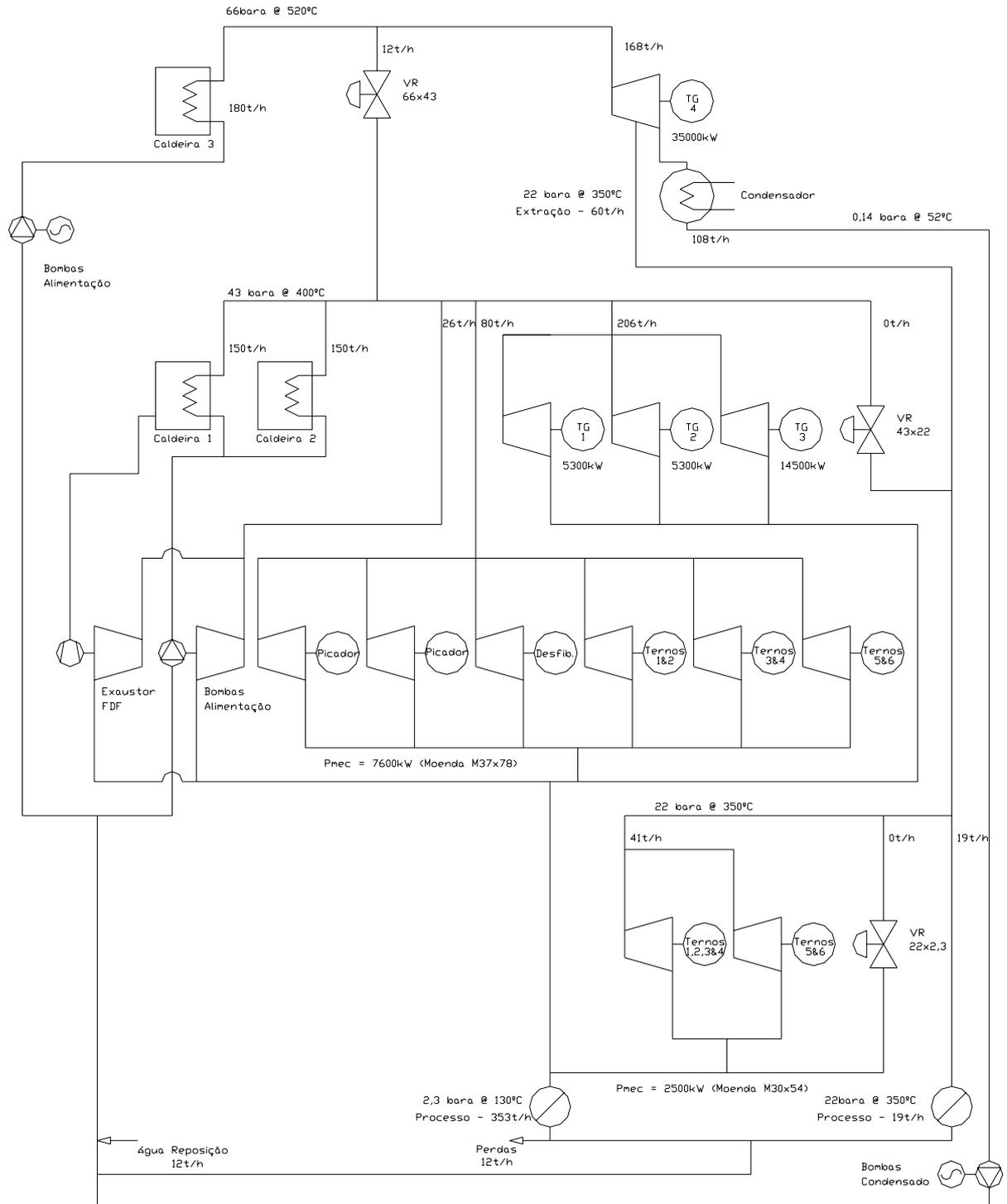


Figura 2.3 – Esquema Simplificado do Sistema de Cogeração da Usina Barra Grande

2.4.3 Usina São José

A unidade de produção de açúcar com destilaria anexa Usina São José se situa no município de Lençóis Paulistas, a 300 km da capital do estado de São Paulo. Esta e as demais informações contidas nesta seção foram fornecidas pela usina (COCCO, 2004).

Na safra encerrada no ano de 2003 a usina São José moeu 4.016.057 ton de cana produzindo 5.338.210 sacas de açúcar e 209.525 m³ de álcool. Para a safra de 2004 está prevista a moagem de 3.886.000 ton de cana e a produção de 280.750 ton (ou 5.615.000 sacas) de açúcar e 180.100 m³ de álcool.

A energia necessária para o processamento da matéria-prima é produzida por um sistema de cogeração constituído de cinco caldeiras aquotubulares, quatro grupos turbogeradores, estações redutores de pressão e diversas turbinas de acionamento mecânico.

A produção de vapor vivo se dá em uma caldeira que opera a 43 bar abs @ 400 °C e em quatro caldeiras operando a 22 bar abs @ 305 °C, e que geram respectivamente 150, 80, 90, 85, e 72 ton/h de vapor, consumindo a cada hora aproximadamente 210 toneladas de bagaço.

Uma bomba acionada por turbina a vapor fornece a água de alimentação das caldeiras 07, 08, 09 e 10 (22 bar abs) na pressão de 35 bar abs. A caldeira 11(43 bar abs) recebe água de alimentação a 60 bar abs, fornecida por uma motobomba. Para suprir as perdas de vapor e condensado que ocorrem ao longo do processo são necessárias cerca de 12 ton/h de água de reposição.

No total são gerados 24.400 kW de potência elétrica, sendo 13.300 kW consumidos na usina e os restantes 11.100 kW exportados para a concessionária através de dois ramais em 13,8 kV até a S.E. Macatuba. Os quatro grupos turbogeradores operam em 13,8 kV, 60 Hz, têm fator de potência nominal igual a 0,8 e as seguintes potências nominais:

- TG2: potência aparente 1,75 MVA;
- TG3: potência aparente 6,63 MVA;
- TG4: potência aparente 3,75 MVA;
- TG5: potência aparente 18,75 MVA;

As participações dos grupos geradores G2, G3, G4 e G5 no total de energia elétrica produzida são respectivamente de 1.500 kW, 3.100 kW, 3.400 kW e 16.400 kW.

Todos os geradores são acionados por turbinas de contrapressão acopladas através de redutores de velocidade com rotação de saída igual a 1800 rpm. Os parâmetros do vapor vivo e de escape da turbina do gerador G5 são 43 bar abs @ 400 °C e 2,5 bar abs @ 135 °C respectivamente. Para as turbinas dos geradores 2 a 4 são válidos os parâmetros 22 bar abs @ 305 °C e 2,5 bar abs @ 150 °C para a admissão e escape.

A usina São José conta com duas linhas de moagem, sendo a primeira de maior capacidade composta por moendas do tipo 37X78 e a segunda por moendas do tipo 30X54.

O acionamento do primeiro conjunto que tem capacidade de processar 14.400 toncana/dia conta com seis turbinas de contrapressão distribuídas da seguinte maneira:

- 01 turbina acionando 01 nivelador, acoplado por redutor de alta;
- 02 turbinas acionando 01 picador cada, acopladas por redutores de alta;
- 01 turbina para o acionamento do desfibrador, acoplada por redutor de alta, e;
- 03 turbinas para o acionamento de dois ternos cada, de um total de seis ternos de moendas, acopladas por redutores de alta e de baixa.

A potência mecânica total aproximada para o acionamento deste conjunto é de 8600 kW. Todas as turbinas são de múltiplo estágio e consomem vapor vivo a 22 bar abs @ 305 °C, sendo os parâmetros do escape iguais a 2,5 bar abs @ 175 °C.

O segundo trem de moagem com capacidade de 7.200 toncana/dia apresenta acionamento mecânico com potência total aproximada de 3600 kW, composto como se segue:

- 01 turbina para o acionamento do picador, acoplada por redutores de alta;
- 01 turbina para o acionamento do desfibrador, acoplada por redutor de alta, e;
- 02 turbinas múltiplo estágios para o acionamento dos ternos agrupados 3 a 3 acopladas por redutores de alta e de baixa.

O consumo de vapor de escape pelo processo (2,5 bar abs @ 130 °C) é de aproximadamente 445 ton/h, sendo fornecido de acordo com o apresentado a seguir:

- 222 ton/h supridos pelos turbogeradores 2, 3, 4 e 5;
- 113 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico do primeiro trem de moagem;
- 47 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico do segundo trem de moagem.
- 28 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico do exaustor e ventilador da caldeira CBC e turbobomba de alimentação de água das caldeiras de 42 bar abs;
- 4,6 ton/h supridos pela turbina de acionamento mecânico da turbobomba de alimentação de água das caldeiras de 22 bar abs;
- 16 ton/h supridos pelas turbinas de acionamento mecânico das turbobombas de água dos multijatos da fábrica de açúcar;
- 13 ton/h supridos por uma válvula redutora de 22 para 2,5 bar abs.

O processo ainda consome 31 ton/h de vapor de 22 bar abs.

Os dados apresentados anteriormente foram utilizados na determinação da eficiência para a geração de trabalho, que corresponde à relação entre o trabalho produzido (eletricidade + trabalho mecânico) e quantidade de energia fornecida ao sistema pelo combustível. Por intermédio de uma simulação do sistema de cogeração da usina São José utilizando o programa GateCycle, inserida no Anexo A deste trabalho, foi obtido um valor de eficiência para produção de trabalho de aproximadamente 9%.

A representação gráfica simplificada do sistema de cogeração da usina São José é dada pela figura 2.4:

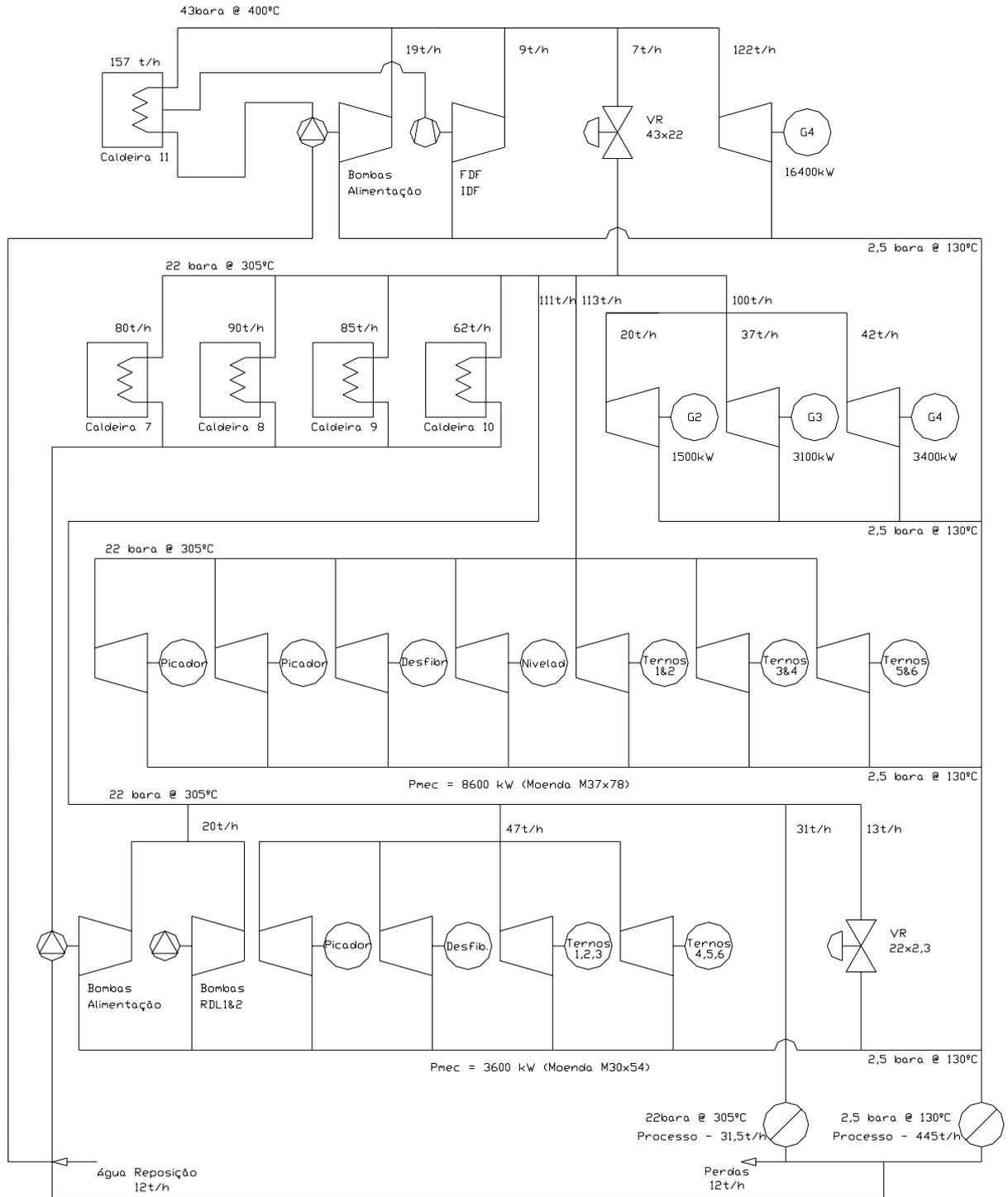


Figura 2.4 – Esquema Simplificado do Sistema de Cogeração da Usina São José

2.5 A Indústria Açucareira e as Emissões de Gases de Efeito Estufa

A indústria sucroalcooleira gera uma série de resíduos sólidos, líquidos e gasosos, como por exemplo, a torta de filtro, a vinhaça proveniente da destilação e as emissões devido a queimadas antes da colheita da cana. Entretanto, embora as queimadas também contribuam com as emissões de gases de efeito estufa (principalmente CO₂), este estudo se restringirá à observação dos resíduos do processo de cogeração, mais especificamente, das emissões produzidas pela queima do bagaço nos geradores de vapor das usinas.

O tipo e quantidade das emissões produzidas durante a cogeração dependem de vários fatores como as características do combustível utilizado (umidade, quantidade de cinzas, etc), as características dos equipamentos empregados para a sua queima e as condições de operação destes equipamentos.

Para se ter uma idéia da influencia do primeiro fator, seguem as principais características observáveis do bagaço combustível (SILVA, 1998):

- composição química elementar: quantidades percentuais de carbono (C) hidrogênio (H), enxofre (S), oxigênio (O), nitrogênio (N), umidade (W) e cinzas (A). Pode ser referida à base úmida (são considerados todos os componentes), base seca, (a parcela relativa á umidade é desconsiderada do cálculo da composição) ou base combustível, (as parcelas relativas à umidade e às cinzas são desconsideradas).
- composição técnica aproximada: quantidades percentuais de substancias voláteis (V), coque (K), umidade (W) e cinzas (A). Também pode ser expressa em base úmida, seca ou combustível.
- poder calorífico: quantidade de calor fornecida pelo combustível durante a combustão de uma unidade de massa do mesmo, podendo ser superior (PCS) ou inferior (PCI), respectivamente se for considerado o calor latente de vaporização da umidade contida no bagaço ou não.
- composição granulométrica.
- composição das cinzas.

Com base nas características acima é possível definir o tipo de emissões esperado. Considerando a composição do bagaço, sabe-se que o nível de emissões de compostos do tipo SO_x é muito baixo, pois a quantidade de enxofre presente no combustível é bastante reduzida.

Em relação às características dos equipamentos utilizados para a combustão, um dos principais fatores que afetam as emissões é o sistema de queima empregado, dentre os quais podem ser citados: queima em suspensão, queima sobre grelha móvel, queima sobre grelha fixa com limpeza periódica ou contínua. O tipo de processo influencia a concentração de cinzas nos gases, devido ao maior ou menor arraste de partículas durante a circulação dos gases no interior da caldeira (SILVA, 1998).

As condições operacionais da caldeira também afetam as emissões, pois destas dependem o quão completa a queima se processará. Este fator também afeta a composição dos gases de combustão. Um exemplo desta influência é a formação de poluentes orgânicos durante queimas incompletas ou presença de CO (monóxido de carbono) nos gases de combustão (SILVA, 1998).

Com base nas informações anteriores, nota-se que o número de variáveis que determinam o tipo e quantidade de emissões é bastante vasto. Porém, isto não impede que sejam definidos índices típicos de emissões para sistemas de cogeração normalmente encontrados, baseados em medições.

Adicionalmente ao já exposto, as emissões efetivas de um sistema de cogeração, dependem ainda das medidas de controle adotadas para reduzir a concentração de poluentes dos gases de combustão.

Estas medidas podem ser preventivas ou corretivas. Como exemplo, do primeiro grupo tem-se a recirculação dos produtos de combustão para a redução do nível de NO_x . Dentre as medidas de controle que atuam sobre os gases após a combustão podem ser citados os equipamentos de controle de particulados, como ciclones, lavadores de gases e precipitadores eletrostáticos, ou redução seletiva não-catalítica, através da injeção de amônia na fornalha, para o controle de NO_x (SILVA, 1998)

A aplicação destas medidas está condicionada aos níveis de emissões admissíveis no local de sua ocorrência definidos pelas instituições de proteção ambiental com base em estudos dos efeitos dos poluentes sobre o meio ambiente e sociedade. Busca-se sempre atender aos requisitos mínimos definidos pelas normas de qualidade do ar da forma mais atrativa possível do ponto de vista econômico.

No capítulo específico que trata da cogeração na indústria açucareira e sua relação com o meio ambiente são apresentados os valores típicos das emissões dos sistemas de cogeração para diferentes tecnologias de geração e de controle de emissões.

2.6 Considerações Finais sobre a Revisão Bibliográfica

Com base na bibliografia analisada podem ser traçadas algumas considerações adicionais que contribuem para a melhor compreensão e justificativa do tema proposto.

O primeiro ponto importante a ser destacado refere-se a abordagem da eletrificação dos dispositivos de preparo e extração de caldo que se apóia no fato de que inúmeros autores (UPADHIAYA, 1992; NOEL, 1995; HAESSLEIN, 1995; BELOTTI, 1995; SINGH, 1999; MASON, 2001; TAMBELLINI, 2002) mencionam que usinas operando com sistemas de preparo e extração eletrificados apresentam eficiência energética superior àquelas com acionamentos mecânicos, porém não existem estudos conclusivos a este respeito, comparando qual o efeito da eletrificação das moendas sobre a eficiência destas plantas.

Outro fator que avaliza a proposta desta dissertação é o fato de que as análises de sistemas de cogeração normalmente se restringem à avaliação da casa de força sem considerar de maneira integrada a eletrificação dos acionamentos das linhas de moagem (CARPIO, 2001, JAGUARIBE, 2002; RAMOS, 2003).

A análise da elevação dos parâmetros de geração vapor da planta de cogeração também abordada no trabalho foi realizada considerando a menção de vários autores de que esta alteração melhora a eficiência para a produção de trabalho dos sistemas e que isto pode indicar uma tendência de que este tipo de configuração seja amplamente adotada (OGDEN, 1990; NURSE, 1990; BAREDA DEL CAMPO, 1999; AVRAM-WAGANOFF, 2001; LOWRY ET AL, 2001, CARPIO, 2001, CARPIO, 2002).

Os aspectos ambientais das usinas relacionados a comercialização de créditos de carbono, embora mencionados por alguns autores (NAUDÉ, 1999; DIXON, 2000; MELLO, 2001; AGUIAR, 2003) também não são normalmente considerados nas avaliações econômicas, embora venha se tornando importante fator nos projetos de sistemas de cogeração em usinas de açúcar e álcool (CRUZ, 2001; ALCOOLBRÁS, 2003), o que sugere que estes sejam analisados. Vale ressaltar ainda que a utilização de sistemas com eficiências mais altas contribuem com a redução de emissões, por possibilitarem a geração de mais energia sem elevar a quantidade de poluentes (SANTO, 1998).

Capítulo 3 Cogeração com Ciclo a Vapor

Este capítulo trata dos conceitos termodinâmicos da cogeração com ciclo a vapor e apresenta as configurações mais usuais destes sistemas.

3.1 Introdução

A geração conjugada de potência e calor, ou cogeração, na indústria sucroalcooleira é comumente realizada através de sistemas cuja concepção tem como princípio os ciclos a vapor, sendo normalmente considerado como base o ciclo Rankine adaptado para condições específicas.

Os arranjos usuais são do tipo Topping, no que diz respeito à seqüência de produção das formas de energia. O processo industrial utiliza-se da energia térmica rejeitada pelo sistema de geração de potência que ocorre em um nível de parâmetros superiores (HORLOCK, 1987).

As possíveis configurações que têm como base os ciclos a vapor apresentam uma série de características comuns. Entretanto 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.

Estas duas configurações serão apresentadas e analisadas nas seções subseqüentes à primeira parte deste capítulo, que trata dos ciclos a vapor, considerando diferentes parâmetros de vapor e sua influência sobre a eficiência dos sistemas.

3.2 Ciclos a Vapor

Os ciclos a vapor são os mais difundidos para a geração de potência tendo sido propostos por volta de 1850 quase que simultaneamente por Rankine, físico e engenheiro escocês, e Clausius, físico alemão (JONES, 2000)

Por permitir a utilização de combustíveis de várias naturezas no estado sólido, líquido ou gasoso para a produção de vapor em uma caldeira, que aciona uma turbina para a produção de potência, apresenta grande versatilidade (BAREDA DEL CAMPO, 1999). Esta característica garante uma fácil adaptação deste ciclo às condições da indústria sucroalcooleira.

Outro fato relevante relacionado a estes ciclos é a possibilidade de utilizá-los para a geração simultânea de potência e calor, conseguida com pequenas alterações do sistema. Esta variante é muito difundida, pois promove o fornecimento das duas formas de energia mencionadas a partir de uma determinada quantidade de energia primária, menor que a soma dos montantes necessários para a produção dos mesmos valores de trabalho e calor em sistemas independentes (HORLOCK, 1987). Esta vantagem é observada especialmente nos casos em que o consumo de calor é elevado, ou seja, em sistemas que possuem alta relação calor / trabalho (Q/W).

A seguir são esclarecidos os fundamentos teóricos do ciclo a vapor, bem como as principais características dos seus componentes básicos.

3.2.1 Considerações Teóricas sobre o Ciclo de Rankine

Normalmente os ciclos a vapor têm a água como fluido de trabalho, cujo estado se alterna entre vapor e condensado. Basicamente, estes ciclos são constituídos de quatro fases distintas, que ocorrem em cada um dos componentes principais do ciclo. (JONES, 2000)

A figura 3.1 mostra o diagrama $T = f(s)$ para um Ciclo de Rankine teórico simples:

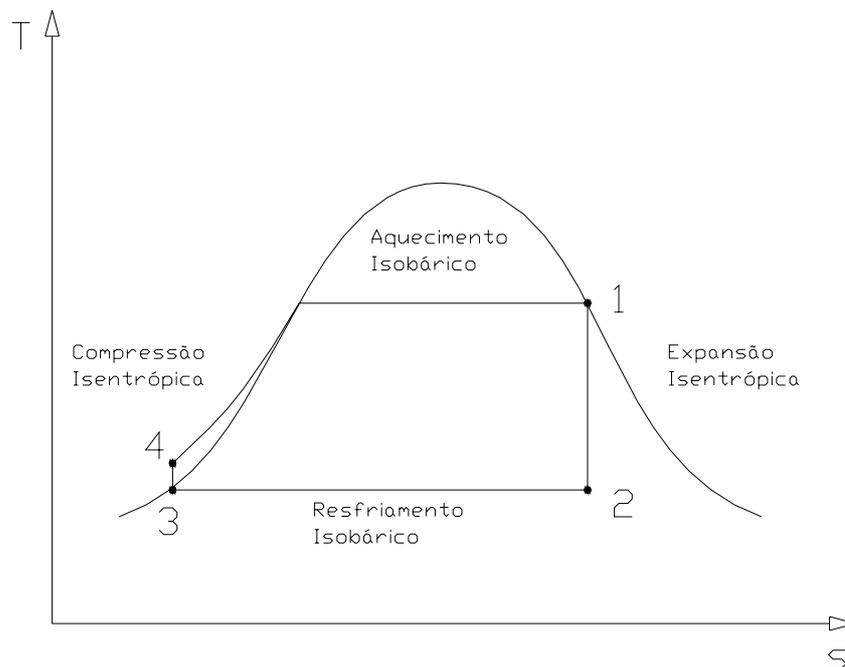


Figura 3.1 – Ciclo de Rankine Teórico

cujas fases são detalhadas a seguir:

- fase 1-2: o vapor saturado seco se expande de forma isentrópica produzindo trabalho;
- fase 2-3: o vapor úmido cede calor à fonte fria, condensando-se em um processo isobárico;
- fase 3-4: ao atingir o ponto de saturação o líquido é comprimido isentropicamente até a pressão máxima do ciclo;
- fase 4-1: o líquido comprimido é então aquecido até a temperatura de saturação e posteriormente evaporado, sempre a pressão constante, até atingir as propriedades do ponto 1, reiniciando o ciclo.

Os processos descritos a seguir se desenvolvem normalmente em sistemas constituídos pelos componentes apresentados na figura 3.2, que serão detalhados na próxima seção:

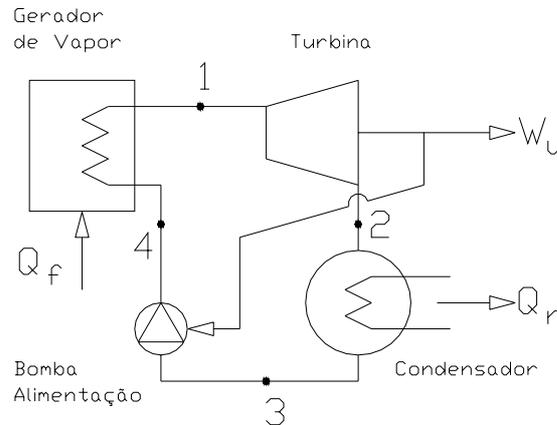


Figura 3.2 – Esquema do Ciclo de Rankine – Componentes Principais

É importante ressaltar que para efeito de simplificação, o volume de controle considerado não inclui a fornalha do gerador de vapor. O limite do volume é dado pela superfície dos tubos da caldeira, que recebem o calor proveniente dos gases de combustão.

Este ciclo tem a eficiência térmica dada por:

$$\eta_c = \frac{W_u}{Q_f} \quad [3.1]$$

onde:

W_u - trabalho útil produzido pelo ciclo, dado pela diferença entre o trabalho produzido pela turbina e o consumido pela bomba de alimentação de água;

Q_f - calor fornecido ao sistema.

A representação gráfica do fluxo energético é apresentada de forma simplificada pela figura 3.3.

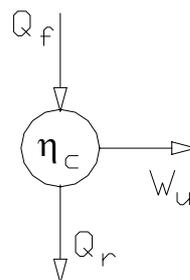


Figura 3.3 – Fluxo Energético Simplificado de uma Planta de Geração de Potência

Porém, os ciclos normalmente empregados para sistemas de geração de potência apresentam alguns desvios em relação ao ciclo teórico. Estas diferenças podem ser intencionalmente provocadas ou podem resultar de efeitos indesejáveis, porém inevitáveis, associados a sistemas reais, como por exemplo, as irreversibilidades.

Um exemplo que se encaixa no grupo das causas intencionais é o superaquecimento do vapor a ser admitido pela turbina, com o objetivo de aumentar a eficiência térmica do ciclo para certos limites de pressão, variante largamente aplicada.

Entre as causas dos desvios intrínsecos de sistemas reais podem ser citadas como exemplo as perdas de pressão nas tubulações do sistema, perdas de calor e as irreversibilidades nos processos de expansão e compressão, causando aumento de entropia.

Na figura 3.4 são representados os efeitos do superaquecimento do vapor e das irreversibilidades durante o processo de expansão:

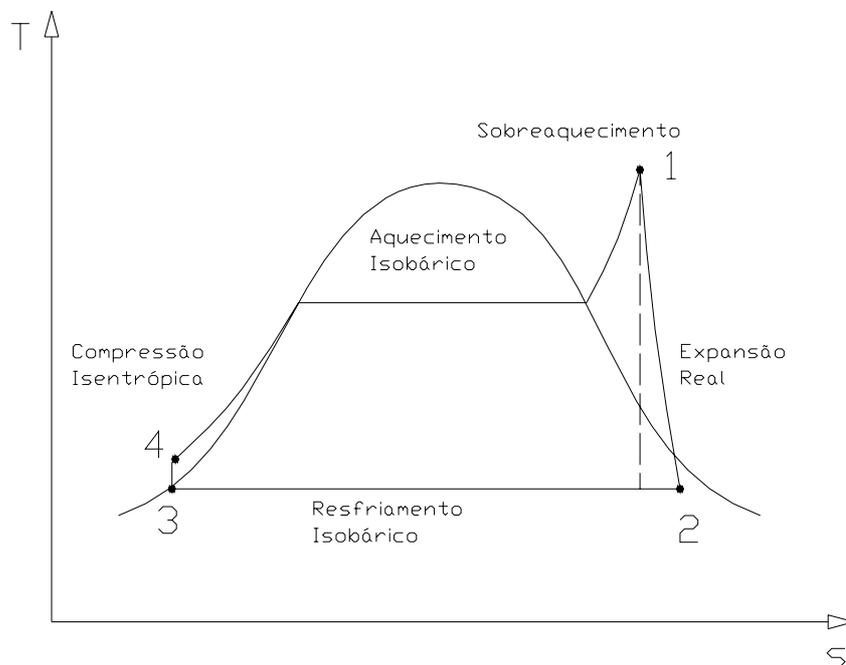


Figura 3.4 – Ciclo de Rankine - Efeito do Superaquecimento do Vapor e Irreversibilidades do Processo de Expansão

Para este caso, a forma de determinação da eficiência é idêntica à aplicada ao ciclo básico. Os fluxos energéticos envolvidos no processo também se apresentam de forma equivalente.

Entretanto, é importante ressaltar que os valores das grandezas mencionadas acima estão sujeitos às variações decorrentes dos desvios encontrados entre o sistema atual e o inicialmente avaliado.

Uma vez introduzidos os ciclos a vapor para a geração de trabalho é possível evoluir para uma situação um pouco mais complexa, na qual exista interesse na geração de calor juntamente a geração de potência, a fim de atender um consumidor que demande os dois tipos de energia mencionados simultaneamente.

Para exemplificar a condição descrita acima, pode-se citar uma usina de açúcar e álcool, onde se observa demanda simultânea e intensiva por trabalho e calor para a realização das diversas etapas do processo de transformação da matéria-prima nos produtos finais.

Uma solução óbvia para atender tal necessidade energética é dada pela associação de uma planta de geração de energia térmica, como uma caldeira, a uma planta de geração de potência. Os dois sistemas operando em paralelo são então capazes de produzir toda energia exigida pelas cargas, nas quantidades e naturezas adequadas.

A figura 3.5 representa um esquema da solução sugerida:

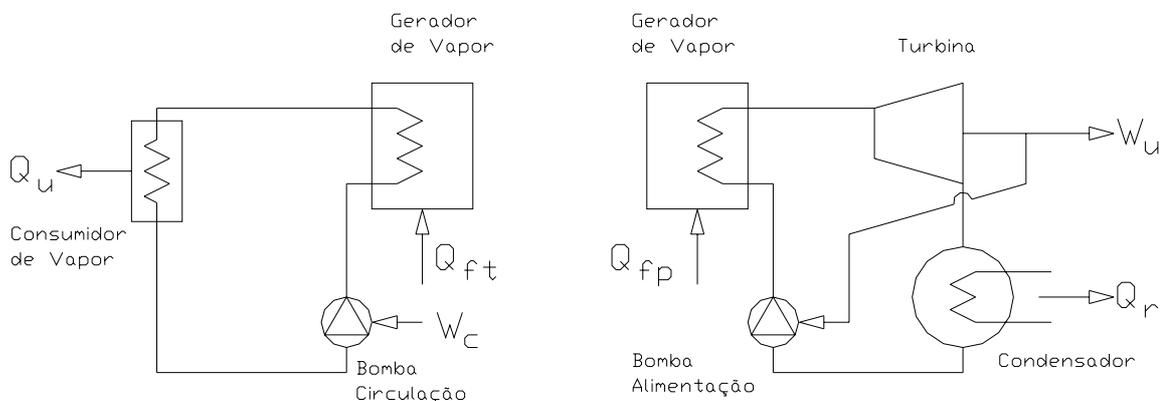


Figura 3.5 – Esquema de Planta de Geração de Energia Térmica e Potência

Sendo o fluxo energético simplificado, desconsideradas as perdas da planta de geração de vapor, dado pela figura 3.6:

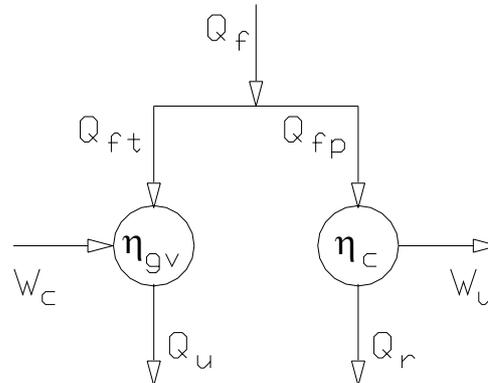


Figura 3.6 – Fluxos Energéticos de uma Planta de Geração de Potência Associada a uma Planta de Geração de Vapor

Entretanto existem alternativas mais atraentes, capazes de gerar os mesmos montantes de energia produzidos pelo sistema da figura 3.6, a partir de uma quantidade de calor inferior à fornecida a planta apresentada na figura 3.5.

Para demonstrar esta afirmação, será introduzido o conceito de sistema de cogeração, ilustrado por um exemplo.

Assim, define-se como sistema de cogeração um sistema capaz de transformar a energia primária proveniente de uma determinada fonte em dois ou mais tipos de energia útil simultaneamente (SCHMITZ, 1996).

O exemplo considerado é derivado de um ciclo Rankine e consiste em uma turbina que fornece trabalho em seu eixo e calor útil através de uma tomada de vapor. Uma parcela do vapor admitido, m , é extraída de um ponto intermediário da turbina e direcionada a um consumidor de vapor, enquanto que a parcela restante, $1-m$, é expandida ao longo dos estágios restantes da turbina.

Esta configuração corresponde a um sistema de cogeração com turbina de extração e condensação, cujo ciclo termodinâmico é dado pela figura 3.7.

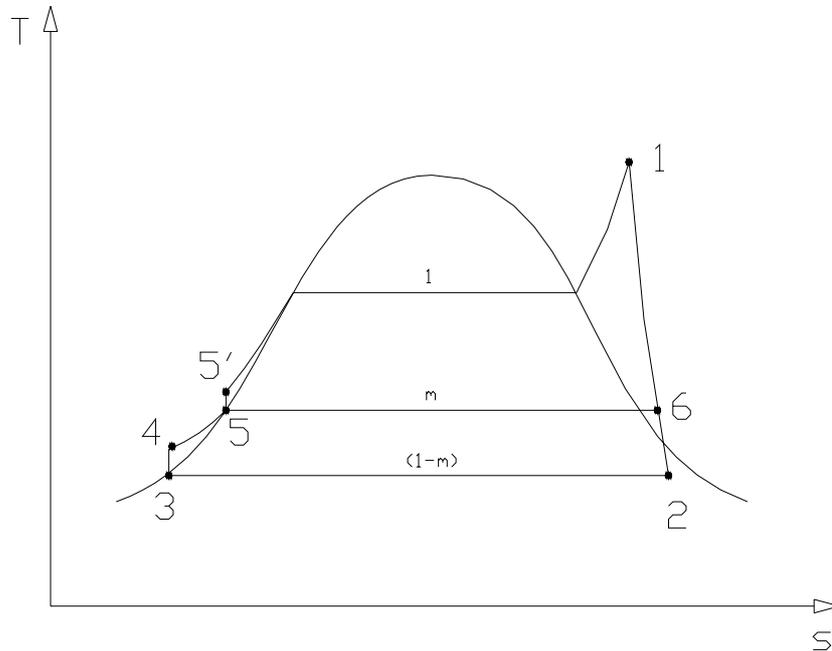


Figura 3.7 – Ciclo de Rankine Modificado para um Sistema de Cogeração com Turbina de Extração-Condensação

As fases deste ciclo são bastante semelhantes às do ciclo de Rankine básico, sendo as principais diferenças dadas por:

- fase 6-5: condensação da parcela de vapor m , pela cessão de calor ao consumidor de vapor;
- fase 4-5: aquecimento da parcela de líquido $1-m$ até temperatura aproximadamente igual à de saturação do condensado proveniente do consumidor de vapor;
- fase 5-5': compressão da quantidade total de condensado até a pressão de admissão da turbina.

Estas fases são processadas em componentes adicionais aos que constituem um ciclo de Rankine básico, sendo estes: consumidor de vapor, que representa a carga térmica suprida pelo vapor extraído da turbina; pré-aquecedor de condensado; e bomba de alimentação adicional.

A figura 3.8 corresponde ao esquema de um ciclo a vapor para cogeração com uma turbina de extração e condensação, com a indicação dos componentes principais:

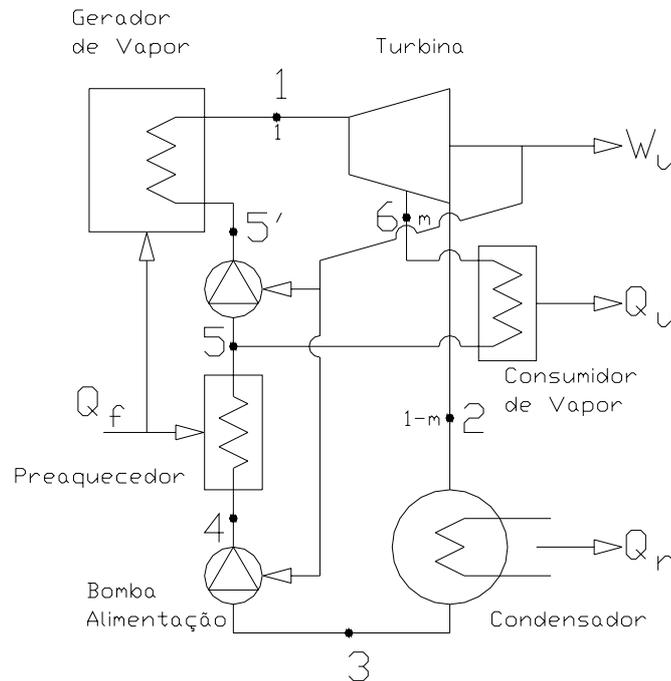


Figura 3.8 – Esquema do Ciclo de Rankine Modificado para Cogeração com Condensação-Extração - Componentes Principais

Neste esquema pode ser observado o fluxo adicional de energia que deixa o sistema, dado por Q_u , que corresponde ao calor útil fornecido a carga térmica. A representação gráfica do fluxo energético deste sistema é pela figura 3.9.

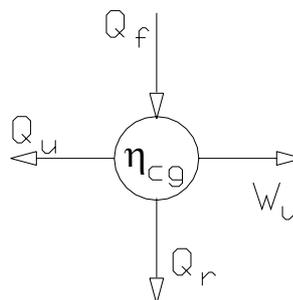


Figura 3.9 – Fluxo Energético Simplificado de uma Planta de Cogeração

A partir dos diagramas dos fluxos de energia dos dois sistemas anteriores é possível determinar a eficiência de cada uma das partes do sistema relacionando as saídas às entradas.

Porém, a performance global para um sistema que gera potência e calor não é bem representada pelo parâmetro eficiência, devido às diferenças existentes entre a eficiência da parte que gera potência e da parte que gera calor (HORLOCK, 1987).

Por isso definem-se muitos outros critérios de performance para plantas deste tipo, sendo um dos mais simples o *fator de utilização de energia*, *EUF* (*energy utilization factor*), que expressa a relação entre a soma do calor e potência úteis produzidos e a quantidade de energia entregue ao sistema, como se segue:

$$EU F = \frac{W_u + Q_u}{Q_f} \quad [3.2]$$

onde:

W_u - trabalho útil produzido pelo sistema;

Q_u - calor útil produzido pelo sistema;

Q_f - calor fornecido ao sistema.

Obs: o valor do trabalho necessário para o acionamento da bomba de circulação foi desprezado.

Todavia, é importante ressaltar que este parâmetro apresenta uma deficiência, que consiste em atribuir valores iguais ao trabalho e ao calor úteis produzidos. Isto não é verdade, pois o valor associado a cada tipo de energia em questão é distinto, de acordo com a diferença de qualidade entre as mesmas. Porém, como os valores de trabalho e calor a serem comparados são iguais para os sistemas sob análise, este fator não compromete os resultados apresentados (HORLOCK, 1987).

Feitas estas considerações, segue-se o cálculo do EUF para os sistemas apresentados, iniciando-se pela configuração apresentada na figura 3.6, com base em valores de eficiência típicos da configuração sob avaliação:

$$EU F_c = \frac{W_u + Q_u}{Q_{fc}} = \frac{W_u + Q_u}{Q_{ft} + Q_{fp}} = \frac{W_u + Q_u}{\frac{W_u}{\eta_c} + \frac{Q_u}{\eta_{gv}}} \quad [3.3]$$

Para simplificar esta expressão pode-se expressar o valor do calor útil em função do valor do trabalho útil, definindo a relação entre a demanda de calor e de trabalho, λ_D , como se segue:

$$\lambda_D = \frac{Q_u}{W_u} \quad [3.4]$$

Realizando a substituição, vem:

$$EUF_c = \frac{\frac{W_u + \lambda_D \cdot W_u}{\eta_c + \frac{\lambda_D \cdot W_u}{\eta_{gv}}}}{\frac{1 + \lambda_D}{\eta_c + \frac{\lambda_D}{\eta_{gv}}}} = \frac{1 + \lambda_D}{\frac{1}{\eta_c} + \frac{\lambda_D}{\eta_{gv}}} = \frac{1 + \lambda_D}{\eta_{gv} + \lambda_D \cdot \eta_c} \Rightarrow EUF_c = \frac{(1 + \lambda_D) \eta_c \cdot \eta_{gv}}{\eta_{gv} + \lambda_D \cdot \eta_c} \quad [3.5]$$

Repetindo o procedimento para o sistema de cogeração, vem:

$$EUF_{cg} = \frac{W_u + Q_u}{Q_{fcg}} = \frac{W_u + Q_u}{\frac{W_u}{\eta_{cg}}} = \frac{W_u + \lambda_D \cdot W_u}{\frac{W_u}{\eta_{cg}}} = \frac{1 + \lambda_D}{\frac{1}{\eta_{cg}}} \Rightarrow EUF_c = (1 + \lambda_D) \eta_{cg} \quad [3.6]$$

Considerando para o sistema de cogeração, que os pontos de operação 1, 2, 3 e 4 e o valor do fluxo de entrada Q_f sejam semelhantes aos de um ciclo de geração de potência, observa-se que o valor do calor rejeitado pela planta de cogeração, Q_r , é menor que o calor rejeitado pela planta de geração de potência.

Por outro lado o valor do trabalho útil produzido pela planta de cogeração W_u é menor que o do ciclo Rankine original, pois uma parcela do vapor introduzido na turbina é extraído antes de ser totalmente expandido, reduzindo a quantidade de trabalho disponível no eixo. Desta forma o valor da eficiência do sistema de cogeração η_{cg} é menor que a da planta de geração de potência convencional η_c .

Entretanto é possível demonstrar que a menor eficiência de geração de trabalho do sistema de cogeração é compensada pelo calor útil produzido. O efeito final é a redução da quantidade de calor necessário a ser fornecido ao sistema de cogeração para atender as demandas de trabalho e calor, frente ao montante exigido pelo sistema combinado planta de geração de potência e gerador de vapor.

O equacionamento de tal hipótese é dado por:

$$Q_{fc} - Q_{fcg} > 0 \Rightarrow \frac{W_u}{\eta_c} + \frac{Q_u}{\eta_{gv}} - \frac{W_u}{\eta_{cg}} > 0 \Rightarrow \frac{1}{\eta_c} + \frac{\lambda_D}{\eta_{gv}} - \frac{1}{\eta_{cg}} > 0 \quad [3.7]$$

Para possibilitar a eliminação do termo η_{cg} , o fluxo energético do sistema de cogeração será representado pela forma equivalente dada pela figura 3.10.

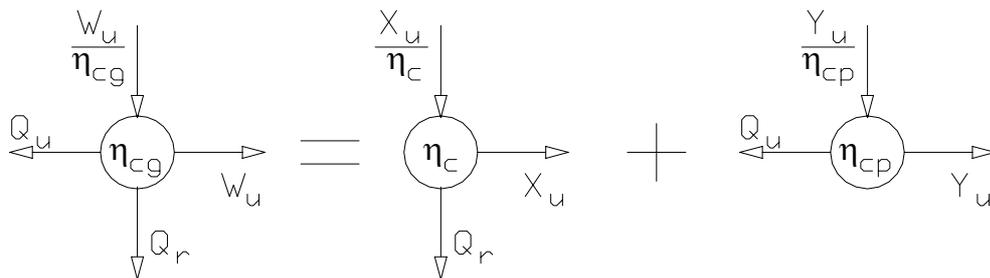


Figura 3.10 – Fluxo Energético Equivalente de uma Planta de Cogeração

no qual parte do trabalho é gerado em uma planta de geração de potência, X_u , e parte é gerado em uma planta de cogeração com turbina de contra-pressão, Y_u , que equivale a uma planta de cogeração em que a todo o vapor admitido na turbina é extraído de uma posição intermediária. Assim:

$$W_u = X_u + Y_u \quad [3.8]$$

Assim, pode-se determinar a quantidade de calor fornecido ao sistema de cogeração como:

$$Q_{fcg} = \frac{W_u}{\eta_{cg}} = \frac{X_u}{\eta_c} + \frac{Y_u}{\eta_{cp}} \quad [3.9]$$

Outra consideração importante é que como não há calor rejeitado na planta de cogeração com turbina de contra-pressão, o EUF é igual à unidade, ou seja:

$$EUF_{cp} = \frac{Y_u + Q_u}{\frac{Y_u}{\eta_{cp}}} = 1 \Rightarrow \frac{Y_u}{\eta_{cp}} = Y_u + Q_u \quad [3.10]$$

Substituindo a equação 3.9 em 3.7, vem:

$$Q_{jc} - Q_{fcg} > 0 \Rightarrow \frac{W_u}{\eta_c} + \frac{Q_u}{\eta_{gv}} - \left(\frac{X_u}{\eta_c} + \frac{Y_u}{\eta_{cp}} \right) > 0 \Rightarrow \frac{W_u}{\eta_c} - \frac{X_u}{\eta_c} + \frac{Q_u}{\eta_{gv}} - \frac{Y_u}{\eta_{cp}} > 0 \Rightarrow \frac{Y_u}{\eta_c} + \frac{Q_u}{\eta_{gv}} - \frac{Y_u}{\eta_{cp}} > 0 \quad [3.11]$$

E, substituindo a equação 3.10 em 3.11, tem-se:

$$\frac{Y_u}{\eta_c} + \frac{Q_u}{\eta_{gv}} - \frac{Y_u}{\eta_{cp}} > 0 \Rightarrow \frac{Y_u}{\eta_c} + \frac{Q_u}{\eta_{gv}} - Y_u - Q_u > 0 \Rightarrow \frac{Y_u}{\eta_c} - Y_u + \frac{Q_u}{\eta_{gv}} - Q_u > 0 \quad [3.12]$$

Considerando que os valores de eficiência da planta de geração de vapor η_{gv} e de geração de potência η_c são necessariamente menores que 1, então demonstra-se a hipótese de que a planta de cogeração é a alternativa que apresenta o EUF mais elevado.

Assim justifica-se a escolha dos sistemas de cogeração como a solução para geração de calor e potência. Ao final do capítulo são então comparados os sistemas com turbinas de contra-pressão e turbinas de condensação extração.

3.2.2 Componentes Básicos do Ciclo a Vapor

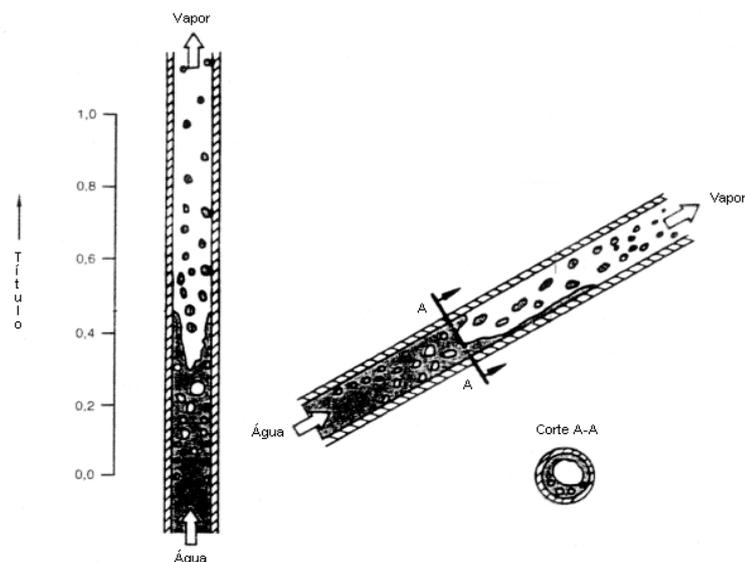
Cada um dos equipamentos de um ciclo a vapor simples é detalhado a seguir. Dentre os aspectos abordados estão as características básicas, os principais tipos, os processos envolvidos e o seu equacionamento termodinâmico.

3.2.2.1 Gerador de Vapor

O gerador de vapor é o componente do ciclo no qual ocorre o fornecimento de calor ao fluido de trabalho. A energia proveniente da queima de um combustível, reaproveitamento de calor rejeitado por algum processo, de um reator nuclear ou outra fonte de calor é transferida ao líquido previamente comprimido até que a temperatura do mesmo atinja o valor definido para o ciclo em questão.

Inicialmente o líquido de trabalho é aquecido até a temperatura de ebulição. A partir deste ponto, o calor fornecido provoca a mudança de estado à temperatura constante, sendo que a entalpia, o volume e o título aumentam até que todo o líquido seja vaporizado, atingindo o estado de vapor saturado. A continuação do fornecimento de calor além deste estágio promoverá o superaquecimento do vapor (LEHMAN, 1995).

A figura 3.11 mostra como ocorre o processo de vaporização no interior de um tubo:



Fonte: LEHMANN, 1995

Figura 3.11 – Processo de Vaporização no Interior de Tubos Verticais e Inclinados

A maioria dos geradores de vapor podem ser classificados em dois tipos construtivos principais (VÁRIOS AUTORES, 2001 – [16]):

- caldeiras flamotubulares;
- geradores de vapor aquotubulares.

As caldeiras flamotubulares são compostas por um vaso de pressão cilíndrico que abriga em seu interior um ou dois tubos-fornalha, no interior do qual se processa a queima do combustível, e um feixe de tubos, conectados a saída dos tubos-fornalha, por onde circulam os gases resultantes da combustão. O conjunto tubos-fornalha-feixe de tubos fica imerso em água, que recebe o calor produzido durante o processo de queima, é aquecida até o ponto de ebulição e vaporizada. O vapor saturado produzido acumula-se na parte superior do vaso de pressão, podendo ser superaquecido em um trocador de calor adicional, se necessário.

Este tipo de equipamento apresenta potência limitada, baixas pressões e temperaturas de operação, bem como baixo rendimento. Como vantagens podem ser citados o baixo custo relativo e a alta capacidade de armazenamento de energia, dado o grande volume de água contido no vaso de pressão (VÁRIOS AUTORES, 2001 – [16]).

As caldeiras flamotubulares têm seu emprego restrito a processos industriais de pequena escala e a plantas de geração de energia como caldeiras auxiliares.

Devido às limitações de vazão apresentadas pelas caldeiras flamotubulares o que se observa na maioria das aplicações industriais são geradores de vapor aquotubulares. Neste tipo de equipamento a água flui pelo interior de tubos que têm a superfície externa aquecida por chamas ou gases resultantes da combustão, presentes no interior da fornalha. A superfície de troca de calor e a fornalha possuem forma e dimensões definidas de acordo com a necessidade de transmissão de calor requerida pelo sistema de geração de vapor, determinando assim a sua potência.

A superfície de troca de calor de um gerador de vapor aquotubular é composta por vários trocadores de calor conectados uns aos outros, sendo que em cada um deles uma parte do calor é transmitido ao fluido de trabalho. Podem-se citar como principais superfícies o economizador, ou pré-aquecedor de água de alimentação, o evaporador, os superaquecedores e os reaquadadores intermediários. Podem existir ainda outras superfícies de troca de calor

além das que compõem o vaso de pressão, como por exemplo, a utilizada para o aquecimento do ar empregado na combustão.

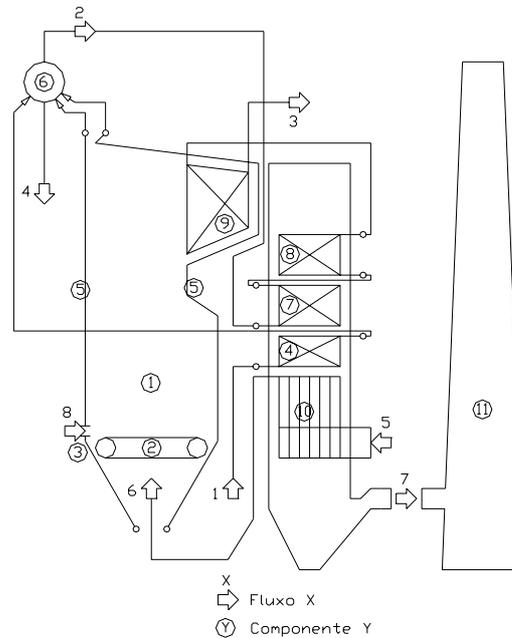
O tipo de material empregado e a espessura da parede dos componentes que contém o fluido de trabalho são definidos pelos valores de temperatura e pressão de operação do gerador. Estas características têm forte influência sobre o custo do equipamento, bem como sobre sua eficiência. Para valores elevados de temperatura e pressão de trabalho, obtêm-se eficiências mais altas, porém faz-se necessário empregar materiais mais nobres e resistentes, que apresentam por sua vez custos maiores. Assim deve-se sempre buscar uma solução de compromisso para a concepção destes equipamentos.

Além do vaso de pressão um gerador de vapor conta ainda com outros componentes, sendo os principais brevemente apresentados a seguir (SILVA, 2004):

- queimador – dispositivo responsável por promover a queima eficiente e ambientalmente correta do combustível, minimizando o impacto ambiental e proporcionando a regulação adequada da combustão. Dependendo do estado físico do combustível, tem-se grelhas fixas ou móveis, leito fluidizado, queimadores de particulados, líquidos ou gases. No caso de usinas de açúcar e álcool encontram-se principalmente grelhas móveis;
- estrutura de sustentação – suporta o vaso de pressão, permitindo que este possa se dilatar livremente, quando submetido às altas temperaturas dos gases de combustão. Os geradores de vapor podem ainda ser do tipo auto-sustentados, quando os próprios tubos formam a estrutura de suportaçãõ;
- invólucro – tem a função de confinar os gases, fazendo com que o calor dos mesmos seja transmitido ao fluido de trabalho, através da superfície de troca e não ao meio-ambiente. Em geradores antigos o fechamento era executado em alvenaria possuindo as partes internas compostas por materiais refratários. Em instalações mais recentes as paredes são formadas por tubos soldados uns aos outros, que reduzem a utilização de alvenaria ou até mesmo eliminam sua necessidade em alguns casos. Estas paredes de tubos, denominadas paredes d'água, são revestidas externamente por materiais com característica térmica isolante, que reduz as perdas de calor e de potência para o meio ambiente. Outra grande vantagem deste tipo construtivo é a baixa capacidade de armazenamento de calor, que reduz os tempo de partida e de resfriamento;

- chaminé – promove a circulação dos gases através do gerador de vapor, por meio do estabelecimento de uma diferença de pressão entre o interior da fornalha e a saída da chaminé.

O esquema simplificado de um gerador de vapor aquotubular é dado pela figura 3.12.



Fonte: NEST, 2000

Figura 3.12 – Esquema Simplificado de um Gerador de Vapor Aquotubular

Componentes

1. Fornalha
2. Grelha móvel
3. Alimentação de combustível
4. Economizador
5. Parede d'água
6. Tambor
7. Superaquecedor #1
8. Superaquecedor #2
9. Superaquecedor #3
10. Pré-aquecedor de ar
11. Chaminé

Fluxos

1. Água de alimentação
2. Vapor saturado
3. Vapor vivo
4. Purga
5. Admissão de ar
6. Ar para combustão
7. Gases de combustão
8. Combustível

A equação 3.13 define a eficiência de um gerador de vapor:

$$\eta_{gv} = \frac{\dot{m}_v (h_{vv} - h_{alim})}{\dot{m}_{comb} \cdot PCI_{comb}} \quad [3.13]$$

Onde:

η_{gv} - eficiência do gerador de vapor;

\dot{m}_v - vazão de vapor;

h_{vv} - entalpia do vapor vivo;

h_{alim} - entalpia da água de alimentação da caldeira;

\dot{m}_{comb} - vazão de combustível;

PCI_{comb} - poder calorífico inferior do combustível, considerado de acordo com critério estabelecido pela norma ASME, segundo citação de VERTIOLA, 1994.

Todavia, no caso de geradores de vapor que utilizam combustíveis sólidos para os quais os valores de vazão de combustível são desconhecidos aplica-se a equação do balanço indireto, através da qual o rendimento é definido a partir da diferença entre a unidade e a soma das perdas de calor em relação ao poder calorífico inferior do combustível que ocorrem no gerador de vapor, de acordo com a equação 3.14 (SILVA, 2004):

$$\eta_{gv} = \frac{PCI_{comb} - \sum_{i=2}^6 Q_i}{PCI_{comb}} = 1 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6) \quad [3.14]$$

Onde:

η_{gv} - eficiência do gerador de vapor;

PCI_{comb} - poder calorífico inferior do combustível;

$\sum_{i=2}^6 Q_i$ - somatória das perdas na caldeira;

q_2 - perdas com gases de escape;

q_3 - perdas por combustão química incompleta;

q_4 - perdas por combustão física incompleta;

q_5 - perdas ao meio ambiente;

q_6 - perdas devido à alta temperatura dos resíduos de cinzas.

3.2.2.2 Turbina a Vapor

A turbina é a máquina na qual se processa a conversão da energia térmica contida no vapor proveniente do gerador de vapor em energia mecânica, através de sua expansão. A primeira unidade foi construída e testada em 1883 pelo sueco Carl Gustav Patrik de Laval.

A conversão de energia em uma turbina pode se dar de duas formas: pelo processo de ação ou pelo processo de reação. É possível atribuir a mesma importância aos dois tipos de processo, sendo que frequentemente os dois podem ser observados em uma mesma máquina.

No processo de ação toda energia potencial contida no vapor é transformada em energia cinética nos injetores, sendo que o jato de vapor aplicado às palhetas do rotor as empurra, produzindo o movimento de rotação. Não há variação de pressão do vapor ao passar pelas palhetas do rotor.

Já no processo de reação, a energia potencial é transformada em cinética ao longo das palhetas fixas e também das palhetas do rotor (ou móveis). A expansão do vapor ao longo das palhetas móveis faz com o rotor seja empurrado pelo empuxo produzido, cuja ação se soma à força que atua sobre as palhetas devido à mudança de direção do vapor.

Estas características têm grande influência sobre a eficiência e custos das turbinas. As turbinas de ação de simples estágio são as mais baratas e menos eficientes, enquanto que as de reação e múltiplos estágios são aquelas que apresentam eficiência e custos elevados.

As turbinas podem ainda ser divididas em radiais ou axiais, de acordo com a direção do fluxo de vapor ao longo da máquina. As máquinas mais difundidas são a do tipo axial, nas quais o vapor flui na direção longitudinal.

Outra classificação dada às turbinas refere-se às condições do vapor de entrada. De acordo com a pressão de admissão têm-se os seguintes grupos (GLOY, 1987):

- turbinas de baixa pressão: pressão do vapor vivo abaixo de 10 bar;
- turbinas de média pressão: pressão do vapor vivo entre 10 e 88 bar;
- turbinas de alta pressão: pressão do vapor vivo entre 88 e 221 bar;
- turbinas de altíssima pressão: pressão do vapor acima da pressão crítica de 221 bar.

Quanto aos valores de temperatura de admissão têm-se (GLOY, 1987):

- turbinas a vapor saturado: temperatura do vapor vivo próximo do valor de saturação, levemente sobreaquecido;
- turbinas de média temperatura: temperatura do vapor vivo acima da temperatura de saturação até 485°C;
- turbinas de alta temperatura: temperatura do vapor vivo entre 485 e 565 °C;
- turbinas de altíssima temperatura: temperatura do vapor vivo acima de 565 °C.

Dependendo da pressão do escape de uma turbina, pode-se ter uma máquina de contra-pressão ou uma máquina de condensação.

No primeiro caso o vapor que deixa a turbina, cuja pressão é mais alta que a atmosférica, é direcionado a uma rede de vapor, onde a energia contida no mesmo será utilizada para fins de aquecimento ou para realização de algum processo industrial.

Tratando-se de uma máquina de condensação o vapor que deixa a turbina segue para o condensador, onde se processará sua condensação sob vácuo. A energia contida no vapor de escape é transmitida a um meio refrigerante sem ser reaproveitada.

As turbinas podem apresentar ainda tomadas intermediárias de vapor entre a admissão e o escape. Quando se trata de uma simples abertura pela qual uma parcela do vapor que entra na turbina é retirada, tem-se uma sangria. Já no caso de uma tomada de vapor, cuja vazão e pressão são controladas tem-se uma extração.

A potência de uma turbina a vapor pode variar em uma faixa extremamente ampla, desde alguns quilowatts (kW) até potências que superam um bilhão de watts (GW).

Estes equipamentos podem ser ainda classificados quanto a sua aplicação. Assim podem ser encontradas turbinas para usinas termelétricas, turbinas industriais, turbinas para usinas geradoras de calor, turbinas auxiliares, turbinas para acionamento de compressores e turbinas navais.

Os tipos mais comuns são as turbinas para usinas termelétricas, cujo objetivo é a geração de energia elétrica, e as turbinas industriais, que visam o fornecimento conjunto de calor e energia elétrica. No Brasil as turbinas mais encontradas são as industriais.

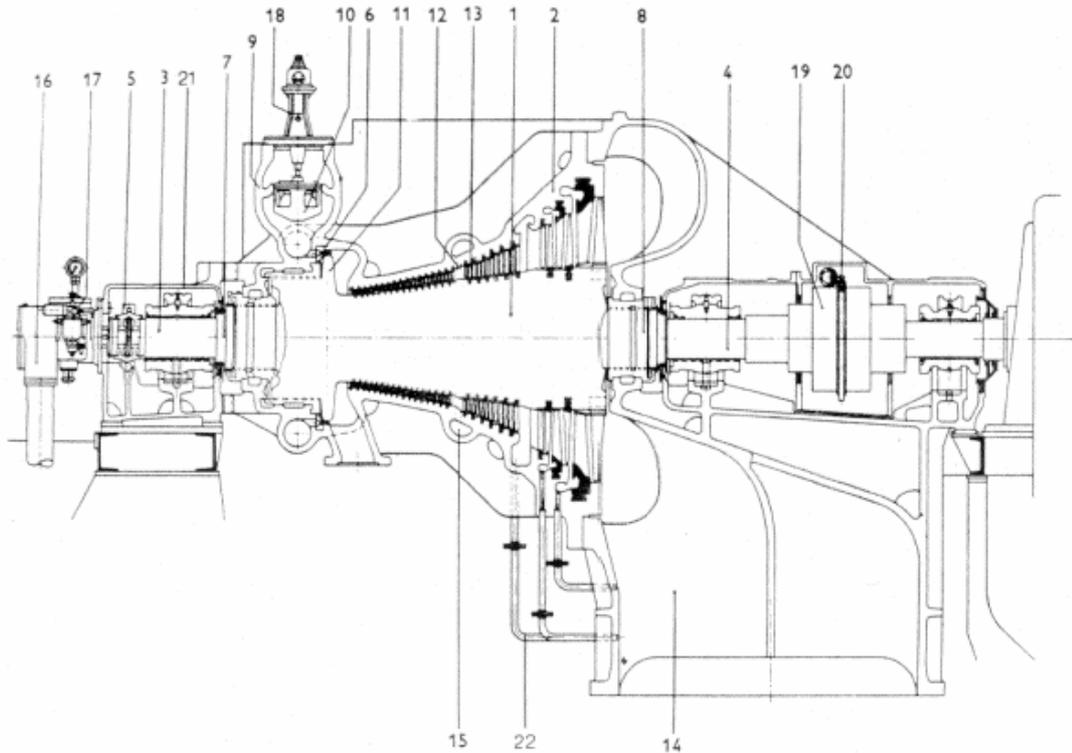
As principais características de turbinas industriais típicas são dadas abaixo (GLOY, 1987):

- tratam-se de turbinas de contra-pressão pura, turbinas de contra-pressão-extração ou turbinas de condensação-extração;
- são turbinas de baixa e média potência (250 kW a 150 MW);
- apresentam saltos entálpicos pequenos, principalmente no caso de turbinas de contra-pressão;
- são turbinas de alta-rotação, acopladas as máquinas acionadas através de um redutor de velocidades;
- as instalações apresentam alto fator de utilização de energia, devido ao reaproveitamento do vapor de escape;
- podem controlar a pressão da extração, da admissão, da contra-pressão, velocidade ou a potência elétrica.

A seguir são dadas as características das turbinas para usinas termelétricas, para efeitos de comparação:

- são turbinas de condensação, com sangrias para pré-aquecimento da água de alimentação de caldeira ou para reaquecimento do vapor;
- são turbinas de alta potência (100 MW a 1500 MW);
- apresentam saltos entálpicos grandes, pois o vapor é condensado sob alto vácuo;
- são turbinas de baixa rotação acopladas diretamente ao gerador;
- apresentam alta eficiência, normalmente operam com altos parâmetros de admissão (alta pressão e alta temperatura do vapor vivo) e possuem reaquecimento intermediário de vapor;
- possuem controle de velocidade (frequência) ou potência elétrica.

Uma vez traçado o panorama geral sobre as turbinas a vapor, é apresentada a figura 3.13 na qual podem ser observados os principais componentes de uma turbina:



Fonte: GLOY, 1987

Figura 3.13 – Corte Longitudinal de uma Turbina de Condensação de Baixa Potência

- | | |
|------------------------------|--|
| 1. Rotor | 14. Câmara de exaustão |
| 2. Carcaça externa | 15. Sangria |
| 3. Mancal radial | 16. Bomba de óleo principal |
| 4. Mancal radial | 17. Regulador de velocidade |
| 5. Mancal axial | 18. Acionamento da válvula de controle |
| 6. Injetores | 19. Acoplamento |
| 7. Vedação dianteira do eixo | 20. Dispositivo de giro lento (hidráulico) |
| 8. Vedação traseira do eixo | 21. Caixa do mancal dianteiro |
| 9. Câmara de admissão | 22. Tubulações de drenagem da carcaça |
| 10. Válvula de controle | |
| 11. Roda de ação | |
| 12. Palhetas fixas | |
| 13. Palhetas do rotor | |

A eficiência de uma turbina é definida pela relação entre a potência mecânica disponível em seu eixo e o produto da energia específica cedida pelo vapor durante o processo de expansão e sua vazão. A diferença de entalpia para o vapor nas condições de entrada e

saída isoentrópica multiplicada pela vazão que atravessa a turbina corresponde à potência consumida pela máquina, a partir da qual se obtêm a potência útil, após a dedução das diversas perdas como, por exemplo, por atrito e ventilação, fugas e umidade do vapor.

A equação 3.15 define a eficiência de uma turbina a vapor:

$$\eta_t = \frac{P_{eixo}}{\dot{m}_v (h_{adm} - h_{esc})} \quad [3.15]$$

Onde:

P_{eixo} - potência mecânica disponível no eixo da turbina;

\dot{m}_v - vazão de vapor;

h_{adm} - entalpia do vapor na admissão da turbina;

h_{esc} - entalpia isentrópica do vapor no escape da turbina

A potência no eixo aqui considerada as perdas nos mancais da turbina. As perdas no mancal da máquina acionada são consideradas no cálculo de eficiência do componente em questão.

3.2.2.3 Condensador

Neste dispositivo é efetuada a condensação do vapor que deixa a turbina, de forma que o fluido de trabalho seja trazido à condição de líquido saturado para o reinício do ciclo.

Este processo deve ser realizado sob a menor pressão possível, para que o salto entálpico seja maximizado, e por conseqüência a potência produzida pela turbina seja aumentada. Valores típicos para a pressão absoluta de condensação estão na faixa entre 0,03 e 0,10 bar para usinas termelétricas, dependendo do tipo de condensador e da temperatura da água de refrigeração ou ar ambiente, respectivamente para os casos de condensadores a água e a ar. Em usinas de açúcar e álcool o valor típico para este parâmetro é um pouco mais alto e encontra-se por volta de 0,15 bar.

Deve-se procurar ainda realizar a condensação de forma que não haja sub-resfriamento do condensado, pois todo calor extraído do fluido de trabalho adicionalmente ao necessário

para a sua condensação deverá ser reposto no gerador de vapor, reduzindo assim a eficiência do ciclo (GLOY, 1987).

Os condensadores podem ser divididos em condensadores de mistura ou condensadores de superfície.

No primeiro tipo a condensação do vapor é promovida através da mistura de condensado ao vapor.

No segundo caso, o calor latente do vapor é transmitido ao fluido de refrigeração através de uma superfície de refrigeração, sem que haja contato direto entre o fluido de trabalho e o meio refrigerante. Este tipo de condensador é o encontrado na grande maioria das aplicações, sendo detalhado a seguir.

Os condensadores de superfície são compostos por um compartimento que abriga feixes de tubos com espelhos montados em cada uma das extremidades. Os feixes são suportados por placas intermediárias dispostas na direção transversal, que servem como espaçadores e que evitam que os tubos vibrem. Pelo interior dos tubos circula o refrigerante (normalmente água), enquanto que o vapor flui externamente aos mesmos, por rotas livres de tubos.

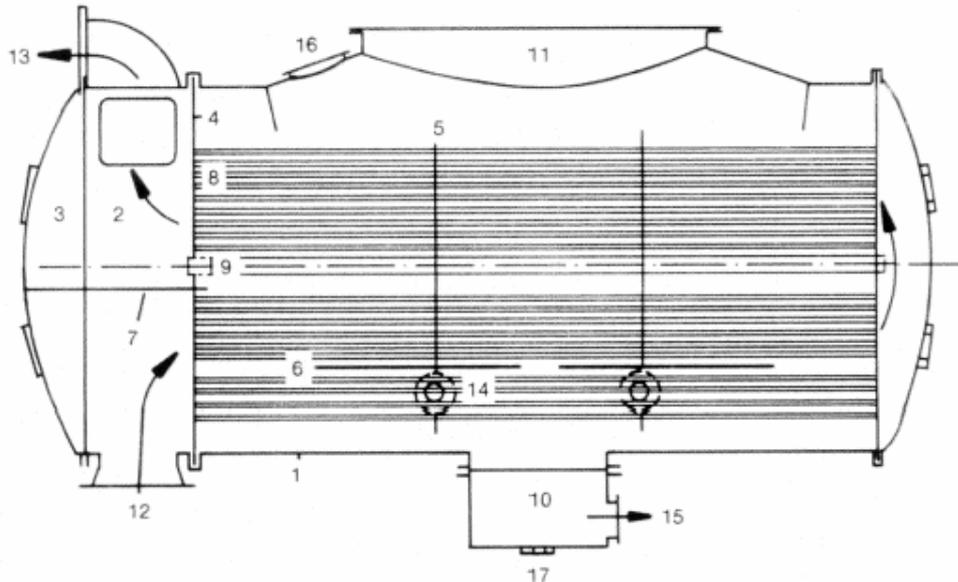
Existem ainda placas coletoras montadas na direção longitudinal dos tubos que evita que as gotas de condensado caiam sobre os tubos inferiores sub-resfriando os mesmos.

O condensado é então coletado no poço quente e assim completa-se a operação.

O condensador conta ainda com as câmaras de água, localizadas em cada uma das extremidades longitudinais do equipamento. Nestas câmaras a água de refrigeração é distribuída pelo feixe de tubos ou coletada desde o mesmo.

Para manter o vácuo que se forma no interior do condensador, quando se dá a condensação, é realizada a sucção dos gases que entram no casco por falhas de estanqueidade ou que estão misturados ao vapor utilizando bombas de vácuo, ejetores de vapor ou de água.

Na figura 3.14 é apresentado o corte transversal de um condensador sendo as principais partes identificadas:



Fonte: GLOY, 1987

Figura 3.14 – Corte Longitudinal de um Condensador de Superfície

- | | |
|------------------------------|-------------------------------------|
| 1. Casco | 10. Coletor de condensado – Hotwell |
| 2. Câmaras de água | 11. Entrada de vapor |
| 3. Tampo | 12. Entrada de água de refrigeração |
| 4. Espelhos | 13. Saída de água de refrigeração |
| 5. Placas espaçadoras | 14. Saídas de ar |
| 6. Placas coletoras | 15. Saída de condensado |
| 7. Divisor da câmara de água | 16. Abertura de inspeção |
| 8. Feixe de tubos | 17. Drenagem |
| 9. Estrutura | |

Os principais parâmetros associados a um condensador de superfície refrigerado a água, que definirão a pressão de operação, que por sua vez depende da temperatura de condensação são (GLOY, 1987):

- o calor contido no condensado;
- as temperaturas de entrada e saída da água de resfriamento;
- a vazão de água de resfriamento;
- a superfície de troca de calor;
- o coeficiente de troca de calor.

Dentre estes parâmetros alguns são dependentes da condição ambiental, como as temperaturas de entrada e saída da água de resfriamento, enquanto outros são determinados pelo projeto do condensador, que define dimensões e materiais aplicados na sua construção e evidentemente são determinantes no custo do equipamento.

A boa manutenção do condensador tem grande influência sobre a sua performance, pois sujeira dos tubos piora a condição de troca de calor e infiltrações de ar provocam a elevação da temperatura de condensação e por consequência a elevação da pressão de trabalho, prejudicando a eficiência global do ciclo.

3.2.2.4 Bomba de Alimentação

A bomba de alimentação promove a compressão do fluido de trabalho até a pressão máxima do ciclo. O valor da pressão de recalque é ligeiramente superior à pressão de admissão da turbina, devido às perdas que ocorrem no gerador de vapor e nas tubulações entre a sua saída e a válvula de entrada da turbina.

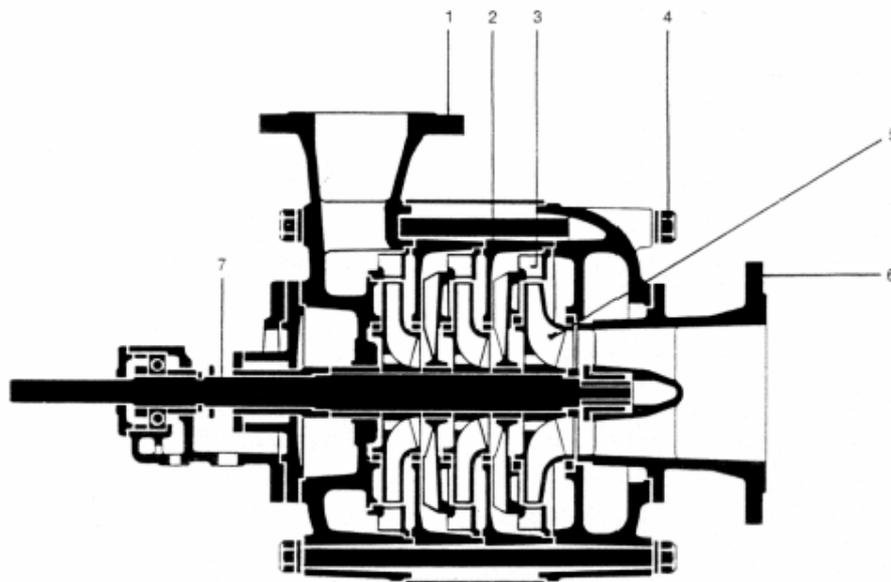
Para desempenhar esta função são utilizadas bombas de fluxo. Estas máquinas bombeiam o fluido de trabalho de forma ininterrupta, sendo a energia proveniente do acionamento transmitida ao líquido pelo rotor. Para a alimentação de caldeira são empregadas bombas do tipo centrífugas, devido às pressões exigidas no recalque, podendo estas possuir vários estágios (GABRYSCH, 1992).

Dependendo da temperatura do condensado a ser bombeado, pode ser necessário utilizar uma bomba auxiliar para promover a pré-compressão do líquido de forma que não haja vaporização do condensado na sucção da bomba principal, evitando assim a ocorrência de cavitação.

O acionamento das bombas de alimentação de caldeira pode ser realizado por motores elétricos ou turbinas a vapor. No primeiro caso, uma parte do trabalho disponível nos terminais do gerador é consumida para alimentar o acionamento. A configuração com turbinas, embora apresente menor eficiência, é empregada caso o sistema elétrico demonstre baixa confiabilidade.

A regulação da vazão de uma bomba centrífuga, necessária durante a operação do ciclo, de forma a manter a altura total de elevação constante é comumente realizada através de estrangulamento do fluxo ou desvio do mesmo desde o recalque para a sucção, técnica denominada de “by-pass”, quando não é possível variar a rotação da bomba. Estas soluções provocam perdas de energia, pois o trabalho transmitido ao líquido não é aproveitado de maneira útil. Assim é recomendável regular a vazão através do controle da velocidade de rotação do acionamento, que passa a transmitir ao fluido somente a parcela de energia necessária para a condição de operação (VÁRIOS AUTORES, 2001 – [16]).

A figura 3.15 apresenta o corte de uma bomba centrífuga de múltiplos estágios:



Fonte: GABRYSCH, 1992

Figura 3.15 – Corte Longitudinal de uma Bomba Centrífuga de Três Estágios

- | | |
|--------------------------|-----------|
| 1. Recalque | 5. Rotor |
| 2. Carcaças dos estágios | 6. Sucção |
| 3. Defletores | 7. Eixo |
| 4. Parafuso de conexão | |

A eficiência de uma bomba é definida pela equação 3.16:

$$\eta_{bomba} = \frac{\dot{m}_{cond} \cdot (p_{rec} - p_{suc})}{P_{eixo}} \quad [3.16]$$

Onde:

P_{eixo} - potência mecânica aplicada ao eixo da bomba;

\dot{m}_{cond} - vazão do fluido de trabalho (condensado);

p_{rec} - pressão no recalque;

p_{suc} - pressão na sucção;

3.2.2.5 Equipamentos Auxiliares

Além dos componentes principais definidos acima, um sistema de produção de potência é composto por equipamentos periféricos.

O conjunto dos sistemas auxiliares varia de acordo com as especificidades de cada planta e constitui-se de alguns equipamentos imprescindíveis ao seu funcionamento e outros que são instalados visando melhorar a performance da instalação.

Dentre os sistemas indispensáveis em uma planta de geração de potência podem ser citados os seguintes:

- sistemas de tubulação: estabelecem as conexões para a circulação de fluidos entre os vários componentes do sistema;
- sistema de lubrificação: utilizado para prover os meios lubrificantes nas condições adequadas exigidas pelos mancais, pelos elementos de transmissão, etc;
- serviços elétricos auxiliares: suprem os consumidores de energia elétrica da planta, nos diversos níveis de tensão requeridos;
- sistemas de regulação: visam manter os valores de grandezas do processo de geração constantes e iguais a valores definidos pelo operador;
- sistemas de proteção: asseguram que os componentes da planta não operem sob condições adversas que impliquem em danos ou redução de sua vida útil;
- sistemas de monitoramento e controle: permitem que o estado de operação da planta seja identificado e que intervenções possam ser realizadas sobre a mesma.

O tipo de solução empregada para atender cada uma das funções apresentadas anteriormente tem pouca influência sobre a eficiência do ciclo térmico, porém afeta a quantidade de energia produzida por influenciar a disponibilidade da planta, sua flexibilidade e sua segurança operacional. A escolha do sistema a ser aplicado, desde que atenda alguns

requisitos mínimos, baseia-se fortemente no grau de risco operacional que pode ser admitido para a planta em questão.

No segundo grupo, daqueles equipamentos empregados para otimização da performance, tem-se os seguintes exemplos:

- recuperadores de calor: promovem a reutilização do calor disponível nos fluxos de ar ou de vapor que normalmente são rejeitados em situações que exigem fornecimento de calor em baixas temperaturas, como no pré-aquecimento da água de alimentação de caldeira, diminuindo a quantidade de combustível consumida pela planta;
- reaquecedores de vapor: permitem melhorar o rendimento global do sistema através da elevação da temperatura média de fornecimento de calor, conseguida através do reaquecimento do vapor expandido na turbina de alta pressão, antes de sua injeção no próximo estágio da máquina;
- desaeradores: têm como objetivo a redução da quantidade de gases presentes na água de alimentação, especialmente oxigênio e gás carbônico, reduzindo a corrosão da caldeira, realizada através da mistura de vapor ao condensado;
- sistemas de controle de emissões: minimizam a quantidade de poluentes presentes nos gases produzidos durante a combustão, como materiais particulados, óxidos de enxofre e óxidos de nitrogênio;
- proteção acústica: garante que o nível de ruído produzido pelos equipamentos que compõem a planta seja mantido abaixo de valores que possam ser prejudiciais a saúde humana.

entre muitos outros.

A aplicação da maioria dos componentes deste segundo grupo é definida por critérios técnico-econômicos, que devem considerar quais os benefícios energéticos e ambientais advindos de sua instalação frente ao investimento necessário para tal. A decisão por seu emprego varia de acordo com a escala do sistema de geração, preço do combustível, etc.

Ressalva-se, porém que, como alguns dos aspectos da performance do sistema, como os níveis máximos de ruído e de emissões, são estabelecidos por leis ou regulamentos, a aplicação de alguns sistemas mencionados no segundo grupo pode se tornar obrigatória.

3.3 Sistemas com Turbinas de Contrapressão

Os sistemas de cogeração com turbinas de contrapressão apresentam o maior grau de utilização de energia possível. Uma vez que neste tipo de sistema teoricamente toda a energia contida no vapor, desconsiderando-se as perdas, é aproveitada, tem-se o fator de utilização de energia EUF igual a 1.

A figura a 3.16 mostra o esquema de um sistema de cogeração com turbina de contrapressão:

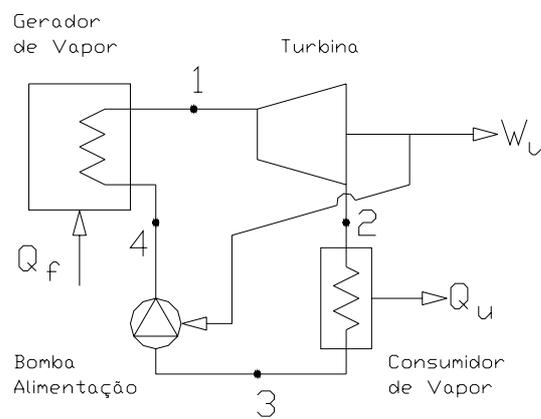


Figura 3.16 – Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Contra-pressão

Os processos termodinâmicos envolvidos são idênticos aos que ocorrem no ciclo Rankine para geração de potência conforme mostra a figura 3.17.

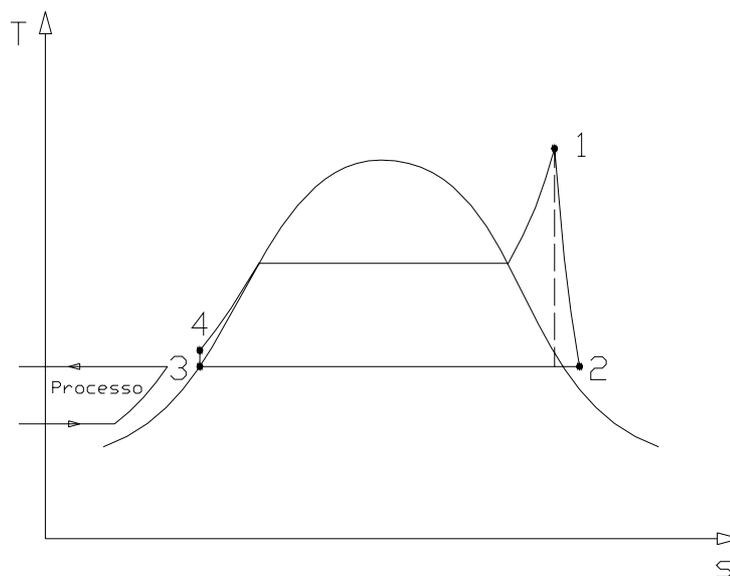


Figura 3.17 – Ciclo de Sistema de Cogeração com Turbina de Contra-pressão

Os fluxos de energia também são similares, porém no caso dos sistemas de cogeração a recuperação da energia contida no vapor se dá em duas etapas e o fluxo de calor rejeitado deixa de existir, passando a ser um fluxo de calor útil.

A expansão do vapor na turbina produz trabalho em uma primeira fase, assim como no ciclo Rankine – processo 1-2. O calor remanescente contido no fluido que sai pelo escape da máquina é utilizado em uma segunda fase como calor útil ao processo, até atingir um nível de temperatura que impossibilita o seu reaproveitamento – processo 2-3. Em um ciclo empregado para geração exclusiva de trabalho o processo 2-3 é realizado em um condensador, como apresentado anteriormente, com rejeição de calor para o ambiente.

A figura 3.18 apresenta o fluxo simplificado de energia da planta de cogeração com turbina de contrapressão.

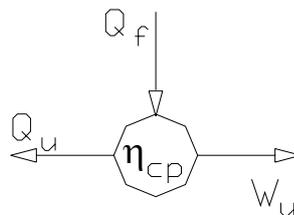


Figura 3.18 – Fluxo Energético Simplificado de uma Planta de Cogeração com Turbina de Contrapressão

As quantidades de calor e trabalho produzidos dependem dos parâmetros do vapor de admissão, do vapor de escape e da vazão de vapor, além da eficiência dos equipamentos e instalações que compõem o sistema. Considerando então um sistema com parâmetros de vapor de admissão constantes, a medida em que se elevam os parâmetros pressão e temperatura do vapor de escape, maior é a parcela de trabalho que deixa de ser gerada, em prol do aumento do calor fornecido pelo sistema, para determinado valor de vazão. Isto ocorre devido à redução do salto entálpico existente entre a admissão e o escape da turbina.

De acordo com os valores atribuídos a cada uma das formas de energia produzidas, ou seja, o valor do trabalho e o valor do calor, têm-se diferentes pontos ótimos de dimensionamento do sistema, quando se procura a maximização do valor da energia total produzida pela planta, que se dá pela soma das quantidades de calor e trabalho produzidas, ponderadas pelo seu respectivo valor econômico.

Entretanto, vale lembrar que a condição de oferta de energia nas formas de calor e trabalho tem forte influência sobre os seus valores. Para exemplificar esta situação, pode ser citado o caso em que a demanda térmica de um processo é o fator determinante do dimensionamento do sistema de cogeração, por não haver alternativa de suprimento de calor. Assim, a oferta de trabalho disponibilizada pela planta que eventualmente não esteja adequada à demanda do processo, seja por falta ou por excesso, deve ser ajustada pela troca de energia com um sistema externo (por exemplo, rede de energia elétrica). Fica claro neste caso, que embora o trabalho possua um valor econômico mais elevado que o do calor, este fator desempenha um papel pouco importante na definição do “ponto ótimo” para o qual o sistema foi dimensionado.

Outra consideração importante sobre os sistemas de cogeração com turbinas de contrapressão é a incapacidade que estes apresentam de operar sem um consumidor de vapor acoplado ao escape da turbina que permita o fechamento do ciclo a vapor (SILVA, 2004). Assim, a produção de energia depende da vazão de vapor demandada pelo processo, que definirá o trabalho gerado de acordo com a característica da turbina. Isto torna estes sistemas pouco flexíveis do ponto de vista operacional.

A inclusão de um condensador auxiliar soluciona este problema, porém nesta situação a eficiência energética do ciclo é bastante reduzida. Isto ocorre porque os sistemas de cogeração com turbina de contrapressão normalmente apresentam baixa relação entre o trabalho produzido e a energia fornecida pelo combustível. Assim, quando o calor do vapor da exaustão passa a ser rejeitado, a quantidade de energia útil produzida pelo sistema cai vertiginosamente. Esta queda na produção de energia útil será tanto mais acentuada, quanto maior for o valor da pressão de escape da máquina. Desta forma, a utilização de um condensador auxiliar não deve ser considerada para a operação regular da planta, e sim em situações de emergência durante curtos períodos de tempo.

Em resumo, os sistemas de cogeração com turbinas de contrapressão apresentam alto fator de utilização de energia, ao custo da redução da produção de trabalho, quando comparada a uma planta de produção de potência que trabalha com as mesmas condições de vapor vivo, e da dependência de consumidores de vapor para a sua operação.

3.4 Sistemas com Turbinas de Extração e Condensação

Os sistemas com turbinas de condensação e extração são recomendados para condições em que se deseja maximizar a saída de energia elétrica, ou em que a demanda de calor mostra-se reduzida, a ponto de impedir que a demanda de eletricidade seja atendida na condição de carga térmica máxima por um sistema com turbina de contrapressão.

Adicionalmente a estes casos, as turbinas de condensação devem ser consideradas em situações onde seja necessário gerar determinada quantidade de trabalho, independentemente da condição de operação do consumidor de vapor acoplado ao sistema de cogeração (SILVA, 2004), incluindo os períodos em que este esteja fora de operação.

A figura 3.19 mostra um sistema de cogeração com turbina de condensação e extração:

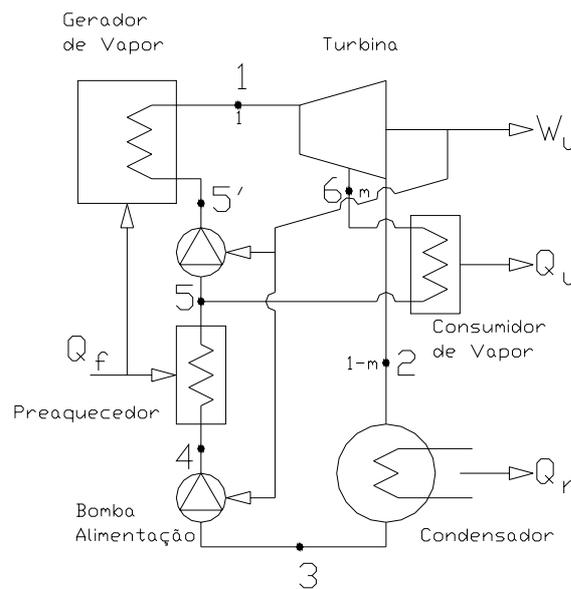


Figura 3.19 – Esquema de Sistema de Cogeração com Turbina de Extração e Condensação

Este tipo de sistema ocupa uma posição intermediária entre um sistema de produção de potência e um sistema de cogeração com turbina de contrapressão, pois parte do vapor é condensada, como nos sistemas do primeiro grupo, enquanto uma outra parcela fornece calor útil a um processo, como indicado no ciclo da figura 3.20.

De maneira diferente do que ocorre nos sistemas com turbinas de contra-pressão é possível controlar o trabalho gerado regulando a vazão admitida na máquina, mantendo as condições do vapor enviado ao processo praticamente constantes, uma vez que a extração possui um controle independente.

Evidentemente, existem limitações que definem as fronteiras inferiores e superiores para a geração de trabalho para cada ponto de operação da extração determinado pelo consumo de vapor pelo processo, que são dadas respectivamente pela vazão mínima de vapor necessária para a refrigeração dos estágios de condensação da turbina e pela vazão máxima de vapor que pode atravessar a seção de condensação da máquina, considerando, todavia, que a admissão e a extração não restringirão o fluxo de vapor.

Apesar disso, a máquina pode ser dimensionada para que a faixa de variação apresentada acima seja bastante ampla, caso o processo assim o exija.

Esta capacidade é essencial quando se deseja produzir energia elétrica durante o ano todo em usinas de açúcar e álcool, pois possibilita a geração de eletricidade mesmo quando o consumo de vapor de processo é mínimo ou absolutamente não existe, como ocorre ao longo do período da entressafra.

Esta configuração apresenta um menor fator de utilização de energia, quando comparada a sistemas com turbinas de contra-pressão, pois uma parte da energia contida no vapor é rejeitada durante a sua condensação, ao invés de ser totalmente aproveitada como no último caso.

Ainda assim, neste estudo esta opção será considerada, em substituição aos sistemas com turbinas de contrapressão, para viabilizar a geração de trabalho na forma de eletricidade fora do período de safra, bem como maximizar a produção de energia elétrica.

Capítulo 4 Eletrificação dos Dispositivos de Preparo e Extração

Neste capítulo é avaliada a utilização de acionamentos elétricos para o acionamento de dispositivos de preparo e extração de caldo.

4.1 Introdução

Neste capítulo são tratados os dispositivos de acionamento empregados no preparo da cana e extração do caldo, sendo a última realizada por moendas.

Inicialmente são apresentados os fundamentos sobre acionamentos elétricos com motores de indução trifásico e inversores de frequência.

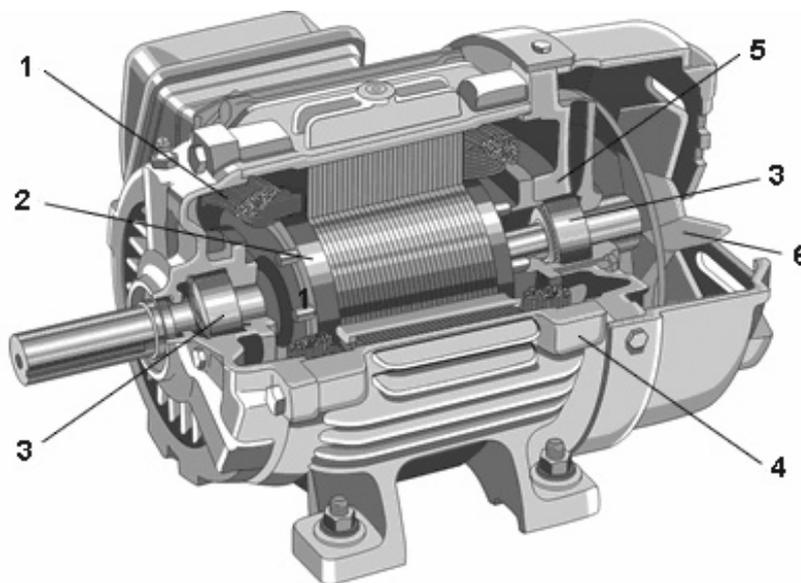
A segunda parte traz informações sobre os dispositivos de preparo e extração de caldo, a aplicação de acionamentos elétricos para um caso típico considerado e algumas considerações sobre o emprego desta técnica de acionamento em usinas.

4.2 Acionamentos Elétricos

Os acionamentos elétricos aqui considerados empregam motores de indução, máquina inventada por Nikola Tesla, croata radicado nos Estados Unidos, no final do século XVIII, que assim como os demais tipos de motores elétricos convertem a energia elétrica fornecida em seus terminais em energia mecânica disponibilizada em seu eixo (VÁRIOS AUTORES, 2001 – [16]).

4.2.1 Motor Assíncrono de Indução Trifásico

Dentre os tipos de motores de indução de campo girante existentes, resultado do desenvolvimento e melhoria do modelo inicialmente concebido, destaca-se o motor assíncrono de indução trifásico. Esta categoria de motores apresenta vantagens em relação às demais, como motores de corrente contínua e motores síncronos, dentre as quais podem ser citadas a sua simplicidade construtiva e a facilidade de manutenção (LOBOSCO, 1988). A figura 4.1 apresenta os componentes principais de um motor de indução trifásico com rotor gaiola de esquilo:

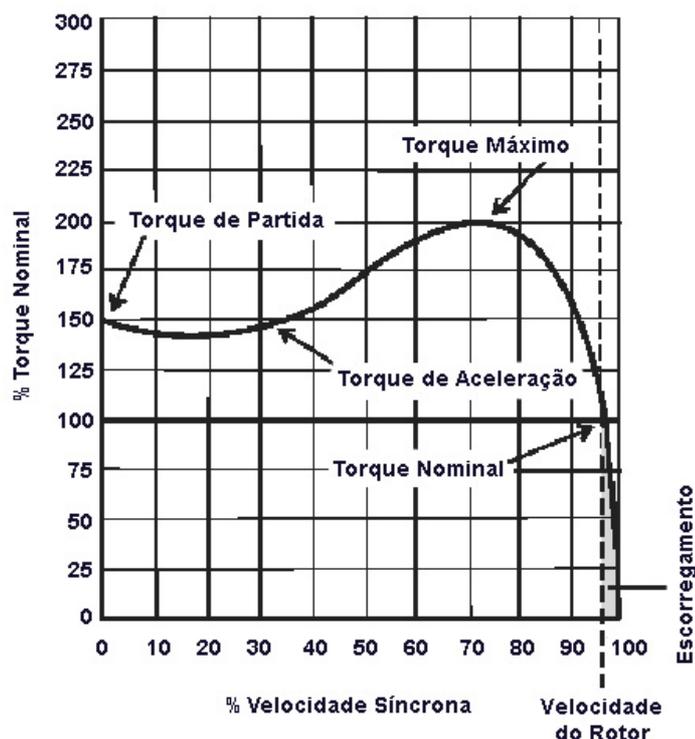


Fonte: SIEMENS AG, 2004

Figura 4.1 – Corte de um Motor de Indução Trifásico

- | | |
|------------|---------------------|
| 1. Estator | 4. Carcaça |
| 2. Rotor | 5. Tampa da carcaça |
| 3. Mancal | 6. Ventilador |

Uma característica importante de um motor de indução trifásico é a curva que fornece a relação entre torque e rotação. Considerando os motores projetados de acordo com os padrões NEMA (National Electrical Manufacturers Association) existem quatro tipos de curvas características, sendo a mais comum, referente aos motores do tipo NEMA B, conforme figura 4.2.



Fonte: STEP 2000 SERIESa, 2000

Figura 4.2 – Curva Característica Torque vs Velocidade de Motores NEMA B

Em condições nominais de operação o motor desenvolverá o torque nominal, sendo que a velocidade do rotor apresentará um valor ligeiramente inferior à velocidade síncrona, que corresponde à velocidade do campo girante. A essa pequena diferença é dada a denominação de escorregamento.

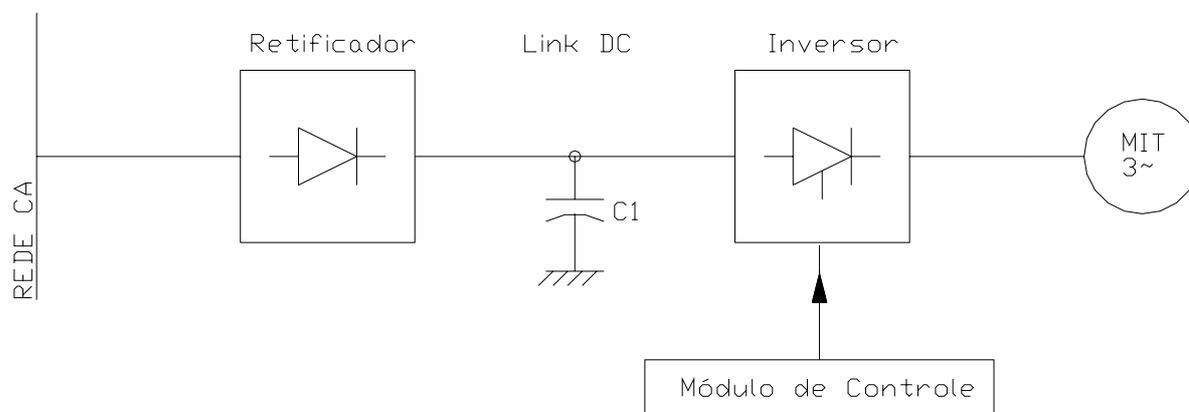
Desta forma, embora a rotação apresente pequenas variações em função da carga acionada, o seu valor pode ser considerado quase que constante em condições normais de operação, quando o motor é alimentado diretamente pela rede. Como o valor da rotação nominal dos motores de indução trifásicos é definido pelo número de pólos, que é uma característica construtiva da máquina, e pela frequência e módulo da tensão de alimentação,

que são grandezas praticamente constantes para uma rede de energia elétrica, havia uma grande limitação à aplicação deste tipo de equipamento em situações que exigiam velocidades variáveis dominadas no passado por outras soluções, dentre as quais estão os motores de corrente contínua (VÁRIOS AUTORES, 2001 – [16]).

Todavia o surgimento do inversor de frequência tem alterado este quadro. Este dispositivo é apresentado na seção seguinte.

4.2.2 Inversor de Frequência

O Inversor Fonte de Tensão, conhecido como Inversor de Frequência é um equipamento que opera como fonte de tensão de módulo e frequência variáveis, gerada através da transformação da energia elétrica fornecida pela rede, cuja tensão apresenta valores de módulo e frequência fixos e praticamente constantes. O diagrama de blocos de um inversor de frequência é apresentado na figura 4.3.



Fonte: VÁRIOS AUTORES, 2001 [16]

Figura 4.3 – Diagrama de Blocos Simplificado de um Inversor de Frequência

A tensão alternada da rede é primeiramente transformada em tensão contínua pelo bloco retificador, composto por uma ponte de diodos retificadores ou SCRs. No circuito intermediário, também denominado link DC, a tensão é estabilizada pelo capacitor C1, que reduz as oscilações apresentadas pela onda retificada. A tensão contínua estabilizada é então suprida ao inversor, onde é novamente transformada em tensão alternada através do chaveamento realizado por semicondutores de potência, tais como GTO, IGBT, MCT ou

SITH. Os sinais de controle que determinam a característica da tensão de saída do inversor são gerados por um bloco controlador que define os tempos de condução e corte dos dispositivos de chaveamento necessários para obter o módulo e frequência da tensão para a velocidade de operação requerida. Uma das técnicas bastante utilizadas para a modulação da tensão de saída é a modulação por largura de pulso, conhecida como PWM (Pulse Width Modulation).

Dependendo ainda da configuração dos blocos de um inversor, é possível constituir sistemas que permitam que os motores acionem as cargas nos dois sentidos de rotação e sejam capazes de realizar a frenagem das mesmas em ambas as direções de giro. Neste último caso tem-se o que se denomina operação em quatro quadrantes.

Além de controlar a velocidade do motor, o inversor de frequência conta ainda com uma importante característica, que é a capacidade de manter o torque do motor constante ao longo de toda a faixa de velocidades, desde aproximadamente 0 até o seu valor nominal. Para entender melhor esta característica será apresentada a relação Volts/Hertz (V/Hz) dos motores de indução trifásicos na próxima seção.

Devido às vantagens provenientes de sua utilização, os inversores de frequência ocupam uma posição cada vez mais sólida como alternativa para o controle de velocidade utilizando motores de indução trifásicos. Este efeito tem sido acelerado por alguns outros fatores, como por exemplo (VÁRIOS AUTORES, 2001 – [16]):

- evolução dos semicondutores de potência, que amplia o espectro de potência dos inversores;
- aumento da oferta de microprocessadores, microcontroladores e processadores digitais de sinais, que permite a aplicação de técnicas de controle mais avançadas, melhorando a performance do sistema.

Esta expansão não se deve apenas à melhoria dos aspectos técnicos associados aos inversores, mas também a condições econômicas mais favoráveis para a sua aplicação alcançadas pela redução dos preços destes equipamentos.

4.2.3 Relação V/Hz e Deslocamento da Curva de Torque vs Velocidade

A relação V/Hz entre a tensão (E) e frequência (f) influencia o valor do fluxo magnético (Φ), da corrente de magnetização (I_M) e do torque (T) do motor. As equações 4.1 a 4.3 demonstram as relações entre estas grandezas (STEP 2000 SERIESb, 2000):

$$\Phi \approx \frac{E}{f} \quad [4.1]$$

$$T = k \cdot \Phi \cdot I_w \quad [4.2]$$

$$I_M = \frac{E}{2\pi \cdot f \cdot L_M} \quad [4.3]$$

Onde:

Φ - fluxo magnético;

E - tensão de magnetização;

f - frequência;

T - torque;

k - constante que define a relação entre o torque e o produto entre o fluxo magnético e a componente ativa da corrente do motor;

I_w - componente ativa da corrente do motor;

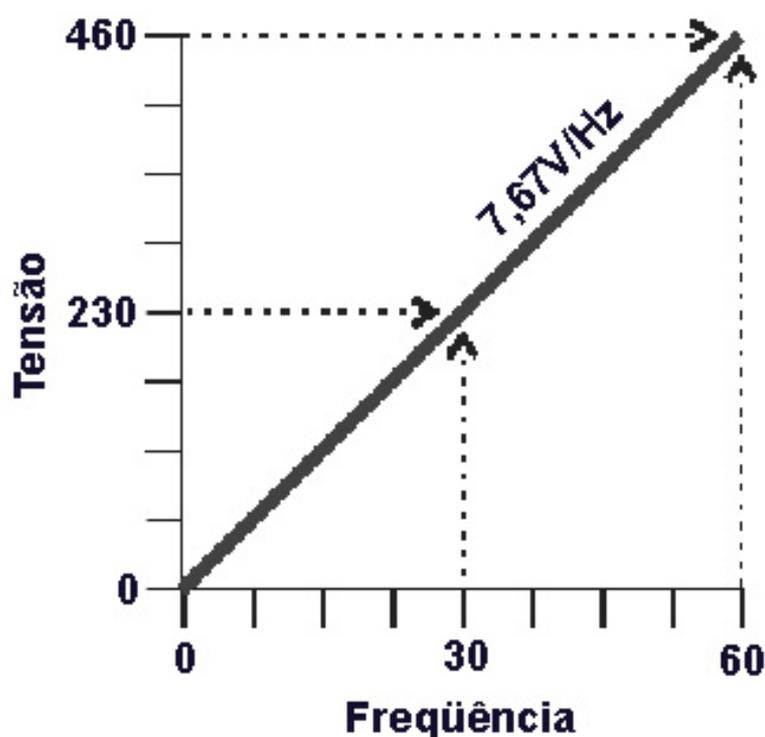
I_M - corrente de magnetização;

L_M - indutância de magnetização;

Com base nas equações dadas, observa-se que um motor que opera com tensão e frequência constantes apresentará fluxo constante. O torque será variável, uma vez que a corrente I_w irá variar dependendo da carga acionada.

No caso de um motor acionado por um inversor, o valor da frequência será definido de acordo com a velocidade de operação desejada. A tensão por sua vez será variada proporcionalmente de forma que a relação V/Hz e conseqüentemente o fluxo sejam

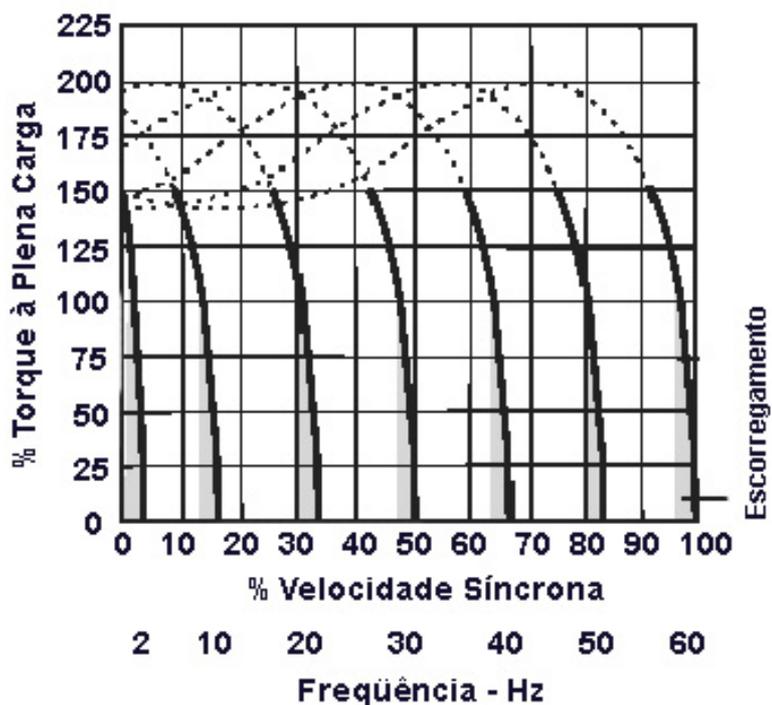
constantes, de acordo com o ilustrado na figura 4.4, que considera um motor cuja tensão e frequência nominais valem respectivamente 460 V e 60 Hz:



Fonte: STEP 2000 SERIESb, 2000

Figura 4.4 – Tensão em Função da Frequência Produzida por um Inversor

A manutenção da relação V/Hz constante ao longo de toda a faixa de velocidades permite manter o fluxo magnético constante e também o torque, inclusive na partida. Desta forma o pico de corrente de partida observado em aplicações com sistemas de partida direta que podem atingir até 6 a 7 vezes o valor da corrente nominal não ocorrem e a aceleração se dá de forma suave, com o aumento gradual da velocidade do motor. Tipicamente, os inversores são dimensionados para fornecer a corrente necessária para o desenvolvimento de 150% do torque nominal em qualquer velocidade até a rotação nominal, por determinado período de tempo. A figura 4.5 mostra o deslocamento da curva de torque vs velocidade de um motor NEMA B acionado por um inversor.



Fonte: STEP 2000 SERIESb, 2000

Figura 4.5 – Deslocamento da Curva de Torque em Função da Frequência de um Motor NEMA B Acionado por Inversor

De acordo com a necessidade, o inversor pode ainda ser dimensionado para fornecer corrente suficiente para que o motor desenvolva alto torque durante a partida, por exemplo, 200% do valor nominal, observada a capacidade do motor de operar sob a condição de sobrecarga durante o período em que está submetido à mesma. Esta característica é muito importante, dada a necessidade dos acionamentos de moendas de cana desenvolverem alto torque de partida (DAMMINGER, 1990)

4.3 Aplicação de Acionamentos Elétricos aos Dispositivos de Preparo e Extração

Neste estudo é analisado um sistema de preparo de cana composto por nivelador, picador e desfibrador, sendo a extração do caldo realizada por 6 ternos de moendas. A capacidade de processamento do conjunto é de 500 toncana/h, para um percentual de fibras considerado igual a 12,5%.

Esta configuração apresenta alta demanda de energia mecânica, superando todas as outras fases diretamente relacionadas ao processo de produção de açúcar e álcool no que se refere ao consumo de trabalho.

A tabela 4.1 indica os principais parâmetros dos equipamentos considerados:

Equipamento	Potência Consumida [kW]	Consumo Percentual D% (em relação ao subtotal)	Rotação [rpm]	Característica de Velocidade
Nivelador	735	10	630	Constante
Picador	1100	15	630	Constante
Desfibrador	1470	20	630	Constante
Terno 1	960	13	5 – 7	Variável
Terno 2	625	8	5 – 7	Variável
Terno 3	625	8	5 – 7	Variável
Terno 4	625	8	5 – 7	Variável
Terno 5	625	8	5 – 7	Variável
Terno 6	735	10	5 – 7	Variável
Subtotal	7500			
Auxiliares ¹	1100		-	-
Total	8600			-

Notas: ¹ Os equipamentos auxiliares considerados correspondem a cargas com potências menores, dentro os quais podem ser citados: hilos, mesas alimentadoras, transportadores, esteiras, separador de palha, separador magnético, espalhador de cana, embebição, ponte rolante.

Fonte: BRUNELLY, 2002

Tabela 4.1 – Parâmetros dos Equipamentos Empregados no Sistema de Preparo e Extração

Usualmente estes equipamentos, com exceção das cargas auxiliares, são acionados por turbinas a vapor de contrapressão. O vapor que alimenta estas máquinas pode vir diretamente das caldeiras em usinas cujos parâmetros do vapor vivo correspondem aos parâmetros de operação das turbinas, ou então de extrações controladas dos turbogeradores.

Outra possibilidade de acionamento dos dispositivos de extração, que operam a velocidades reduzidas (ternos) é o emprego de motores hidráulicos. Todavia, esta configuração não é muito difundida.

O que se propõe neste estudo é a aplicação de motores de indução trifásicos para o acionamento destes dispositivos.

De acordo com as características de velocidade das cargas serão adotados acionamentos de velocidade constante ou variável.

No primeiro caso a alternativa escolhida consiste de um motor de indução trifásico com partida direta, que corresponde à alternativa mais simples e conseqüentemente mais confiável possível. Esta solução se aplica aos acionamentos do nivelador, picador e desfibrador. Considerando que as potências envolvidas produziram correntes muito altas, sobretudo na partida, caso os motores empregados fossem de baixa tensão, optou-se por motores de média tensão (MT -4,16 kV).

No caso dos acionamentos de velocidade variável a opção escolhida foi a de motores de baixa tensão (BT – 690 V) alimentados por drives de 12 pulsos. Ainda que a potência a ser desenvolvida por estes acionamentos seja relativamente elevada, o controle de corrente que pode ser realizado pelo conversor permite limitar a corrente de operação, característica especialmente benéfica no momento da partida. Os critérios levados em conta para a escolha dos drives de 12 pulsos em baixa tensão foram (comunicação verbal, MARCONDES, 2004):

- os drives de 12 pulsos produzem menos harmônicos de 5ª e 7ª ordem que os drives de 6 pulsos o que melhora a qualidade de energia elétrica da rede;
- os drives de baixa tensão apresentam custos menores que os de média tensão para a faixa de potências requerida;
- a base instalada de drives de baixa tensão é bastante ampla, o que facilita a operação e manutenção dos mesmos, pelo fato de se tratar de uma solução bastante difundida.

A alimentação para todos os acionamentos provém do sistema de distribuição em média tensão da usina, sendo necessários transformadores abaixadores para a adequação do valor da tensão. A configuração estabelecida considera que cada motor de média tensão possui um transformador próprio. Os inversores são alimentados aos pares por transformadores de três enrolamentos. A figura 4.6 representa o diagrama unifilar simplificado do sistema de distribuição de energia para os dispositivos de acionamento do preparo e extração:

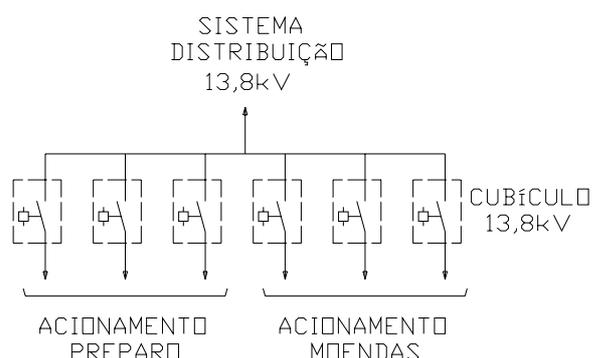


Figura 4.6 – Diagrama Unifilar Simplificado do Sistema de Distribuição em Média Tensão para os Dispositivos de Acionamentos do Preparo e Extração

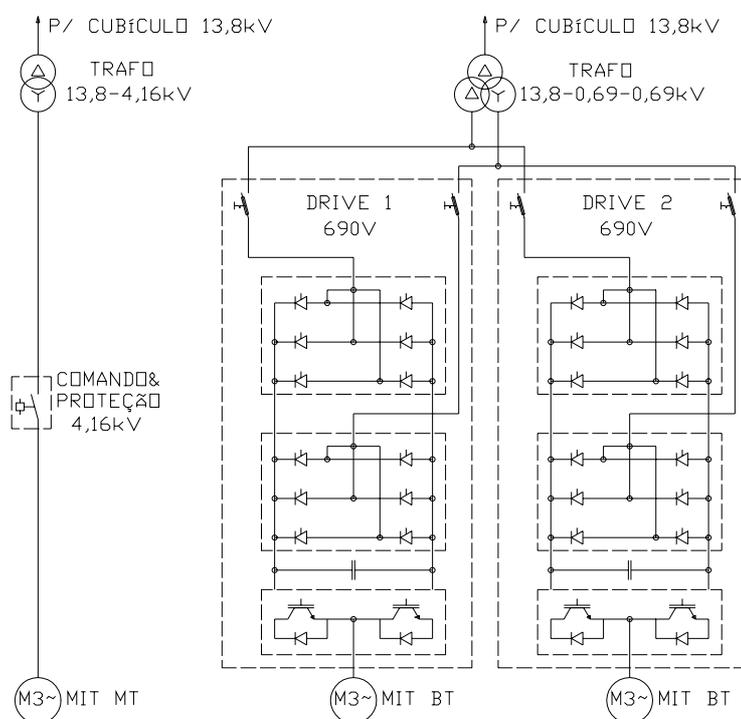


Figura 4.7 – Esquema Simplificado dos Sistemas Típicos de Acionamento para Preparo (Lado Esquerdo) e Extração (Lado Direito)

As saídas dos cubículos indicadas pelas setas devem então ser conectadas aos transformadores abaixadores, que por sua vez alimentarão os motores de maneira direta ou por intermédio de inversores de frequência, conforme indicado nos esquemas típicos apresentados na figura 4.7.

Cabe aqui a observação de que o grupo de ligação do secundário do transformador abaixador para os motores de média tensão, ou seja, 13,8-4,16 kV indicado como sendo estrela pode ser alterado de acordo com o sistema de aterramento que venha a ser adotado pela usina para o nível de tensão de 4,16 kV.

Vale ressaltar também, que os arranjos propostos acima se mantêm inalterados, independentemente das distintas potências dos motores e drives empregados, definidos de acordo com as cargas acionadas.

Para a faixa de potência aqui considerada não há grandes alterações na eficiência dos equipamentos elétricos que compõem os sistemas. Desta forma é possível definir valores típicos de eficiência para cada conjunto conforme se segue:

- acionamento em MT: eficiência do sistema equivale ao produto da eficiência do transformador e do motor, que correspondem a 98% e 96% segundo catálogos de fabricantes, o que resulta em 94%. (SIEMENS, 2004)
- acionamentos em BT: eficiência do sistema equivale ao produto da eficiência do transformador, do drive e do motor, que correspondem a 98%, 97% e 96% segundo catálogos de fabricantes, o que resulta em 91%. (BIZELLI, 2003)

Uma vez que as eficiências dos acionamentos em MT e BT são diferentes é necessário definir um fator de correção ponderado, que aplicado ao valor total de trabalho mecânico produzido pelas turbinas de acionamento existentes, estabeleça o montante de energia elétrica necessário para a produção de trabalho equivalente a quantidade de trabalho atualmente gerada.

Este fator é definido como se segue:

$$FCR_{\text{eletrificação}} = \frac{1}{\eta_{MT} \cdot D\%_{MT} + \eta_{BT} \cdot D\%_{BT}} \quad [4.4]$$

Onde:

$FCR_{\text{eletrificação}}$ - fator correção para obtenção do montante de energia elétrica requerido pelos acionamentos elétricos;

η - eficiência do acionamento;

$D\%$ - consumo percentual do acionamento, de acordo com a tabela 4.1.

os sub-índices MT e BT correspondem à média e baixa tensão.

Substituindo os valores considerados nesta aplicação, vem:

$$FCR_{\text{eletrificação}} = \frac{1}{0,94 \cdot 0,45 + 0,91 \cdot 0,55} = 1,082$$

Aplicando este fator ao sistema de referência considerado nesta seção, tem-se que o montante de energia elétrica necessário para o acionamento do mesmo corresponde a:

$$EE_{\text{adicional eletrificação}} = W_{\text{mec acionamentos}} \cdot FCR_{\text{eletrificação}} = 7500 \cdot 1,082 = 8115kW \quad [4.5]$$

Uma vez definidos os critérios utilizados na realização dos estudos de casos deste trabalho, restam algumas considerações sobre alguns benefícios adicionais provenientes da eletrificação que indiretamente contribuem com a melhora da eficiência global do sistema de cogeração de uma usina (UPADHIAYA, 1992):

- o emprego de acionamentos elétricos em substituição as turbinas promove a redução de perdas de energia por radiação nas tubulações de vapor entre a casa de força e as turbinas, pois estas tubulações deixam de existir;
- variações de carga nos dispositivos de preparo e extração que alteram a velocidade nas turbinas de acionamento e conseqüentemente sua eficiência não tem influencia relevante sobre a eficiência dos acionamentos elétricos;

- as variações de velocidade e carga das turbinas que provocam alterações nas condições do vapor de escape, que por sua vez podem influenciar a operação dos equipamentos conectados a jusante, como evaporadores e colunas de destilação, deixam de existir com a aplicação de acionamentos elétricos.

Outras vantagens que podem ser citadas sobre a aplicação de acionamentos elétricos são mencionadas a seguir (MARCONDES, 2004):

- sua aplicação elimina a caixa de redução de alta rotação indispensáveis no acionamento com turbinas a vapor;
- a proteção do motor e do sistema mecânico acionado está integrada ao conversor;
- os motores de indução empregados nas soluções propostas são praticamente livres de manutenção;
- os drives são facilmente integráveis a sistemas de automação;
- a utilização de drives proporciona ajuste preciso da velocidade dos dispositivos acionados, o que permite estabilizar as condições de operação do sistema de extração.

Porém, apesar de todas estas vantagens existem algumas barreiras que dificultam a aplicação desta solução, dentre as quais se destacam:

- grande familiaridade do setor na aplicação de turbinas a vapor para o acionamento dos dispositivos de preparo e extração, que inibe o interesse por outras soluções;
- custos de investimento relativamente altos envolvidos na substituição dos acionamentos existentes, quando comparados à reforma dos mesmos (NURSE, 1988).

Estas considerações encerram o capítulo referente à eletrificação dos acionamentos do preparo e extração.

Capítulo 5 A Cogeração na Indústria Açucareira e o Meio Ambiente

Os efeitos da cogeração sobre o meio ambiente são abordados nesta seção, sendo dada especial ênfase às questões relacionadas a emissões de gases poluentes.

5.1 Introdução

Praticamente todas as formas conhecidas de produção de energia exercem algum tipo de interferência sobre o meio ambiente. Em alguns casos esta influência pode ser considerada desprezível, como no caso da energia solar fotovoltaica. Em outras ocasiões o impacto causado pode ter grandes proporções, como aqueles associados à produção de resíduos radioativos por usinas nucleares.

Pode-se dizer que a intensidade do impacto ambiental produzido pela cogeração situa-se em uma posição intermediária, quando comparada as demais possibilidades conhecidas para geração de trabalho e calor. Entretanto, se a energia primária utilizada for proveniente de uma fonte renovável, como a biomassa, a cogeração passa a ocupar uma posição privilegiada no conjunto de alternativas energéticas mais recomendáveis do ponto de vista ambiental.

Esta é exatamente a situação da cogeração da indústria sucroalcooleira. Por utilizar o bagaço de cana como combustível este sistema contribui para a redução das emissões líquidas de CO₂, que é absorvido durante o desenvolvimento da plantação de cana-de-açúcar.

Recentemente, o acordo internacional conhecido como Protocolo de Kyoto estabeleceu mecanismos que promovem incentivos ao desenvolvimento deste tipo de tecnologia.

A influência destas medidas é analisada nas seções seguintes, após as considerações sobre emissões específicas e evitadas de diversas formas de produção de energia.

5.2 Emissões Específicas de CO₂ e de Outros Poluentes para Diferentes Tecnologias de Cogeração

A tabela 5.1 traz os níveis de emissões para diferentes sistemas de cogeração utilizando bagaço como combustível:

Tecnologia	NO _x [g/GJ]	SO _x [g/GJ]	CO ₂ [g/GJ]	MP [g/GJ] ^b			
				N	C	GS	ESP
Combustão	80	^a	104.000	3192	159,6	53,2	26,6
BIG-GT	90-100	10	-	-	-	-	-

^a emissões de SO_x são consideradas nulas devido ao baixo conteúdo de enxofre do bagaço

^b métodos de controle considerados: N = nenhum, C = ciclone, GS = lavador de gases e ESP = precipitador eletrostático

Fonte: SILVA, SALOMON

Tabela 5.1 – Emissões Provocadas por Sistemas de Cogeração Utilizando Bagaço como Combustível

Como pode ser observado pelos dados da tabela 5.1, os sistemas com gaseificadores apresentam valores ligeiramente superiores de emissões de NO_x devido a temperaturas mais elevadas de combustão. As emissões de SO_x deixam de ser desprezíveis, aparentemente devido ao aumento da concentração de enxofre durante o processo de gaseificação.

Por outro lado, as emissões de particulados sofrem uma redução bastante acentuada, pois os gases provenientes do gaseificador devem ser tratados antes de sua queima na turbina a gás, evitando assim que os sólidos em suspensão causem desgaste excessivo dos componentes internos da máquina, como palhetas e difusores.

Vale ainda destacar que, para as tecnologias baseadas na combustão direta do bagaço os valores de emissões específicas são variáveis de acordo com os parâmetros de vapor utilizados e com a eficiência do sistema, dados pela alteração da relação energia gerada por combustível fornecido, ou seja, embora as características dos gases produzidos durante a queima sejam semelhantes para diferentes níveis de pressão, a quantidade de poluentes associada a uma unidade de energia passa a ser menor, à medida que a produção de energia cresce a uma taxa maior que a taxa de aumento do consumo de combustíveis.

Por fim, destaca-se que, considerando a abrangência do trabalho, que foca tecnologias convencionais para a cogeração, os valores considerados para a comparação com a geração termelétrica convencional da próxima seção serão relativos aos sistemas a combustão. Cabe a ressalva de que, embora os valores considerados para as tecnologias convencionais dados na tabela 5.1 sejam valores absolutos, ao invés de faixas de valores, que parecem mais plausíveis dado o grande número de variáveis que os determinam, estes não deixem de ser válidos quando considerados como valores típicos. Assim a ocorrência de valores ligeiramente diferentes dos apresentados não os invalidam.

5.3 Emissões Evitadas de CO₂ e de Outros Poluentes Comparadas a Geração Termelétrica Convencional

Considerando os sistemas de geração termelétrica convencionais, têm-se os seguintes níveis de emissões, dados pela tabela 5.2:

Tecnologia	Combustível	Método de Controle ^a	NO _x [g/GJ]	SO _x [g/GJ]	CO ₂ [g/GJ]	MP [g/GJ]
Ciclo		Nenhum	86,06	0,29	56705,58	2,92
Combinado (Sem combustão suplementar)	Gás Natural	SCR	3,44	0,29	56705,58	2,92
		DLN	0,49-1,23	0,29	56705,58	2,92
Motor de Combustão Interna	Diesel ^c	Nenhum	1043,70	173,92	68558,72	37,34
		SCR	41,75	173,92	68558,72	37,34
		FGD	1043,70	3,47	68558,72	37,34
		ESP	1043,70	173,92	68558,72	0,30
Turbina a Gás	Gás Natural	SCR/ESP	41,75	173,92	68558,72	0,30
		Nenhum	53,43	0,32	58101,55	3,17
		SCR	3,44	0,32	58101,55	3,17
		DLN	0,49-1,23	0,32	58101,55	3,17
Turbina a Vapor	Carvão ^b	Nenhum	528,74	913,28	2113573,66	55,28
		LNB	264,37	913,28	2113573,66	55,28
		ESP	528,74	913,28	2113573,66	0,44
		FGD	528,74	18,27	2113573,66	55,28
		LNB/ESP/FGD	528,74	18,27	2113573,66	0,44

^a eficiências típicas dos métodos de controle utilizados: SCR=96%; LNB=50%; ESP=99,2%, FGD=98%

^b Carvão CE 4500 (Santa Catarina)

^c Diesel Padrão Internacional

Fonte: SILVA, SALOMON

Tabela 5.2 – Emissões Provocadas por Sistemas de Geração de Energia Termelétrica Convencionais

Ao comparar as emissões produzidas por sistemas de geração de energia que utilizam a biomassa como combustível às associadas aos sistemas movidos a combustíveis fósseis seria correto considerar as emissões correspondentes às atividades de cultivo, colheita e transporte da biomassa e às de extração, processamento e transporte dos combustíveis fósseis,

além das emissões geradas durante o processo de conversão que foram apresentadas. Porém, considerando que grande parte do total de emissões é produzida durante a conversão dos combustíveis, somente estas serão levadas em conta neste estudo, por motivo de simplificação.

Considerando o exposto acima e analisando as tabelas desta seção e da seção anterior, tem-se que as emissões de sistemas de cogeração com bagaço se encontram nos mesmos patamares que os de tecnologias convencionais de cogeração quanto às quantidades de NO_x para plantas sem tratamento de gases.

As emissões de SO_x dos sistemas que utilizam bagaço também apresentam valores bastante reduzidos. Mesmo no caso onde se aplica a tecnologia de gaseificação, o nível de SO_x produzido é muito inferior aos valores correspondentes a combustíveis sólidos e líquidos considerados, superando apenas o valor dos sistemas movidos a gás natural, que contam, entretanto, com as características favoráveis da composição do combustível utilizado.

As emissões brutas de CO_2 do sistema de cogeração com sistema de combustão apresentam valores quase 2 vezes maiores que as dos sistemas movidos a gás natural e óleo diesel. Porém, é importante lembrar que, por utilizar um combustível renovável os sistemas que empregam bagaço tem emissões líquidas praticamente nulas. Assim, embora o processo de conversão da energia química contida no bagaço em trabalho produza quantidades de CO_2 muito maiores que aquelas resultantes dos processos que empregam gás natural e óleo diesel, a absorção de gás carbônico durante a formação da biomassa compensa quase que totalmente o impacto que estas emissões produziram na atmosfera. O valor de retenção de CO_2 de um sistema como esse é da ordem de 96-99% (BEEHARRY, 2001).

O único aspecto em que a cogeração com bagaço está em desvantagem é a emissão de materiais particulados. No caso de sistemas com turbinas a vapor, devido às características das partículas produzidas durante a queima do bagaço, ocorre um grande arraste de sólidos pelos gases de combustão, sendo a quantidade de MP emitido muito superior aos números correspondentes a qualquer um dos sistemas convencionais considerados. A consequência disto é a necessidade de utilização de dispositivos de controle, que podem ser observados em algumas usinas.

5.4 Comercialização de Créditos de Carbono. Efeito sobre a Viabilidade Econômica e Custo de Geração

5.4.1 O Protocolo de Kyoto e o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo

A preocupação da sociedade com os problemas ambientais de abrangência global tem se acirrado nos últimos anos. Esta tendência é demonstrada de várias maneiras, com destaque para o surgimento de iniciativas internacionais que abordam o assunto. Como exemplos, podem ser citados o Protocolo de Montreal, sobre substâncias nocivas à camada de ozônio, adotado em 1987, a Convenção das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas, adotada em 1992 e mais recentemente o Protocolo de Kyoto, firmado em 1997 (UNFCCC, 1997).

Estas iniciativas estimulam a adoção de medidas que minimizem o impacto ambiental provocado pela ação do homem.

No caso particular do Protocolo de Kyoto os principais objetivos são limitar ou reduzir as emissões antropogênicas de gases de efeito estufa (expressos como carbono equivalente) dos países signatários, promovendo o desenvolvimento sustentado e minimizando efeitos adversos, incluindo alterações climáticas e efeitos sobre o comércio internacional, e os seus impactos sociais, ambientais e econômicos, sobretudo sobre os países em desenvolvimento. As informações contidas neste e nos próximos 07 parágrafos foram extraídas da referência [10] (UNFCCC, 1997).

Para alcançar os objetivos definidos em Kyoto foram estabelecidas metas de redução das emissões de gases de efeito estufa dos participantes do protocolo. Foi acordado que as emissões dos países do Anexo I devem ser reduzidas a níveis 5% abaixo dos níveis apurados para o ano de 1990, no período de 2008 a 2012.

A tabela 5.3 apresenta os valores das metas de redução dos países do Anexo I:

País	Emissões em 1990 [MtC]	Meta de Kyoto
EUA	1.362	93%
Japão	298	94%
União Européia	822	92%
Outros Países OECD	318	95%
Europa Oriental	266	104%
Antiga União Soviética	891	98%
TOTAL	3.957	

Fonte: UNFCCC, 1997

Tabela 5.3 – Metas de Kyoto para as emissões dos países do Anexo I.

Estas metas de redução podem ser válidas para países isolados ou grupos de países, tratadas então como metas conjuntas, salvo que no segundo caso, os valores acordados não podem ser alterados durante o período de comprometimento vigente, mesmo que ocorram alterações na composição dos grupos. Esta situação configura a Implementação Conjunta (Joint Implementation), que corresponde a um dos três mecanismos de flexibilização definidos no protocolo.

Para alcançar as metas definidas, os países do Anexo I podem ainda realizar transferências de unidades de redução de emissões entre si, desde que respeitem critérios que impeçam a dupla contagem das unidades de redução computadas.

Com base nesta filosofia define-se o segundo mecanismo de flexibilização denominado Comercialização de Emissões (emissions trading), através do qual países podem se beneficiar de reduções de emissões de outros países do Anexo I, através de operações de compra e venda.

Uma forma semelhante de flexibilização do protocolo é o dispositivo denominado Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL), através do qual os países do Anexo I podem utilizar certificados de redução de emissões resultantes de atividades que demonstrem contribuir com a mitigação das mudanças climáticas, de forma real, mensurável e sustentada em países não industrializados (que não fazem parte do Anexo I e que não possuem metas

estabelecidas para o primeiro período de cumprimento do protocolo), e que paralelamente contribuam com o desenvolvimento sustentável dos países em desenvolvimento onde os projetos de redução de emissões sejam implementados. Estes certificados são denominados Créditos de Carbono.

Outro critério decisivo para a aplicação deste mecanismo é que as atividades mencionadas acima comprovem que a sua realização é vantajosa quanto à mitigação das emissões, ou seja, que a implantação da atividade promova redução adicional das emissões que não seriam possíveis sem a realização da atividade em questão. Esta comprovação é feita através da comparação dos valores de emissões da atividade sujeita à análise com valores de referência pré-definidos, estabelecidos pelas linhas de base.

É através deste mecanismo que o Brasil pode participar do mercado de certificados de emissões reduzidas, desenvolvendo projetos em uma das três modalidades a seguir (ROCHA, 2003):

- fontes renováveis e alternativas de energia;
- eficiência / conservação de energia, e;
- reflorestamento e estabelecimento de novas florestas;

sendo que os projetos de cogeração se enquadram na primeira categoria.

Independentemente da categoria em que o projeto de MDL se encaixe, a sua implantação deve obedecer as seguintes etapas, para que os certificados de redução de emissões sejam concedidos (ROCHA, 2003):

- configuração – nesta fase devem ser estabelecidas a adicionalidade, a linha de base e a metodologia de monitoramento que são respectivamente o benefício da implantação da atividade, o valor referencial que corresponde às emissões na condição de não-implantação do projeto e a sistemática de medição utilizada para comprovar que as metas de redução ou sequestro de carbono foram atingidas;
- validação / registro – neste momento o PDD (Project Design Document) elaborado na fase de configuração e outros documentos relevantes são avaliados por uma entidade operacional designada, que poderá aceitar a linha de base e a metodologia propostas, efetuando o seu registro, ou recusá-las;

- monitoramento – obedecendo à metodologia definida no PDD, aprovada e registrada são realizadas medições cujos resultados são submetidos à entidade operacional que realizou o registro;
- verificação / certificação – os resultados do monitoramento periódico são então verificados e as reduções / seqüestro de gases de efeito estufa certificadas pela entidade operacional;
- emissão – de posse da certificação, a emissão de certificados de emissões reduzidas (CER) podem ser solicitada ao comitê executivo do MDL.

Os títulos obtidos ao final deste processo pelo proponente do projeto podem então ser comercializados e revertidos em benefícios financeiros aos seus portadores.

Embora o mercado de carbono não esteja totalmente desenvolvido, existe a possibilidade de que os CER's se convertam em uma commodity ambiental e venham a ser negociados em BM&F. Estimativas indicam que a demanda por CER pode chegar a valores que vão de US\$ 3 bilhões a US\$ 20 bilhões, considerando no caso do limite superior que ocorra a definição dos mecanismos deste mercado e aceitação ampla dos mesmos pela comunidade internacional (ROCHA, 2003).

Estudos realizados pela Universidade do Colorado e pelo Escritório Executivo da Presidência Americana levando em conta basicamente as condições norte-americanas, estimam um custo entre US\$ 100,00 e US\$ 200,00 para cada tonelada de CO₂ abatida por ações internas nos Estados Unidos. Os cálculos realizados pelo mesmo Escritório Executivo da Presidência, em 1999, mostram que esses custos podem cair pela metade ou ainda menos se as reduções previstas puderem utilizar livre e amplamente os mecanismos de flexibilização do Protocolo Kyoto (ROCHA, 2003).

Para os países do Anexo I, de um modo geral, as modelagens realizadas indicam que, utilizando-se uma “cesta” variada de mecanismos é possível chegar a um custo de US\$ 10,00 a US\$ 60,00 para cada tonelada reduzida de emissões de CO₂ (ROCHA, 2003).

No caso mais específico da América Latina, os estudos da CEPAL – que voluntariamente adota uma postura conservadora para sua base de cálculos – indicam também que é possível trabalhar com essa mesma faixa de US\$ 10,00 a US\$ 60,00 para a remuneração

da tonelada de CO₂ reduzida em projetos de MDL na região. Segundo essas mesmas estimativas, ter-se-ia entre US\$ 10,00 e US\$ 20,00 para projetos associados a resgate de carbono em atividades do setor florestal e entre US\$ 40,00 e US\$ 60,00 para projetos na área de energia (ROCHA, 2003).

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 (ROCHA, 2003).

Baseando-se nos números apresentados anteriormente, observa-se que há grandes variações dos valores esperados para os certificados de emissões reduzidas.

Porém, independentemente do valor de comercialização destes certificados, há um grande potencial de desenvolvimento de projetos de MDL no Brasil, que podem ser aproveitados para incrementar a atratividade de projetos de cogeração com bagaço de cana.

5.4.2 Benefícios Provenientes da Comercialização de Créditos de Carbono

Com base no exposto na seção anterior é apresentado a seguir o processo de determinação dos benefícios decorrentes dos créditos de carbono provenientes da aplicação do MDL a um projeto de cogeração em uma usina sucroalcooleira. As considerações contidas na seção 5.4.2 foram extraídas da referência [56] (ECONERGY, 2003).

A primeira consideração a ser feita diz respeito à sistemática utilizada para o cálculo da adicionalidade do projeto, ou seja, a quantidade de gases de efeito estufa (GEE) evitada pela implantação do mesmo. Para isso é necessário determinar a quantidade de GEE gerada pelo projeto e a linha de base, que corresponde à quantidade de GEE produzida caso o projeto não se realize. A diferença entre estes dois valores é então a redução de emissões promovida pelo projeto.

A metodologia adotada é a mesma do Projeto de Redução de GEE Vale do Rosário: Cogeração Com Biomassa, cuja aplicação é assegurada pela similaridade entre os projetos avaliados neste trabalho e a referência considerada. Dado ainda que este projeto já foi aprovado pelo Comitê Executivo das Partes signatárias do Protocolo de Kyoto, a utilização da

mesma metodologia garante que os resultados aqui obtidos sejam oficialmente aceitos como válidos.

O título da metodologia escolhida é metodologia Econergy para redução de emissões de projetos de cogeração com biomassa conectados ao sistema elétrico, cuja redução de emissões provém da “geração evitada” ou de qual fonte de suprimento de energia elétrica à rede é eliminada ou deslocada com a implantação do projeto. Assim a linha de base corresponde às emissões eventualmente produzidas pelas fontes já conectadas ao sistema elétrico que seriam acionadas ou por aquelas cuja construção se faria necessária para atender a uma determinada demanda marginal, na ausência do projeto de cogeração.

Assim, para garantir que tanto o aspecto operacional (*operating margin - OM*) quanto o da expansão (*building margin - BM*) do sistema de geração sejam levados em conta na determinação das emissões evitadas, a abordagem escolhida é a de margem combinada, dada pela média aritmética das margens operacionais e de expansão. Isto é especialmente importante no período inicial do projeto, dado que sua influência sobre a operação das usinas de geração de energia é bastante relevante neste momento. Já nas fases mais avançadas somente a margem de expansão é considerada.

Levando em conta ainda que o projeto de cogeração possa alterar emissões produzidas por sistemas de geração não conectados ao sistema elétrico, é necessário que esta possibilidade seja avaliada e contabilizada no balanço das emissões.

Finalmente, é necessário determinar se não há “vazamentos”, ou seja, se o projeto não provoca emissões fora de suas fronteiras devido à necessidade de substituição da biomassa previamente fornecida a terceiros para a geração de energia, quer seja térmica ou elétrica, e que agora passa a ser consumida pelo projeto, por combustíveis fósseis.

Assim, as emissões reduzidas líquidas (ER_{liq}) são definidas como:

$$ER_{liq} = \text{"redução de emissões conectadas à rede"} - \text{"Variação de emissões não conectadas à rede"} - \text{"Vazamentos"} \quad [5.1]$$

Onde:

$$\text{redução de emissões conectadas à rede} = EE_b \cdot C_b - (EE_p - EE_{ant}) \cdot C_p$$

$$\text{Variação de emissões não conectadas à rede} = S$$

$$\text{Vazamento} = L_p$$

Logo

$$ER_{liq} = EE_b \cdot C_b - (EE_p - EE_{ant}) \cdot C_p - S - L_p \quad [5.2]$$

Onde:

EE_b - quantidade de energia elétrica produzida pelo sistema elétrico deslocada pela implantação do projeto em MWh;

C_b - fator de emissões para a energia elétrica produzida pelo sistema elétrico, ou seja, linha de base – margem combinada ou operacional em tCO₂e/MWh;

EE_p - energia elétrica exportada à rede considerando o projeto em MWh;

EE_{ant} - média da quantidade de energia elétrica exportada à rede nos último três anos antes da implantação do projeto em MWh;

C_p - fator de emissões para o projeto em tCO₂e/MWh;

S - variação de emissões devido ao consumo de combustíveis fósseis em tCO₂e;

L_p - emissões devido a vazamento em tCO₂e;

A determinação de cada uma das variáveis da equação genérica acima é explicada a seguir.

5.4.2.1 EE_b

A energia deslocada pelo projeto corresponde à energia total exportada pelo sistema de cogeração menos a energia exportada antes da implantação do projeto, ou seja:

$$EE_b = EE_p - EE_{ant} \quad [5.3]$$

Onde as variáveis da equação são idênticas as que constam na equação principal.

5.4.2.2 C_b

O fator de emissões do sistema elétrico considerado como linha de base dependerá do período de crédito corrente, sendo definido como a margem combinada (CM) no primeiro período de 07 anos e como a margem de expansão (BM) atualizada nos dois períodos de crédito subsequentes. A atualização da margem de expansão a ser considerada no segundo e terceiro período será feita com base nos sete anos do período anterior.

Assim tem-se que o fator de emissões para cada uma das fases do projeto:

$$C_{b\ 1^\circ\ periodo} = CM_{1^\circ\ periodo} = \frac{OM_{ano1} + BM_{histórica}}{2} \quad [5.4]$$

$$C_{b\ 2^\circ\ periodo} = CM_{2^\circ\ periodo} = BM_{ano1-7} \quad [5.5]$$

$$C_{b\ 3^\circ\ periodo} = CM_{3^\circ\ periodo} = BM_{ano8-15} \quad [5.6]$$

Sendo a margem operacional calculada como se segue:

$$OM_{ano1} = \frac{\sum EM_i}{\sum EG_i + (EG_{total\ hidro} - EG_{base\ hidro})} \quad [5.7]$$

Onde:

EM_i - emissões anuais médias de CO₂ da planta de geração “i” – as plantas que têm combustíveis a custo zero e as que devem ser sempre despachadas (solar/eólica/hidráulicas/biomassa/nucleares) devem ser excluídas deste cálculo em tCO₂e;

EG_i - energia elétrica gerada média pela planta de geração “i” – as plantas que têm combustíveis a custo zero e as que devem ser sempre despachadas (solar/eólica/hidráulicas/biomassa/nucleares) devem ser excluídas deste cálculo em GWh;

$EG_{total\ hidro}$ - total anual médio de energia elétrica gerada pelas plantas hidroelétricas em GWh;

$EG_{base\ hidro}$ - média da energia elétrica mínima gerada pelas plantas hidroelétricas: geração hidroelétrica mensal mínima no ano multiplicada por em 12 GWh;

Em países que possuem parque de geração predominantemente hidráulico, a exclusão de todas as usinas hidráulicas faz com que os valores da linha de base sejam muito elevados. Assim é considerada no cálculo a capacidade de geração hidráulica que não esteja alocada como base de carga no cálculo da energia total anual gerada.

O cálculo das emissões é feito através da equação a seguir:

$$EM_i = FC_i \cdot CV_i \cdot EF_i \cdot Ox \quad [5.8]$$

Onde:

FC_i - consumo anual de combustível da planta “i” em l, ton, m³;

CV_i - valor calorífico do combustível da planta “i” em TJ/l, TJ/ton, TJ/m³;

EF_i - fator de emissões do combustível em tCO₂e/TJ;

Ox - fração de carbono oxidada;

A margem de expansão, BM , é calculada utilizando o mesmo algoritmo aplicado para a margem operacional considerando, entretanto, somente as 05 últimas plantas de geração construídas ou as plantas responsáveis pelos últimos 20% adicionados à capacidade instalada do sistema elétrico em questão. Ainda é necessário excluir as plantas de geração com capacidade maior que 250MW, pois estas são consideradas como parte integrante da expansão promovida pelo setor público e que dificilmente deixarão de ser implantadas ou terão sua data de entrada em operação postergada por influencia de um projeto de cogeração.

5.4.2.3 EE_p

A energia exportada pelo projeto corresponde à parcela de energia produzida pelo sistema de cogeração que é transferida ao sistema elétrico. Vale ressaltar que não só a energia adicional exportada devido à implantação do projeto deve ser considerada, mas sim, todo o montante enviado à rede.

5.4.2.4 EE_{ant}

Corresponde à energia exportada antes da implantação do projeto de ampliação do sistema de cogeração. Esta correção é necessária para que não sejam atribuídas ao projeto reduções de emissões que não foram promovidas pelo mesmo. Obviamente, em casos em que não havia comercialização de energia antes da implantação do projeto esta variável é nula.

5.4.2.5 C_p

Sistemas de cogeração com bagaço utilizam resíduos renováveis de biomassa como combustível que são por definição neutros do ponto de vista de emissões de carbono devido ao seqüestro de CO_2 durante o período de formação da biomassa.

Assim o fator de emissões deste tipo de atividade é nulo.

5.4.2.6 S

A variação de emissões não conectadas ao sistema elétrico devido ao projeto é calculada como se segue:

$$S = \Delta C_{comb} \cdot CV_{comb} \cdot EF_{comb} \cdot Ox \quad [5.9]$$

Onde:

ΔC_{comb} - aumento ou redução do consumo de combustível da fonte energética afetada pelo projeto em l, ton, m^3 ;

CV_{comb} - valor calorífico do combustível em TJ/l, TJ/ton, TJ/m^3 ;

EF_{comb} - fator de emissões do combustível em tCO_2e/TJ ;

Ox - fração de carbono oxidada;

5.4.2.7 L_p

Os únicos vazamentos possivelmente causados pelo projeto são provenientes da queima de combustível fóssil por antigos usuários de bagaço que deixem de ser atendidos por causa da implantação do projeto. Assim, o vazamento é calculado com base na quantidade de energia que passa a ser suprida por um combustível fóssil devido à interrupção do suprimento de bagaço:

$$L_p = \frac{M_{bagaço} \cdot CV_{bagaço} \cdot \eta_{bagaço-cogen}}{CV_{comb} \cdot \eta_{comb}} \cdot EF_{comb} \quad [5.10]$$

Onde:

$M_{bagaço}$ - média da quantidade anual de bagaço fornecida nos últimos três anos ao antigo usuário em ton;

$CV_{bagaço}$ - valor calorífico do bagaço em TJ/l, TJ/ton, TJ/m³;

CV_{comb} - valor calorífico do combustível fóssil usado em TJ/l, TJ/ton, TJ/m³;

$\eta_{bagaço-cogen}$ - eficiência da planta de cogeração com bagaço em %;

η_{comb} - eficiência da planta utilizando o combustível fóssil em %;

EF_{comb} - fator de emissões do combustível fóssil em tCO₂e/TJ;

5.4.2.8 Cálculo de ER_{liq}

Aplicando as considerações feitas nas subseções anteriores, bem como as características dos projetos de cogeração realizados neste estudo ao cálculo das emissões reduzidas, tem-se que a equação geral pode ser simplificada como se segue:

$$ER_{liq} = (EE_p - EE_{ant}) \cdot C_b \quad [5.11]$$

Esta simplificação é possível com base nos seguintes pontos:

- a energia elétrica deslocada corresponde à energia adicional exportada pelo sistema de cogeração devido à implantação do projeto, o que permite substituir o primeiro termo

do lado direito da equação original pelo primeiro termo do lado direito da equação simplificada;

- o fator de emissões do projeto de cogeração é nulo por utilizar biomassa como combustível, o que permite cancelar o segundo termo do lado direito da equação original;
- o projeto não produz variações de emissões em plantas desconectadas do sistema elétrico, uma vez que a usina não comercializa bagaço para fins energéticos, permitindo cancelar o terceiro termo do lado direito da equação original;
- o projeto não apresenta vazamentos, pois não há necessidade de utilizar combustíveis fósseis em substituição ao bagaço, pois como já exposto, a usina não comercializa bagaço para fins energéticos, o que gera o cancelamento do quarto termo do lado direito da equação.

Uma vez que os valores da energia deslocada são facilmente obtidos pela diferença entre o caso base, que representa a condição atual de operação do sistema, e a alternativa corrente, resta determinar o fator de emissões da linha de base.

Primeiramente é necessário definir qual é a fronteira do sistema elétrico ao qual a planta de cogeração está conectada para que seja possível estabelecer quais usinas de geração de energia devem ser consideradas na determinação do fator de emissões da linha de base.

Como os três casos estudados se situam na região sudeste, o sistema elétrico considerado será o sistema interligado sul-sudeste e centro-oeste.

Os dados considerados são os mesmos utilizados no projeto de referência – Cogeração com Biomassa Vale do Rosário – obtidos a partir de um relatório da Agência Internacional de Energia (IEA) datado de outubro de 2002, e do ONS, Operador Nacional do Sistema. Os valores obtidos destas já aplicados às fórmulas de cálculo dos fatores da margem operacional são apresentados a seguir:

- $\sum EM_i = 719tCO_2 / GWh \cdot 167.808GWh = 120.653.950tCO_2$, que equivale ao produto do fator de emissões médio das centrais térmicas brasileiras pela energia total gerada pelas centrais termelétricas;

- $\sum EG_i = 167.808 GWh$ obtido diretamente do relatório da IEA;
- $EG_{total\ hidro} = 447081 GWh \cdot 61,5\% = 274.955 GWh$, que é o produto da energia total gerada no sistema sul-sudeste e centro-oeste e o percentual de geração hidráulica deste sistema;
- $EG_{base\ hidro} = 274.955 GWh \cdot 92,4\% = 254.058 GWh$, que corresponde ao produto da energia hidroelétrica total gerada e o percentual de energia hidroelétrica na base de carga.

Substituindo os valores na equação de cálculo da margem operacional, vem:

$$OM = \frac{120.653.950 tCO_2}{167.808 GWh + (274.955 GWh - 254.058 GWh)} = 639 tCO_2 / GWh$$

Como o conceito para definição do fator de emissões para o primeiro período é o de margem combinada, é necessário estabelecer a média dos valores de margem operacional e de expansão, que vale $569 tCO_2/GWh$, como segue:

$$CM = \frac{639 tCO_2 / GWh + 569 tCO_2 / GWh}{2} = 604 tCO_2 / GWh$$

Assim $604 tCO_2/GWh$ é o valor considerado como linha de base para o primeiro período de 07 anos dos projetos de cogeração analisados neste estudo e $569 tCO_2/GWh$ para os 02 períodos de 07 anos restantes.

Uma vez determinado o valor da linha de base, falta definir qual o preço da tonelada de CO_2 , para calcular o benefício econômico obtido com a comercialização de créditos de carbono.

Como já colocado ao final da seção anterior, o preço a ser pago pelo mercado por cada tonelada de CO_2 não é facilmente determinado, devido à inexistência de um mercado bem desenvolvido deste ativo. Considerando, entretanto o próprio caso tomado como referência o valor considerado nos cálculos será de aproximadamente $5,00 USD/tCO_2$, que corresponde a $15,00 R\$/ tCO_2$. (comunicação pessoal, JUNQUEIRA, 2004).

Capítulo 6 Simulações de Sistemas de Cogeração

Este capítulo apresenta os critérios usados na elaboração das simulações, exemplos de cálculo e os resultados obtidos através das mesmas.

6.1 Introdução

A avaliação técnica realizada neste trabalho consiste em determinar as condições de operação dos sistemas estudados na situação atual em que se encontram e após algumas alterações como eletrificação de acionamentos mecânicos existentes, elevação dos parâmetros do vapor gerado e instalação de novos turbogeradores de condensação com extração.

Vale ressaltar que não é possível determinar uma solução comum para as três usinas estudadas, uma vez que as capacidades de produção e condições de operação atuais do sistema de cogeração são diferenciadas. Assim, buscou-se trabalhar com valores pré-definidos de pressão para geração de vapor, porém em algumas ocasiões a conversão dos sistemas para operar com estes novos parâmetros foi parcial, como se observa principalmente nas usinas Barra Grande e São José.

As principais fontes dos parâmetros empregados nas simulações são comunicações pessoais com os responsáveis pelas áreas de utilidades das usinas estudadas e fabricantes de equipamentos e literatura especializada, sendo assim bastante confiáveis. Porém, é importante salientar que caso alguma das alternativas venha a ser implementada, os dados devem ser revistos para garantir que a decisão sobre a execução do projeto seja tomada com base em informações atualizadas.

Os parâmetros gerais assumidos para os casos estudados foram os seguintes:

- bagaço com poder calorífico inferior, PCI, igual a 7500 kJ/kg;
- pressão de referência: 1bar abs;
- temperatura de referência: 25°C.

Os parâmetros específicos de cada caso são apresentados juntamente à descrição e aos resultados de cada uma das situações estudadas.

O nome atribuído a cada um dos casos é composto por letras, sendo que os dois primeiros caracteres se referem à usina estudada (ES – **E**Ster, BG – **B**arra **G**rande ou **S**ão **J**osé) e os demais à configuração proposta (p.e. B – caso **B**ase, E – **E**letrificação do preparo e extração, etc). Os principais dados sobre a condição atual de cada uma das usinas avaliadas podem ser encontrados na seção 2.4 deste trabalho.

A eficiência do ciclo indicada nas tabelas corresponde à eficiência para geração de trabalho, dada pela relação entre o trabalho produzido (eletricidade + trabalho mecânico) e a quantidade de energia fornecida ao sistema pelo combustível. A energia térmica fornecida ao processo não foi computada na determinação da eficiência para geração de trabalho.

Foram calculados ainda para cada um dos casos o valor de energia elétrica produzida e exportada, a quantidade de bagaço consumida e o valor de energia elétrica produzida por tonelada de cana, sendo este último um dos parâmetros bastante utilizados na determinação da eficiência geral de uma usina (KINOSHITA, 1999). No período da entressafra, o parâmetro foi considerado como sendo a relação entre a energia elétrica total produzida e a capacidade de moagem da planta.

Os cálculos foram realizados utilizando o programa computacional GateCycle versão 5.51.0.r da GE Enter Software, cujas características são dadas a seção 6.2.1.

6.2 Modelo de Simulação

6.2.1 Software GateCycle

Conforme mencionado na introdução, as simulações foram realizadas com auxílio de uma ferramenta computacional, que consiste em um software capaz de realizar análises em regime permanente de sistemas térmicos, como sistemas de cogeração de usinas de açúcar e álcool, denominado GateCycle. Entre as funcionalidades do programa podem ser citadas:

- Análise geral de ciclos para usinas térmicas ou de cogeração, fornecendo informações referentes ao desempenho operacional em todos os pontos da planta, incluindo eficiência global e produção de energia;
- Simulação da performance de sistemas existentes em pontos de carga fora em condições de operação diferentes da nominal;
- Previsão dos efeitos de alterações propostas ou melhorias de sistemas existentes;
- Análise de projetos avançados de turbinas a gás, incluindo ciclos combinados.

Este programa foi desenvolvido pela GE Enter Software com apoio inicial do EPRI (Electric Power Research Institute). O software conta também com interface gráfica ProVision desenvolvido pela Simulation Sciences. A versão utilizada neste estudo foi o GateCycle Version 5.51.

Para executar as simulações é necessário construir o modelo do sistema através da seleção dos componentes que compõem o ciclo de uma livreria disponibilizada pelo programa. Após a seleção, os componentes devem ser interligados. A última etapa de construção do modelo é a atribuição dos principais parâmetros de projeto de cada um dos componentes, como pressão, temperatura, eficiência, etc, refletindo as condições do sistema existente ou então aquelas desejadas após as modificações propostas.

A partir deste ponto é possível ativar a rotina de cálculo do programa, que verificará se o modelo é consistente (verificação das conexões, balanço de massa e energia, etc) e determinará as condições operacionais do sistema modelado.

Cada um dos modelos criados pode servir de base para diferentes casos, utilizados na análise das variações das condições operacionais do sistema avaliado, como por exemplo, fora do período de safra.

Os resultados podem ser apresentados na forma de relatórios gerados pelo programa ou como tabelas, que apresentam os dados selecionados em forma de planilhas eletrônicas. Existe ainda a possibilidade de se produzir gráficos relacionados ao desempenho de alguns componentes, como turbinas a vapor.

O sistema permite ainda que macros sejam elaboradas, ou seja, que o usuário crie rotinas que estabelecem relações entre distintas variáveis do sistema, com o intuito de que o sistema varie determinado parâmetro para que outra variável atinja um valor pré-estabelecido pelo usuário. Um exemplo, seria a criação de uma macro que variará o valor da eficiência de uma caldeira até que o consumo de combustível se ajuste a um valor definido pelo operador do sistema.

A seção seguinte traz um exemplo de simulação realizado utilizando o programa GateCycle.

6.2.2 Modelo de Simulação

Conforme exposto na introdução deste capítulo, a avaliação técnica consiste em determinar as condições de operação dos sistemas estudados na situação atual em que se encontram e após as alterações. O processo completo para uma usina é descrito a seguir.

Após o levantamento de dados realizados junto às usinas, é necessário construir o modelo de referência para cada uma das plantas, denominado caso base. Este modelo irá refletir como o sistema de cogeração se comporta atualmente.

Os principais parâmetros usados na construção do caso base, além daqueles apresentados na introdução do capítulo são a topologia do sistema, as propriedades e vazão dos fluxos de vapor e condensado do ciclo a vapor, valores de trabalho mecânico e eletricidade produzidos e consumidos e consumo de combustível pela planta.

Os valores de eficiência informados para cada um dos equipamentos servem como referência para a construção do modelo, porém são revistos de forma que ao final da simulação do caso base, os valores de entrada e saída de cada um dos componentes estejam de acordo com os informados pelas usinas.

O resultado deste trabalho é a criação de um modelo como o apresentado na figura 6.1.

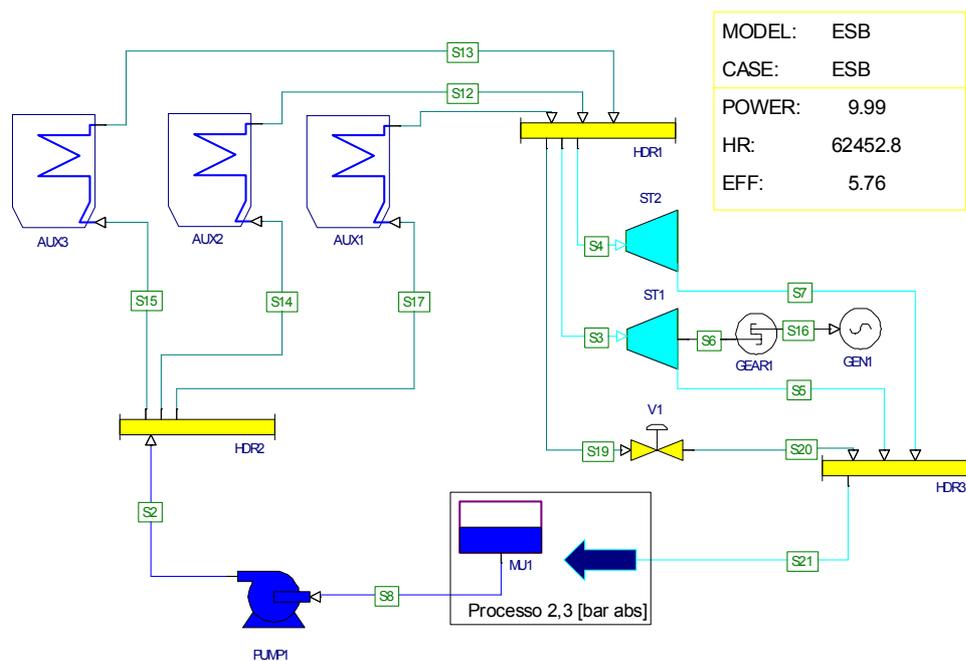


Figura 6.1 – Modelo do Sistema de Cogeração – Usina Ester – Caso Base

Uma vez construído o modelo, são calculados os valores de trabalho produzido e consumido, combustível consumido e eficiência do ciclo pelo programa, e caso estes diverjam dos valores obtidos junto às usinas, o cálculo é revisto até a eliminação das divergências.

A partir dos dados revistos e consolidados, calculam-se os parâmetros energia elétrica exportada e energia elétrica produzida por tonelada de cana moída e elabora-se uma tabela semelhante a tabela 6.1 apresentada a seguir, que será a referência do sistema:

	$p_{\text{vapor}}[\text{bar abs}]$	$W_{\text{prod}}[\text{MW}]$	$\eta [\%]$	$m_{\text{comb}}[\text{t/h}]$	$EE_{\text{exportada}}[\text{MW}]$	$\text{kWh}_{\text{ee}}/\text{t}_{\text{cana}}$
ESB	22	9,988	5,76	83,0	0	13,6

Tabela 6.1 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso Base

Caso a usina opere também no período de entressafra, o procedimento deve ser repetido considerando esta condição de trabalho.

Com isto, encerra-se a etapa de construção da referência e segue-se para a elaboração das alternativas.

Numa segunda etapa, constrói-se um novo modelo, que contempla as alterações do sistema como, eliminação das turbinas de acionamento mecânico, alteração das caldeiras e conseqüentemente dos parâmetros de vapor, inclusão do turbogerador de condensação com extração, etc. Os valores de eficiência das caldeiras e turbogeradores novos são baseados em informações de fabricantes (CAMPOS, 2004).

As vazões para os processos são mantidas, bem como os valores de pressão. Porém, devido à eficiência mais elevada das novas turbinas, os valores de temperatura destes fluxos e, alguns casos se reduz, porém de forma pouco significativa. Para todos os efeitos, considera-se aqui que nos casos onde ocorre esta redução de temperatura o processo não é afetado, especialmente considerando a necessidade de injeção de água para resfriamento do vapor que vai para o processo, que pode ser reduzida ou eliminada.

O resultado do trabalho é a construção de um novo modelo, conforme exemplo apresentado na figura 6.2.

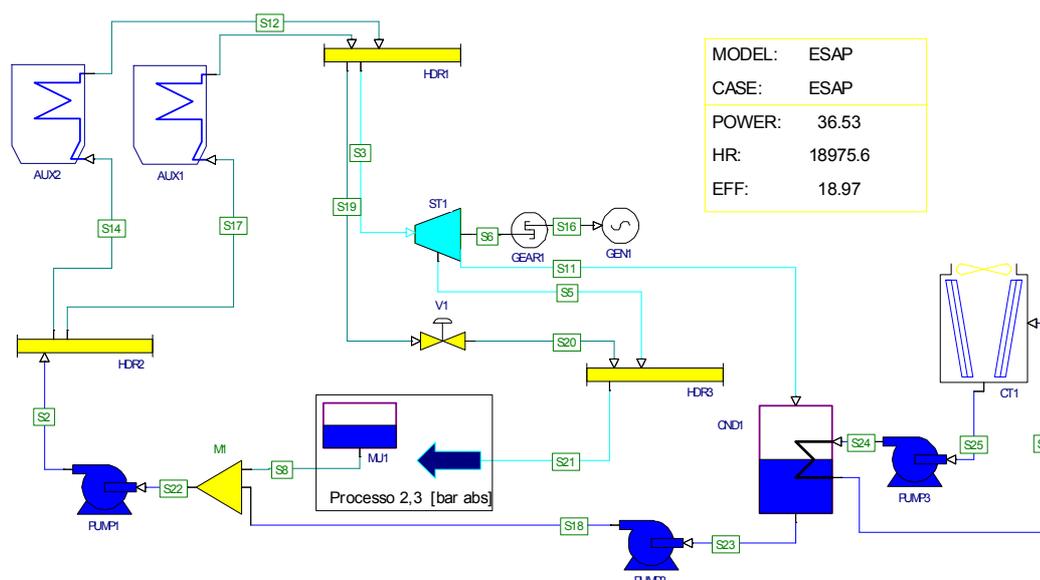


Figura 6.2 – Modelo do Sistema de Cogeração – Usina Ester – Caso Alta Pressão

De forma similar ao caso base, são calculados os valores de trabalho produzido e consumido, combustível consumido e eficiência do ciclo de eficiência.

Com base no valor de trabalho produzido no caso base pelos acionamentos mecânicos, determina-se a demanda de energia dos acionamentos elétricos, através da multiplicação pelo fator de correção definido no capítulo 4. Além disso, considera-se um consumo adicional para os equipamentos adicionais instalados, como torre de resfriamento, sistema de condensação, etc, determinando assim, qual o consumo de energia adicional a planta terá em relação ao caso base.

A partir dos valores obtidos na simulação e no consumo adicional determinado de acordo com os critérios estabelecidos no parágrafo anterior, calcula-se o valor de energia elétrica exportada e energia elétrica produzida por tonelada de cana moída, que compõem a tabela 6.2.

	$p_{\text{vapor}}[\text{bar abs}]$	$W_{\text{prod}}[\text{MW}]$	$\eta [\%]$	$m_{\text{comb}}[\text{t/h}]$	$EE_{\text{exportada}}[\text{MW}]$	$\text{kWh}_{\text{ee}}/\text{t}_{\text{cana}}$
ESAP	66	36,526	18,97	92,4	24,53	97,4

Tabela 6.2 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso Base

Este cálculo se repete para o período fora de safra, pois todas as alternativas consideram operação ao longo de todo o ano.

Este procedimento é realizado para todas as configurações propostas para cada usina, sendo o resultado final a tabela resumo das simulações e os gráficos construídos a partir das tabelas, que podem ser vistos na seção 6.3.

O processo descrito nesta seção é então repetido para as outras duas usinas. Os detalhes referentes aos dados considerados, alterações propostas e uma breve análise dos resultados obtidos para cada uma das configurações estudadas encontram-se no Anexo A.

Os dados obtidos e apresentados na seção seguinte servirão de base para a análise econômica, descrita no capítulo 7.

6.3 Resultados Obtidos

6.3.1 Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Ester

Os principais resultados dos casos analisados estão compilados nas tabelas 6.3 e 6.4:

	p_{vapor} [bar abs]	W_{prod} [MW]	η [%]	m_{comb} [ton/h]	$EE_{\text{exportada}}$ [MW]	$kWh_{\text{ee}}/t_{\text{cana}}$
ESB	22	9,988	5,76	83,0	0	13,6
ESE	22	17,636	9,90	85,5	6,64	47,0
ESMP	38/22	20,841	11,36	88,0	9,34	55,6
ESAP	66	36,526	18,97	92,4	24,53	97,4
ESEAP	82	38,853	19,99	93,2	25,85	103,6

Tabela 6.3 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Ester – Safra

	p_{vapor} [bar abs]	W_{prod} [MW]	η [%]	m_{comb} [ton/h]	$EE_{\text{exportada}}$ [MW]	$kWh_{\text{ee}}/t_{\text{cana}}$
ESB	-	-	-	-	-	-
ESE	22	17,417	17,91	46,7	14,91	39,8
ESMP	38/22	21,368	20,87	49,1	18,37	57,0
ESAP	66	26,235	25,85	48,7	23,23	69,9
ESEAP	82	27,969	26,90	49,9	24,47	74,6

Tabela 6.4 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Ester – Entressafra

sendo:

p_{vapor} – pressão do vapor vivo produzido;

W_{prod} – trabalho total produzido (MW_{e} + MW_{mec});

η - eficiência para geração de trabalho;

m_{comb} – vazão mássica de bagaço;

EE_{exp} – energia elétrica adicional exportada;

$kWh_{\text{ee}}/t_{\text{cana}}$ – relação entre energia elétrica produzida e capacidade de moagem nominal da usina.

Representando graficamente os resultados contidos nas tabelas 6.3 e 6.4, obtêm-se as figuras 6.3, 6.4, 6.5 e 6.6:

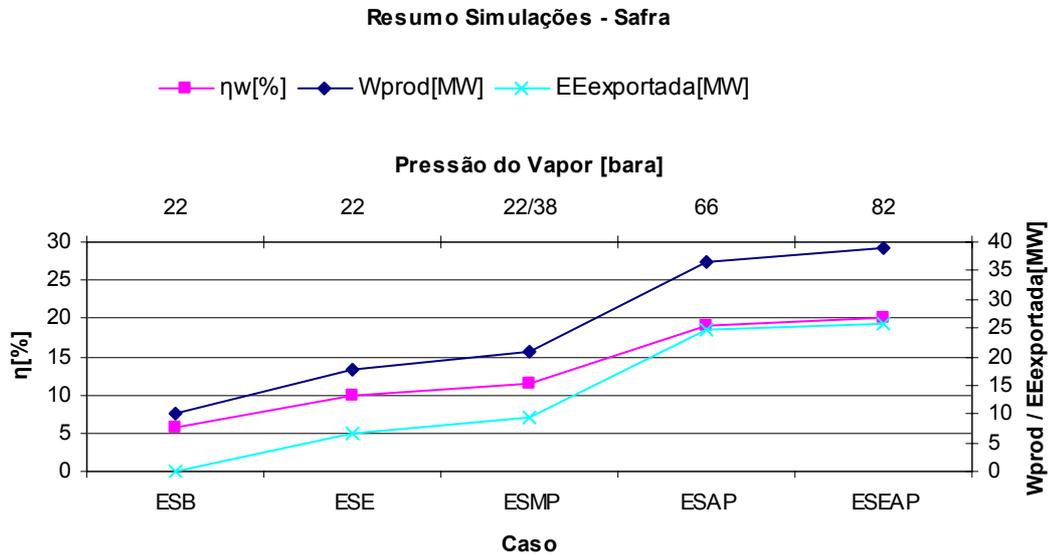


Figura 6.3 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Safra

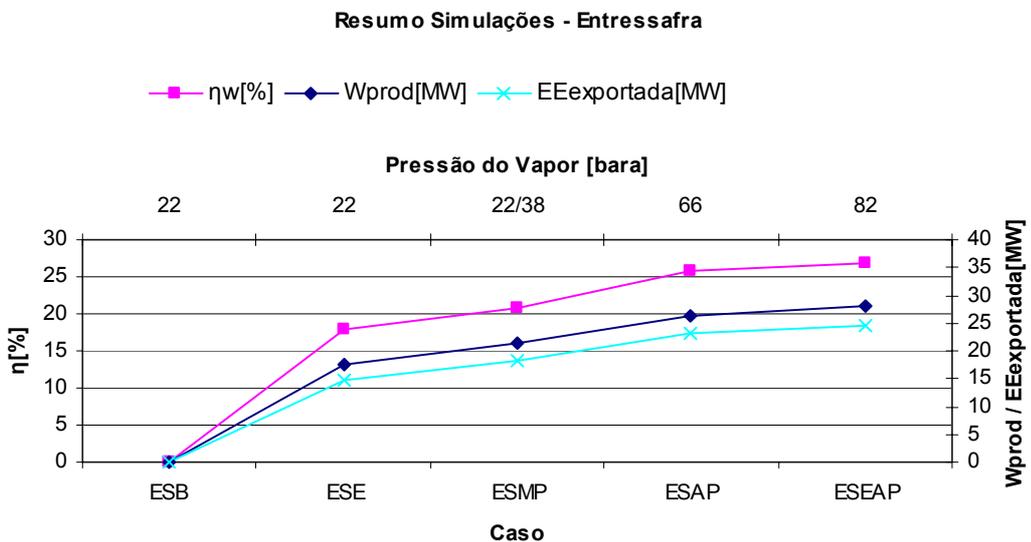


Figura 6.4 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Entressafra

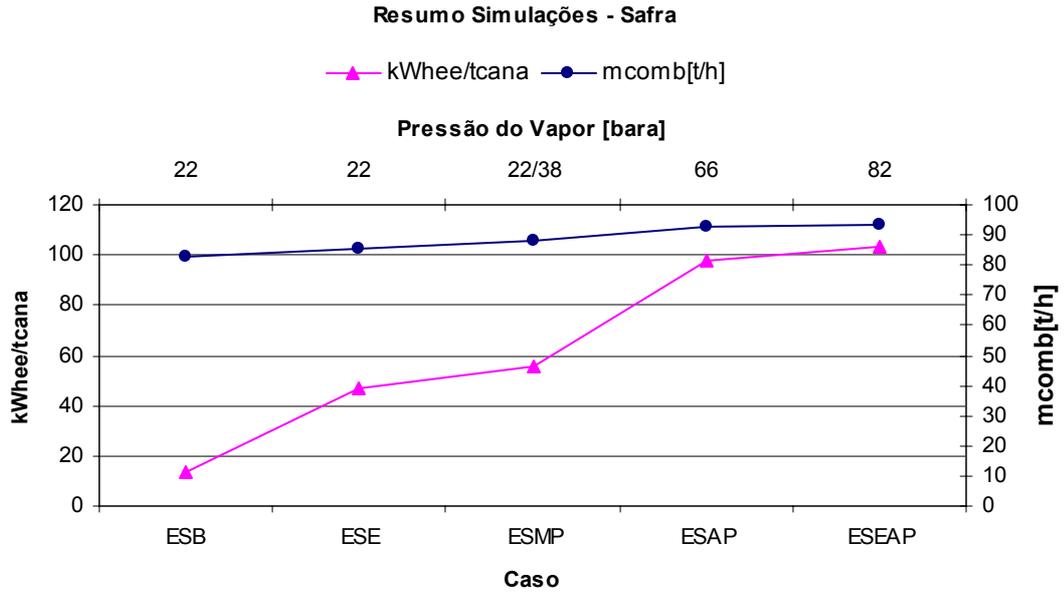


Figura 6.5 – Gráfico kWh_{hec}/tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Safra

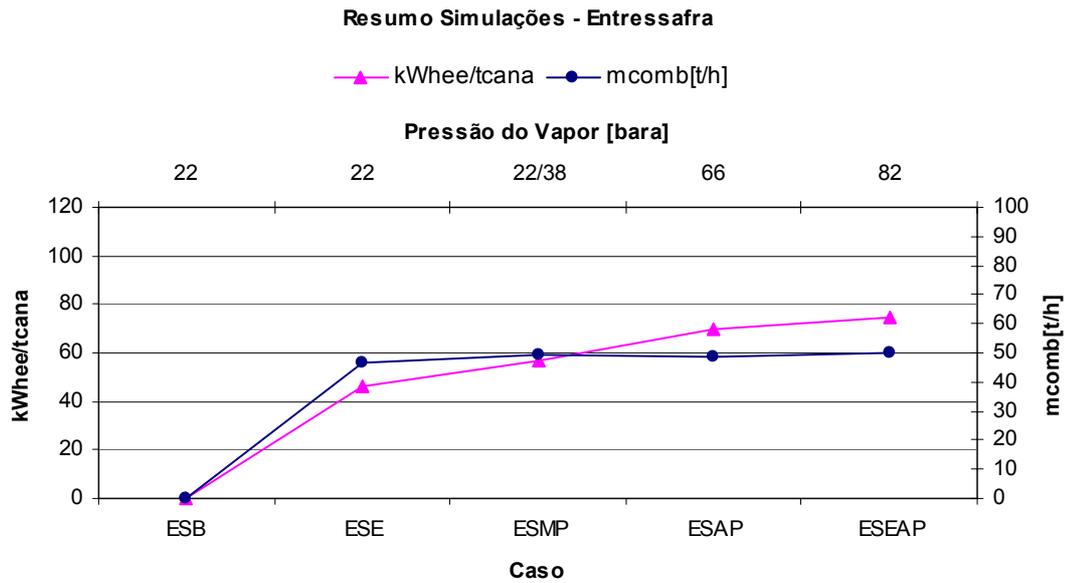


Figura 6.6 – Gráfico kWh_{hec}/tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina Ester – Entressafra

6.3.2 Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Barra Grande

Os principais resultados dos casos analisados estão compilados nas tabelas 6.5 e 6.6:

	p_{vapor} [bar abs]	W_{prod} [MW]	η [%]	m_{comb} [ton/h]	$EE_{\text{exportada}}$ [MW]	kW _{he} /tcana
BGB	66/43	72,371	15,83	221	42,39	68,7
BGE	66/43	76,505	16,55	219	44,81	84,6
BGAP	66	96,445	20,30	228	62,74	106,2
BGEAP	82/66	102,203	21,11	232	67,08	111,7

Tabela 6.5 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Barra Grande – Safra

	p_{vapor} [bar abs]	W_{prod} [MW]	η [%]	m_{comb} [ton/h]	$EE_{\text{exportada}}$ [MW]	kW _{he} /tcana
BGB	66/ -	33,48	24,10	67	28	37,1
BGE	66/43	64,665	22,44	138	55,66	69,9
BGAP	66	85,817	25,08	164	73,65	91,6
BGEAP	82/66	81,263	25,06	156	69,76	87,7

Tabela 6.6 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina Barra Grande – Entressafra

sendo:

p_{vapor} – pressão do vapor vivo produzido;

W_{prod} – trabalho total produzido (MWe + MW_{mec});

η - eficiência para geração de trabalho;

m_{comb} – vazão mássica de bagaço;

EE_{exp} – energia elétrica adicional exportada;

kW_{he}/tcana – relação entre energia elétrica produzida e capacidade de moagem nominal da usina.

Representando graficamente os resultados contidos nas tabelas 6.5 e 6.6, obtêm-se as figuras 6.7 6.8, 6.9 e 6.10:

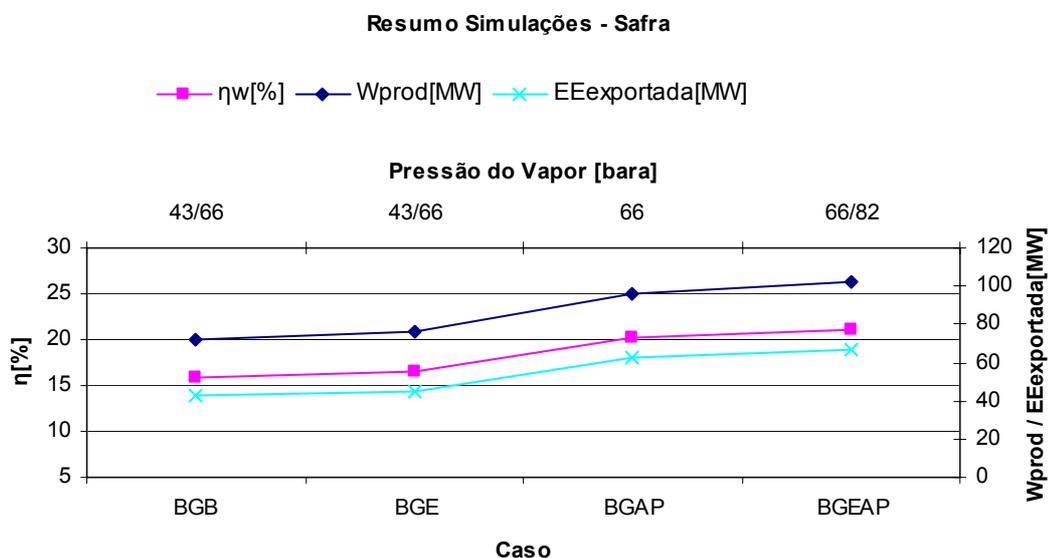


Figura 6.7 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Barra Grande – Safra

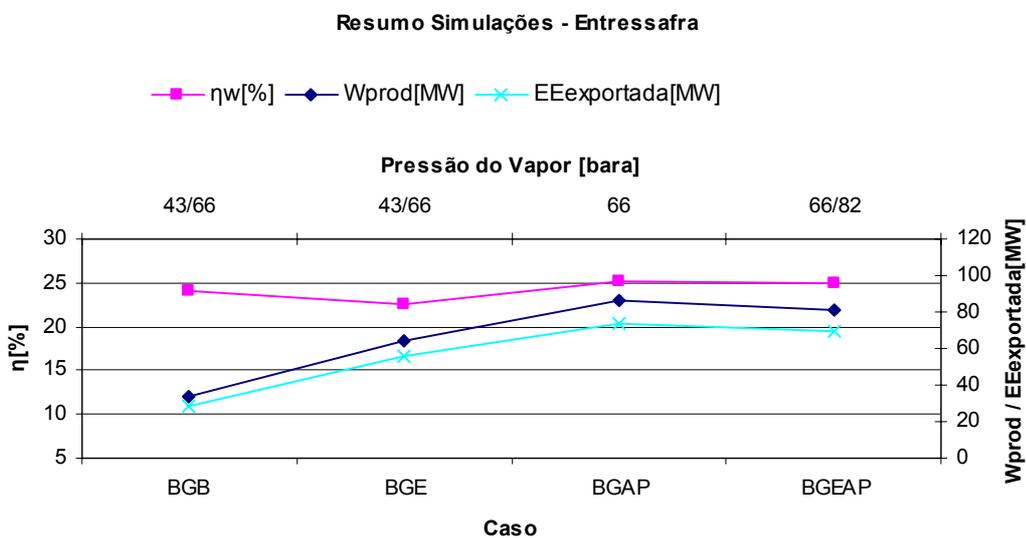


Figura 6.8 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina Barra Grande – Entressafra

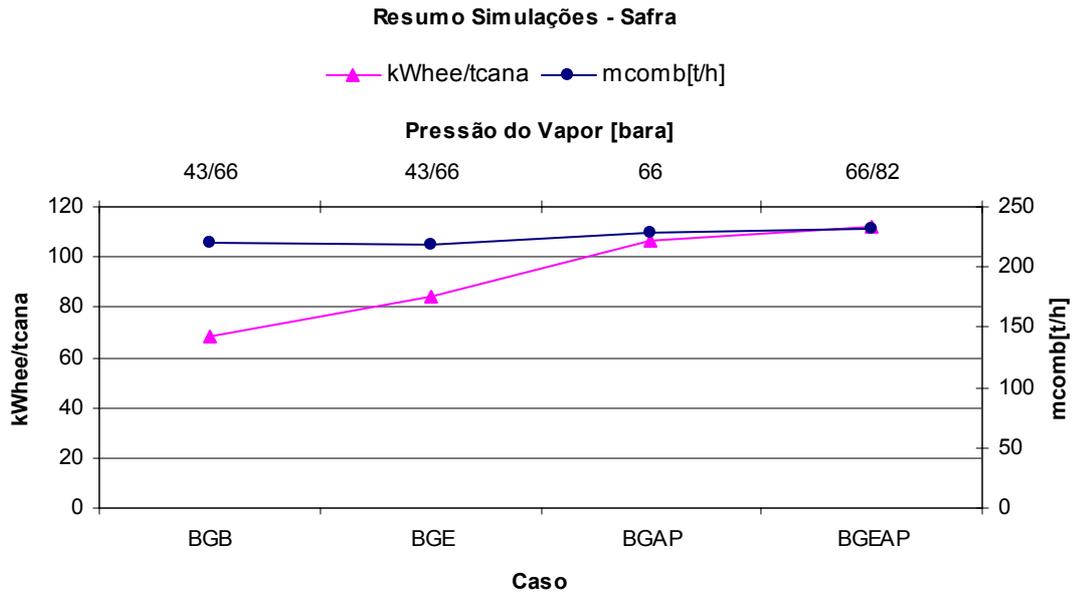


Figura 6.9 – Gráfico kWh_{ee}/tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina Barra Grande – Safra

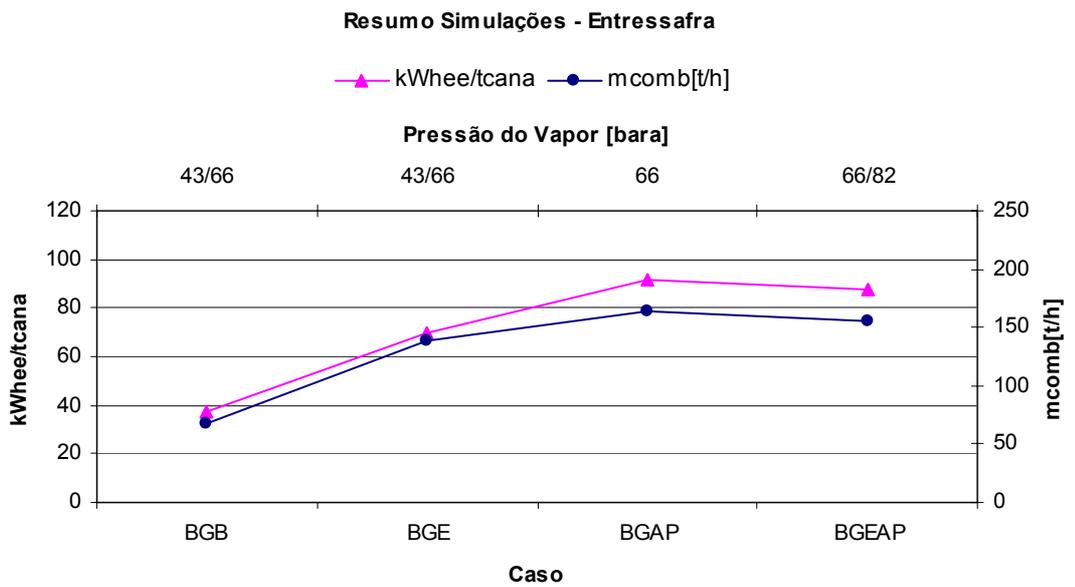


Figura 6.10 – Gráfico kWh_{ee}/tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Barra Grande – Entressafra

6.3.3 Resumo dos Resultados das Simulações – Usina São José

Os principais resultados dos casos analisados estão compilados nas tabelas 6.7 e 6.8:

	p_{vapor} [bar abs]	W_{prod} [MW]	η [%]	m_{comb} [ton/h]	$EE_{\text{exportada}}$ [MW]	kWh _{ee} /tcana
SJB	43/22	40,325	9,20	210	11,10	27,1
SJE	43/22	45,825	10,34	213	15,02	46,5
SJMP	43/22*	59,536	13,07	219	27,60	62,1
SJAP	66/43	76,659	16,50	223	43,60	82,1
SJEAP	82/43	80,749	17,26	224	46,70	86,7

* geração de vapor somente para o consumo direto no processo de 22 bar abs

Tabela 6.7 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina São José – Safra

	p_{vapor} [bar abs]	W_{prod} [MW]	η [%]	m_{comb} [ton/h]	$EE_{\text{exportada}}$ [MW]	kWh _{ee} /tcana
SJB	43/22	1,052	4,10	12	0	1,2
SJE	43/22	29,097	17,02	82	26,19	32,3
SJMP	43/22*	34,333	20,23	81,5	30,30	38,1
SJAP	66/43	42,744	24,60	83	37,70	47,4
SJEAP	82/43	44,667	25,47	84	39,20	49,7

* geração de vapor somente para o consumo direto no processo de 22 bar abs

Tabela 6.8 – Resumo dos Resultados das Simulações – Usina São José – Entressafra

sendo:

p_{vapor} – pressão do vapor vivo produzido;

W_{prod} – trabalho total produzido ($MW_e + MW_{\text{mec}}$);

η - eficiência para geração de trabalho;

m_{comb} – vazão mássica de bagaço;

EE_{exp} – energia elétrica adicional exportada;

kWh_{ee}/tcana – relação entre energia elétrica produzida e capacidade de moagem nominal da usina.

Representando graficamente os resultados contidos nas tabelas 6.7 e 6.8, obtêm-se as figuras 6.11, 6.12, 6.13 e 6.14:

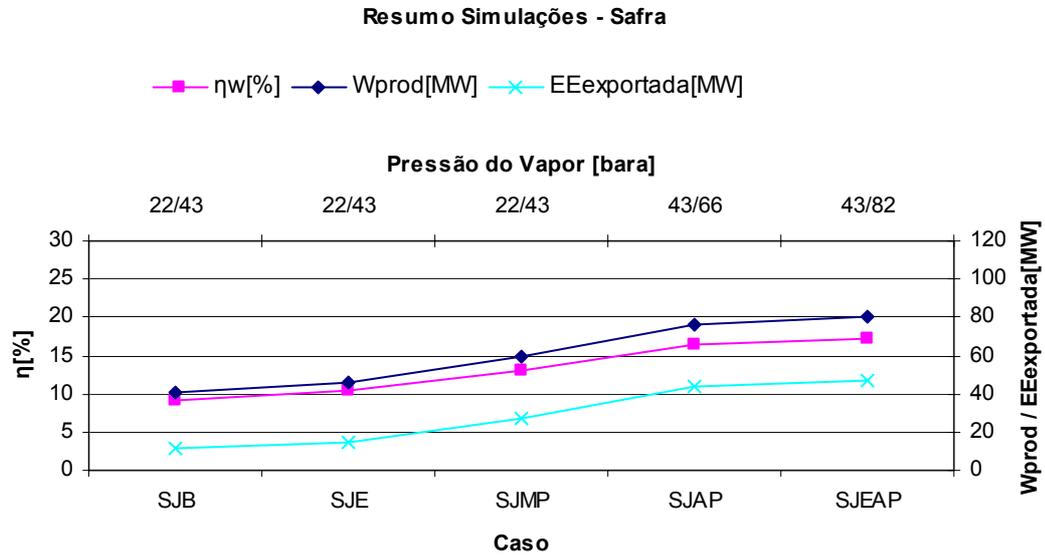


Figura 6.11 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Safra

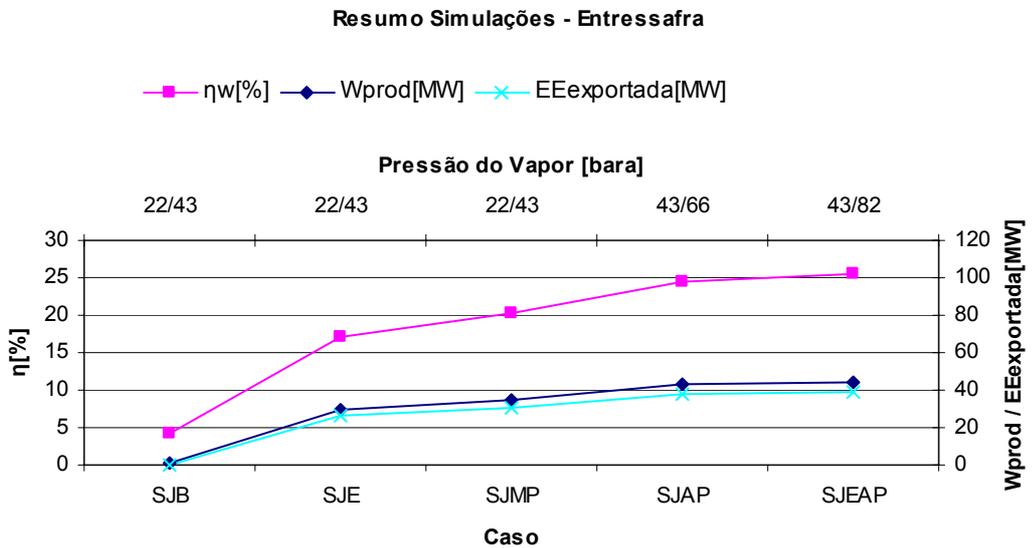


Figura 6.12 – Gráfico η , W_{prod} e EE_{exp} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Entressafra

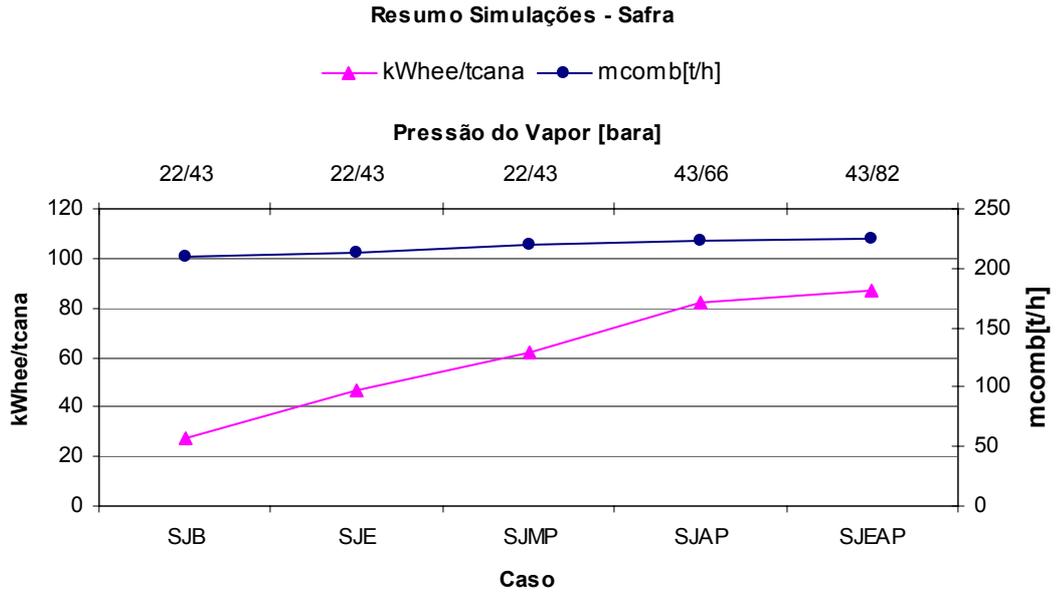


Figura 6.13 – Gráfico kWh_{ee}/tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Safra

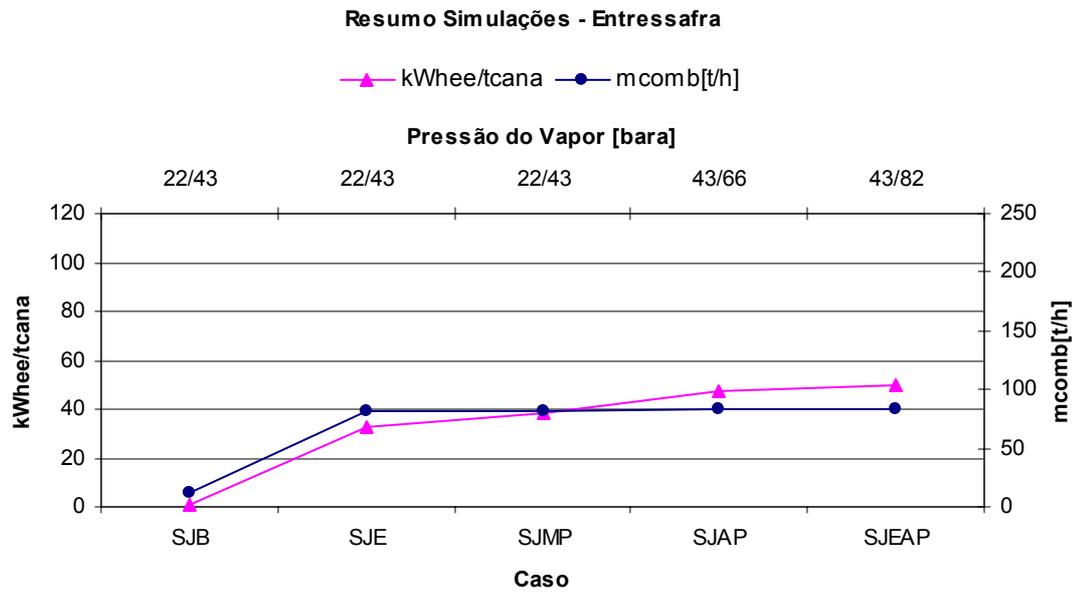


Figura 6.14 – Gráfico kWh_{ee}/tcana e m_{comb} vs Caso / p_{vapor} – Usina São José – Entressafra

Capítulo 7 Análise Econômica

Os critérios considerados bem como os resultados das análises econômica e de sensibilidade são apresentados neste capítulo.

7.1 Introdução

De acordo com os resultados apresentados no capítulo anterior a viabilidade técnica das alternativas propostas foi comprovada. Resta agora saber se a implementação das alterações sugeridas será viável do ponto de vista econômico.

Para tal, os valores de energia elétrica adicional exportada e do consumo adicional de bagaço obtidos através das simulações são utilizados juntamente a alguns parâmetros econômicos na obtenção da taxa de atratividade de cada uma das configurações.

Um dos parâmetros mais importantes considerados são os benefícios advindos da venda de créditos de carbono, que permite integrar o fator ambiental à análise econômica realizada.

Considerando a possibilidade de oscilações nos valores econômicos empregados, que afetariam os valores das taxas resultantes da avaliação de viabilidade, análises de sensibilidade foram incorporadas ao estudo econômico.

Os critérios considerados na elaboração destas avaliações e os resultados provenientes das mesmas são expostos nas seções seguintes.

7.2 Critérios Aplicados as Análises Econômica e de Sensibilidade

As avaliações econômicas foram realizadas utilizando o programa computacional Excel versão XP da Microsoft.

As principais fontes dos parâmetros empregados nas avaliações são os resultados das simulações realizadas, comunicações pessoais com fabricantes de equipamentos (CAMPOS, 2004) e literatura especializada. Porém, é importante salientar que caso alguma das alternativas venha a ser implementada, os dados devem ser revistos para garantir que a decisão sobre a execução do projeto seja tomada com base em informações atualizadas.

A revisão das avaliações mencionada no parágrafo anterior também é necessária considerando que os valores de investimento das alternativas foi determinado com base em estimativas de custos para os equipamentos e serviços envolvidos na implementação da solução que não são válidos como preços firmes, e que desta forma estão sujeitos a ajustes mediante as condições reais de um eventual projeto que venha a ser desenvolvido a partir dos resultados deste trabalho.

Outro aspecto importante de ser salientado é que as alternativas são avaliadas em relação ao respectivo caso base, o que leva a obtenção de valores de investimentos, pagamentos e receitas adicionais àqueles em vigor na condição atual de operação das plantas. Um exemplo desta situação são as receitas provenientes da venda de energia elétrica que se referem a um montante adicional recebido em virtude do aumento da exportação de energia elétrica em relação à exportação de energia do caso base.

O conceito introduzido acima pressupõe que as demais condições dos sistemas estudados permanecem inalteradas.

Os critérios gerais utilizados nas avaliações econômicas foram os seguintes:

- Duração do Projeto – 21 anos / Periodicidade Anual;
- Taxa de Juros para cálculo do Valor Presente Líquido (VPL) de 15%;
- Duração da safra – 200 dias;
- Duração da entressafra – 150 dias;

- Emissões reduzidas líquidas: ano 1 a 7 – 604 tCO₂/GWh e ano 8 a 21 - 569 tCO₂/GWh;
- Investimento distribuído, sendo 80% na data 0 e os 20% restantes no ano 1;
- Os preços do MWh, tonelada de bagaço e tCO₂ considerados foram R\$93,00, R\$30,00 e R\$ 15,00, respectivamente.

Para assegurar que os casos avaliados não sejam inviabilizados em virtude da falta de bagaço para atender a demanda adicional, a verba necessária para a aquisição deste insumo foi considerada na análise econômica. Desta forma afastam-se as incertezas relacionadas a disponibilidade de bagaço pela usina.

Os parâmetros específicos considerados em cada um dos casos avaliados são apresentados nas tabelas B.1 a B.11 contidas no Anexo B.

O custo de operação estabelecido para todos os casos foi calculado com base em três turnos diários com 02 operadores cada ao longo do período de entressafra, pois se pode considerar que no período da safra a planta já conta com uma equipe de operação. Embora no caso da Usina Barra Grande, que também opera na entressafra, estes custos adicionais de operação pudessem ser desprezados, foi preferível mantê-los no cálculo.

Como custo de manutenção foi assumido um valor equivalente a 1% dos investimentos em caldeiras, turbogeradores, acionamentos elétricos e conexão com a rede.

As análises de sensibilidade foram realizadas utilizando o mesmo programa computacional das análises econômicas (Microsoft Excel), empregando as ferramentas “cenários” e “atingir meta”.

O objetivo das análises de sensibilidade é complementar as avaliações econômicas considerando distintos cenários para os parâmetros custo do bagaço, preço da energia elétrica e custo do investimento.

Estas avaliações são especialmente importantes na determinação da influência da variação destes parâmetros sobre a viabilidade dos empreendimentos propostos. Ênfase é dada

à variação do custo do bagaço em virtude das grandes alterações de preço apresentadas por este insumo.

Os cenários assumidos foram os seguintes:

- Custo da tonelada do Bagaço: R\$ 24,00 (redução do valor base em 20%), R\$ 36,00 (aumento do valor base em 20%), R\$ 50,00 (preço de pico que ocorre em períodos de alta demanda pelo insumo);
- Custo do MWh: R\$ 103,00 (aumento do valor base em 10%), R\$ 111,60 (aumento do valor base em 20%), R\$ 120,00 (indicação de preço do valor do MWh indicado pelo setor sucroalcooleiro para o PROINFA);
- Custo do Investimento: dependendo da configuração proposta foram considerados a redução do valor base em 10% e o aumento do valor base também em 10%.

para os quais foram determinados os valores da taxa interna de retorno e do valor presente líquido.

Além disso, o custo limite do bagaço para que o investimento seja viável foi determinado para cada um dos casos avaliados, ou seja, para que a taxa interna de retorno seja de 15% mantidas as condições básicas das análises econômicas do anexo anterior.

O último aspecto avaliado durante a análise de sensibilidade é a eliminação da receita com créditos de carbono, com o intuito de identificar a contribuição deste parâmetro para a viabilidade dos investimentos, determinando assim a influência do fator ambiental sobre a atratividade dos projetos.

Os valores de referência para determinação das taxas de variação da TIR e do VPL são os resultados da análise econômica encontrados na seção 7.4.

7.3 Modelo de Avaliação Econômica e Análise de Sensibilidade

Com o objetivo de esclarecer melhor o processo de avaliação econômica e de sensibilidade, o cálculo do caso ESAP (ESter Alta Pressão) é apresentado como exemplo nesta seção.

Em primeiro lugar é preciso calcular quatro parâmetros técnicos, que irão definir as receitas e parte das despesas que comporão o fluxo de caixa. Estes parâmetros são a energia elétrica adicional exportada, que corresponde à diferença entre a energia exportada no caso base e a energia exportada considerando a nova configuração, e o consumo adicional de bagaço, dado pela diferença entre o consumo de bagaço no caso base e na nova configuração. Cada um destes dois parâmetros deve ser definido para o período de safra e entressafra.

No exemplo considerado estes valores são 24,53 MW e 9,4 toneladas de bagaço na safra e 23,53 MW e 48,7 toneladas de bagaço na entressafra.

Outra variável importante é o valor do investimento necessário para implementar as alterações propostas. No caso considerado, o valor do investimento corresponde ao custo das novas caldeiras, do novo turbogerador de condensação com extração, nova bomba de água de alimentação, torre de resfriamento, acionamentos elétricos para preparo e extração, subestação para interligação com a rede e serviços de instalação destes equipamentos, e equivale a R\$53.600.000,00.

É necessário ainda determinar o custo anual de operação e manutenção da nova planta, calculado como sendo a soma de 1% do valor dos investimentos em caldeira, turbogerador, acionamentos elétricos e conexão com a rede (custos de manutenção) e dos custos de mão-de-obra para a operação da planta durante o período de entressafra, que equivale a uma taxa horária de R\$ 60,00, multiplicada pelas horas de trabalho de 02 operadores trabalhando 03 turnos por dia (foi considerada ainda uma equipe adicional para cobrir as folgas das equipes titulares). Este valor é calculado automaticamente pela planilha eletrônica implementada usando o programa Excel e para o caso avaliado este valor corresponde a R\$ 1.088.000,00.

Resta então definir outros quatro valores que comporão o fluxo de caixa: custo adicional de bagaço, receita adicional com venda de energia elétrica e créditos de carbono para os períodos 1 a 7 e 8 a 21. Estes valores são calculados automaticamente pela tabela, com base nos valores de bagaço adicional consumido, energia elétrica adicional exportada, valores econômicos do bagaço, valor do MW_{h_e}, valor da tonelada de CO₂ e número de horas de operação da planta nos períodos de safra e entressafra, com base nos dados obtidos nos passos anteriores ou definidos como critérios da análise econômica. Estes valores também são calculados automaticamente pela planilha em Excel.

A tabela a 7.1 agrupa os valores mencionados nos parágrafos anteriores que servirão de base para a elaboração do fluxo de caixa, dado pela tabela 7.2.

Caso ESAP	
Descrição	Caso Ester Alta Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 66 bar abs / CEST 36,5MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	24,53
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	23,23
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	9,4
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	48,7
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	53.600.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.088.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	6.613.200,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	18.727.596,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	1.824.430,32
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	1.718.710,02
VPL [R\$]*	24.948.783,53
TIR [%]*	24,68%

* esta tabela já contém os valores de VPL e TIR que são calculados automaticamente por uma rotina implementada no programa Excel

Tabela 7.1 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESAP

Ano		0	1	2	3	N*	
Cash	IN	Energia	18.727.596,00	18.727.596,00	18.727.596,00	...	
		Créditos CO ₂ **	1.824.430,32	1.824.430,32	1.824.430,32	...	
Cash	OUT	Investimento	42.880.000,00	10.720.000,00		...	
		O&M		1.088.000,00	1.088.000,00	1.088.000,00	...
		Bagaço		6.613.200,00	6.613.200,00	6.613.200,00	...
Saldo		(42.880.000,00)	2.130.826,32	12.850.826,32	12.850.826,32	...	

* N=4 a 21

** O valor dos créditos de CO₂ para os anos 7 a 21 é igual a R\$ 1.718.710,02.

Tabela 7.2 – Fluxo de Caixa – Usina Ester – Caso ESAP

A partir da seqüência denominada saldo é possível calcular os valores de VPL e TIR utilizando as fórmulas existentes no programa computacional MS-Excel, que neste exemplo valem respectivamente R\$ 24.948.783,53 e 24,68%.

Depois de determinados os valores de taxa interna de retorno e valor presente líquido para o caso, é realizada a análise de sensibilidade, que consiste em variar um a um os valores dos parâmetros custo do bagaço, preço do MWhe e do valor do investimento dentro das faixas definidas e obter automaticamente os novos valores de TIR e VPL, com os quais podem ser construídos tabelas resumo e os gráficos apresentados no Anexo B.

Ainda no âmbito na análise de sensibilidade é definido o valor máximo para o preço do bagaço para o qual o caso continua sendo viável, ou seja, o valor em que a taxa de atratividade vale 15%. Este cálculo é feito usando a ferramenta “atingir meta”, através da qual define-se que o valor de uma determinada célula da planilha (valor da tonelada de bagaço) deve ser variado até que o valor de outra célula (TIR) atinja um valor pré-determinado. Uma vez determinados os valores para cada uma das configurações propostas é construída uma tabela e um gráfico que mostram os valores limites para cada usina (ver seção 7.5).

A última parte da análise de sensibilidade visa determinar a influência dos créditos de carbono sobre a atratividade dos empreendimentos propostos. Para alcançar tal objetivo, o valor da tonelada de CO₂ é igualado a zero e os novos valores de TIR e VPL são calculados, bem como a sua variação em relação à condição base que considera a contribuição das receitas provenientes dos créditos de carbono. Os valores obtidos para cada caso são agrupados nas tabelas apresentadas na seção 7.5.

7.4 Resultados da Avaliação Econômica

7.4.1 Resumo das Avaliações Econômicas – Usina Ester

A tabela 7.3 contém o resumo das análises econômicas referentes à Usina Ester.

	Investimento [R\$]	TIR [%]	VPL[R\$]
ESE	21.000.000,00	10,68	-4.066.600,71
ESMP	26.100.000,00	16,79	2.181.960,76
ESAP	53.600.000,00	24,68	24.948.783,53
ESEAP	57.400.000,00	24,50	26.207.077,36

Tabela 7.3 – Resumo dos Resultados da Análise Econômica – Usina Ester

Expressando os dados de forma gráfica, tem-se a figura 7.1:

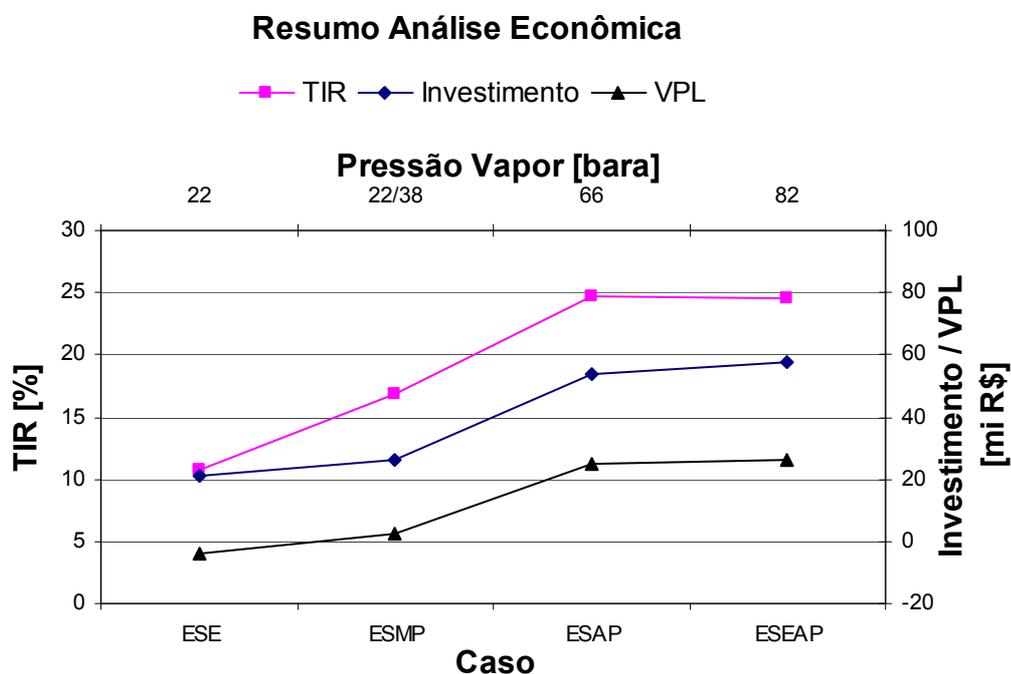


Figura 7.1 – Gráfico TIR, Investimento e VPL vs Caso/ p_{vapor} – Usina Ester

Analisando a tabela 7.3 e o gráfico 7.1 observa-se que a configuração com moendas eletrificadas operando e geração de vapor em 22 bar abs não se mostra atrativa do ponto de vista econômico. Vale aqui a ressalva de que não se considera na avaliação econômica outros benefícios além dos obtidos com a elevação da exportação de energia e venda dos créditos de carbono gerados promovidos pela eletrificação dos acionamentos do preparo e extração.

Já a eletrificação associada à elevação dos parâmetros de vapor é tanto mais atrativa quanto mais altos forem os parâmetros de vapor vivo, até o limite de 66 bar abs, sendo que a elevação da pressão além deste ponto não promove aumentos da taxa de retorno, que conseqüentemente afeta o VPL das possibilidades de investimento.

7.4.2 Resumo das Avaliações Econômicas – Barra Grande

A tabela 7.4 apresenta o resumo dos resultados das análises econômicas relativas a Usina Barra Grande:

	Investimento [R\$]	TIR [%]	VPL[R\$]
BGE	30.200.000,00	8,35	-8.804.666,99
BGAP	80.000.000,00	17,26	8.481.367,96
BGEAP	89.500.000,00	16,28	5.341.296,13

Tabela 7.4 – Resumo dos Resultados da Análise Econômica – Usina Barra Grande

Expressando dos dados em uma forma gráfica, obtém-se a figura 7.2:

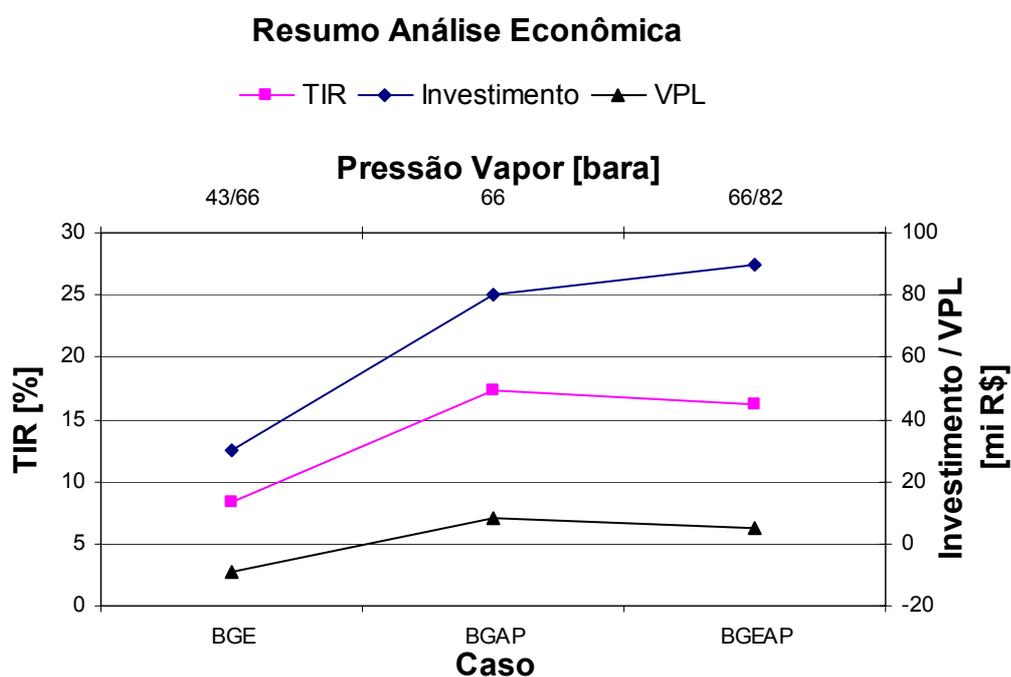


Figura 7.2 – Gráfico TIR, Investimento e VPL vs Caso/pvapor – Usina Barra Grande

No caso da Usina Barra Grande a mesma condição observada na Usina Ester se repete, sendo que a eletrificação só se torna viável quando acompanhada de elevação dos parâmetros de vapor e aumento da pressão do vapor além de 66 bar abs não promove o aumento da taxa de retorno dos projetos, valendo a mesma ressalva referente aos benefícios da eletrificação exposta na seção anterior. As taxas de retorno obtidas não são tão altas quanto as do caso anterior em virtude dos altos investimentos exigidos para as melhorias propostas, dado o grau de desenvolvimento tecnológico da instalação atual.

7.4.3 Resumo das Avaliações Econômicas – São José

A tabela 7.5 apresenta o resumo dos resultados das análises econômicas referentes à Usina São José:

	Investimento [R\$]	TIR [%]	VPL[R\$]
SJE	30.800.000,00	6,12	-11.671.591,82
SJMP	62.100.000,00	14,24	-2.189.544,08
SJAP	79.800.000,00	24,37	35.941.802,64
SJEAP	87.600.000,00	24,24	38.893.457,40

Tabela 7.5 – Resumo dos Resultados da Análise Econômica – Usina São José

Expressando dos dados em uma forma gráfica, obtém-se a figura 7.3:

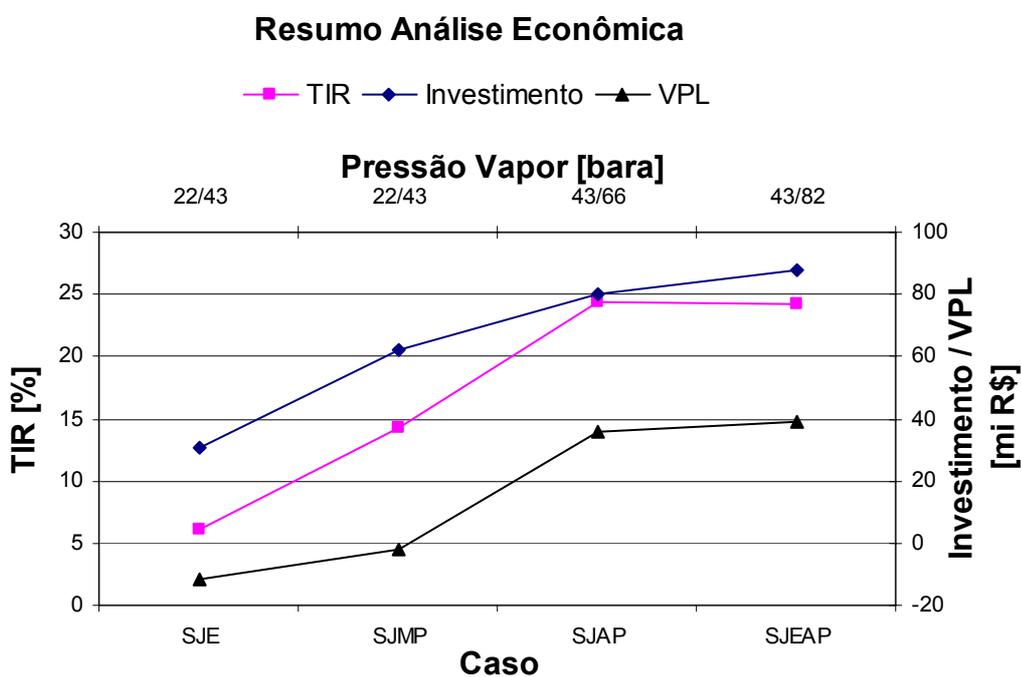


Figura 7.3 – Gráfico TIR, Investimento e VPL vs Caso/ p_{vapor} – Usina São José

No presente caso a eletrificação dos acionamentos mantendo as condições de vapor inalteradas não se mostra atrativa economicamente, considerando somente os benefícios provenientes da venda de energia adicional exportada e dos créditos de carbono gerados.

A eletrificação com produção de vapor toda em 43 bar abs já se aproxima muito do limite de viabilidade, sendo que para valores de pressão superiores os investimentos passam a ser atrativos. A manutenção da taxa de retorno para elevação da pressão do vapor além de 66 bar abs também é observada para esta usina.

7.5 Resultados da Análise de Sensibilidade

7.5.1 Resultados da Análise de Sensibilidade – Usina Ester

Os resultados do custo limite para o bagaço, para o qual a taxa interna de retorno é de 15%, são dados na tabela 7.6 para cada um dos casos avaliados. A representação gráfica corresponde a figura 7.4.

Custo Limite da ton de Bagaço [R\$]	
ESE	25,91
ESMP	32,02
ESAP	50,61
ESEAP	50,88

Tabela 7.6 – Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Ester

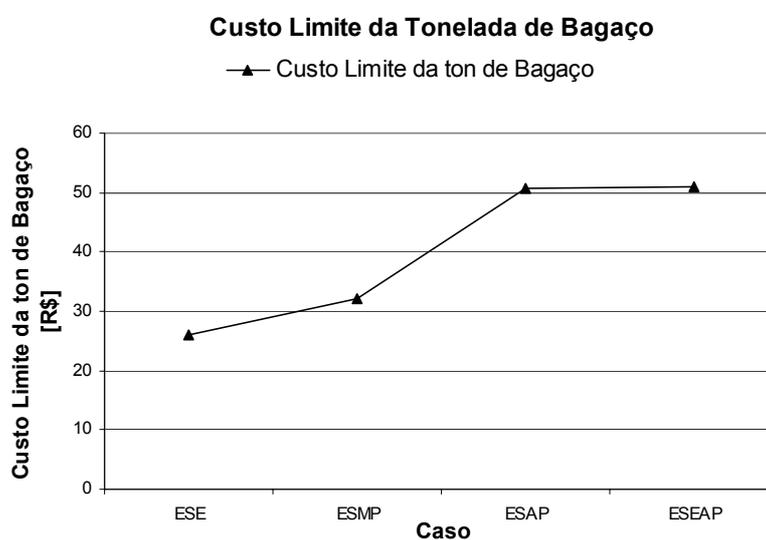


Figura 7.4 – Gráfico Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Ester

Considerando os gráfico 7.4 e as tabelas e gráficos contidos no anexo C é possível traçar algumas considerações, dadas a seguir.

A avaliação do custo limite do bagaço indica que o caso ESE passa a ser viável com custo do bagaço inferior a R\$ 25,91 caso se mantenham os preços de venda da energia elétrica e os custos do investimento. Considerando a variação dos demais parâmetros econômicos, observa-se que o aumento do valor da energia elétrica em 10% também viabilizaria o projeto. Já a redução do valor do investimento também em 10% não seria suficiente para tornar o projeto atrativo.

O caso ESMP é sensível ao aumento do preço do bagaço e caso este ultrapasse a marca dos R\$ 32,00 o empreendimento deixa de ser viável. Considerando as variações do preço da energia, observa-se que caso o valor de R\$ 120,00 fosse atingido, a taxa interna de retorno quase dobraria. Já em relação ao aumento do custo do investimento o que se vê é que mesmo com uma elevação de 10% em seu valor, o projeto continuaria sendo viável de acordo com os critérios estabelecidos.

Os últimos dois casos, ESAP e ESAP, são viáveis para qualquer uma das condições analisadas, dado o custo limite da tonelada de bagaço que se situa acima do valor máximo definido para o insumo em todos os cenários avaliados. Observa-se ainda que, a elevação do preço da energia tem influência sobre a taxa interna de retorno ligeiramente superior à exercida pela variação dos custos de investimento.

A tabela 7.7 apresenta os resultados da eliminação da renda referente aos créditos de carbono, demonstrando forte influência do aspecto ambiental sobre a atratividade dos projetos propostos:

	TIR [%]	VPL[R\$]	Δ TIR[%]*	Δ VPL[%]*
ESE	5,82%	-8.236.960,43	-45%	103%
ESMP	12,29%	-3.227.397,69	-27%	-248%
ESAP	20,91%	15.132.146,33	-15%	-39%
ESEAP	20,79%	15.863.953,46	-15%	-39%

* em relação ao resultado da análise econômica.

Tabela 7.7 – Influência da Eliminação das Receitas com Créditos de CO₂ – Usina Ester

Como pode ser observado, a redução da taxa interna de retorno e do valor presente líquido é bastante acentuada, especialmente nos casos onde a exportação de eletricidade é menos representativa.

O caso ESE tem a TIR reduzida pela metade, sendo que a taxa de variação positiva do VPL indica que o resultado negativo inicial torna-se ainda pior.

O caso ESMP deixa de ser viável se os benefícios dos créditos de carbono são desconsiderados, sendo que a taxa de retorno tem uma redução superior a um quarto.

Os casos ESAP e ESEAP apresentam comportamentos semelhantes, com uma redução da TIR de cerca de 15%. Entretanto, mesmo desconsiderando a venda dos créditos de carbono, os empreendimentos continuariam viáveis.

7.5.2 Resultados da Análise de Sensibilidade – Usina Barra Grande

Os resultados do custo limite para o bagaço, para o qual a taxa interna de retorno é de 15%, é dado pela tabela 7.8.

	Custo Limite da ton de Bagaço [R\$]
BGE	23,48
BGAP	34,10
BGEAP	32,62

Tabela 7.8 – Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Barra Grande

Estes são representados graficamente através da figura 7.9.

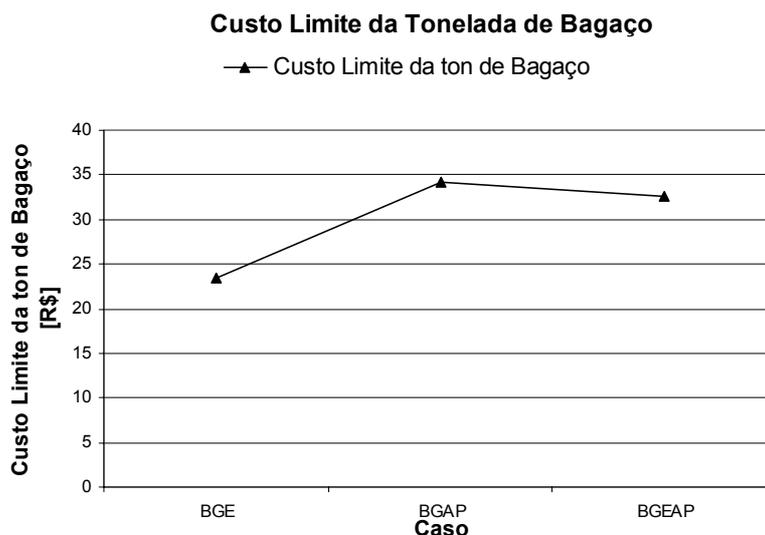


Figura 7.5 – Gráfico Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina Barra Grande

A partir do gráfico 7.5 e das tabelas e gráficos contidos no anexo C podem ser feitas as colocações que se seguem.

A análise de sensibilidade realizada indica que o caso BGE passa a ser viável com custo do bagaço inferior a R\$ 23,48 caso se mantenham os outros parâmetros considerados, ou seja, mesmo uma redução de 20% no valor do bagaço seria suficiente para viabilizar este sistema. A redução dos custos de investimento em 10% também não seria suficiente para tornar o projeto atrativo. Entretanto a elevação do valor de venda da energia elétrica seria capaz de viabilizar o investimento

Os casos BGAP e BGEAP apresentam comportamentos similares, sendo sensíveis ao aumento do preço do bagaço, e deixando de ser atrativos caso este ultrapasse a R\$34,10 e R\$ 32,62 respectivamente. O aumento do preço da energia aumenta consideravelmente a taxa interna de retorno das configurações propostas, enquanto que as variações do custo do investimento não apresentam influencia tão forte sobre a rentabilidade dos projetos.

A análise da influência da eliminação da venda de créditos de carbono é dado pela tabela 7.9.

	TIR [%]	VPL[R\$]	Δ TIR[%]*	Δ VPL[%]*
BGE	3,64%	-14.225.140,16	-56%	62%
BGAP	13,84%	-4.291.784,60	-20%	-151%
BGEAP	13,11%	-7.764.713,03	-19%	-245%

* em relação ao resultado da análise econômica.

Tabela 7.9 – Influência da Eliminação das Receitas com Créditos de CO₂ – Barra Grande

Com base na tabela 7.9 constata-se que a taxa interna de retorno do caso BGE se reduz em mais de 50%. Assim como no caso ESE, a variação positiva do VPL indica que o resultado negativo original, passa a ser ainda mais desfavorável.

O fato mais relevante demonstrado por esta análise é a inviabilização das configurações BGAP e BGEAP que ocorre ao se desconsiderar os benefícios dos créditos de carbono. A redução em torno de 20% da taxa interna de retorno faz com que os investimentos nestas alternativas deixem de ser atrativos. Esta ocorrência mostra que a consideração dos aspectos ambientais nestes projetos é essencial.

7.5.3 Resultados da Análise de Sensibilidade – Usina São José

Os resultados do custo limite para o bagaço, para o qual a taxa interna de retorno é de 15%, são dados na tabela 7.10 para cada um dos casos avaliados:

	Custo Limite da ton de Bagaço [R\$]
SJE	22,02
SJMP	28,65
SJAP	50,59
SJEAP	51,71

Tabela 7.10 – Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina São José

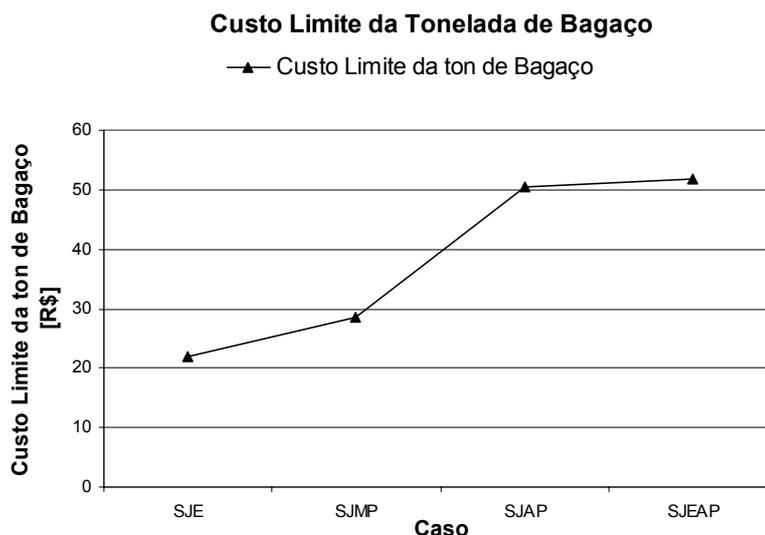


Figura 7.6 – Gráfico Custo Limite da Tonelada de Bagaço – Usina São José

Considerando o gráfico acima 7.6 e também as informações dadas nas tabelas e gráficos do anexo C podem ser feitas algumas constatações dadas como segue.

A análise de sensibilidade realizada indica que o caso SJE passa a ser viável com custo do bagaço inferior a R\$ 22,02, o que indica que a redução do valor do combustível considerada na análise não é suficiente para a viabilização desta alternativa. A redução de investimento simulada também não é suficiente para a viabilização do investimento. O único cenário analisado em que este sistema se viabilizaria corresponde à situação em que o valor da energia elétrica é igual R\$ 120,00.

O caso SJMP está muito próximo ao limite de viabilidade, sendo que desta forma qualquer alteração favorável dos indicadores analisados, ou seja, redução do custo do bagaço, aumento do preço da eletricidade e até mesmo redução do custo do investimento torna a alternativa atrativa.

Os últimos dois casos, SJAP e SJEAP, são viáveis para qualquer uma das condições analisadas. A influência das variações do preço da eletricidade é maior que as causadas por alterações do custo do investimento.

Os dados referentes a eliminação dos benefícios obtidos com a venda de créditos de carbono são dados na tabela 7.11.

	TIR [%]	VPL[R\$]	Δ TIR[%]*	Δ VPL[%]*
SJE	0,95%	-17.182.152,71	-84%	47%
SJMP	10,94%	-11.367.962,39	-23%	419%
SJAP	20,71%	21.720.811,62	-15%	-40%
SJEAP	20,67%	23.683.841,34	-15%	-39%

* em relação ao resultado da análise econômica.

Tabela 7.11 – Influência da Eliminação das Receitas com Créditos de CO₂ – São José

Os casos SJE e SJMP passam a ser ainda menos atrativos, sendo que é importante destacar que a redução da taxa de atratividade do primeiro caso mencionado é muito forte. Nestas duas condições se observa a variação positiva do VPL, devido ao valor da base de comparação ser negativo. A alta taxa de variação observada no caso SJMP ocorre em virtude do valor do VPL do caso original ser muito próximo de zero, uma vez que a TIR original é próximo do limite de rentabilidade estabelecido.

Já os casos SJAP e SJEAP apresentam taxa de redução da TIR igual para as duas configurações. A variação do VPL também é praticamente a mesma para as estas duas alternativas. Entretanto, as reduções observadas não são suficientes para inviabilizar os projetos, que continuam apresentando taxas de atratividade superiores a 15%. Ainda assim, os benefícios provenientes da venda de créditos de carbono não podem ser desprezados.

Capítulo 8 Conclusões

As conclusões sobre os estudos realizados são apresentadas neste capítulo.

8.1 Conclusões Específicas: Usina Ester

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:

- a eletrificação dos acionamentos associada à instalação de grupo turbogerador de condensação com extração de maior porte e de eficiência mais elevada aumenta a produção de trabalho pelo sistema de cogeração e proporciona a geração de energia elétrica durante o ano todo, independentemente do processo;
- o efeito positivo da elevação dos parâmetros de geração de vapor (pressão e temperatura) vai se tornando menos intenso à medida que os parâmetros vão sendo aumentados. Este fato pode ser observado comparando os casos ESAPE e ESEAPE. A elevação da pressão em 12 bar produz apenas 1,3 MW adicionais no período da entressafra;
- pequenas elevações no consumo de bagaço frente a aumentos consideráveis na produção de trabalho indicam que a eficiência de conversão de energia tem papel fundamental na eficiência global do ciclo.

Com o objetivo de ilustrar esta última afirmação foi elaborado o Anexo D, que contém diagramas de Sankey dos sistemas de cogeração considerados para os casos ESB e ESAP na safra e na entressafra, através dos quais é possível observar as parcelas da energia fornecida pelo combustível que são transformadas em trabalho, fornecidas ao processo na forma de calor ou perdas.

Do ponto de vista econômico o que se observa é que a condição atual de operação da usina é tal que, com exceção da alternativa de eletrificação pura, todas as propostas apresentam boa atratividade, sendo que as variantes eletrificação associada a CEST operando com 66 bar abs ou 82 bar abs apresentam TIR's praticamente iguais.

As análises de sensibilidade indicam ainda que as últimas duas alternativas (AP e EAP), embora susceptíveis às variações do preço de bagaço, continuam sendo viáveis mesmo para altos preços deste insumo.

Isto indica que os investimentos devem buscar a maximização da produção de eletricidade, com os menores aumentos possíveis no consumo de bagaço. O alto preço deste insumo em relação aos valores de venda de energia elétrica e de créditos de carbono reduz a influência do valor a ser aplicado para a implantação do sistema de cogeração e penaliza as soluções que não prezam pela manutenção de baixos níveis de consumo de combustível.

Do ponto de vista ambiental, conclui-se que é extremamente importante considerar a comercialização dos créditos de carbono. A perda desta receita provoca reduções muito acentuadas das taxas de atratividade, podendo inclusive inviabilizar algumas alternativas.

De maneira similar ao efeito da elevação do preço da tonelada de bagaço, a influência da eliminação dos benefícios provenientes dos créditos de carbono é mais forte sobre os casos que possuem montantes menores de produção de energia elétrica excedente.

8.2 Conclusões Específicas: Usina Barra Grande

A análise geral dos resultados indica a tendência de melhora da eficiência pela eletrificação dos acionamentos e elevação dos parâmetros de vapor. Esta melhora é mais acentuada no período de safra, devido à operação de turbogeradores de contrapressão durante esta época do ano, que são menos eficientes que os CEST considerados nas alternativas estudadas.

As eficiências obtidas para o período de entressafra praticamente não se alteram, o que indica que o sistema atual já opera em condições relativamente avançadas, com pouco potencial de melhoria. A eficiência reduzida obtida no caso BGEE se deve aos parâmetros de vapor com que opera o novo CEST, que são inferiores a pressão e temperatura do vapor de admissão do CEST existente.

Já os valores de exportação de energia elétrica podem ser acentuadamente elevados tanto no período de safra quanto entressafra através da eletrificação dos acionamentos e utilização de CEST. Porém, cabe a consideração de que na entressafra o aumento da produção e conseqüente exportação de eletricidade provoca elevação do consumo de bagaço. Isto se deve ao fato de que o aumento de produção de energia provém do aumento da capacidade de geração e não da melhora da eficiência dos processos de transformação de energia.

Outra conclusão que se pode extrair da comparação entre as eficiências obtidas para os períodos de safra e entressafra é que o fornecimento de vapor para o processo reduz o potencial de produção de eletricidade drasticamente. Assim a diminuição da demanda de vapor pelo processo constitui um meio eficaz de aumentar a produção de eletricidade no período da safra e reduzir a diferença entre as eficiências de operação do ciclo para as distintas épocas do ano. Entretanto, considerando que o consumo de vapor desta usina já se encontra em níveis baixos, pode ser difícil promover reduções adicionais destes valores.

Do ponto de vista econômico, com exceção do caso de eletrificação sem alteração dos parâmetros do vapor, é possível concluir que os investimentos seriam viáveis, dados os parâmetros econômicos considerados. Mesmo para esta exceção, não fosse a perda produzida pela redução de vapor sem produção de trabalho, seria possível trazer o valor presente para

próximo de zero. Os resultados das análises de sensibilidade indicam que variações no preço do bagaço inviabilizam a implantação dos projetos. Estas variações seriam, porém compensadas pelo o aumento do preço da energia.

É possível concluir ainda que o bom grau de desenvolvimento tecnológico do sistema de cogeração existente reduz os potenciais de ganho em eficiência e produção de eletricidade sem aumento demasiado do consumo de combustível. O reflexo desta característica é a necessidade de altos investimentos que viabilizem sistemas que promovam a geração de energia em grande escala, de forma que as receitas obtidas venham a compensar os relativamente altos custos de combustível, que assim como no caso anterior ganham importância frente aos valores dos investimentos.

Considerando o aspecto ambiental, o que se constata em relação a esta usina é a grande relevância deste fator para a viabilidade de qualquer proposta de modificação do sistema de cogeração avaliada. Sem contar com as receitas provenientes dos créditos de carbono nenhuma alternativa é viável, o que torna a consideração destes benefícios obrigatória em qualquer análise de investimento de natureza semelhante às propostas neste trabalho.

8.3 Conclusões Específicas: Usina São José

A primeira conclusão obtida a partir dos resultados das simulações é que todas as configurações propostas promovem o aumento da eficiência para a produção de trabalho do sistema, sendo que as melhoras são mais acentuadas nos casos em que a pressão de produção de vapor vivo ultrapassa a faixa de 43 bar abs. Esta constatação é explicada pelo fato de que até o nível de pressão mencionado, a parcela de energia que passa a ser produzida de forma mais eficiente, ou seja, pelo CEST e pelos acionamentos elétricos, não é tão representativa quanto nos casos em que os níveis de pressão são mais elevados (66/82 bar abs). Esta colocação é válida para o período da safra apenas. O que se observa na entressafra é uma grande elevação da eficiência para todos os casos avaliados, que se deve a baixa eficiência do sistema atual operando fora da safra e que assim estabelece uma pequena base de comparação.

Outros resultados importantes da avaliação técnica são: o pequeno aumento do consumo de combustível, o que confirma que os ganhos energéticos provêm em grande parte da conversão mais eficiente de energia, e; a elevação nos níveis de exportação de eletricidade, que em alguns casos chegam a valores 04 vezes maiores que os observados no caso base para o período da safra.

Já análise econômica apresenta resultado positivo em metade dos casos. As configurações com pressões de 66 e 82 bar abs têm taxas de retorno de investimento da ordem de 25%, sendo o investimento no segundo caso 10% superior ao primeiro. O sistema operando em média pressão (43 bar abs) pode ser viabilizado com uma pequena redução do investimento. Já a substituição dos acionamentos mecânicos existentes e instalação de CEST sem elevação dos parâmetros de vapor não se mostram viáveis.

É interessante mencionar ainda três aspectos revelados pela análise de sensibilidade, válidos para os sistemas que operam em altas pressões: a viabilidade dos mesmos ainda que frente a preços elevados do bagaço, o aumento acentuado da taxa de retorno provocado pelo aumento do preço da eletricidade e a relativamente baixa sensibilidade destes sistemas às variações do custo do investimento.

A avaliação da influência do aspecto ambiental sobre a viabilidade das alternativas de investimento comprovou a importância de se considerar dos benefícios provenientes da comercialização de créditos de carbono sobre a taxa de atratividade, demonstrada pelas variações das taxas de retorno e do valor presente líquido dos projetos, ao se eliminar estas receitas.

Embora a condição de viabilidade ou não das configurações propostas não tenha sido alterada ao se excluir as receitas advindas dos créditos de CO₂ para nenhum dos casos estudados, a redução da TIR das duas configurações viáveis em aproximadamente 15% indica que estes benefícios não devem ser desprezados.

8.4 Conclusões Gerais

As simulações realizadas demonstram que há grande potencial técnico de expansão da produção de eletricidade através da eletrificação dos acionamentos do preparo e extração e utilização de CEST operando com altos parâmetros, principalmente nas faixas de 66 bar abs @ 520 °C e 82 bar abs @ 540 °C.

Os estudos comprovam ainda que a aplicação das técnicas sugeridas promove a elevação da eficiência do ciclo. Todas alternativas estudadas apontam para valores de eficiência superiores aos encontrados na condição atual de operação dos sistemas de cogeração das usinas. A utilização de sistemas eficientes de conversão de energia (turbinas de alta eficiência, acionamentos motorizados de alto rendimento) são essenciais para este aumento de eficiência.

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.

Outro aspecto da geração centralizada de trabalho na casa de força é a eliminação das perdas devido à radiação de calor nas tubulações e perdas de carga nas linhas de interligação entre os geradores de vapor e os acionamentos dos dispositivos de preparo e extração, que embora não tenha sido considerado na elaboração das simulações melhora a eficiência do sistema de cogeração.

A maior eficiência das turbinas consideradas promove ainda a redução da temperatura do vapor que vai para o processo, reduzindo a necessidade de injeção de água para adequação da temperatura deste vapor.

A necessidade de operação da planta de condensação (bombas de condensado, água de resfriamento, bombas de vácuo ou ejetores, etc) sempre que a turbina estiver em funcionamento, para a refrigeração dos estágios de condensação da máquina, deve ser levada em conta nestes sistemas.

As análises econômicas indicam que o desenvolvimento do potencial técnico identificado através das simulações é viável na maioria das ocasiões.

As configurações que apresentaram os melhores resultados em ambas as usinas (alta pressão) corroboram as conclusões obtidas a partir das simulações, em que a elevação dos parâmetros de vapor tem seu efeito atenuado à medida que os seus valores vão sendo aumentados (casos AP x EAP).

A aplicação de altas pressões e temperaturas para a geração de vapor está limitada pelos custos crescentes dos materiais empregados na fabricação da caldeira, turbina e linhas de alta pressão. Os investimentos necessários se elevam a uma taxa maior que as receitas, reduzindo a atratividade dos empreendimentos.

Observa-se também que quanto maior o grau de desenvolvimento tecnológico de um sistema de cogeração da usina menores são as taxas de atratividade dos investimentos em melhoria da planta. Isto se deve a necessidade de investimentos mais elevados para a geração da mesma receita. A comparação entre os casos da Usina Barra Grande e da Usina Ester demonstram claramente os diferentes potenciais de melhorias, que se refletem nas distintas taxas de atratividade.

Embora a maioria das alternativas estudadas seja viável economicamente, o elevado tempo de retorno dos investimentos em alguns casos de melhorias do sistema de cogeração pode dificultar a sua realização. Não se deve perder de vista que em uma usina os investimentos em cogeração concorrem com investimentos para ampliação da capacidade de produção de açúcar e álcool, que tem maturação mais rápida que investimentos típicos em produção de energia elétrica.

A atratividade destes investimentos também é prejudicada por se basearem em substituições de equipamentos existentes e muitas vezes já amortizados. Desta maneira estima-se que a consideração de sistemas de cogeração com CEST e altos parâmetros e eletrificação do preparo e extração na concepção de novas usinas promovam ganhos ainda maiores que os obtidos com o emprego destas soluções em plantas existentes.

A avaliação da variação da atratividade dos investimentos frente a oscilações do preço do bagaço indica que elevações deste parâmetro são extremamente prejudiciais à viabilidade das configurações em que os montantes de energia exportada são menos expressivos. Embora o efeito destes aumentos de custo sobre o resultado econômico dos casos que apresentam valores de exportação de energia mais altos também se mostre negativo, maiores preços da eletricidade são capazes de reequilibrar a situação econômica destes arranjos.

Outro ponto importante de ser considerado é que contratos de fornecimento de energia normalmente apresentam cláusulas de multa por interrupção de fornecimento, assim deve ser considerado que a produção de açúcar e álcool pode vir a ser descontinuada em alguns momentos para garantir o suprimento de eletricidade para a rede.

Ainda levando em conta eventuais penalidades devido à indisponibilidade do sistema de cogeração é recomendável que a capacidade de geração de vapor instalada seja tal que permita que uma das caldeiras possa ser desligada para manutenção durante a entressafra. Um adequado programa de manutenção dos equipamentos da planta é muito importante à medida que os montantes exportados de eletricidade crescem

Com base nos valores de emissões reduzidas e preços correntes de eletricidade e dos créditos de carbono, a comercialização destes créditos contribui com uma receita equivalente a cerca de 10% do valor obtido com a venda de eletricidade.

Esta parcela da receitas tem forte influencia sobre a taxa de atratividade, sendo que sua exclusão provoca reduções que vão de 15 a 80% da taxa de retorno dos investimentos estudados. Em alguns casos a eliminação destes benefícios inviabiliza as propostas de melhoria.

Assim, conclui-se que estes créditos devem sempre ser explorados como forma de melhorar a atratividade dos investimentos em produção de energia elétrica nas usinas de açúcar e álcool, sendo que em alguns casos serão decisivos para tornar o projeto viável.

Outro fato importante de se mencionar é que o uso de sistemas com eficiência mais elevada trazem vantagens ambientais, como sugerido por SANTO& GALLO, 1998, pois permite produzir mais energia a partir da mesma quantidade de combustível e de emissões.

Capítulo 9 Recomendações

Este capítulo oferece sugestões para a realização de novos trabalhos que dêem continuidade aos resultados obtidos nesta dissertação.

A partir dos resultados e conclusões encontrados é possível recomendar alguns temas, cujo estudo complementa o presente trabalho, como segue:

- Revisão das simulações e das análises econômicas considerando valores firmes de desempenho e custos garantidos pelos fornecedores de equipamentos, para minimizar os riscos provenientes de redução das taxas de atratividade obtidas, em função da variação desfavorável destes parâmetros;
- Análise de configurações de sistemas de cogeração em plantas sucroalcooleiras com consumo reduzido de vapor, que promovam a elevação da quantidade de energia elétrica exportada;
- Avaliação do armazenamento de biomassa e coleta de folhas e pontas da cana colhida a fim de reduzir os custos referentes a aquisição de combustível adicional, e assim melhorar a rentabilidade dos investimentos;
- Viabilização dos investimentos para o aumento da energia elétrica produzida através do investimento de terceiros, que atuem no setor elétrico (concessionária);
- Estudo do efeito da comercialização de créditos provenientes de outros GEE (gases de efeito estufa) como SO_x e NO_x, sobre a atratividade econômica de projetos de cogeração com biomassa em usinas de açúcar e álcool;
- Análise da possibilidade de geração de créditos de energia renovável e de sua influência sobre a atratividade dos investimentos em cogeração na indústria sucroalcooleira.

Referências Bibliográficas

- [1] Camargo, C.A. *et al.*, *Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool: Manual de Recomendações*, São Paulo, Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990.
- [2] Horlock, J.H., *Cogeneration – Combined Heat and Power (CHP) : Thermodynamics*, Oxford; New York, Pergamon Press, 1987
- [3] Schmitz, K. W., Koch, G., *Kraft-Wärme-Kopplung: Anlagenauswahl – Dimensionierung – Wirtschaftlichkeit – Emissionsbilanz*, Düsseldorf, VDI-Verlag, 1996
- [4] Walter, A. C. S., *Viabilidade e Perspectivas da Cogeração e da Geração Termoelétrica junto ao Setor Sucro-Alcooleiro*, Campinas, [s.n.], 1994
- [5] Barreda Del Campo, E. R., *Avaliação Termoeconômica do Sistema de Cogeração da Usina Vale do Rosário*, Campinas, [s.n.], 1999
- [6] BUN-CA., *An Overview of Sugar Cane Cogeneration in Six Central American Countries*, Biomass Users Network – Central America, 1997
- [7] USAID, *Advancing Cogeneration in the Indian Sugar Industry*, U.S. Agency for International Development, 1993
- [8] Sharma, M.P., Sharma, J.D., *Bagasse Based Cogeneration System for Indian Sugar Mills*, University of Roorkee, Roorkee, India, Pergamon Press, 1999
- [9] Soriano, J.A., *Análisis Exergoeconómico en Centrales Térmicas*, Cordoba, España, Editorial Ciencia 3, 1996
- [10] UNFCCC, *Kyoto Protocol of the United Nations Framework Convention on Climate Change*, Kyoto, 1997
- [11] Singh, M., *Cane Sugar Industry in India*, ISSCT Plenary Session, XXIII ISSCT Congress, Nova Deli, 1999
- [12] Jones, J.B., Duhan, R.E., *Ingeniería Termodinámica*, Prentice Hall, 2000
- [13] Lehmann, H., *Lehrhefte für die Ausbildung zum Kraftwerker, Heft 7 Feuerungen und Dampferzeuger*, Essen, VGB-Kraftwerkstechnik GMBH 1995

- [14] Gabrysch, G., *Lehrhefte für die Ausbildung zum Kraftwerker, Heft 8 Kraftwerkshilfs- und Nebenanlagen*, Essen, VGB-Kraftwerkstechnik GmbH 1992
- [15] Gloy, U., Höxtermann, E., Pasch, J. *Lehrhefte für die Ausbildung zum Kraftwerker, Heft 9 Turbinen*, Essen, VGB-Kraftwerkstechnik GmbH 1987
- [16] Vários Autores, *Conservação de Energia: Eficiência Energética de Instalações e Equipamentos*, Itajubá, FUPAI 2001
- [17] Núcleo de Estudos em Sistemas Térmicos – UNIFEI, *Centrais Termelétricas*, Itajubá, 2000
- [18] Redding Energy Management Pty Ltd, *+2% Renewables Target in Power Supply*, Australian Greenhouse Office, 1999.
- [19] *Renewable Energy (Electricity) Act 2000*, Government of Australia, 2000
- [20] Aguiar, L. F. M., *A Cogeração na Estratégia da Agroindústria Canavieira*, Workshop Cogen SP, São Paulo, 2003
- [21] Carpio, R. e Silva, E., *Technical-Economical Assessment of Cogeneration Project in the Brazilian Sugar Cane Mills*, Fifth Biomass Conference of the Americas, Orlando, Florida, USA, 2001
- [22] Silva, E., Salomón, K. R., Teixeira, F. N., *Comparative Analysis of Environmental Impacts of Thermal Power Technologies in the Brazilian Energy Sector*, Itajubá, UNIFEI, 2003
- [23] São Paulo (Estado). Comissão de Serviços Públicos de Energia, *Usinas Termelétricas de Pequeno Porte no Estado de São Paulo*, São Paulo, 2001
- [24] *STEP 2000 Series – Siemens Technical Education Program, AC Motors*, <http://www.sea.siemens.com/step>, 2000
- [25] *STEP 2000 Series – Siemens Technical Education Program, Basics of AC Drives*, <http://www.sea.siemens.com/step>, 2000
- [26] Silva, E., *Controlling Air Quality in the Cane Sugar Industry*, Itajubá, EFEI, 1998
- [27] Mello, M.G., *Biomassa – Energia dos Trópicos em Minas Gerais*, Belo Horizonte, LabMídia/FAFICH, 2001
- [28] Ramos, R. A. V., Maia, C. R. M., Gasche, J. L., Ucho, T. B., Branco, F. P., Fiomari, M. C. e Takaki, A. T., *Análise Energética e Energética de uma Usina Sucro-*

- Alcooleira com Sistema de Cogeração de Energia em Expansão*, Anais do 5º Congresso Latino Americano de Geração e Transmissão de Energia, São Pedro, 2003
- [29] Carpio, R., Silva, E., *Estudo Abrangente da Cogeração no Setor Sucro-Alcooleiro*, AGRENER 2002, 4º Encontro de Energia no Meio Rural, Campinas, 2002
- [30] Jaguaribe, E. F., Lobo, P. C., Neto, J. R. L., Souza, W. L., Rocha, F. A. A., *Estudo Termodinâmico e Análise de Custos da Ampliação de um Sistema de Cogeração de Energia em uma Destilaria de Cana de Açúcar*, Anais do IX Congresso Brasileiro de Engenharia e Ciências Térmicas, Caxambu, 2002
- [31] Cruz, F., *Cogeração Equipav – 52,5MW*, III Simpósio Alternativas Energéticas no Oeste Paulista, Araçatuba, 2001
- [32] Souza, Z. J., *A Cogeração de Energia no Setor Sucro-Alcooleiro: Desenvolvimento e Situação Atual*, AGRENER 2002, 4º Encontro de Energia no Meio Rural, Campinas, 2002
- [33] Santo, D. B. E., Gallo, W. L. R., Bizzo, W. A., *Análise de Emissões de Gases Poluentes em Usinas Térmicas de Produção de Eletricidade*, VII ENCIT, Rio de Janeiro, 1998
- [34] Vertiola, S. R., Júnior, S. O., *Análise Energética e Exergética do Ciclo de Vapor de Uma Usina Sucro-Alcooleira*, V ENCIT, São Paulo, 1994
- [35] ALCOOLbrás, *Possibilidade de Abertura do Mercado de Carbono Estimula Investimentos em Co-Geração de Energia*, 2003
- [36] Dixon, T. F., Burbidge, D., *The Future of Cogeneration in the Sugar Industry*, Proceedings of ASSCT, 2000
- [37] Lowry, G., Compagnon, F., Keevers, P., Cranfield, P., *A Modern Cogeneration Power Plant in an Established Sugar Mill*, Proceedings of ASSCT, 2001
- [38] Brunelly, S., *A Modernização do Sistema de Recepção e Extração*, 1º Congresso Brasileiro Agroindustrial, Ribeirão Preto, 2002
- [39] Tambellini, C., *Racionalização Energética e Cogeração*, 1º Congresso Brasileiro Agroindustrial, Ribeirão Preto, 2002
- [40] Avram-Waganoff, P., *Conceptual Design of a White Sugar Factory Offering Maximum Cogeneration*, Proceedings of ASSCT, 2001

- [41] Bizelli, L.P., *Acionamento de Moendas de Cana por Motores Elétricos – O Futuro Mais Próximo do que Nunca*, São Paulo, 2003
- [42] Kinoshita, C.M., *Un Índice Universal de Eficiência de Energia em uma Fábrica de Açúcar*, Int. Sugar Jnl, 1999
- [43] Usina Ester <http://www.usinaester.com.br>, 2004
- [44] União Canavieira do Estado de São Paulo <http://www.unica.com.br>, 2004
- [45] Siemens AG <http://www.siemens.com>, 2004
- [46] Brasil. MME - Ministério das Minas e Energia <http://www.mme.gov.br>, 2004
- [47] IEA, International Energy Agency, <http://www.iea.org>, 2004
- [48] Beeharry, R.P., *Carbon Balance of Sugarcane Bioenergy Systems*, Pergamon Biomass & Bioenergy, Mauritius, 2001
- [49] Mason, V., *Electricity Cogeneration in Cane Sugar Factories – The Output from an ISSCT Workshop*, Proceedings of ISSCT, 2000
- [50] Rosen, M.A., Dincer, I., *Exergy-Cost-Energy-Mass Analysis of Thermal Systems and Process*, Pergamon Energy Conversion & Management, 2002
- [51] Carpio, R.C., Lora, E.S., *Preço Mínimo de Comercialização da Eletricidade em Projetos de Cogeração em Usinas de Açúcar e Álcool*, XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, 2001
- [52] Souza, N., Neri Consultoria e Acessória Ltda, Comunicação Pessoal, 2003
- [53] Naudé, D.P., *The Application of All Year Power Generation for the Cane Sugar Industry with Particular Reference to Steam Plant Design*, Proceeding of the ASSCT, 1999
- [54] Rocha, M. T., *Aquecimento Global e o Mercado de Carbono: Uma Aplicação do Modelo CERT*, Tese de Doutorado ESALQ, Piracicaba, 2003
- [55] Vários Autores, *Geração com Resíduos de Cana*, Fórum de Cogeração e Geração Distribuída, Piracicaba, 2001
- [56] Econergy Brazil, *Vale do Rosário Bagasse Cogeneration: a GHG Emission Reductions Project Activity in Brazil - CMD Project Design Document*, São Paulo / Morro Agudo, Julho 2003

- [57] Ogden, J.M., Hochgreb, S., Hylton, M.G., *Process Energy Efficiency and Cogeneration in Cane Sugar Factories*
- [58] Ogden, J.M., Hochgreb, S., Hylton, M.G., *Steam Economy and Cogeneration in Cane Sugar Factories*, International Sugar Journal, 1990
- [59] Upadhiaya, U.C., *Cogeneration of Steam and Electric Power – The Factory / Sugar Production/Cogeneration Case*, International Sugar Journal, 1992
- [60] Nurse, P.B., *Power Co-generation in Sugar Factories*, International Sugar Journal, 1990
- [61] Damminger, G., *Utilization of Small Steam Turbines in the Sugar Industry*, International Sugar Journal, 1989
- [62] Birkett, L.S., Gray, R.B., *Total Energy Design in Cane Sugar Factories*, Institution of Chemical Engineers – Total Energy Design in Process Plants.
- [63] Junqueira, M.D.S., *Econergy Brazil*, Comunicação Pessoal, 2004
- [64] Alves, A., *Usina Ester S.A.*, Comunicação Pessoal, 2003
- [65] Cocco, C., *Usina Barra Grande*, Comunicação Pessoal, 2004
- [66] Campos, M., *DDTI Brasil*, Comunicação Pessoal, 2004
- [67] Marcondes, M., *Siemens Ltda*, Comunicação Pessoal, 2004
- [68] Noel, R. E. L., *Cogeneration in Cane Sugar Factories – Optimization and Economic Viability*, XXIII ISSCT Congress, Cartagena – Colombia, 1995
- [69] Haesslein, H.P., Langhans, B., *Energy Savings and Optimization in Sugar Factories*, XXIII ISSCT Congress, Cartagena – Colombia, 1995
- [70] Lobosco, O. S., *Seleção e Aplicação de Motores Elétricos*, São Paulo, 1988
- [71] CENBIO, *Levantamento do Potencial Real Existente no Setor Sucroalcooleiro*, São Paulo, 2001
- [72] Centro Havaiano de Pesquisa Agrícola, <http://www.hawaii.org/harc>, 2004
- [73] Bouvet, E., *Cane Based Power Export: Overview and Hawaii Experience*, International Conference on Energy from Sugar Cane, Hilo - Havaí, 1991
- [74] Paturau, J.M., *Electrical Energy from Bagasse: the Case of Mauritius*, International Conference on Energy from Sugar Cane, Hilo - Havaí, 1991

- [75] Mauritius Ministry of Agriculture, Food Technology and Natural Resources, *Sugar Sector Strategic Plan*, <http://agriculture.gov.mu/ssspln.htm>, 2004
- [76] Mauritius Ministry of Public Utilities, <http://publicutilities.gov.mu>, 2004
- [77] Szargut, J., Ziębik, A., *Podstawy energetyki cieplnej*, Wydawnictwo Naukowe, Warszawa, 1998
- [78] Silva, E., Nascimento, M. *et al*, *Geração Termelétrica: Planejamento, Projeto e Operação*, Rio de Janeiro, Editora Interciência, 2004
- [79] Macedo, I.C., Leal, M.R., *Life Cycle Analysis of Energy Use in Sugar/Ethanol Production*, ISSCT Workshop, Piracicaba, 2003
- [80] Fischer, G., Schrattenholzer, L., *Global Bioenergy Potentials through 2050*, Pergamon Biomass and Bioenergy, Austria, 2001
- [81] Belotti, A, Moreau, B, *High-Efficiency Cane Sugar Factory in a Cogeneration Context*, XXIII ISSCT Congress, Cartagena – Colombia, 1995
- [82] India. MOP, Ministry of Power, <http://www.powermin.nic.in/>, 2004
- [83] SRI, Sugar Resource Institute, <http://www.sri.org.au>, 2004
- [84] Oliveira, J.S., Siemens Ltda, Comunicação Pessoal, 2004

Anexo A Simulações de Sistemas de Cogeração

A.1 Usina Ester

A.1.1 ESB – Caso Ester Base

O caso ESB (**ES**ter caso **B**ase) corresponde à condição atual do sistema de cogeração da usina composto por três caldeiras de bagaço, dois turbogeradores, cinco turbinas de acionamento mecânico e uma estação redutora de pressão.

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.

Outro aspecto importante é o aprendizado proporcionado pela realização desta simulação, devido à necessidade de ajuste dos parâmetros do programa computacional para que o modelo reflita a situação real de operação da instalação.

Os dados empregados foram obtidos durante visita realizada à usina em julho de 2003 (ALVES, 2003). Entretanto, devido à falta de alguns parâmetros relacionados aos equipamentos instalados na planta foram assumidos valores para as variáveis necessárias durante a execução das simulações. Este procedimento foi necessário, por exemplo, na determinação das eficiências dos componentes do ciclo, baseado nas informações de fluxos energéticos de entrada e saída de cada um deles.

As informações utilizadas nos modelos se dividem em dois grupos:

- dados do processo de cogeração: de caráter amplo, correspondem as principais variáveis associadas ao conjunto do sistema de cogeração, e;
- dados dos equipamentos: de caráter específico, estão relacionados aos componentes da planta de cogeração, como caldeiras e turbo-geradores.

A tabela A.1 contém os dados relativos ao sistema de cogeração da Usina Ester:

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	190
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	22 @ 290
Fluxo de Vapor de Escape [ton/h]	170
Parâmetros do Vapor de Escape [bar abs]@[°C]	2,3 @ 165
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	15
Consumo de Bagaço [ton/h]	83
Consumo de Energia Elétrica [MW]	5,10
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	4,90
Exportação de Energia Elétrica [MW]	0,00
Produção Total de Trabalho [MW]	10,00

Tabela A.1 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração Existente – Usina Ester Caso ESB

As tabelas A.2, A.3 e A.4 trazem os dados dos componentes do sistema:

Caldeiras	1	2	3
Vazão de Vapor Vivo [ton/h]	66	80	44
Pressão Vapor Vivo [bar abs]	22	22	22
Temperatura Vapor Vivo [°C]	290	290	290
Pressão H ₂ O Alimen. [bar abs]	30	30	30
Temper. H ₂ O Alimen.[°C]	95	95	95
Consumo de Bagaço [ton/h]	29	35	19
Eficiência [%]	0,79	0,79	0,79

Tabela A.2 – Dados das Caldeiras Existentes – Usina Ester

Turbogeradores	1	2	3
Vazão Vapor Entrada [ton/h]		70 ¹	
Pressão Vapor Entrada [bar abs]	22	22	22
Temp. Vapor Entrada [°C]	290	290	290
Pressão Vapor Escape [bar abs]	2,3	2,3	2,3
Temper. Vapor Escape [°C]	125	125	125
Prod. Energia Elétrica [kW]	4000	1100	-
Rotação Turbina [rpm]	5490	-	-
Rotação Gerador [rpm]	1800	1800	1800
Eficiência Gerador [%]		0,97 ²	
Eficiência Redutor [%]		0,96 ²	
Eficiência Turbina [%]		0,64 ²	
Potencia Nom. Gerador [kVA]	6250	1500	1500
Tensão Gerador [kV]	13,8	0,46	0,46
Fator Potência Gerador	0,8	0,8	0,8

¹ valor de vazão total para as três turbinas; ² valor considerado para a turbina equivalente.

Tabela A.3 – Dados dos Turbogeneradores Existentes – Usina Ester

Turbinas¹ de Acionamento	1	2	3	4	5	6	7
Vazão Vapor Entrada [ton/h]				100 ²			
Pressão Vapor Entrada [bar abs]	22	22	22	22	22	22	22
Temp. Vapor Entrada [°C]	290	290	290	290	290	290	290
Pressão Vapor Escape [bar abs]	2,3	2,3	2,3	2,3	2,3	2,3	2,3
Temper. Vapor Escape [°C]	175	175	175	175	175	175	175
Prod. Trabalho [kW]				4900 ³			
Rotação Turbina [rpm]	-	-	-	-	-	-	-
Eficiência Turbina [%]				0,40 ⁴			

¹Turbinas: 1-Picador 1; 2-Picador 2; 3-Desfibrador; 4-Ternos 1&2; 5-Ternos 3&4; 6-Ternos 5&6; 7-Bombas de Alimentação (x3) ²valor de vazão total para todas turbinas; ³potência total produzida por todas turbinas; ⁴valor considerado para a turbina equivalente

Tabela A.4 – Dados das Turbinas de Acionamento Existentes – Usina Ester

Cabe aqui um comentário em relação às baixas eficiências das turbinas. Os valores contidos nas tabelas foram determinados de maneira que os as potências de saída fossem condizentes com os fluxos de vapor vivo admitido pelas turbinas. Uma possível explicação para este fato é a operação das turbinas em velocidades inferiores à nominal, o que pode ser comum em aplicações de acionamento de moendas (OLIVEIRA, 2004).

O modelo construído a partir dos dados acima está representado na figura A.1:

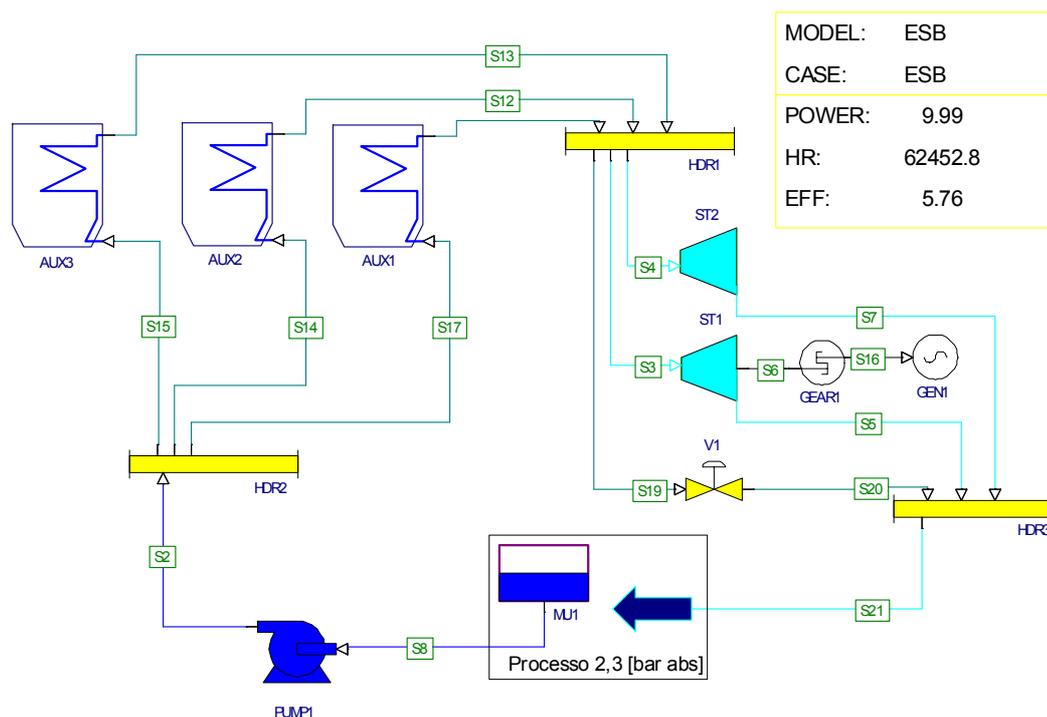


Figura A.1 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESB

Para facilitar a execução das simulações algumas simplificações foram feitas. Uma delas é a representação dos turbo-geradores e turbinas de acionamento mecânico respectivamente por um turbo-gerador (ST1, GEAR1, GEN1) e uma turbina de acionamento equivalente (ST2). O trabalho realizado pelo acionamento das bombas de alimentação de caldeira contabilizado nos cálculos equivale ao trabalho consumido pela bomba 1.

Estas simplificações foram assumidas ainda em virtude da falta dos parâmetros de eficiência dos equipamentos. Exemplo disso são os turbogeradores: uma vez que as eficiências individuais de cada componente de cada um dos grupos não são dados disponíveis, foi estabelecido um valor de eficiência média atribuído a um turbogerador que representasse o rendimento deste processo de conversão de energia refletindo a relação entre os montantes de

energia de entrada e saída do volume de controle considerado, que foram as informações obtidas.

O mesmo conceito se aplica aos acionamentos mecânicos do preparo e extração.

O processo foi representado por um sistema composto por um dreno e um tanque de make-up.

Os resultados da simulação realizada estão contidos na tabela A.5:

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	9,988
Eficiência Ciclo [%]	5,76
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	173278
Heat Rate [kJ/kWh]	62452

Tabela A.5 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso Base

O valor obtido para a eficiência do ciclo indica que há grande potencial de melhoria no aproveitamento energético do bagaço. Esta afirmação pode ser justificada pela grande diferença existente entre a eficiência resultante da simulação e a eficiência dos ciclos a vapor modernos, que podem chegar a valores superiores a 40%.

Avaliando as características do ciclo que conduziram à obtenção deste valor de eficiência, dois aspectos chamam a atenção: eficiência de cada um dos componentes do ciclo e parâmetros de operação do sistema.

Como o ciclo consiste de diversas transformações de energia, a eficiência com que se processa cada uma delas tem impacto direto na eficiência global do sistema. O que se observa no caso simulado é que tanto a eficiência da transformação da energia química do combustível em energia térmica do vapor, quanto à transformação da energia do vapor em trabalho apresentam valores que podem ser melhorados. A produção de trabalho mecânico merece especial atenção, devido à sua baixa eficiência.

Sobre os parâmetros de operação do sistema, a primeira consideração diz respeito aos valores de pressão e temperatura de produção de vapor. A elevação destes parâmetros resultaria em aumento da disponibilidade de energia específica contida no vapor. Outro fator importante é a redução da pressão de vapor através da válvula de by-pass. Este processo implica numa perda estimada de 1450 kW, trabalho que poderia ser gerado caso o fluxo de vapor de 20ton/h fosse redirecionado aos turbogeradores. Ainda do ponto de vista operacional, cabe lembrar que o sistema não opera desacoplado do processo de produção de açúcar e álcool, pois por contar com turbinas de contrapressão, o fechamento do ciclo está condicionado à operação dos consumidores de vapor conectados ao escape das turbinas mencionadas acima.

Com base nas colocações acima são avaliadas nas próximas seções algumas alterações do sistema de cogeração da usina Ester visando o aumento da eficiência de utilização do bagaço, aumento da produção de energia elétrica pelo sistema e capacidade de operação de forma independente do processo, ou seja, no período da entressafra.

A.1.2 ESE - Caso Ester Eletrificação do Preparo e Extração

Este caso (**E**ster **E**letrificado) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos e a instalação de um quarto turbogerador de condensação com extração operando em 22bar abs @ 290°C, conforme mostra a figura A.2.

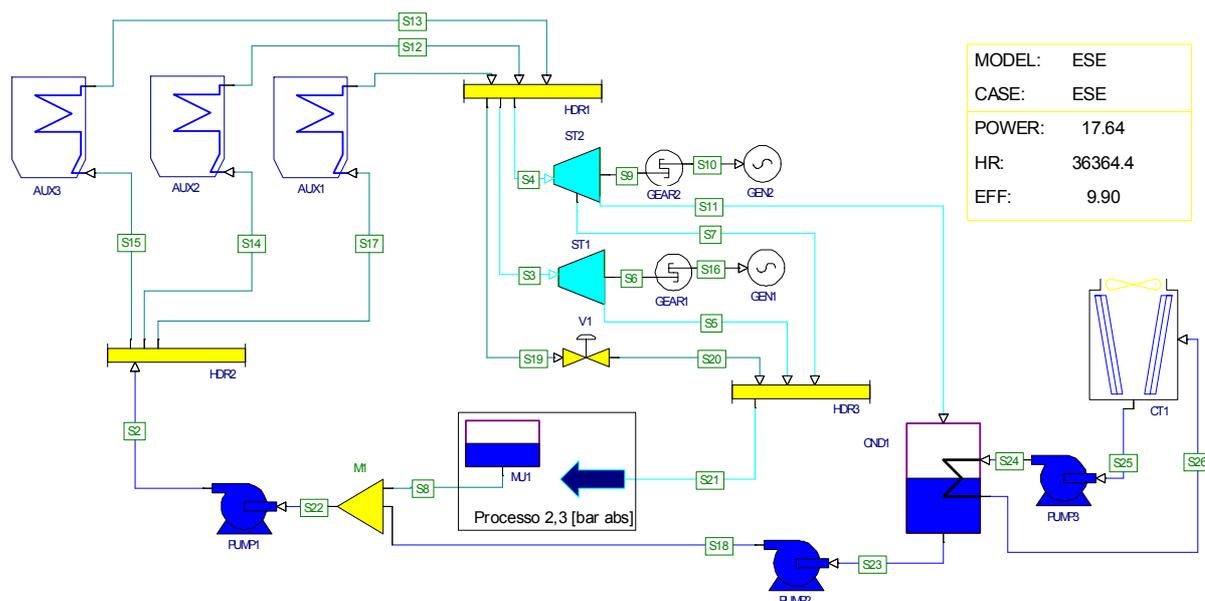


Figura A.2 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESE

Esta configuração é derivada do caso base, sendo que as modificações propostas são expostas a seguir, bem como a motivação para as suas escolhas:

- os acionamentos do preparo e extração, que apresentam eficiência bastante reduzida são substituídos por motores elétricos. O vapor consumido por estas turbinas (100 ton/h) é redirecionado ao novo turbogerador. A vapor da válvula de by-pass também vai para esta turbina (20 ton/h);
- um turbogerador de condensação com extração de 19 MW é instalado. Este novo turbogerador é responsável pelo suprimento de eletricidade para os motores do acionamento de preparo e extração e pela produção do excedente de energia elétrica a ser exportado. A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 84% e 82% respectivamente na safra e entressafra;

- foi considerado um incremento de 1 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra, além dos 4,9 MW mecânicos originalmente produzidos pelos acionamentos mecânicos, que passam a ser supridos pelos turbogeradores. O consumo total de energia elétrica considerado na entressafra é de 2,5 MW.

Os valores de eficiência e consumo admitidos acima se baseiam em informações fornecidas por fabricantes de turbinas (CAMPOS, 2004).

Os dados considerados são apresentados nas tabelas A.6 e A.7.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	195
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	22@290
Fluxo de Vapor de Escape [ton/h]	70
Parâmetros do Vapor de Escape [bar abs]@[°C]	2,3@125
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	120
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	2,3@125
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	5
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	15
Consumo de Bagaço [ton/h]*	31,1/35,1/19,3=85,5
Consumo de Energia Elétrica [MW]	11,0
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	6,64
Produção Total de Trabalho [MW]*	17,64
Eficiência Caldeiras [%]*	0,79 / 0,79 / 0,79
Eficiência Turbinas [%]*	0,64 / 0,84

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.6 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESE – Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	22@290
Fluxo de Vapor de Escape [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Escape [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]*	- / 46,7 / -
Consumo de Energia Elétrica [MW]	2,5
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	14,91
Produção Total de Trabalho [MW]	17,41
Eficiência Caldeiras [%]*	- / 0,79 / -
Eficiência Turbinas [%]*	- / 0,82

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.7 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESEE – Entressafrá

Com base nos dados das tabelas A.6 e A.7 foram realizadas as simulações que apresentaram os resultados demonstrados nas tabelas A.8 e A.9.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	17,636
Eficiência Ciclo [%]	9,90
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	178141
Heat Rate [kJ/kWh]	36364

Tabela A.8 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESE - Safrá

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	17,417
Eficiência Ciclo [%]	17,91
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	97244
Heat Rate [kJ/kWh]	20100

Tabela A.9 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESEE - Entressafra

Como pode ser observado, o novo sistema apresenta um aumento superior a 4 pontos percentuais de eficiência para produção de trabalho em relação ao caso base, que corresponde a um valor 72% maior. A produção de trabalho no período da safra supera a produção do caso base em mais de 6,6 MW, com um consumo de bagaço 3% maior. Esta melhora é proveniente dos seguintes fatores:

- aumento de 5 ton/h na geração de vapor para refrigeração do turbogerador de condensação;
- aumento da eficiência de geração de trabalho, uma vez que a eficiência do novo turbogerador é mais alta que a eficiência das antigas turbinas de acionamento mecânico.

O novo sistema permite ainda a geração de energia no período de entressafra possibilitando a exportação de energia ao longo do ano todo.

A.1.3 ESMP - Caso Ester Média Pressão

Este caso (**ESter Média Pressão**) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a instalação de um quarto turbogerador de condensação com extração e a geração de vapor na caldeira #2 em 38 bar abs @ 400°C, conforme figura A.3.

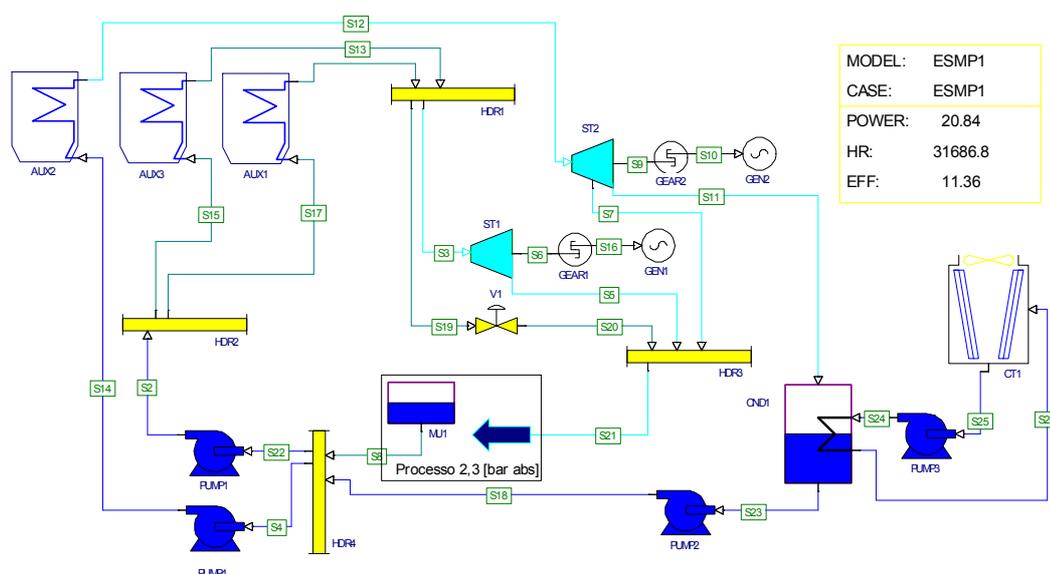


Figura A.3 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESMP

Esta configuração é derivada do caso base, sendo que as modificações propostas são expostas a seguir, bem como a motivação para as suas escolhas:

- a caldeira 2, cuja pressão máxima de operação é 40 bar abs passa a operar com 38 bar abs @ 400 °C, produzindo 100 ton/h de vapor com uma eficiência de 81%. Estes parâmetros foram escolhidos com o objetivo de aumentar a entalpia do vapor vivo, porém aproveitando a caldeira existente, o que minimiza os custos de investimento para a implantação desta alternativa;
- os acionamentos do preparo e extração, que apresentam eficiência bastante reduzida são substituídos por motores elétricos. A demanda de vapor de 22 bar abs é reduzida em 100 ton/h, que agora passa a ser produzida em 38 bar abs
- um turbogerador de condensação com extração de 22,5 MW é instalado. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão (38 bar abs @ 400 °C) e será responsável pelo suprimento de eletricidade para os motores do acionamento de preparo e extração e pela produção do excedente de energia elétrica a ser exportado. A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 84% e 82% respectivamente na safra e entressafra;

- o segundo turbogerador de 1,5MW 22 bar abs é posto em operação;
- foi considerado um incremento de 1,5 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra, além dos 4,9 MW mecânicos originalmente produzidos pelos acionamentos mecânicos, que passam a ser supridos pelos turbogeradores. O consumo total de energia elétrica considerado na entressafra é de 3 MW.

Os valores de eficiência e consumo admitidos acima se baseiam nos valores do sistema da usina Barra Grande e informações de fabricantes de equipamentos (CAMPOS, 2004).

Os dados considerados são apresentados nas tabelas A.10 e A.11.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	38@400
Fluxo de Vapor de Média [ton/h]	95
Parâmetros do Vapor de Média [bar abs]@[°C]	22@290
Fluxo de Vapor de Escape [ton/h]	95
Parâmetros do Vapor de Escape [bar abs]@[°C]	2,3@127
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	95
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	2,3@128
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	5
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	15
Consumo de Bagaço [ton/h]*	24,1/46,4/17,5=88,0
Consumo de Energia Elétrica [MW]	11,5
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	9,34
Produção Total de Trabalho [MW]	20,84
Eficiência Caldeiras [%]*	0,79 / 0,81 / 0,79
Eficiência Turbinas [%]*	0,64 / 0,84

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.10 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESMP –

Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	38@400
Fluxo de Vapor de Média [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Média [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Escape [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Escape [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	100
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]*	-/49,1/-
Consumo de Energia Elétrica [MW]	3,0
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	18,37
Produção Total de Trabalho [MW]	21,37
Eficiência Caldeiras [%]*	- / 0,81 / -
Eficiência Turbinas [%]*	- / 0,82

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a - significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.11 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESMPE – Entressafrá

Com base nos dados das tabelas A.10 e A.11 foram realizadas as simulações que apresentaram os resultados demonstrados nas tabelas A.12 e A.13:

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	20,841
Eficiência Ciclo [%]	11,36
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	183437
Heat Rate [kJ/kWh]	31686

Tabela A.12 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESMP - Safra

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	21,368
Eficiência Ciclo [%]	20,87
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	102401
Heat Rate [kJ/kWh]	17252

Tabela A.13 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESMPE - Entressafra

Como pode ser observado, o novo sistema apresenta um aumento superior a 5 pontos percentuais da eficiência para a produção de trabalho em relação ao caso base, que corresponde a um valor 97% maior. A produção de trabalho no período da safra supera a produção do caso base em mais de 9,0 MW, com um consumo de bagaço 6% maior. Esta melhora é proveniente dos seguintes fatores:

- maior eficiência na produção de vapor (eficiência da caldeira elevada em 2%);
- aumento do salto entálpico de parte do vapor utilizado na geração de energia (100ton/h);
- aumento da eficiência de geração de trabalho, uma vez que a eficiência do novo turbogerador é mais alta que a eficiência das antigas turbinas de acionamento mecânico.

O novo sistema permite ainda a geração de energia no período de entressafra possibilitando a exportação de energia ao longo do ano todo.

A.1.4 ESAP – Caso Ester Alta Pressão

Este caso (**ESter Alta Pressão**) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a substituição dos turbogeradores de contra-pressão por uma máquina de condensação com extração e a produção de vapor em 66 bar abs @ 500°C, após retrofit das caldeiras 1 e 2, conforme mostra a figura A.4.

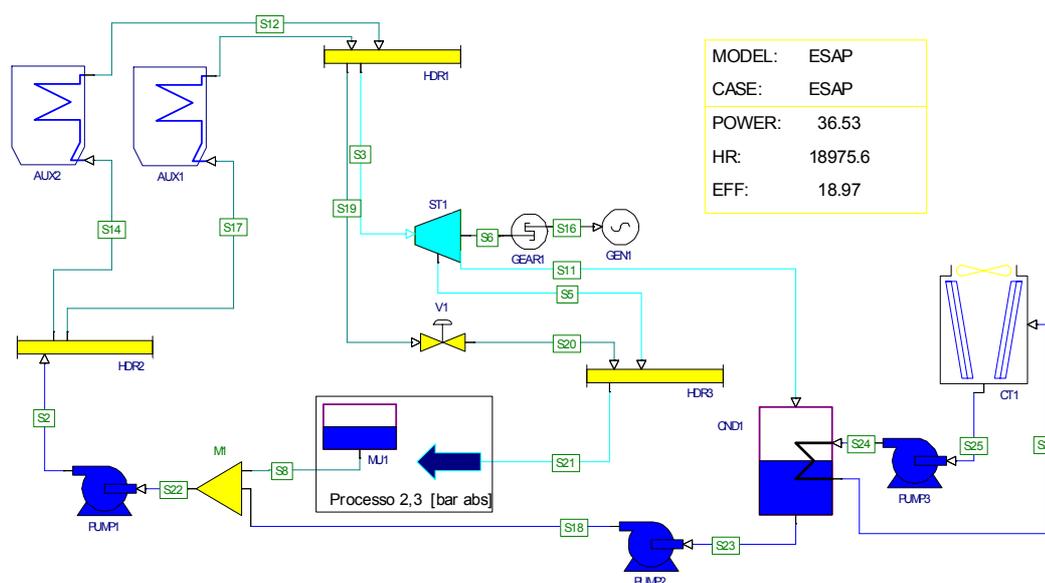


Figura A.4 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESAP

Este caso considera as seguintes alterações em relação ao caso base:

- toda a geração de vapor passa a ser realizada a 66 bar abs @ 500 °C nas caldeiras 1 e 2 reformadas que passam a ter uma eficiência de 87%. A caldeira 3 fica desativada;
- os acionamentos mecânicos do preparo e extração são substituídos por motores elétricos;
- os turbogeradores existentes são desativados e a geração de energia elétrica se dá em um novo turbogerador de condensação com extração de 36,5 MW. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão (66 bar abs @ 500 °C) e é responsável pelo suprimento de eletricidade para os motores do acionamento do preparo e extração e pela produção do excedente de energia elétrica a ser exportada. A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 86 / 84,5% (safra/entressafra);

- foi considerado um incremento de 2,0 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra, além do consumo de eletricidade dos motores dos acionamentos. O consumo total de energia elétrica considerado na entressafra é de 3,0 MW.

Na entressafra foi considerada a operação de uma das caldeiras apenas, de forma que a segunda esteja disponível para manutenção.

Os dados empregados na construção dos modelos para os períodos de safra e entressafra estão contidos nas tabelas A.14 e A.15.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	200
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	66@500
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	190
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	2,3@142
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	10
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	15
Consumo de Bagaço [ton/h]*	46,2/46,2 =92,4
Consumo de Energia Elétrica [MW]	12
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	24,53
Produção Total de Trabalho [MW]	36,53
Eficiência Caldeiras [%]*	0,87 / 0,87
Eficiência Turbina [%]	0,86

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.14 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESAP –
Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	66@500
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]*	48,7/ -
Consumo de Energia Elétrica [MW]	3
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	23,23
Produção Total de Trabalho [MW]	26,23
Eficiência Caldeiras [%]*	0,87 / -
Eficiência Turbina [%]	0,845

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a - significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.15 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESAPE - Entressaфра

Os resultados das simulações realizadas estão contidos nas tabelas A.16 e A.17.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	36,526
Eficiência Ciclo [%]	18,97
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	192526
Heat Rate [kJ/kWh]	18975

Tabela A.16 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESAP - Saфра

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	26,235
Eficiência Ciclo [%]	25,85
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	101486
Heat Rate [kJ/kWh]	13925

Tabela A.17 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESAPE - Entressafra

Comparado ao caso base, este sistema apresenta uma eficiência para produção de trabalho 13,2 pontos percentuais superior, que corresponde a um aumento de 230%. O consumo de bagaço no período da safra é 11% superior ao caso base. Os fatores responsáveis por essa melhora são os mesmos descritos no caso eletrificado, como se segue:

- maior eficiência na produção de vapor (eficiência da caldeira elevada em 8%);
- aumento do salto entálpico de parte do vapor utilizado na geração de energia;
- aumento da eficiência de geração de trabalho.

Por contar com um turbogerador de condensação extração este sistema também pode operar no período de entressafra.

A.1.5 ESEAP - Caso Ester Extra Alta Pressão

Este caso (Ester Extra Alta Pressão) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a substituição dos turbogeradores de contra-pressão por uma máquina de condensação com extração e a produção de vapor em 82 bar abs @ 520°C, após retrofit das caldeiras 1 e 2, conforme mostra a figura A.5.

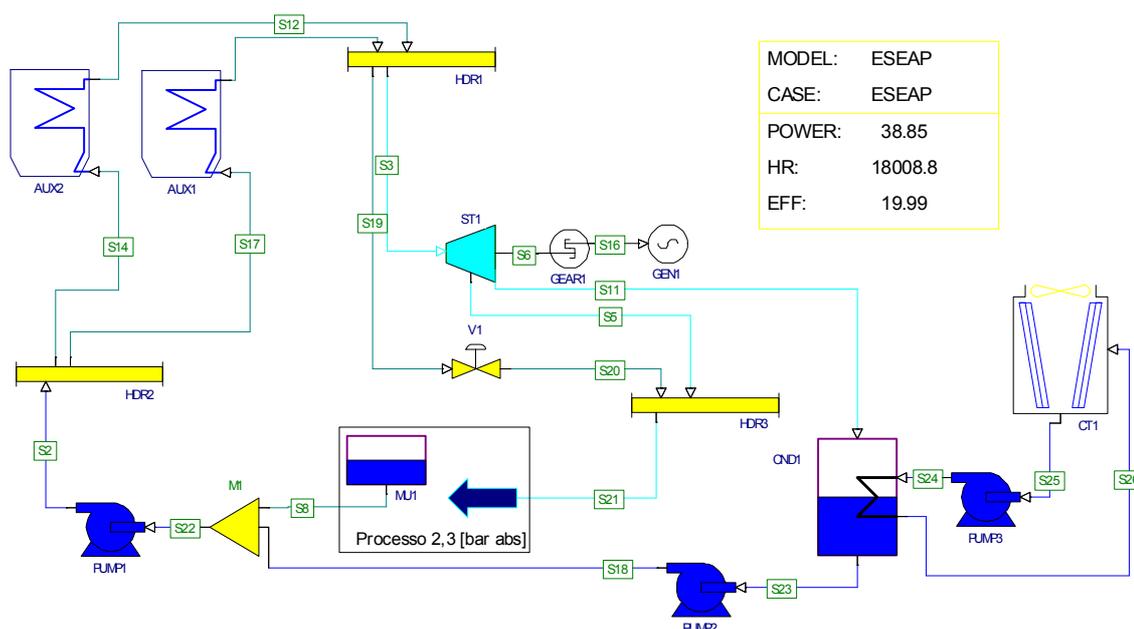


Figura A.5 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso ESEAP

As alterações consideradas neste caso são bastante similares ao caso ESAP. A principal diferença é que esta configuração apresenta geração de vapor com parâmetros ainda mais elevados (82 bar abs @520 °C). Isto implica em uma maior disponibilidade de energia fornecida pelo vapor e conseqüentemente na instalação de um turbogerador de condensação com extração de potência ligeiramente superior ao caso anterior (40,0 MW). O consumo de trabalho considerado para este caso foi 3,0 MW superior ao caso base. O consumo na entressafra considerado foi de 3,5 MW.

Os dados utilizados para a simulação dos casos de safra e entressafra estão contidos nas tabelas A.18 e A.19.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	200
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	82@520
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	190
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	2,3@135
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	10
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	15
Consumo de Bagaço [ton/h]*	46,6/46,6 =93,2
Consumo de Energia Elétrica [MW]	13
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	25,85
Produção Total de Trabalho [MW]	38,85
Eficiência Caldeiras [%]*	0,87 / 0,87
Eficiência Turbina [%]	0,86

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.18 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESEAP –
Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	82@520
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	100
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,15@54
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	15
Consumo de Bagaço [ton/h]*	49,9 / -
Consumo de Energia Elétrica [MW]	3,5
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0
Exportação de Energia Elétrica [MW]	24,47
Produção Total de Trabalho [MW]	27,97
Eficiência Caldeiras [%]*	0,87 / -
Eficiência Turbina [%]	0,845

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a - significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.19 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Ester Caso ESEAPE - Entressafrá

Os resultados das simulações realizadas estão contidos nas tabelas A.20 e A.21.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	38,853
Eficiência Ciclo [%]	19,99
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	194362
Heat Rate [kJ/kWh]	18008

Tabela A.20 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESEAP

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	27,969
Eficiência Ciclo [%]	26,90
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	103951
Heat Rate [kJ/kWh]	13380

Tabela A.21 – Resultados da Simulação – Usina Ester – Caso ESEAPE

A eficiência para a produção de trabalho obtida foi 14,2 pontos percentuais superior ao caso base, que corresponde a um aumento de 247%. O consumo de bagaço no período da safra é 12,4% superior ao caso base. Os fatores responsáveis por essa melhora são descritos a seguir:

- maior eficiência na produção de vapor (eficiência da caldeira elevada em 8%);
- aumento do salto entálpico de parte do vapor utilizado na geração de energia;
- aumento da eficiência de geração de trabalho.

Como se observa, novamente os fatores de melhoria se repetem guardadas as devidas proporções.

Comparando este caso com o caso ESAP se nota que os ganhos em eficiência e produção de eletricidade obtidos não são tão grandes quanto os obtidos nas transições entre os casos ESB para ESE, e ESMP para ESAP.

A.2 Usina Barra Grande

A.2.1 BGB – Caso Barra Grande Base

Similar ao caso ESB elaborado na seção A.1.1, a configuração BGB (**Barra Grande caso Base**) corresponde à condição atual do sistema de cogeração da usina Barra Grande constituído por 03 caldeiras de bagaço, 04 turbogeradores, 09 turbinas de acionamento mecânico e 03 estações redutoras de pressão.

Os propósitos desta simulação são os mesmos já declarados na seção mencionada no parágrafo anterior.

A obtenção dos dados se deu através de correspondência eletrônica, validados posteriormente durante reunião com o Engenheiro Carlos Cocco, do departamento de Desenvolvimento de Novos Produtos (COCCO, 2004). Assim como no caso da Usina Ester a falta de alguns parâmetros dos equipamentos instalados exigiu que fossem assumidos valores para variáveis necessárias na execução das simulações, por exemplo, as eficiências das turbinas.

Os dados divididos nos dois grupos determinados anteriormente (processo e equipamentos) são apresentados na seqüência.

A tabela A.22 contém os dados relativos ao sistema de cogeração da Usina Barra Grande, sendo o modelo do sistema dado pela figura A.6.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	180
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	66@520
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	302
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	43@400
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	62,5
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@392
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	348
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@165
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	115,5
Parâmetros do Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	221
Consumo de Energia Elétrica [MW]	17,70
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	12,28
Exportação de Energia Elétrica [MW]	42,39
Produção Total de Trabalho [MW]	72,37
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 87 / 82
Eficiência Turbinas [%]*	80/72/72/82/45/60/55

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.22 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso Base – Safra

As tabelas A.23, A.24 e A.25 trazem os dados dos componentes do sistema:

Caldeiras	1	2	3
Vazão de Vapor Vivo [ton/h]	150	150	180
Pressão Vapor Vivo [bar abs]	43	43	66
Temperatura Vapor Vivo [°C]	400	400	520
Pressão H ₂ O Alimen. [bar abs]	60	60	90
Temper. H ₂ O Alimen.[°C]	100	100	100
Consumo de Bagaço [ton/h]	68	68	83
Eficiência [%]	82	82	87

Tabela A.23 – Dados das Caldeiras Existentes – Usina Barra Grande – Caso Base

Turbogerador	1	2	3	4
Vazão Vapor Entrada [ton/h]	43	43	117	178
Press. Vapor Entrada [bar abs]	43	43	43	66
Temp. Vapor Entrada [°C]	400	400	400	520
Press. Vapor Extração [bar abs]	-	-	-	22
Temp. Vapor Extração[°C]	-	-	-	390
Press.Vapor Escape [bar abs]	2,5	2,5	2,5	0,14
Temper. Vapor Escape [°C]	150	150	127	52
Prod. Energia Elétrica [MW]	5,03	5,03	15,4	34,7
Rotação Turbina [rpm]	7500	7500	6000	6508
Rotação Gerador [rpm]	1800	1800	1800	1800
Eficiência Gerador [%]	97	97	98	98
Eficiência Redutor [%]	97	97	98	98
Eficiência Turbina [%]	72	72	80	82/81*
Potencia Nom. Gerador [MW]	5,3	6,0	15,0	36,6
Tensão Gerador [kV]	13,8	13,8	13,8	13,8
Fator Potência Gerador	0,8	0,8	0,8	0,8

*safra / entressafra

Tabela A.24 – Dados dos Turbogeneradores Existentes – Barra Grande – Caso Base

Turbina	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Vaz. Admissão [ton/h]	5,93	7,64	11,87	18,62	15,58	15,58	27,21	26,00	13,00
Press. Admissão [bar abs]	43	43	43	43	43	43	43	22	22
Temp. Admissão [°C]	400	400	400	400	400	400	400	350	350
Press. Escape [bar abs]	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
Temp. Escape [°C]	186	186	186	186	186	186	200	226	226
Prod. Trabalho [kW]	603	776	1206	1892	1583	1583	2008	1638	820
Rotação [rpm]	5000	5000	5000	5000	5000	5000	3500	5000	5000
Eficiência [%]	60	60	60	60	60	60	55	45	45

¹Turbinas: 1-Picador 1 M37x78; 2-Picador 2 M37x78; 3-Desfibrador M37x78; 4-Ternos 1&2 M37x78; 5-Ternos 3&4 M37x78;

6-Ternos 5&6 M37x78; 7-Bombas de Alimentação/ FDF/IDF Caldeiras 1&2; 8-Ternos 1,2,3&4 M30x54; 9-Ternos 5&6 M30x54

Tabela A.25 – Dados das Turbinas de Acionamentos Mecânico Existentes – Usina Barra Grande – Caso Base

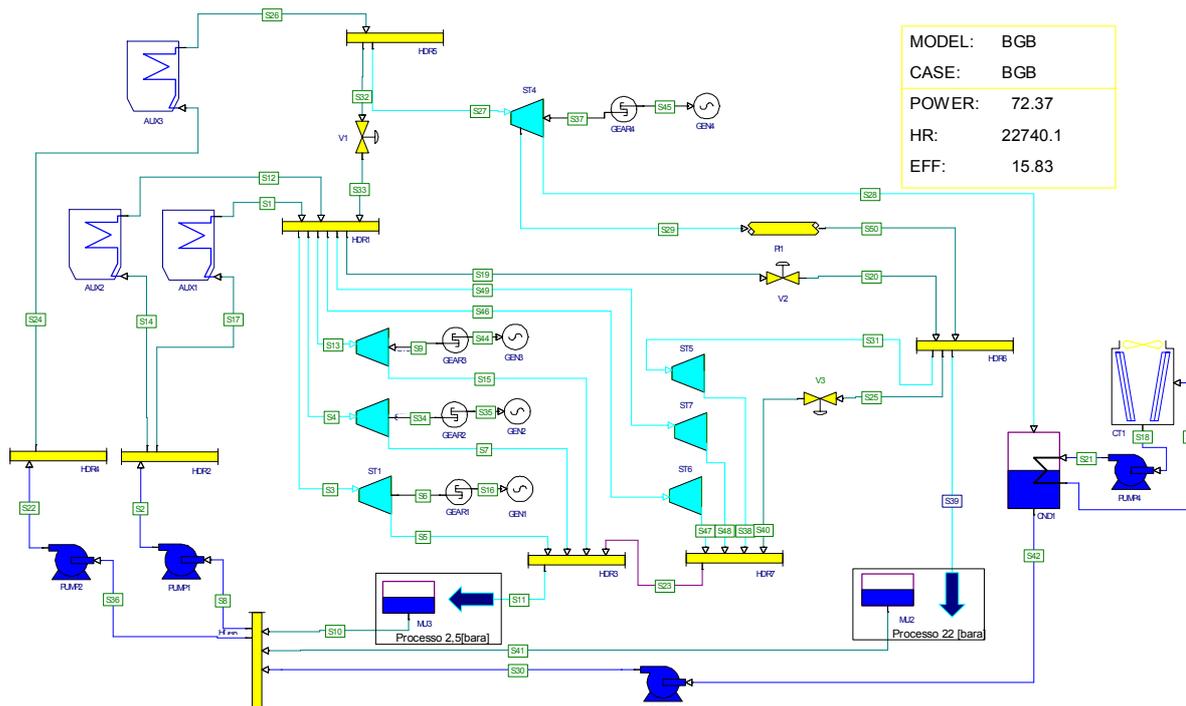


Figura A.6 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGB

Para facilitar a execução das simulações, algumas simplificações foram feitas. Dentre elas está a representação de componentes que possuem características semelhantes através de 01 componente equivalente. Este é o caso das turbinas de acionamento 1 a 6 representadas pela turbina ST6 e das turbinas de acionamento 8 e 9 representadas pela Turbina ST5.

Os processos que consomem 350 ton/h e 16 ton/h de vapor a 2,5 bar abs e 22 bar abs respectivamente são representados por um dreno e um sistema de make-up cada.

Os resultados da simulação realizada estão contidos na tabela A.26.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	72,371
Eficiência Ciclo [%]	15,83
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	457147
Heat Rate [kJ/kWh]	22740

Tabela A.26 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso Base - Safra

Por contar com uma turbina de condensação e extração o sistema de cogeração da Usina Barra Grande tem capacidade de operar na entressafra. A tabela A.27 contém os dados do processo de cogeração e a tabela A.28 traz os resultados das simulações realizadas considerando este período.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	136
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	66@520
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	-
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	16,5
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@395
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	16,5
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@226
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	119,5
Parâmetros do Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	67
Consumo de Energia Elétrica [MW]	4,50
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0,98
Exportação de Energia Elétrica [MW]	28,00
Produção Total de Trabalho [MW]	33,48
Eficiência Caldeiras [%]*	- / 87 / -
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/-/81/45/-/-

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.27 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso Base - Entressafra

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	33,480
Eficiência Ciclo [%]	24,10
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	138941
Heat Rate [kJ/kWh]	14940

Tabela A.28 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso Base – Entressafra

Como se pode observar o sistema de cogeração da Usina Barra Grande apresenta bom grau de desenvolvimento com geração de vapor parte em 43 bar abs e parte em 66 bar abs, turbogeradores com valores relativamente altos de eficiência, sistema de preparo e extração parcialmente eletrificado. Estas características conduzem a obtenção de valores altos de eficiência do ciclo.

Ainda assim, existem alguns pontos potenciais de melhoria, como a elevação dos parâmetros do vapor da parte do sistema que opera em 43 bar abs e eletrificação dos acionamentos do preparo e extração, que serão estudados nos caso simulados a seguir.

A.2.2 BGE - Caso Barra Grande Eletrificação do Preparo e Extração

Este caso BGE (**Barra Grande Eletrificado**) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos e a instalação de um turbogerador de condensação com extração operando em 42 bar abs @ 400°C, recebendo o vapor que deixa de ser consumido pelas turbinas de acionamento mecânico das moendas, conforme figura A.7.

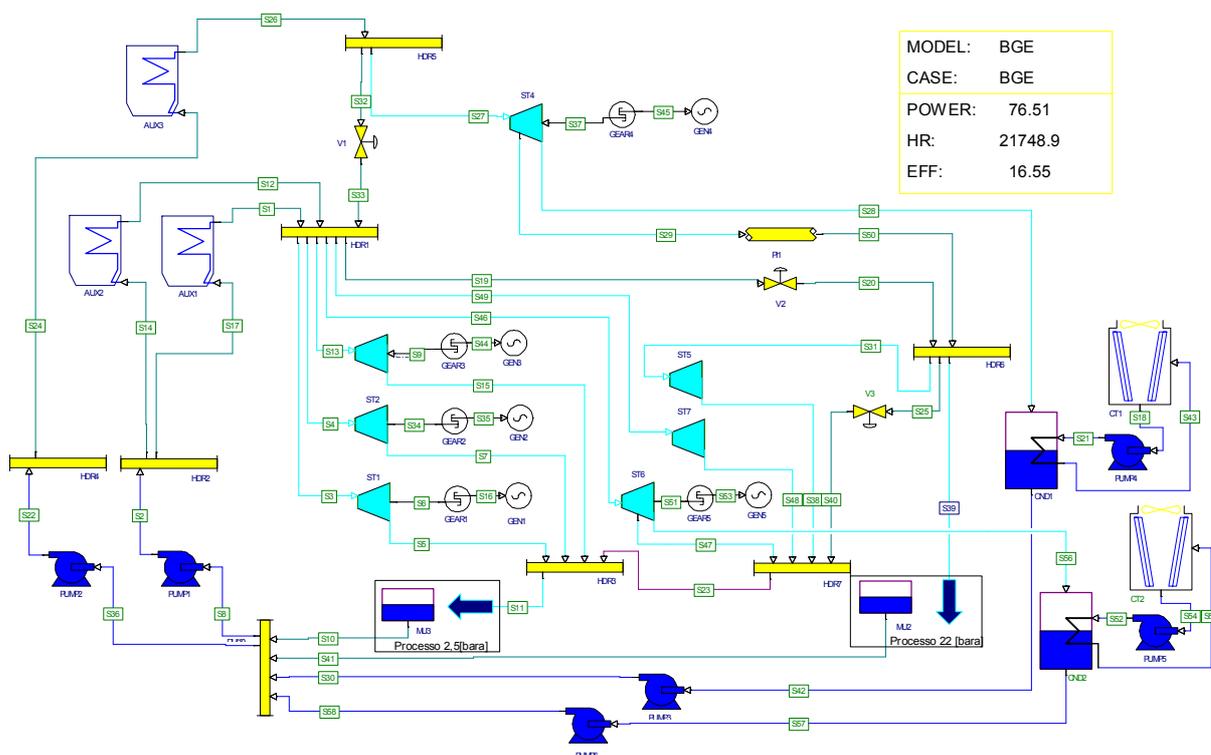


Figura A.7 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGE

As modificações consideradas em relação ao caso base são as seguintes:

- os acionamentos do preparo e extração são substituídos por motores elétricos. Com isso a demanda de vapor de media pressão (22 bar abs @ 350 °C) é reduzida em 39 ton/h. Este fluxo de vapor deixa assim de ser reduzido no TG4, sendo que este processo passa a ser realizado em uma válvula redutora de 66 bar abs para 43 bar abs. A demanda de 72 ton/h de vapor de 43 bar abs consumido originalmente pelos acionamentos mecânicos deixam de existir, sendo redirecionada a um novo turbogerador.
- um novo turbogerador de condensação com extração de 30 MW é instalado. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão 2 (43 bar abs @ 400 °C) e é responsável pelo suprimento de eletricidade para os motores do acionamento de preparo e extração e por parte da produção do excedente de energia elétrica exportado. A turbina deste

conjunto apresenta eficiência de 82/85% e consome 125 ton/h de vapor provenientes da redução de demanda pela substituição dos acionamentos mecânicos;

- foi considerado um incremento de 11,5 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra, originalmente produzidos pelos acionamentos mecânicos que agora devem ser supridos pelos turbogeradores aos motores. O consumo adicional de energia elétrica considerado na entressafra é de 1,0 MW. Foram considerados ainda 2,5 MW_{mec} adicionais na entressafra, necessários para a operação da caldeira 2 que fica desligada no caso base.

Os dados empregados e os resultados das simulações para o período de safra estão contidos nas tabelas A.29 e A.30.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	180
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	66@520
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	348,5
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	43@400
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	16,5
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@392
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	348
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@140
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	120,5
Parâmetros do Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	219
Consumo de Energia Elétrica [MW]	29,20
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	2,50
Exportação de Energia Elétrica [MW]	44,81
Produção Total de Trabalho [MW]	76,51
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 87 / 82
Eficiência Turbinas [%]*	80/72/72/82/-/82/55

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.29 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGE – Safra

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	76,505
Eficiência Ciclo [%]	16,55
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	462197
Heat Rate [kJ/kWh]	21749

Tabela A.30 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGE - Safra

Os resultados obtidos para o período de entressafra são apresentados na tabela A.32 precedidos dos dados empregados, contidos na tabela A.31:

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	136
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	66@520
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	150
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	43@400
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	16,5
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@395
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	43,3
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@210
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	242,6
Parâmetros do Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	138
Consumo de Energia Elétrica [MW]	5,50
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	3,50
Exportação de Energia Elétrica [MW]	55,66
Produção Total de Trabalho [MW]	64,66
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 87 / -
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/-81/45/85/55

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.31 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGEE - Entressafra

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	64,665
Eficiência Ciclo [%]	22,44
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	288201
Heat Rate [kJ/kWh]	16045

Tabela A.32 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGEE – Entressafra

Dos resultados obtidos se observa uma elevação da eficiência do ciclo no período de safra (aproximadamente 0,7 ponto percentual). Uma vez que a geração de vapor e conseqüentemente o consumo de combustível permanecem praticamente inalterados, este resultado se deve ao saldo entre o ganho de geração de trabalho, pela transformação de energia mais eficiente no novo turbogerador em relação ao trabalho produzido pelas turbinas de acionamento mecânico, e a perda de geração no antigo turbogerador de condensação extração, devido à redução do vapor de extração e de seu fluxo de vapor de entrada em 48,5 ton/h. Como o consumo de vapor de baixa pelo processo permanece inalterado é necessário reduzir o vapor de 66 bar abs produzido na caldeira 3 para 43 bar abs por meio da estação redutora, o que provoca uma perda de energia da ordem de 2,67 MW elétricos, considerando o salto entálpico entre os dois níveis de pressão e a eficiência de conversão da energia do vapor em eletricidade de aproximadamente 82%.

Já no caso da entressafra o que se nota é uma queda de cerca de 1,5 ponto percentual no valor da eficiência. Esta ocorrência se justifica pela menor eficiência do ciclo que opera em 43 bar abs (caldeira 2 + novo turbogerador + turbinas de acionamento mecânico dos auxiliares da caldeira 2), comparada ao ciclo que opera em 66 bar abs (caldeira 3 + TG4 + turbobomba da caldeira 3). Por outro lado, esta configuração possibilita uma geração adicional de 31,2 MW de trabalho, dois quais 27,7 MW podem ser direcionados a exportação.

A.2.3 BGAP - Caso Barra Grande Alta Pressão

Este caso BGAP (**B**arra **G**rande **A**lta **P**ressão) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a instalação de um turbogerador de condensação com extração e a produção de vapor em 66 bar abs @ 520 °C, conforme figura A.8.

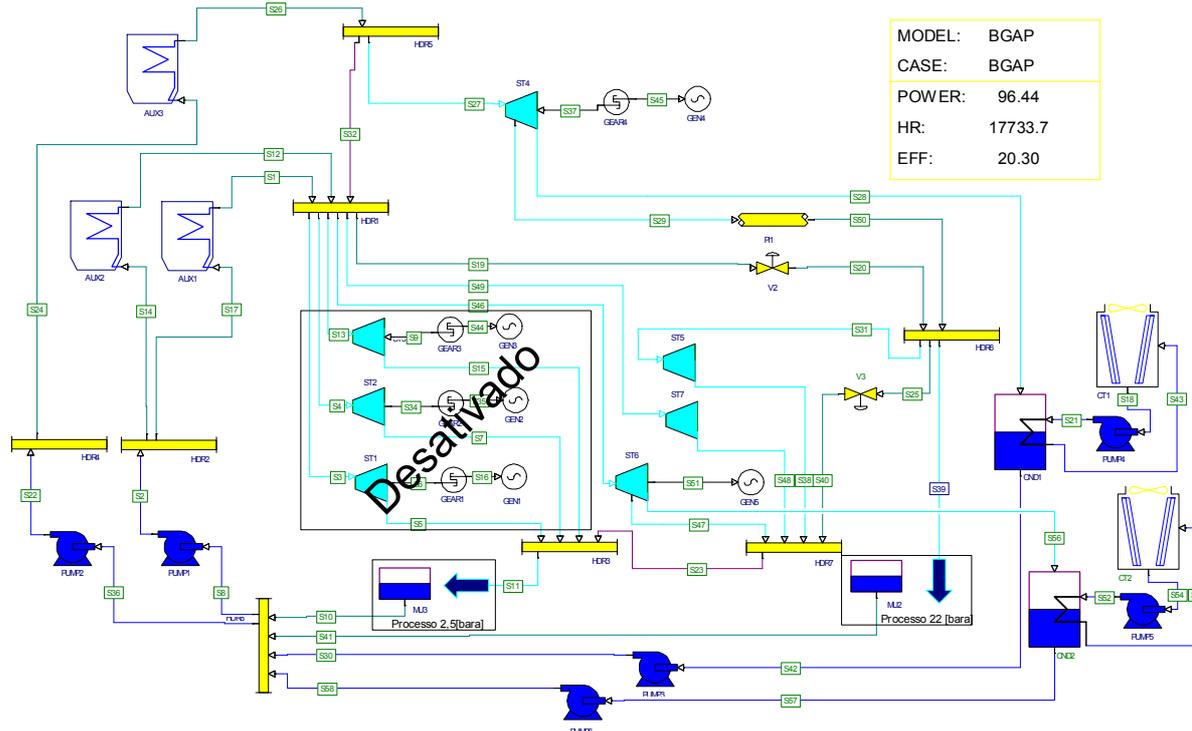


Figura A.8 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGAP

Este caso considera as seguintes modificações em relação ao caso base:

- toda a geração de vapor passa a ser realizada a 66 bar abs @ 520 °C após reforma das caldeiras 1 e 2. A eficiência passa a ser idêntica a da caldeira 3, ou seja, 87%;
- os acionamentos mecânicos do preparo e extração são substituídos por motores elétricos e os acionamentos mecânicos das turbobombas, ventiladores de caldeira, etc, passam a operar em 66 bar abs;
- os turbogeradores de contrapressão existentes são desativados e a geração de energia elétrica se dá em um novo turbogerador de condensação com extração de 65 MW. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão (66 bar abs @ 520 °C). A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 87/85%;

- foi considerado um incremento de 12,5 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra. O consumo total de energia elétrica considerado na entressafra é de 6,5 MW e o de trabalho mecânico 4,5 MW.

Na entressafra foi considerada a operação de duas das caldeiras, de forma que uma esteja disponível para manutenção.

Os dados empregados nas simulações para os períodos de safra e entressafra deste caso estão contidos nas tabelas A.33 e A.34.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	490
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	66@520
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	16,0
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@392
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	348
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@174
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	125,5
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	228
Consumo de Energia Elétrica [MW]	30,20
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	3,50
Exportação de Energia Elétrica [MW]	62,74
Produção Total de Trabalho [MW]	96,44
Eficiência Caldeiras [%]*	87 / 87 / 87
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/82/-/87/55

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.33 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso
BGAP – Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta [ton/h]	335
Parâmetros do Vapor de Alta [bar abs]@[°C]	66@520
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	16,5
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@395
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	43,3
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@256
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	291,7
Parâmetros do Vapor Condensação[bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	164
Consumo de Energia Elétrica [MW]	6,50
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	4,50
Exportação de Energia Elétrica [MW]	73,65
Produção Total de Trabalho [MW]	84,65
Eficiência Caldeiras [%]*	87 / 87 / -
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/81/45/85/55

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.34 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso
BGAPE - Entressaфра

Os resultados da simulação realizada estão contidos nas tabelas A.35 e A.36.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	96,445
Eficiência Ciclo [%]	20,30
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	475084
Heat Rate [kJ/kWh]	17733

Tabela A.35 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGAP – Safra

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	85,817
Eficiência Ciclo [%]	25,08
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	342147
Heat Rate [kJ/kWh]	14353

Tabela A.36 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGAPE - Entressafra

Os resultados obtidos indicam melhora de 4,5 pontos percentuais na eficiência do ciclo para o período de safra devido ao aumento da eficiência das caldeiras e também do aumento da eficiência da geração de energia elétrica, em virtude da eficiência mais alta do novo turbogerador de extração com condensação em relação aos turbogeradores de contrapressão originais.

Esta elevação de eficiência permite incrementar a exportação de energia elétrica em 20,35 MW no período da safra.

A simulação referente ao período de entressafra mostra que a eficiência do ciclo em relação ao caso base tem leve aumento (1 ponto percentual) e há um incremento de 45,65 MW no valor da energia elétrica exportada.

A.2.4 BGEAP - Caso Barra Grande Extra Alta Pressão

Este caso BGAP (**B**arra **G**rande **E**xtra **A**lta **P**ressão) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a substituição dos turbogeradores existentes por turbogeradores de condensação com extração e a produção de vapor em 82 bar abs @ 540°C, conforme figura A.9.

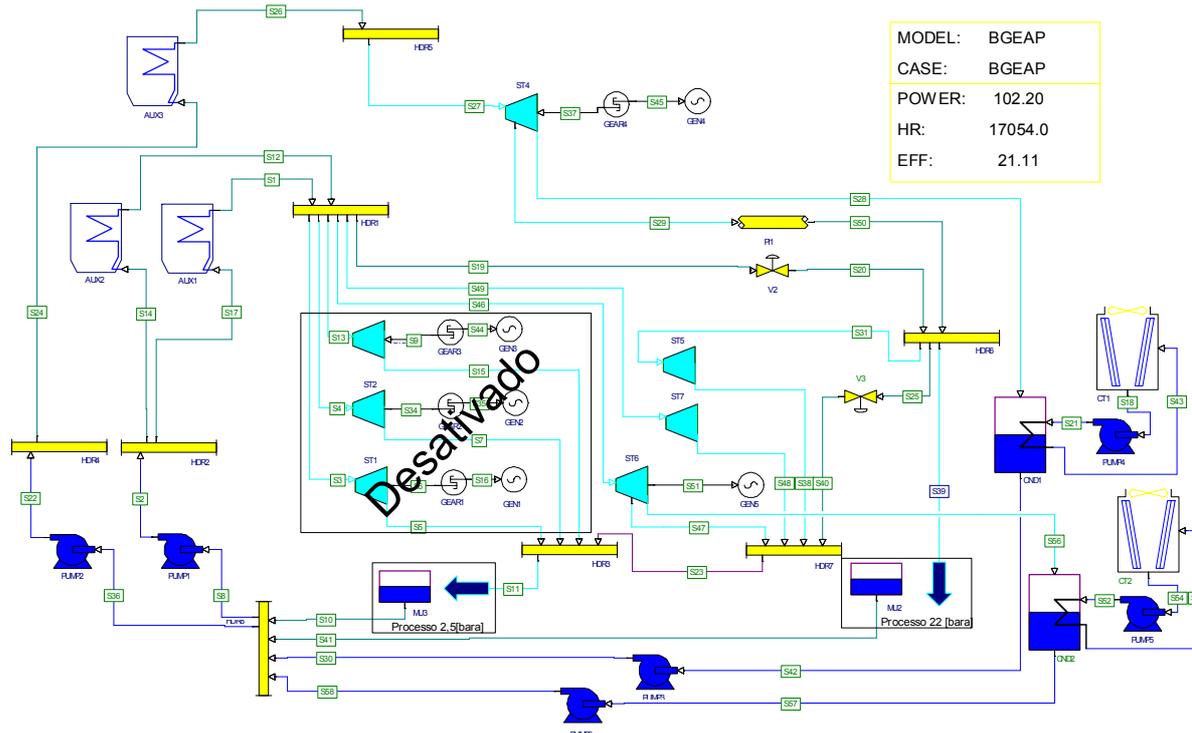


Figura A.9 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso BGEAP

As alterações consideradas neste caso são:

- as caldeiras 1 e 2 são reformadas e passam a ter capacidade de 180 ton/h de vapor a 82 bar abs @ 540 °C com eficiência de 87%;
- os acionamentos mecânicos do preparo e extração são substituídos por motores elétricos e os acionamentos mecânicos das turbobombas, ventiladores de caldeira, etc, passam a operar em 82 bar abs;
- os turbogeradores de contrapressão existentes são desativados e a geração de energia elétrica se dá em um novo turbogerador de condensação com extração de 70,0 MW. Este novo turbogerador consome vapor de “extra alta pressão” (82 bar abs @ 540 °C). A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 86/85%. O turbogerador de condensação e extração existente é mantido;

- foi considerado um incremento de 13 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra. O consumo total de energia elétrica considerado na entressafra é de 7 MW e o consumo de trabalho mecânico 4,5 MW.

Na entressafra foi considerada a operação da caldeira 1 ou 2 em 82 bar abs e 3 em 66 bar abs.

Os dados empregados nas simulações para os períodos de safra e entressafra deste caso estão contidos nas tabelas A.37 e A.38.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	360
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	82@540
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	135,5
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	66@520
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	16
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@395
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	348,5
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@160
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	131
Parâmetros do Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	232
Consumo de Energia Elétrica [MW]	30,70
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	4,42
Exportação de Energia Elétrica [MW]	67,08
Produção Total de Trabalho [MW]	102,20
Eficiência Caldeiras [%]*	87 / 87 / 87
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/81/-/87/55

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.37 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGEAP – Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	180
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	82@540
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	136
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	66@520
Fluxo de Vapor de Extração [ton/h]	16,5
Parâmetros do Vapor de Extração [bar abs]@[°C]	22@395
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	43,3
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@257
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	272,7
Parâmetros do Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	156
Consumo de Energia Elétrica [MW]	7,00
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	4,50
Exportação de Energia Elétrica [MW]	69,76
Produção Total de Trabalho [MW]	81,26
Eficiência Caldeiras [%]*	87 / 87 / -
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/81/45/86/55

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a - significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.38 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina Barra Grande – Caso BGEAPE - Entressafra

Os resultados da simulação realizada estão contidos nas tabelas A.39 e A.40.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	102,203
Eficiência Ciclo [%]	21,11
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	484161
Heat Rate [kJ/kWh]	17054

Tabela A.39 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGEAP – Safra

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	81,263
Eficiência Ciclo [%]	25,06
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	324208
Heat Rate [kJ/kWh]	14363

Tabela A.40 – Resultados da Simulação – Usina Barra Grande – Caso BGEAPE - Entressafra

A eficiência obtida foi 5,3 pontos percentuais superior ao caso base, o que corresponde a um aumento de 33%. O consumo de bagaço no período da safra é 5% superior ao caso base. Os fatores que levam ao aumento da eficiência são os mesmos descritos no caso BGAP.

A principal diferença entre este caso e o anterior (BGAP) é o aumento do salto entálpico do processo de conversão que ocorre no novo turbogerador de condensação com extração.

Esta característica permite incrementar a exportação de energia elétrica em 24,7 MW no período da safra.

A simulação referente ao período de entressafra mostra que a eficiência do ciclo em relação ao caso base sofre uma elevação de 1 ponto e que há um incremento de 41,7 MW no valor da energia elétrica exportada. É importante ressaltar que em comparação ao caso BGAP, este incremento de exportação de energia é menor, mas isto se deve à redução na produção de vapor no caso corrente.

A.3 Usina São José

A.3.1 SJB – Caso São José Base

Similar ao caso ESB elaborado na seção A.1.1, a configuração SJB (São José caso Base) corresponde à condição atual do sistema de cogeração da usina São José constituído por 05 caldeiras de bagaço, 04 turbogeradores, 17 turbinas de acionamento mecânico e 02 estações redutoras de pressão.

Os propósitos desta simulação são os mesmos já declarados na seção mencionada no parágrafo anterior.

A obtenção dos dados se deu através de correspondência eletrônica, validados posteriormente através de comunicações pessoais com o Engenheiro Carlos Cocco (COCCO, 2004). Assim como nos casos anteriores a falta de alguns parâmetros dos equipamentos instalados exigiu que fossem assumidos valores para variáveis necessárias na execução das simulações, por exemplo, as eficiências das turbinas.

Os dados, divididos nos dois grupos determinados anteriormente (processo e equipamentos) são apresentados na seqüência.

A tabela a A.41 contém os dados relativos ao sistema de cogeração da Usina São José:

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	157
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	324
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	22@305
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	443
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@146
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	210
Consumo de Energia Elétrica [MW]	13,31
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	16,00
Exportação de Energia Elétrica [MW]	11,09
Produção Total de Trabalho [MW]	40,40
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 79 / 79 / 79 / 79
Eficiência Turbinas [%]*	66/72/71/81/57/62/62/49

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.41 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso Base -
Safrá

As tabelas A.42, A.43 e A.44 trazem os dados dos componentes do sistema:

Caldeiras	1	2	3	4	5
Vazão de Vapor Vivo [ton/h]	80	90	85	72	157
Pressão Vapor Vivo [bar abs]	22	22	22	22	43
Temperatura Vapor Vivo [°C]	305	305	305	305	400
Pressão H ₂ O Alimen. [bar abs]	35	35	35	35	60
Temper. H ₂ O Alimen.[°C]	90	90	90	90	105
Consumo de Bagaço [ton/h]	35,2	39,6	37,4	27,1	71,1
Eficiência [%]	79	79	79	79	82

Tabela A.42 – Dados das Caldeiras Existentes – Usina São José – Caso Base

Turbogerador	1	2	3	4
Vazão Vapor Entrada [ton/h]	20	38	42	122
Press. Vapor Entrada [bar abs]	22	22	22	43
Temp. Vapor Entrada [°C]	305	305	305	400
Press. Vapor Escape [bar abs]	2,5	2,5	2,5	2,5
Temper. Vapor Escape [°C]	140	130	130	127
Prod. Energia Elétrica [MW]	1,50	3,10	3,40	16,40
Rotação Turbina [rpm]	4.000	7.500	7.000	6.000
Rotação Gerador [rpm]	1800	1800	1800	1800
Eficiência Gerador [%]	97	97	97	98
Eficiência Redutor [%]	97	97	97	98
Eficiência Turbina [%]	66	72	71	81
Potencia Nom. Gerador [MW]	1,56	3,0	3,3	17,27
Tensão Gerador [kV]	13,8	13,8	13,8	13,8
Fator Potência Gerador	0,8	0,8	0,8	0,8

Tabela A.43 – Dados dos Turbogeneradores Existentes – São José – Caso Base

Turbina¹	1	2	3	4	5	6	7	8
Vaz. Admissão[ton/h]	11,22	12,00	16,46	10,80	20,80	20,80	20,80	27,62
Press. Admissão [bar abs]	22	22	22	22	22	22	22	43
Temp. Admissão [°C]	305	305	305	305	305	305	305	400
Press. Escape [bar abs]	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
Temp. Escape [°C]	150	150	150	150	150	150	150	195
Prod. Trabalho [kW]	830	830	1286	644	1828	1563	1563	2715
Rotação [rpm]	4.500	4.500	4.500	4.500	5.000	5.000	5.000	4.000
Eficiência [%]	62	62	62	62	62	62	62	57

¹Turbinas: 1-Picador 1 M37x78; 2-Picador 2 M37x78; 3-Desfibrador M37x78; 4-Nivelador M37x78; 5-Ternos 1&2 M37x78; 6-Ternos 3&4 M37x78; 7-Ternos 5&6 M37x78; 8-Bombas de Alimentação/ FDF/IDF Caldeiras 11;

Turbina ¹ (continuação)	9	10	11	12	13
Vaz. Admissão [ton/h]	10,64	8,97	14,28	13,23	20,30
Press. Admissão [bar abs]	22	22	22	22	22
Temp. Admissão [°C]	305	305	305	305	305
Press. Escape [bar abs]	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
Temp. Escape [°C]	150	150	150	150	175
Prod. Trabalho [kW]	806	620	1116	1002	1210
Rotação [rpm]	4.500	4.500	4.500	4.500	3.500
Eficiência [%]	62	62	62	62	49

¹Turbinas: 9-Picador 1 M30x54; 10-Desfibrador M30x54; 11-Ternos 1,2&3 M30x54; 12-Ternos 4,5&6 M30x54; 13-RDL1&2 / Bomba Caldeiras 7,8,9&10.

Tabela A.44 – Dados das Turbinas de Acionamentos Mecânico Existentes – Usina São José –
Caso Base

A figura A.10 representa o modelo da usina São José.

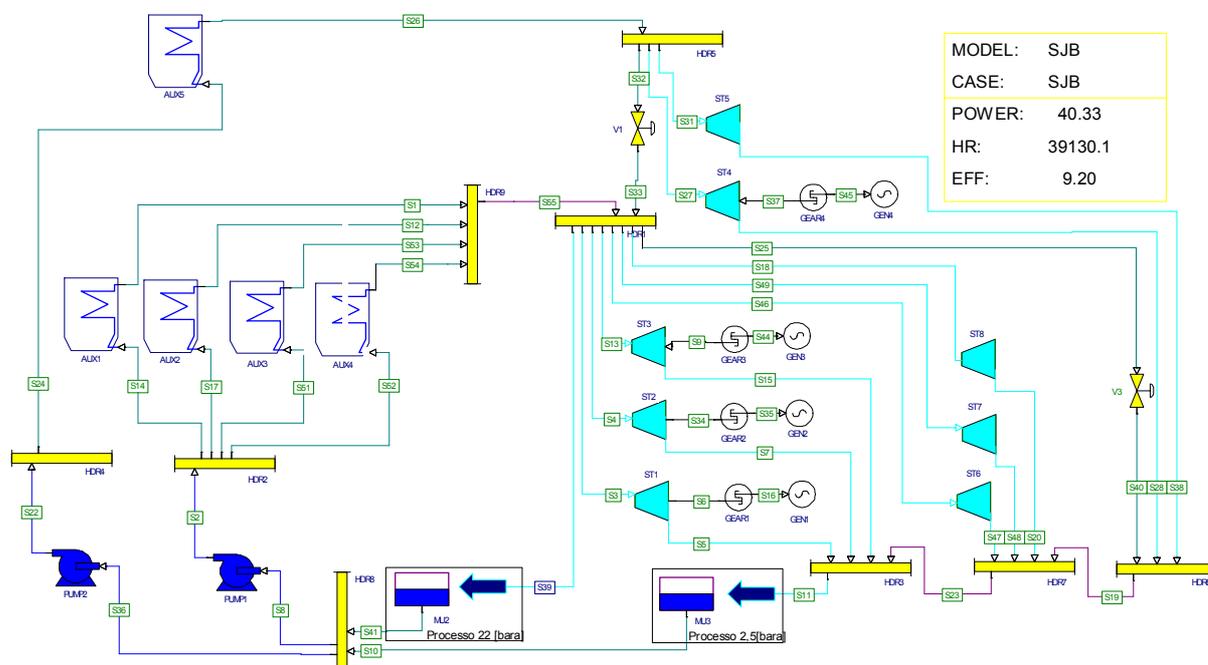


Figura A.10 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJB

Para facilitar a execução das simulações algumas simplificações foram feitas. Dentre elas está a representação de componentes que possuem características semelhantes através de 01 componente equivalente. Este é o caso das turbinas de acionamento 1 a 6 representadas pela turbina ST6, das turbinas de acionamento 9 a 12 representadas pela Turbina ST7 e das turbinas dos jatos da fábrica de açúcar e de alimentação das caldeiras de 22 bar abs representadas pela turbina ST8.

Os processos que consomem 442,5ton/h e 31 ton/h de vapor a 2,5 bar abs e 22 bar abs respectivamente são representados por um dreno e um sistema de make-up cada.

Os resultados da simulação realizada estão contidos na tabela A.45.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	40,325
Eficiência Ciclo [%]	9,20
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	438313
Heat Rate [kJ/kWh]	39130

Tabela A.45 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso Base - Safra

O sistema de cogeração também opera na entressafra, sendo que os resultados das simulações e as condições de operação para este período são dados nas tabelas A.46 e A.47.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	1,052
Eficiência Ciclo [%]	4,10
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	25676
Heat Rate [kJ/kWh]	87851

Tabela A.46 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso Base – Entressafra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1[ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Alta 1[bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 2[ton/h]	28
Parâmetros do Vapor de Alta 2[bar abs]@[°C]	22@305
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	13
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@130
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	12
Consumo de Energia Elétrica [MW]	1,05
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	0,00
Exportação de Energia Elétrica [MW]	0,00
Produção Total de Trabalho [MW]	1,05
Eficiência Caldeiras [%]*	- / - / - / - / 79
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/71/-/-/-/-

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.47 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso Base -
Entressafrá

Como se pode observar o sistema de cogeração da Usina São José apresenta bom potencial de melhora, principalmente na parte do sistema que opera em 22 bar abs. Nas seções seguintes são apresentadas algumas configurações que visam explorar este potencial.

A.3.2 SJE - Caso São José Eletrificação do Preparo e Extração

Este caso SJE (São José Eletrificado) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos e a instalação de um turbogerador de condensação com extração operando em 22 bar abs @ 305°C, recebendo o vapor que deixa de ser consumido pelas turbinas de acionamento mecânico das moendas, conforme figura A.11.

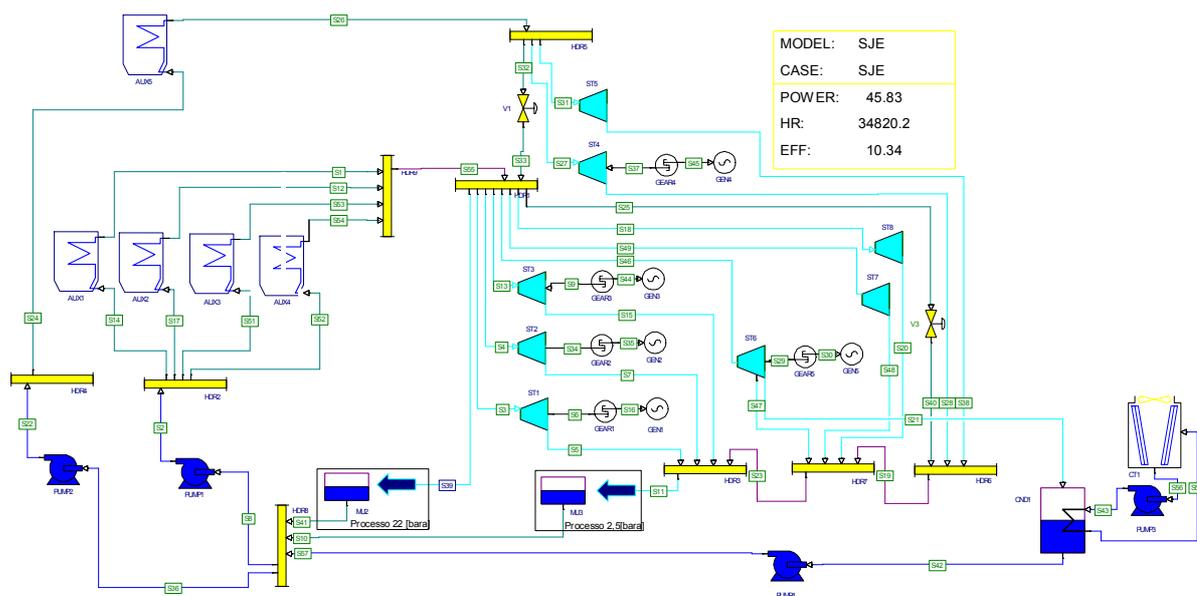


Figura A.11 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJE

As modificações consideradas em relação ao caso base são as seguintes:

- os acionamentos do preparo e extração são substituídos por motores elétricos. Com isso a demanda de vapor de media pressão (22 bar abs @ 350 °C) é reduzida em 160 ton/h. Este fluxo de vapor passa a ser reduzido no novo turbogerador de condensação com extração;
- um novo turbogerador de condensação com extração de 30 MW é instalado. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão 2 (22 bar abs @ 305 °C) e é responsável pelo suprimento de eletricidade para os motores do acionamento de preparo e extração e por parte da produção do excedente de energia elétrica exportado. A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 84,5/83,5% e consome 177 ton/h de vapor, provenientes da redução de demanda pela substituição dos acionamentos mecânicos, do fluxo que antes passava pela válvula redutora de 22 x 2,5 bar abs e mais 5 toneladas adicionais geradas para refrigeração dos estágios de condensação;

- foi considerado um incremento de 13,5 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra, originalmente produzidos pelos acionamentos mecânicos que agora devem ser supridos pelos turbogeradores aos motores e de consumidores adicionais como bomba de condensado e de água de resfriamento. O consumo adicional de energia elétrica considerado na entressafra é de 2,0 MW.

Os dados empregados nas simulações para os períodos de safra e entressafra deste caso estão contidos nas tabelas A.48 e A.49.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	157
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	329
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	22@305
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	443
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@127
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	5
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	213
Consumo de Energia Elétrica [MW]	26,80
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	4,00
Exportação de Energia Elétrica [MW]	15,02
Produção Total de Trabalho [MW]	45,82
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 79 / 79 / 79 / 79
Eficiência Turbinas [%]*	66/72/71/81/57/84,5/-/49

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.48 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJE – Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1[ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Alta 1[bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 2[ton/h]	175
Parâmetros do Vapor de Alta 2[bar abs]@[°C]	22@305
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	11
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@127
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	149
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	82
Consumo de Energia Elétrica [MW]	3,00
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	-
Exportação de Energia Elétrica [MW]	26,10
Produção Total de Trabalho [MW]	29,10
Eficiência Caldeiras [%]*	- / - / 79 / 79 / -
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/-/-/83,5/-/-

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.49 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJEE - Entressafrá

Os resultados da simulação realizada estão contidos nas tabelas A.50 e A.51.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	45,826
Eficiência Ciclo [%]	10,34
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	443244
Heat Rate [kJ/kWh]	34820

Tabela A.50 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJE - Safrá

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	29,097
Eficiência Ciclo [%]	17,02
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	170940
Heat Rate [kJ/kWh]	21149

Tabela A.51 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJEE – Entressafra

Dos resultados obtidos o que se observa é um pequeno aumento da eficiência do ciclo no período de safra (1,1 ponto percentual). Uma vez que a geração de vapor e conseqüentemente o consumo de combustível permanecem praticamente inalterados, este resultado se deve ao ganho de geração de trabalho pela transformação de energia mais eficiente no novo turbogerador em relação ao trabalho produzido pelas turbinas de acionamento mecânico. Com isso a exportação de energia cresce em 3,9 MW.

No caso da entressafra o que se nota é um aumento de 13 pontos percentuais no valor da eficiência. Esta configuração possibilita uma geração adicional de 28,05 MW de trabalho, dois quais 26,10 MW podem ser exportados. O consumo de bagaço cresce em 70 ton/h.

A.3.3 SJMP - Caso São José Média Pressão

Este caso (São José Média Pressão) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a instalação de um quarto turbogerador de condensação com extração e a geração de vapor em duas novas caldeiras de 43 bar abs @ 400°C, como mostra a figura A.12.

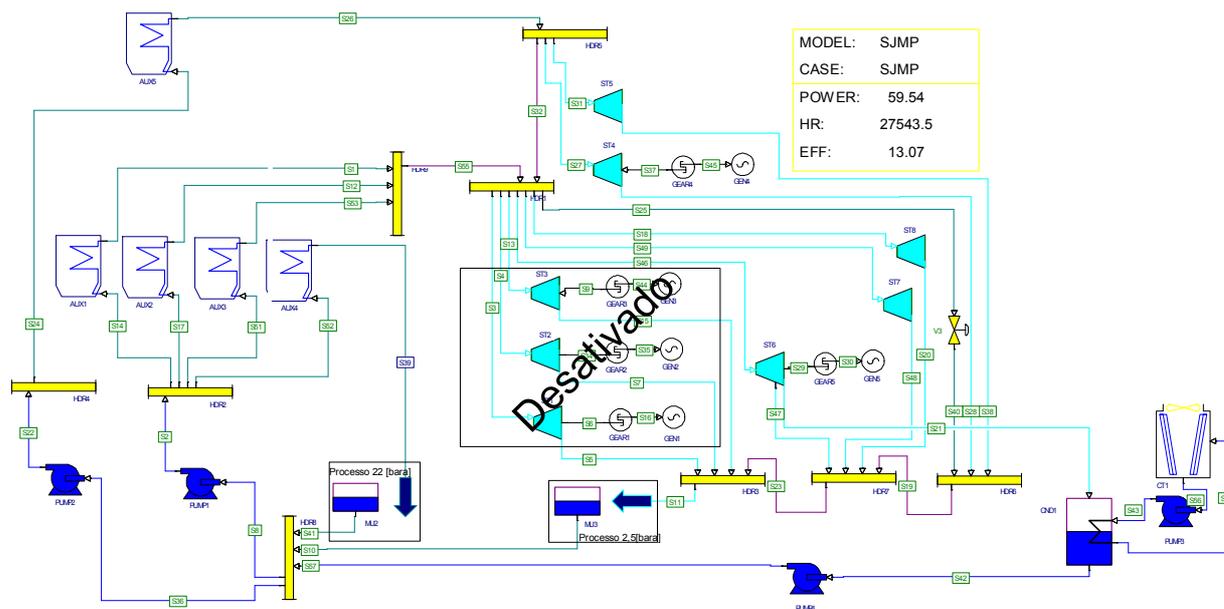


Figura A.12 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJMP

Esta configuração é derivada do caso base, sendo que as modificações propostas são expostas a seguir, bem como a motivação para as suas escolhas:

- duas novas caldeiras de 150 ton/h 43 bar abs @ 400 °C são instaladas e produzem 296 ton/h de vapor com uma eficiência de 82%;
- os acionamentos mecânicos do preparo e extração são substituídos por motores elétricos;
- os turbogeradores 2, 3 e 4 são desativados e a geração de energia elétrica se dá em um novo turbogerador de condensação com extração de 41 MW. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão 1 (43 bar abs @ 400 °C). A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 84/83%;

- foi considerado um incremento de 15,00 MW no consumo de energia elétrica durante o período de safra. O consumo adicional de energia elétrica considerado na entressafra é de 3,00 MW.

Os dados considerados para a realização das simulações são apresentados nas tabelas A.52 e A.53.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1[ton/h]	453
Parâmetros do Vapor de Alta 1[bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 2[ton/h]	31
Parâmetros do Vapor de Alta 2[bar abs]@[°C]	22@305
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	443
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@133
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	10
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	219
Consumo de Energia Elétrica [MW]	28,30
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	3,60
Exportação de Energia Elétrica [MW]	27,60
Produção Total de Trabalho [MW]	59,50
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 82 / 82 / - / 79
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/-/81/57/84/-/49

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.52 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Caso SJMP – Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1[ton/h]	155
Parâmetros do Vapor de Alta 1[bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 2[ton/h]	15
Parâmetros do Vapor de Alta 2[bar abs]@[°C]	22@305
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	11
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@127
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	144
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	81,5
Consumo de Energia Elétrica [MW]	4,00
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	-
Exportação de Energia Elétrica [MW]	30,30
Produção Total de Trabalho [MW]	34,30
Eficiência Caldeiras [%]*	- / 82 / - / - / 79
Eficiência Turbinas [%]*	- / - / - / - / 83 / - / -

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.53 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Caso SJMPE – Entressafra

Com base nos dados das tabelas A.52 e A.53 anteriores foram realizadas as simulações que apresentaram os resultados demonstrados nas tabelas A.54 e A.55.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	59,536
Eficiência Ciclo [%]	13,07
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	455515
Heat Rate [kJ/kWh]	27543

Tabela A.54 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJMP

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	34,333
Eficiência Ciclo [%]	20,23
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	169679
Heat Rate [kJ/kWh]	17792

Tabela A.55 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJMPE

Os resultados obtidos indicam melhora de aproximadamente 4,5 pontos percentuais na eficiência do ciclo para o período de safra, devido ao aumento da eficiência das caldeiras e também aumento da eficiência da geração de energia elétrica, em virtude da eficiência mais alta do novo turbogerador de extração com condensação em relação aos turbogeradores de contrapressão originais.

Esta elevação de eficiência permite incrementar a exportação de energia elétrica em 16,50 MW no período da safra.

A simulação referente ao período de entressafra mostra que a eficiência do ciclo em relação ao caso base tem aumento de mais de 16 pontos percentuais e possibilita a exportação de 30,30 MW.

A.3.4 SJAP - Caso São José Alta Pressão

Este caso SJAP (São José Alta Pressão) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a instalação de um turbogerador de condensação com extração e parte da produção de vapor em 66 bar abs @ 520°C, de acordo com a figura A.13.

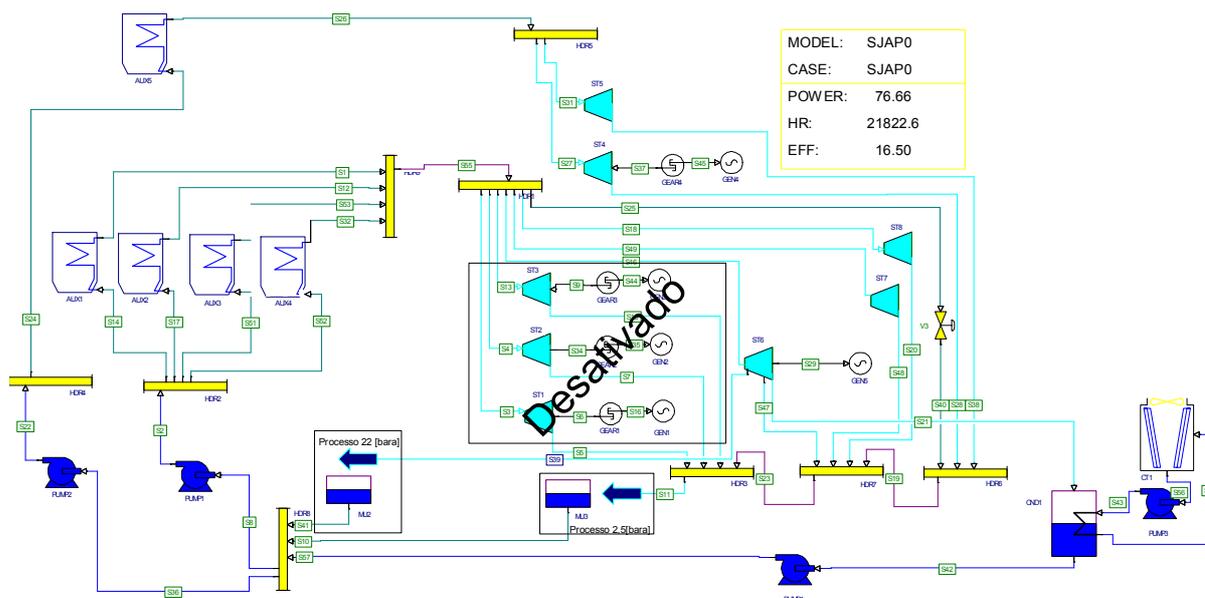


Figura A.13 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJAP

Este caso considera as seguintes modificações em relação ao caso base:

- parte da geração de vapor passa a ser realizada a 66 bar abs @ 520 °C por duas caldeiras de 170 ton/h com eficiência de 87%;
- os acionamentos mecânicos do preparo e extração e dos jatos da fábrica de açúcar são substituídos por motores elétricos;
- os turbogeradores existentes são desativados e a geração de energia elétrica se dá em um novo turbogerador de condensação com extração e tomada de vapor de 58,5 MW. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão (66 bar abs @ 520 °C). A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 85/83%;
- foi considerado um incremento de 17,00 kW no consumo de energia elétrica durante o período de safra. O consumo adicional de energia elétrica considerado na entressafra é de 4,00 MW.

Na entressafra foi considerada a operação de uma das caldeiras, de forma que uma esteja disponível para manutenção.

Os dados empregados nas simulações para os períodos de safra e entressafra deste caso estão contidos nas tabelas A.56 e A.57.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	333
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	66@520
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	150
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 3 [ton/h]	31
Parâmetros do Vapor de Alta 3 [bar abs]@[°C]	22@386
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	443
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@157
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	10
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	223
Consumo de Energia Elétrica [MW]	30,30
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	2,70
Exportação de Energia Elétrica [MW]	43,60
Produção Total de Trabalho [MW]	76,60
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 87 / 87 / - / -
Eficiência Turbinas [%]*	-/-/-/81/57/85/-/-

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.56 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJAP – Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	170
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	66@520
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 3 [ton/h]	15
Parâmetros do Vapor de Alta 3 [bar abs]@[°C]	22@390
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	11
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@178
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	144
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	83
Consumo de Energia Elétrica [MW]	5,00
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	-
Exportação de Energia Elétrica [MW]	37,70
Produção Total de Trabalho [MW]	42,70
Eficiência Caldeiras [%]*	- / 87 / - / - / -
Eficiência Turbinas [%]*	- / - / - / - / 83 / - / -

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a - significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.57 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJAPE
- Entressafra

Os resultados das simulações realizadas estão contidos nas tabelas A.58 e A.59.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	76,659
Eficiência Ciclo [%]	16,50
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	464696
Heat Rate [kJ/kWh]	21823

Tabela A.58 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJAP – Safra

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	42,744
Eficiência Ciclo [%]	24,60
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	173772
Heat Rate [kJ/kWh]	14635

Tabela A.59 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJAPE - Entressafra

Os resultados obtidos indicam melhora de 7,3 pontos percentuais na eficiência do ciclo para o período de safra devido ao aumento da eficiência das caldeiras e também aumento da eficiência da geração de energia elétrica, em virtude da eficiência mais alta do novo turbogerador de extração com condensação em relação aos turbogeradores de contrapressão originais.

Esta elevação de eficiência permite incrementar a exportação de energia elétrica em 32,50 MW no período da safra.

A simulação referente ao período de entressafra mostra que é possível exportar 37,70 MW.

A.3.5 SJEAP - Caso São José Extra Alta Pressão

Este caso SJAP (São José Extra Alta Pressão) considera a substituição dos acionamentos do preparo e extração por motores elétricos, a substituição dos turbogeradores existentes por turbogeradores de condensação com extração e parte da produção de vapor em 82 bar abs @ 540°C, como mostra a figura A.14.

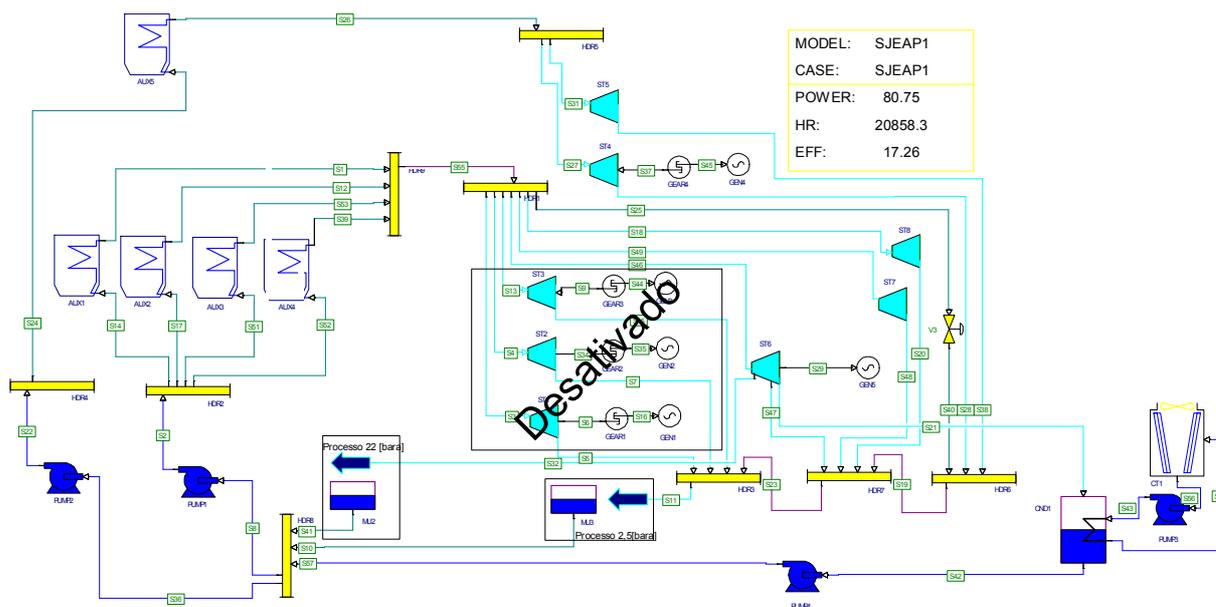


Figura A.14 – Modelo do Sistema de Cogeração – Caso SJEAP

As alterações consideradas neste caso são:

- parte da geração de vapor passa a ser realizada a 82 bar abs @ 540 °C por duas caldeiras de 170 ton/h com eficiência de 87%;
- os acionamentos mecânicos do preparo e extração e dos jatos da fábrica de açúcar são substituídos por motores elétricos;
- os turbogeradores existentes são desativados e a geração de energia elétrica se dá em um novo turbogerador de condensação com extração e tomada de vapor de 63,00 MW. Este novo turbogerador consome vapor de alta pressão 1 (82 bar abs @ 540 °C). A turbina deste conjunto apresenta eficiência de 85/83%;
- foi considerado um incremento de 18,0 kW no consumo de energia elétrica durante o período de safra. O consumo adicional de energia elétrica considerado na entressafra é de 4,5 MW.

Na entressafra foi considerada a operação de uma caldeira de 82 bar abs.

Os dados empregados nas simulações para os períodos de safra e entressafra deste caso estão contidos nas A.60 e A.61.

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	333
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	82@540
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	150
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 3 [ton/h]	31
Parâmetros do Vapor de Alta 3 [bar abs]@[°C]	22@377
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	443
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@153
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	10
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	12
Consumo de Bagaço [ton/h]	224
Consumo de Energia Elétrica [MW]	31,30
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	2,70
Exportação de Energia Elétrica [MW]	46,70
Produção Total de Trabalho [MW]	80,70
Eficiência Caldeiras [%]*	82 / 87 / 87 / - / -
Eficiência Turbinas [%]*	- / - / - / 81 / 57 / 85 / - / -

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a – significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.60 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJEAP

– Safra

Dados Energéticos do Processo	
Consumo de Vapor de Alta 1 [ton/h]	170
Parâmetros do Vapor de Alta 1 [bar abs]@[°C]	82@540
Consumo de Vapor de Alta 2 [ton/h]	-
Parâmetros do Vapor de Alta 2 [bar abs]@[°C]	43@400
Consumo de Vapor de Alta 3 [ton/h]	15
Parâmetros do Vapor de Alta 3 [bar abs]@[°C]	22@382
Fluxo de Vapor de Baixa [ton/h]	11
Parâmetros do Vapor de Baixa [bar abs]@[°C]	2,5@172
Fluxo de Vapor de Condensação [ton/h]	144
Parâmetros Vapor Condensação [bar abs]@[°C]	0,14@52
Consumo de Água de Reposição [ton/h]	-
Consumo de Bagaço [ton/h]	84
Consumo de Energia Elétrica [MW]	5,50
Consumo de Trabalho Mecânico [MW]	-
Exportação de Energia Elétrica [MW]	39,20
Produção Total de Trabalho [MW]	44,70
Eficiência Caldeiras [%]*	- / 87 / - / - / -
Eficiência Turbinas [%]*	- / - / - / - / 83 / - / -

* Valores separados por barras correspondem aos valores dos distintos equipamentos. Por ex., eficiências X / Y correspondem a eficiência da turbina 1 e 2 respectivamente. Valores iguais a - significam que o equipamento está fora de operação

Tabela A.61 – Dados Energéticos do Processo de Cogeração – Usina São José – Caso SJEAPE - Entressaфра

Os resultados das simulações realizadas estão contidos nas tabelas A.62 e A.63.

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	80,749
Eficiência Ciclo [%]	17,26
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	467860
Heat Rate [kJ/kWh]	20858

Tabela A.62 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJEAP – Saфра

Resultados da Simulação	
Produção Total de Trabalho [MW]	44,667
Eficiência Ciclo [%]	25,47
Energia Fornecida pelo Bagaço [kJ/s]	175389
Heat Rate [kJ/kWh]	14136

Tabela A.63 – Resultados da Simulação – Usina São José – Caso SJEAPE - Entressafra

A eficiência obtida foi 7,8 pontos percentuais superior ao caso base, o que corresponde a um aumento de 85%. O consumo de bagaço no período da safra é ligeiramente superior ao caso base. Os fatores que levam ao aumento da eficiência são os mesmos descritos no caso SJAP.

A principal diferença entre este caso e o anterior (SJAP) é o aumento do salto entálpico do processo de conversão que ocorre no novo turbogerador de condensação com extração.

Esta característica permite incrementar a exportação de energia elétrica em 35,60 MW no período da safra.

A simulação referente ao período de entressafra mostra que há excedente de 39,20 MW de energia elétrica para exportação.

Anexo B Avaliação Econômica das Alternativas

B.1 Usina Ester

B.1.1 ESE - Caso Ester Eletrificação do Preparo e Extração

A tabela a B.1 apresenta os valores utilizados na análise do caso eletrificado bem como os resultados obtidos:

Caso ESE	
Descrição	Caso eletrificado
Configuração	Geração de Vapor em 22 bar abs / CEST 19MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	6,64
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	14,91
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	2,5
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	46,7
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	21.000.000,00
Custos de O&M [R\$]	813.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	5.403.600,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	7.955.964,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	775.064,88
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	730.152,18
VPL [R\$]	-4.066.600,71
TIR [%]	10,68%

Tabela B.1 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESE

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 19 MW;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração, composto por 2 motores 1200kW MT, 1 Motor 700 kW MT, 2 motores 1200kW BT, 4 motores 900 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69kV, 3 transformadores 13,8-4,16kV, 2 Acionamentos 1200kW, 4 Acionamentos 900kW, 6 redutores, 6 cubículos MT
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento;
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 15MVA para conexão com a rede em 138kV;

Observa-se que esta alternativa não se mostra atrativa economicamente. As despesas com combustível são muito altas frente às receitas obtidas.

B.1.2 ESMP - Caso Ester Média Pressão

A tabela B.2 apresenta os valores utilizados na análise do caso média pressão e os resultados obtidos:

Caso ESMP	
Descrição	Caso Média Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 22/38 bar abs / CEST 22,5MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	9,34
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	18,37
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	5
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	49,1
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	26.100.000,00
Custos de O&M [R\$]	858.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	6.022.800,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	10.319.652,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	1.005.333,84
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	947.077,74
VPL [R\$]	2.181.960,76
TIR [%]	16,79%

Tabela B.2 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESMP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 22,5MW;
- adequação da caldeira #2 para operação a 38 bar abs @ 400 °C;
- turbobomba com capacidade de 100 ton/h com pressão de recalque igual a 60 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração, composto por 2 motores 1200kW MT, 1 Motor 700 kW MT, 2 motores 1200kW BT, 4 motores 900 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69kV, 3 transformadores 13,8-4,16kV, 2 Acionamentos 1200kW, 4 Acionamentos 900kW, 6 redutores, 6 cubículos MT
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento;
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 25MVA para conexão com a rede em 138kV;

Os resultados obtidos indicam que o investimento é viável. Os custos de investimento adicionais em relação ao caso anterior promovem a elevação dos excedentes de energia a ponto de cobrir os custos com combustível e o próprio investimento.

B.1.3 ESAP - Caso Ester Alta Pressão

A tabela B.3 apresenta os valores utilizados na análise do caso alta pressão e os resultados obtidos:

Caso ESAP	
Descrição	Caso Ester Alta Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 66 bar abs / CEST 36,5MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	24,53
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	23,23
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	9,4
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	48,7
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	53.600.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.088.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	6.613.200,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	18.727.596,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	1.824.430,32
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	1.718.710,02
VPL [R\$]	24.948.783,53
TIR [%]	24,68%

Tabela B.3 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESAP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 36,5MW;
- 02 caldeiras de 100 ton/h de vapor produzido a 66 bar abs @ 500 °C;
- turbobomba com capacidade de 200 ton/h com pressão de recalque igual a 90 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração, composto por 2 motores 1200kW MT, 1 Motor 700 kW MT, 2 motores 1200kW BT, 4 motores 900 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69kV, 3 transformadores 13,8-4,16kV, 2 Acionamentos 1200kW, 4 Acionamentos 900kW, 6 redutores, 6 cubículos MT
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento;
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 30MVA para conexão com a rede em 138kV;

Esta opção é a que apresenta a maior taxa de atratividade. Comparada a segunda melhor opção (ESEAP) este investimento permite obter um valor presente líquido que é R\$ 1,2 mi menor, porém com uma economia de investimento da ordem de R\$ 3,8 mi.

B.1.4 ESEAP - Caso Ester Extra Alta Pressão

A tabela B.4 apresenta os valores utilizados na análise do caso extra alta pressão e os resultados obtidos:

Caso ESEAP	
Descrição	Caso Ester Extra Alta Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 82 bar abs / CEST 40MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	25,85
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	24,47
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	10
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	50
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	57.400.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.128.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	6.858.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	19.731.996,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	1.922.278,32
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	1.810.888,02
VPL [R\$]	26.207.077,36
TIR [%]	24,50%

Tabela B.4 – Análise Econômica – Usina Ester – Caso ESEAP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 40 MW;
- 02 caldeiras de 100 ton/h de vapor produzido a 82 bar abs @ 500 °C;
- turbobomba com capacidade de 200 ton/h com pressão de recalque igual a 100 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração, composto por 2 motores 1200kW MT, 1 Motor 700 kW MT, 2 motores 1200kW BT, 4 motores 900 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69kV, 3 transformadores 13,8-4,16kV, 2 Acionamentos 1200kW, 4 Acionamentos 900kW, 6 redutores, 6 cubículos MT
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento;
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 30MVA para conexão com a rede em 138kV;

Este investimento mostra taxa de interna de retorno de 24,5% o que garante o retorno do investimento em 04 anos a partir da data 0.

B.2 Usina Barra Grande

B.2.1 BGE - Caso Barra Grande Eletrificação do Preparo e Extração

A tabela B.5 apresenta os valores utilizados na análise do caso eletrificado e os resultados obtidos:

Caso BGE	
Descrição	Caso eletrificado
Configuração	Geração de Vapor em 43/66 bar abs / CEST 30MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	2,42
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	27,66
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	-2
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	71
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	30.200.000,00
Custos de O&M [R\$]	893.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	7.380.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	10.340.856,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	1.007.399,52
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	949.023,72
VPL [R\$]	-8.804.666,99
TIR [%]	8,35%

Tabela B.5 – Análise Econômica – Usina Barra Grande – Caso BGE

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 30 MW;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 37x78, composto por 2 motores 1200kW MT, 1 Motor 700 kW MT, 2 motores 1200kW BT, 4 motores 900 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69kV, 3 transformadores 13,8-4,16kV, 2 Acionamentos 1200kW, 4 Acionamentos 900kW, 6 redutores, 6 cubículos MT
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 30x54, composto por 6 motores 630 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69kV, 6 Acionamentos 630kW, 6 redutores, 3 cubículos MT;
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento e instalação do turbogerador;
- subestação completa de 30MVA para conexão com a rede em 138kV;

Os resultados indicam que a eletrificação do sistema de preparo e extração da usina Barra Grande não se mostra atrativa do ponto de vista econômico. As receitas adicionais com energia e venda de créditos de carbono, não fazem frente aos altos custos adicionais de bagaço.

B.2.2 BGE - Caso Barra Grande Alta Pressão

A tabela B.6 apresenta os valores utilizados na análise do caso alta pressão e os resultados obtidos:

Caso BGAP	
Descrição	Caso Barra Grande Alta Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 66 bar abs / CEST 65MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	20,35
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	45,65
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	7
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	97
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	80.000.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.323.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	11.484.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	24.367.860,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	2.373.901,20
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	2.236.340,70
VPL [R\$]	8.481.367,96
TIR [%]	17,26%

Tabela B.6 – Análise Econômica – Usina Barra Grande – Caso BGAP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 65 MW;
- 02 caldeiras de 150 ton/h de vapor produzido a 66 bar abs @ 520 °C;
- turbobomba com capacidade de 300 ton/h com pressão de recalque igual a 90 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 37x78, idêntico ao descrito no caso anterior;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 30x54, idêntico ao descrito no caso anterior;
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 50MVA para conexão com a rede em 138kV;

Este investimento mostra taxa de interna de retorno de 17,2% o que garante o retorno do investimento em 05 anos a partir da data 0.

B.2.3 BGEAP - Caso Barra Grande Extra Alta Pressão

A tabela B.7 apresenta os valores utilizados na análise do caso extra alta pressão e os resultados obtidos:

Caso BGEAP	
Descrição	Caso Barra Grande Extra Alta Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 66/82 bar abs / CEST 70MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	24,69
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	41,76
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	11
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	89
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	89.500.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.413.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	11.196.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	25.002.864,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	2.435.762,88
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	2.294.617,68
VPL [R\$]	5.341.296,13
TIR [%]	16,28%

Tabela B.7 – Análise Econômica – Usina Barra Grande – Caso BGEAP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 70 MW;
- 02 caldeiras de 180 ton/h de vapor produzido a 82 bar abs @ 540 °C;
- turbobomba com capacidade de 360 ton/h com pressão de recalque igual a 100 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 37x78, idêntico ao descrito no primeiro caso estudado referente a esta usina;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 30x54, idêntico ao descrito no primeiro caso estudado referente a esta usina;
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 50MVA para conexão com a rede em 138kV;

A taxa de retorno do investimento é ligeiramente inferior ao caso anterior devido ao montante a ser aplicado. Considerando-se que as despesas são praticamente as mesmas que a do caso anterior (BGAP), conclui-se que os aumentos de receita não são suficientes para compensar a redução da atratividade provocada pelo aumento do investimento.

B.3 Usina São José

B.3.1 SJE - Caso São José Eletrificação do Preparo e Extração

A tabela B.8 apresenta os valores utilizados na análise do caso eletrificado bem como os resultados obtidos:

Caso SJE	
Descrição	Caso eletrificado
Configuração	Geração de Vapor em 22/43 bar abs / CEST 30MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	3,90
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	26,2
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	3
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	70
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	30.800.000,00
Custos de O&M [R\$]	899.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	7.992.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	10.512.720,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	1.024.142,40
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	964.796,40
VPL [R\$]	-11.671.591,82
TIR [%]	6,12%

Tabela B.8 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJE

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 30 MW;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 37x78, composto por 2 motores 1200kW MT, 1 motor 800 kW MT, 1 motor 700 kW MT, 2 motores 1200kW BT, 4 motores 900 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69V, 4 transformadores 13,8-4,16kV, 2 Acionamentos 1200kW, 4 Acionamentos 900kW, 6 redutores, 7 cubículos MT
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 30x54, composto por 1 motor 800 kW MT, 1 motor 700 kW MT, 6 motores 630 kW BT, 3 transformadores 13,8-0,69V, 2 transformadores 13,8-4,16kV, 6 Acionamentos 630kW, 6 redutores, 5 cubículos MT
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento e instalação do turbogerador;
- subestação completa de 15 MVA para conexão com a rede em 138kV;

A eletrificação do sistema de preparo e extração da usina São José não se mostra atrativa do ponto de vista econômico, como pode ser observado pelo resultado do VPL obtido.

B.3.2 SJMP - Caso São José Média Pressão

A tabela B.9 apresenta os valores utilizados na análise do caso média pressão bem como os resultados obtidos:

Caso SJMP	
Descrição	Caso São José Média Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 22/43 bar abs / CEST 41MW / Eletrificação Preparo & Extração
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	16,50
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	30,3
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	9
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	70
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	62.100.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.144.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	8.856.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	17.510.040,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	1.705.816,80
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	1.606.969,80
VPL [R\$]	-2.189.544,08
TIR [%]	14,24%

Tabela B.9 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJMP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 41 MW;
- 02 caldeiras de 150 ton/h de vapor produzido a 43 bar abs @ 400 °C;
- turbobomba com capacidade de 300 ton/h com pressão de recalque igual a 60 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 37x78, idêntico ao descrito no caso anterior;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 30x54, idêntico ao descrito no caso anterior;
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 20MVA para conexão com a rede em 138kV;

Esta configuração apresenta resultado muito próximo ao limite de viabilidade, porém ainda não atinge a taxa de retorno estabelecida. O VPL obtido indica que a redução do investimento em aproximadamente R\$ 2,5 mi seria suficiente para viabilizar esta alternativa.

B.3.3 SJAP - Caso São José Alta Pressão

A tabela B.10 apresenta os valores utilizados na análise do caso alta pressão bem como os resultados obtidos:

Caso SJAP	
Descrição	Caso São José Alta Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 43/66 bar abs / CEST 58,5MW / Eletrificação Preparo & Extração / Jatos
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	32,50
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	37,70
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	13
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	71
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	79.800.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.321.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	9.540.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	27.129.960,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	2.642.983,20
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	2.489.830,20
VPL [R\$]	35.941.802,64
TIR [%]	24,37%

Tabela B.10 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJAP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 58,5 MW;
- 02 caldeiras de 170 ton/h de vapor produzido a 66 bar abs @ 520 °C;
- turbobomba com capacidade de 340 ton/h com pressão de recalque igual a 90 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 37x78, idêntico ao descrito no caso anterior;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 30x54, idêntico ao descrito no caso anterior;
- conjunto de acionamentos elétricos para os jatos 1 e 2 da fábrica de açúcar, compostos por 02 motores 500 kW BT, 02 CCM's BT;
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 30 MVA para conexão com a rede em 138kV;

A opção com geração de vapor em 66 bar abs é a que apresenta a maior taxa de atratividade. Comparada a configuração com geração de vapor em 82 bar abs este sistema permite obter um valor presente líquido que é R\$ 3,0 mi menor, porém com uma economia de investimento da ordem de R\$ 7,8 mi.

B.3.4 SJEAP - Caso São José Extra Alta Pressão

A tabela B.11 apresenta os valores utilizados na análise do caso extra alta pressão bem como os resultados obtidos:

Caso SJEAP	
Descrição	Caso São José Extra Alta Pressão
Configuração	Geração de Vapor em 43/82 bar abs / CEST 63MW / Eletrificação Preparo & Extração / Jatos
E. E. Adic. Exportada Safra [MW]	35,60
E. E. Adic. Exp. Entressafra [MW]	39,20
Consumo Adic. Bagaço Safra [ton/h]	14
Cons. Adic. Bag. Entressafra [ton/h]	72
Preço tCO ₂ [R\$]	15,00
Custo ton Bagaço [R\$]	30,00
Preço MWh _e [R\$]	93,00
Investimento [R\$]	87.600.000,00
Custos de O&M [R\$]	1.394.000,00
Custo Bagaço Adicional [R\$]	9.792.000,00
Receita Adicional E.E. [R\$]	29.016.000,00
Créditos de Carbono - ano 1 a 7 [R\$]	2.826.720,00
Créditos de Carbono - ano 8 a 21 [R\$]	2.662.920,00
VPL [R\$]	38.893.457,40
TIR [%]	24,24%

Tabela B.11 – Análise Econômica – Usina São José – Caso SJEAP

O investimento considerado inclui os seguintes itens:

- turbogerador a vapor de 63 MW;
- 02 caldeiras de 170 ton/h de vapor produzido a 82 bar abs @ 540 °C;
- turbobomba com capacidade de 340 ton/h com pressão de recalque igual a 100 bar abs;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 37x78, idêntico ao descrito no primeiro caso estudado referente a esta usina;
- conjunto de acionamentos elétricos para o preparo e extração da moenda 30x54, idêntico ao descrito no primeiro caso estudado referente a esta usina;
- conjunto de acionamentos elétricos para os jatos, idêntico ao descrito no caso alta pressão referente a esta usina;
- torre de resfriamento com sistema de bombeamento
- instalação do turbogerador;
- subestação completa de 35MVA para conexão com a rede em 138kV;

A taxa de retorno do investimento é praticamente igual a do caso anterior, porém de acordo com o comentário feito na respectiva seção, o investimento exigido é mais elevado. Este resultado permite o retorno do investimento em 04 anos a partir da data 0.

Anexo C Análises de Sensibilidade

C.1 Usina Ester

C.1.1 Caso ESE

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.1 a C.3 e dos gráficos C.1 a C.3.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	16,90%	10,68%	3,41%	-
VPL[R\$]	1.865.576,77	-4.066.600,71	-9.998.778,18	-23.840.525,62

Tabela C.1 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESE

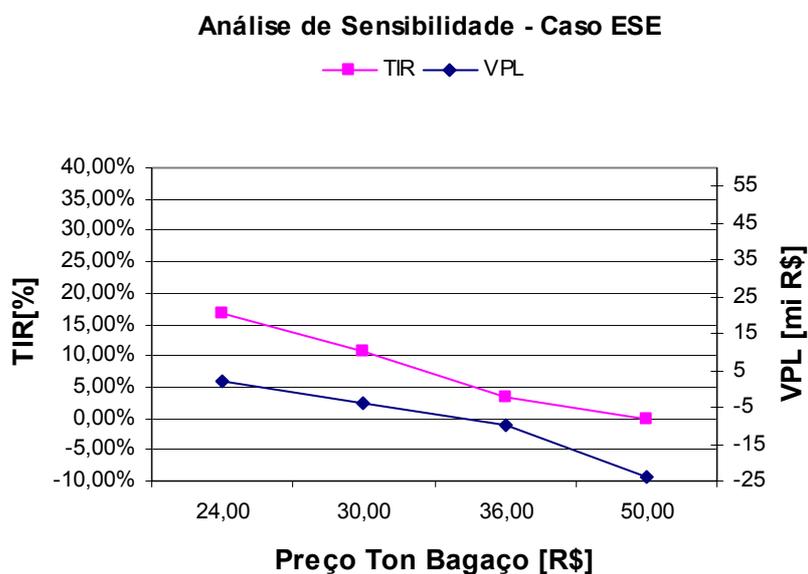


Figura C.1 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESE

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	10,68%	15,65%	19,69%	23,55%
VPL[R\$]	-4.066.600,71	629.212,44	4.667.611,75	8.612.094,80

Tabela C.2 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESE

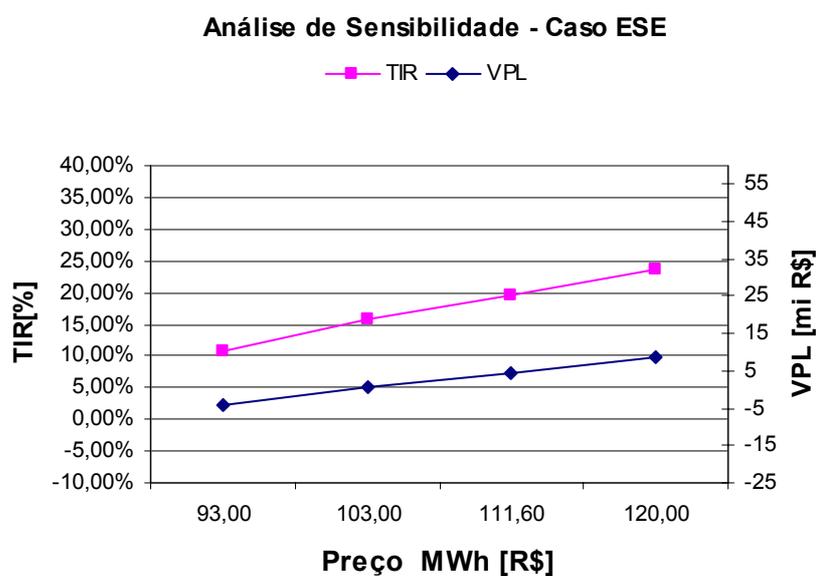


Figura C.2 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESE

Investimento [R\$]	18900000	21000000	23100000
TIR[%]	12,44%	10,68%	9,19%
VPL[R\$]	-2.197.580,69	-4.066.600,71	-5.935.620,72

Tabela C.3 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESE

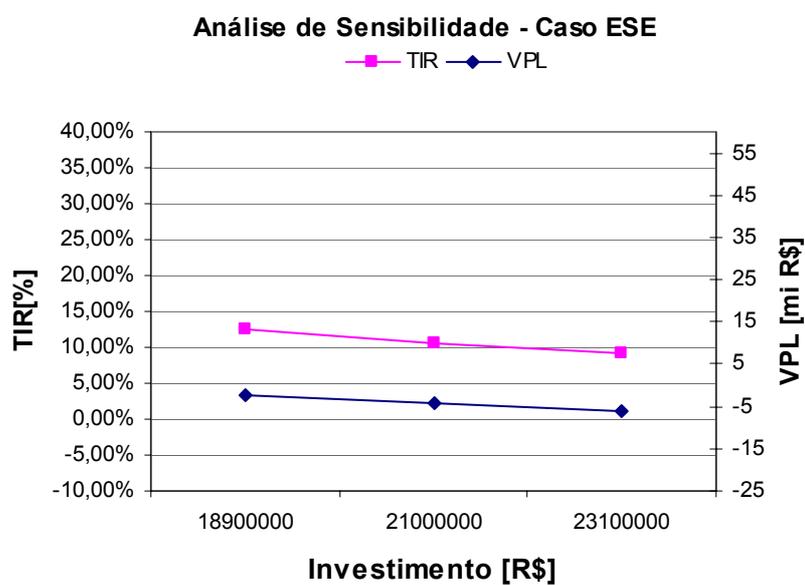


Figura C.3 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESE

C.1.2 Caso ESMP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.4 a C.6 e dos gráficos C.4 a C.6.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	22,06%	16,79%	11,23%	-9,07%
VPL[R\$]	8.793.908,07	2.181.960,76	-4.429.986,55	-19.857.863,61

Tabela C.4 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESMP

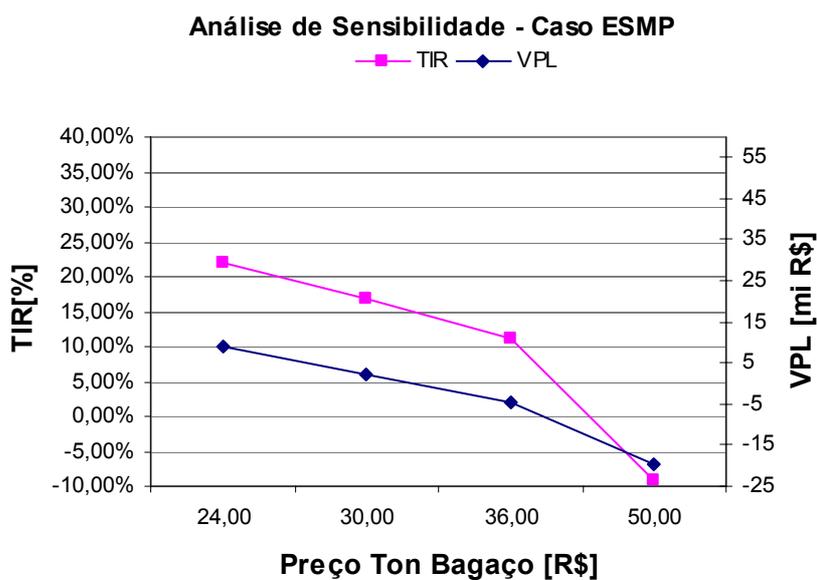


Figura C.4 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESMP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	16,79%	21,65%	25,74%	29,71%
VPL[R\$]	2.181.960,76	8.272.882,94	13.511.076,01	18.627.450,63

Tabela C.5 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESMP

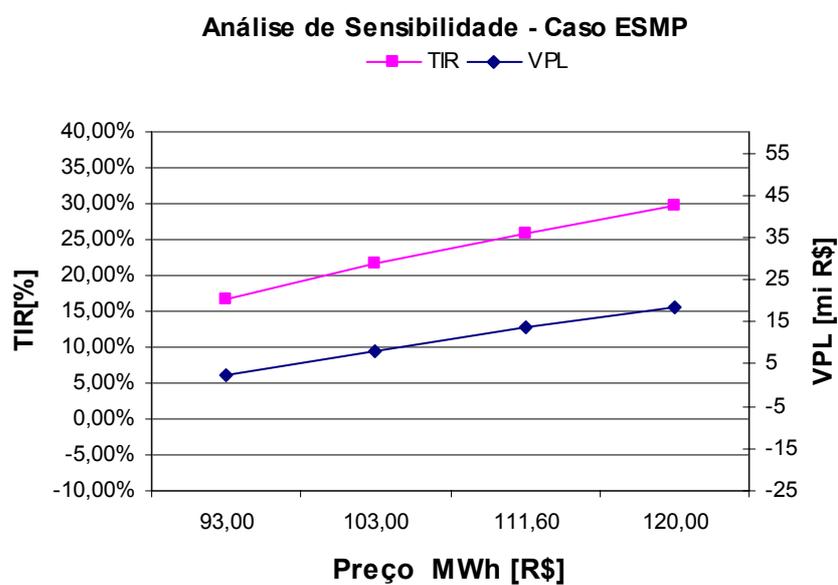


Figura C.5 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESMP

Investimento [R\$]	23.490.000,00	26.100.000,00	28.710.000,00
TIR[%]	19,07%	16,79%	14,89%
VPL[R\$]	4.507.590,98	2.181.960,76	-143.669,46

Tabela C.6 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESMP

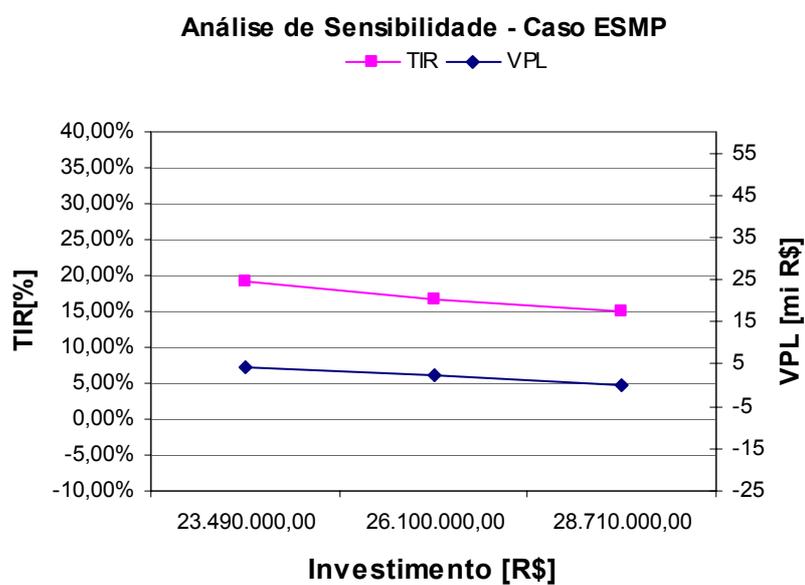


Figura C.6 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESMP

C.1.3 Caso ESAP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.7 a C.9 e dos gráficos C.7 a C.9.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	27,43%	24,68%	21,91%	15,30%
VPL[R\$]	32.208.883,47	24.948.783,53	17.688.683,58	748.450,37

Tabela C.7 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESAP

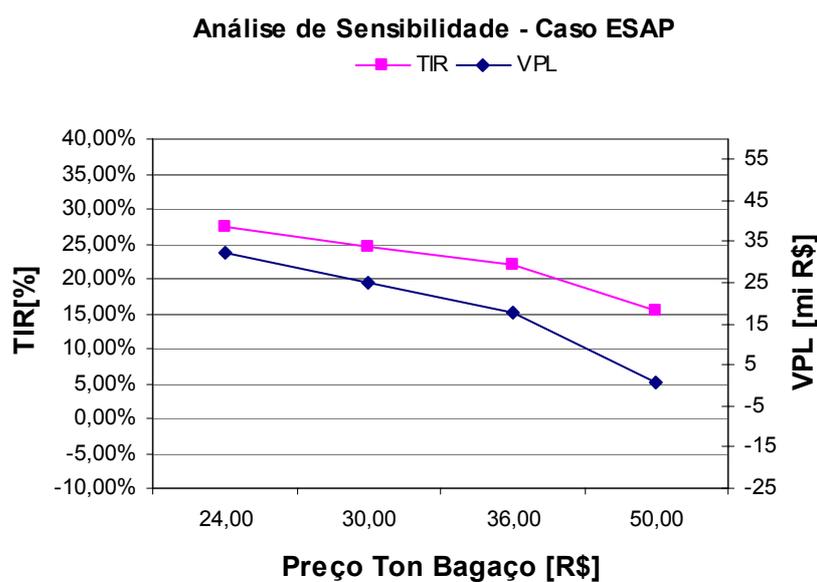


Figura C.7 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESAP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	24,68%	28,86%	32,44%	35,94%
VPL[R\$]	24.948.783,53	36.002.288,99	45.508.303,69	54.793.248,28

Tabela C.8 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESAP

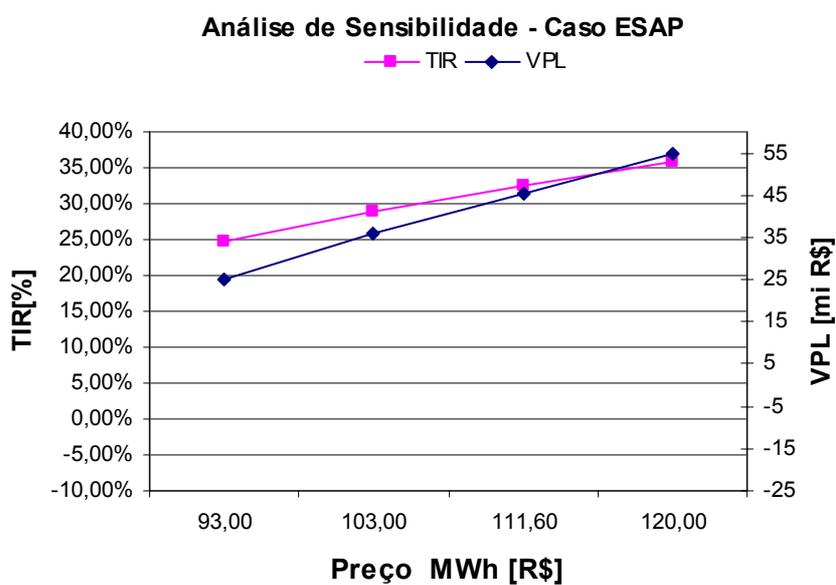


Figura C.8 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESAP

Investimento [R\$]	48.240.000,00	53.600.000,00	58.960.000,00
TIR[%]	27,74%	24,68%	22,16%
VPL[R\$]	29.729.585,48	24.948.783,53	20.167.981,57

Tabela C.9 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESAP

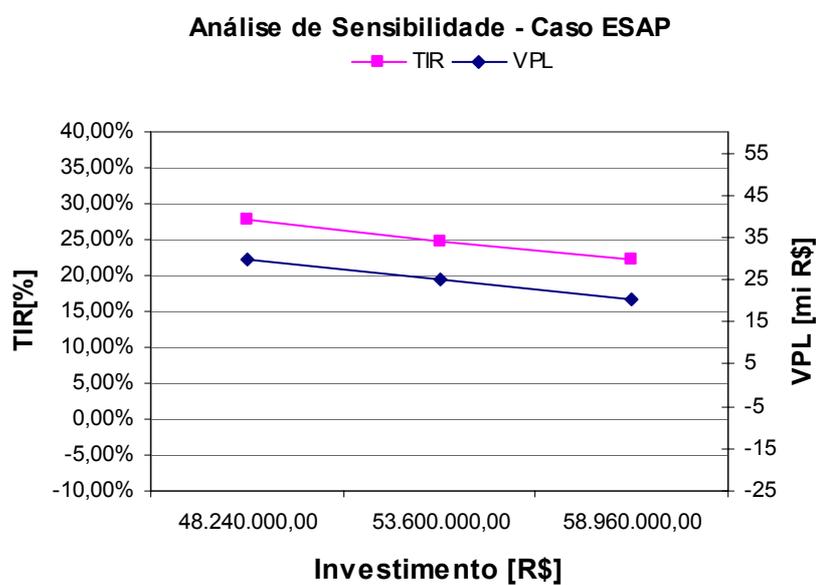


Figura C.9 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESAP

C.1.4 Caso ESEAP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.10 a C.12 e dos gráficos C.10 a C.12.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	27,16%	24,50%	21,82%	15,42%
VPL[R\$]	33.735.923,53	26.207.077,36	18.678.231,20	1.110.923,49

Tabela C.10 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso ESEAP

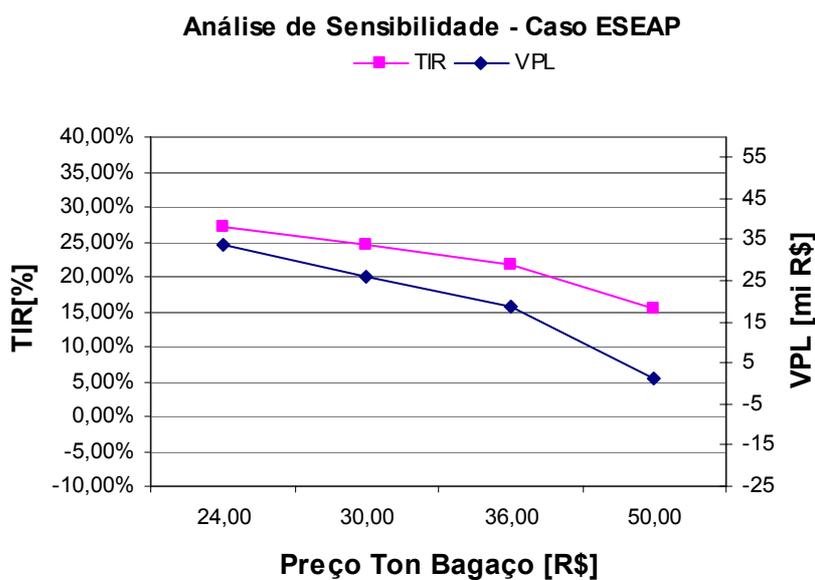


Figura C.10 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso ESEAP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	24,50%	28,61%	32,14%	35,58%
VPL[R\$]	26.207.077,36	37.853.405,36	47.869.247,44	57.652.162,95

Tabela C.11 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso ESEAP

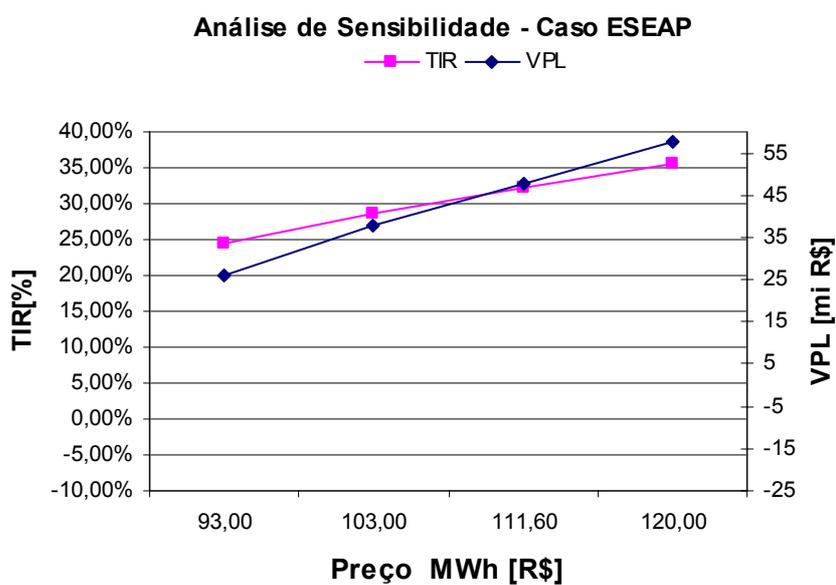


Figura C.11 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso ESEAP

Investimento [R\$]	51.660.000,00	57.400.000,00	63.140.000,00
TIR[%]	27,54%	24,50%	21,99%
VPL[R\$]	31.331.650,45	26.207.077,36	21.082.504,28

Tabela C.12 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso ESEAP

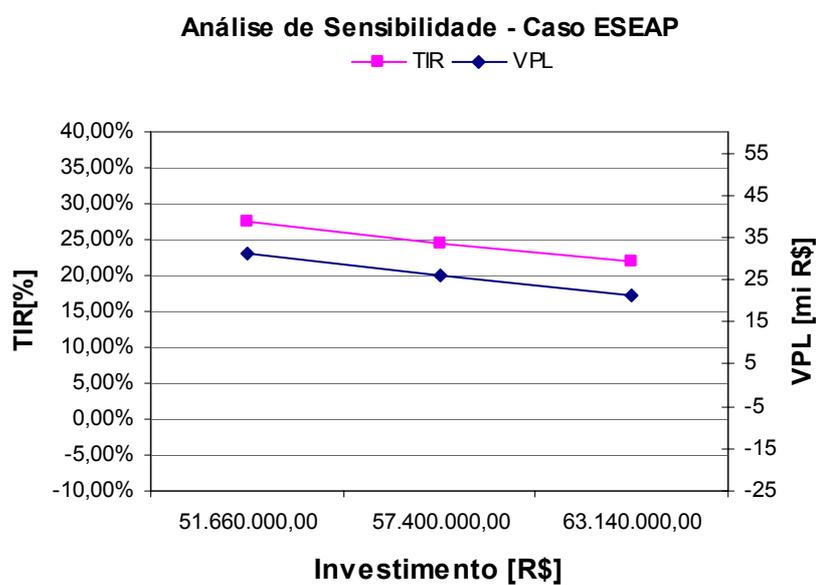


Figura C.12 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso ESEAP

C.2 Usina Barra Grande

C.2.1 Caso BGE

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.13 a C.15 e dos gráficos C.13 a C.15.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	14,50%	8,35%	0,77%	-
VPL[R\$]	-702.759,04	-8.804.666,99	-16.906.574,93	-35.811.026,80

Tabela C.13 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso BGE

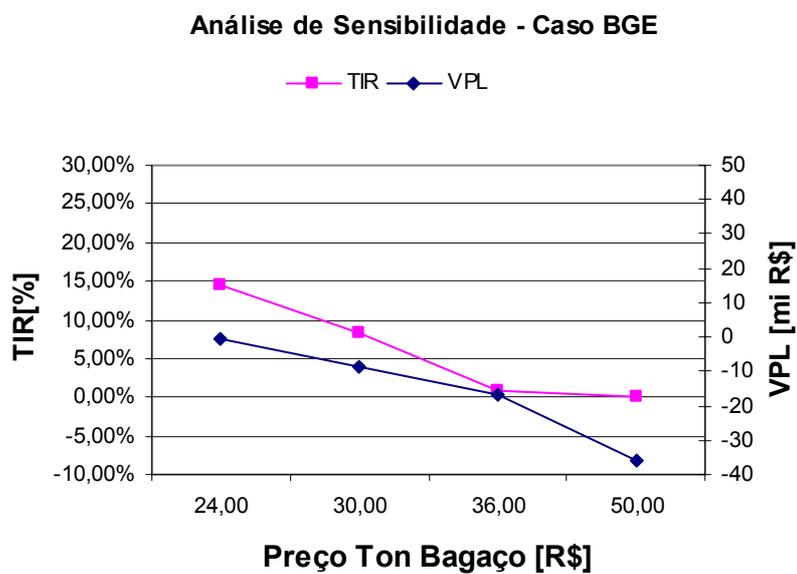


Figura C.13 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso BGE

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	8,35%	13,04%	16,80%	20,35%
VPL[R\$]	-8.804.666,99	-2.701.229,67	2.547.726,42	7.674.613,77

Tabela C.14 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso BGE

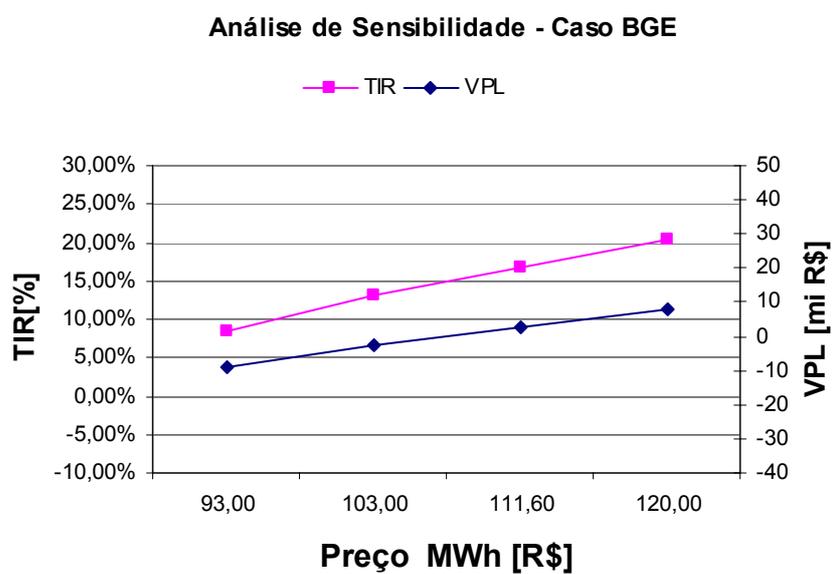


Figura C.14 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso BGE

Investimento [R\$]	27.180.000,00	30.200.000,00	33.220.000,00
TIR[%]	9,95%	8,35%	6,98%
VPL[R\$]	-6.112.603,76	-8.804.666,99	-11.496.730,21

Tabela C.15 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso BGE

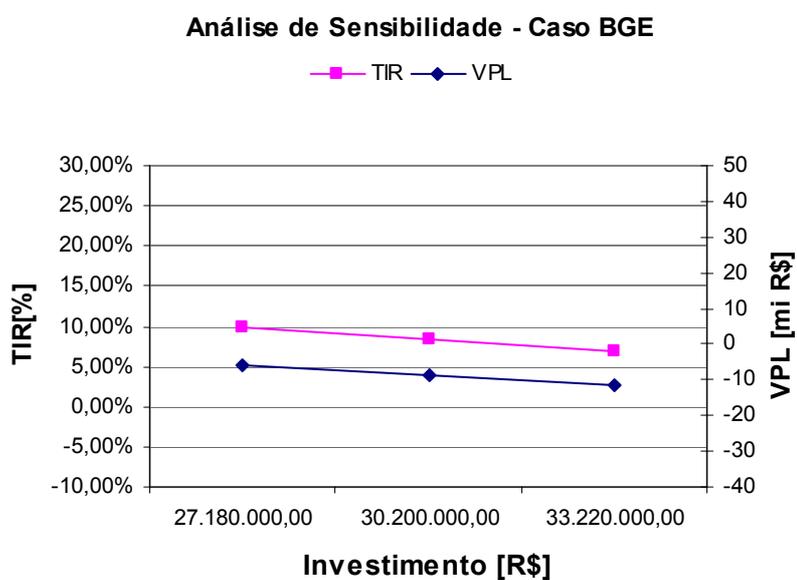


Figura C.15 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso BGE

C.2.2 Caso BGAP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.16 a C.18 e dos gráficos C.16 a C.18.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	20,55%	17,26%	13,88%	5,04%
VPL[R\$]	21.088.727,15	8.481.367,96	-4.125.991,23	-33.543.162,68

Tabela C.16 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso BGAP

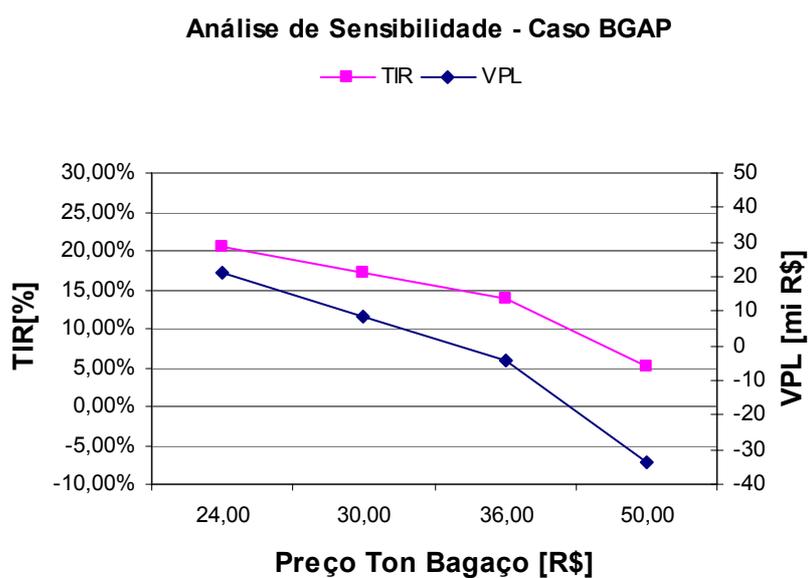


Figura C.16 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso BGAP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	17,26%	21,00%	24,17%	27,23%
VPL[R\$]	8.481.367,96	22.863.901,29	35.232.879,95	47.314.207,94

Tabela C.17 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso BGAP

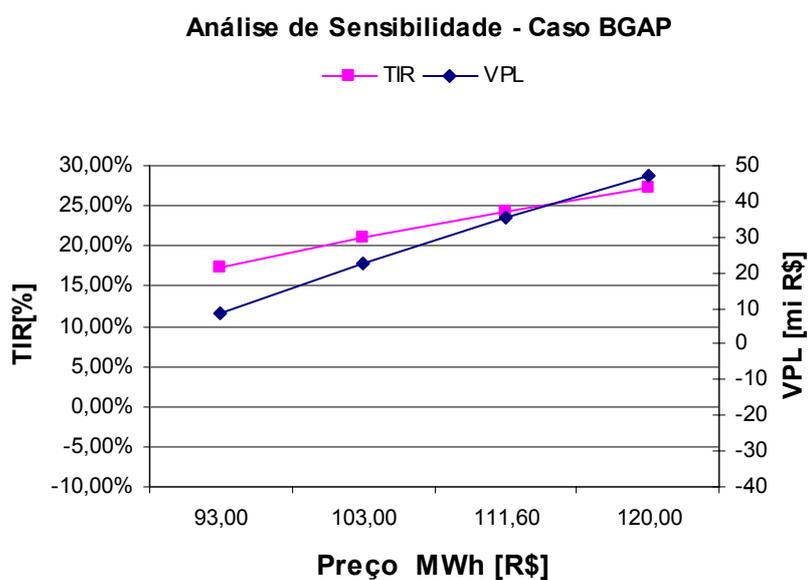


Figura C.17 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso BGAP

Investimento [R\$]	72.000.000,00	80.000.000,00	88.000.000,00
TIR[%]	19,58%	17,26%	15,33%
VPL[R\$]	15.626.929,30	8.481.367,96	1.335.806,61

Tabela C.18 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso BGAP

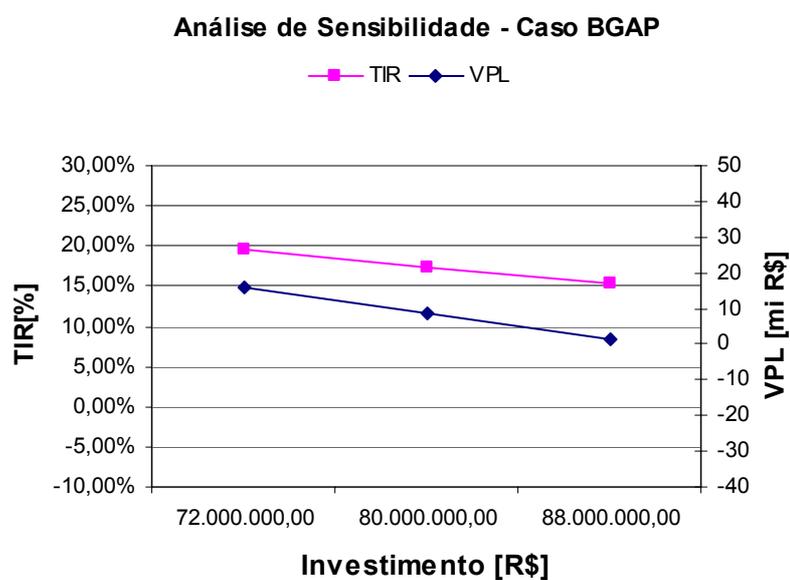


Figura C.18 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso BGAP

C.2.3 Caso BGEAP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.19 a C.21 e dos gráficos C.19 a C.21.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	19,17%	16,28%	13,30%	5,62%
VPL[R\$]	17.632.483,30	5.341.296,13	-6.949.891,05	-35.629.327,78

Tabela C.19 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso BGEAP

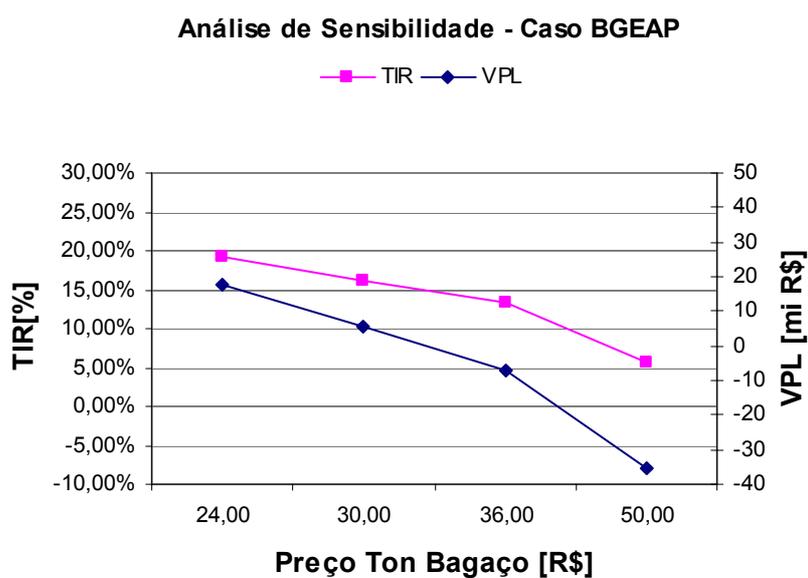


Figura C.19 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso BGEAP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	16,28%	19,74%	22,65%	25,47%
VPL[R\$]	5.341.296,13	20.098.625,03	32.789.927,90	45.186.084,18

Tabela C.20 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso BGEAP

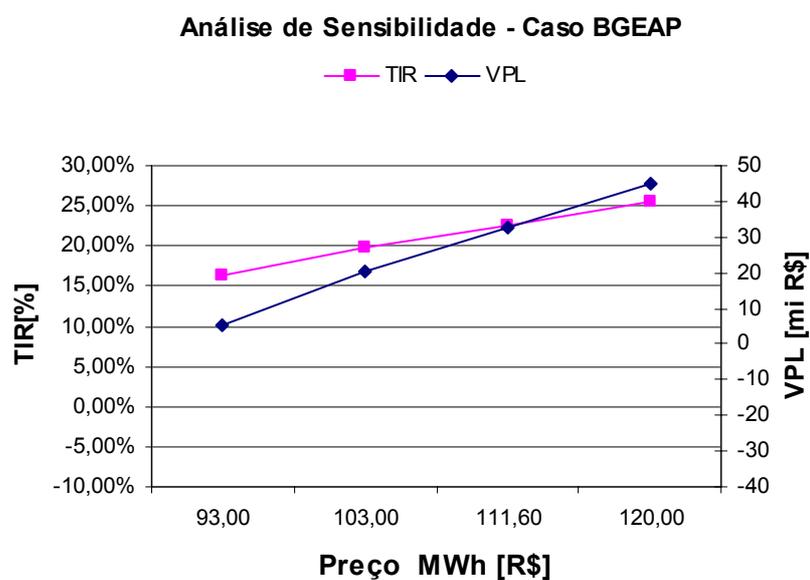


Figura C.20 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso BGEAP

Investimento [R\$]	80.550.000,00	89.500.000,00	98.450.000,00
TIR[%]	18,51%	16,28%	14,42%
VPL[R\$]	13.340.796,21	5.341.296,13	-2.658.203,95

Tabela C.21 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso BGEAP

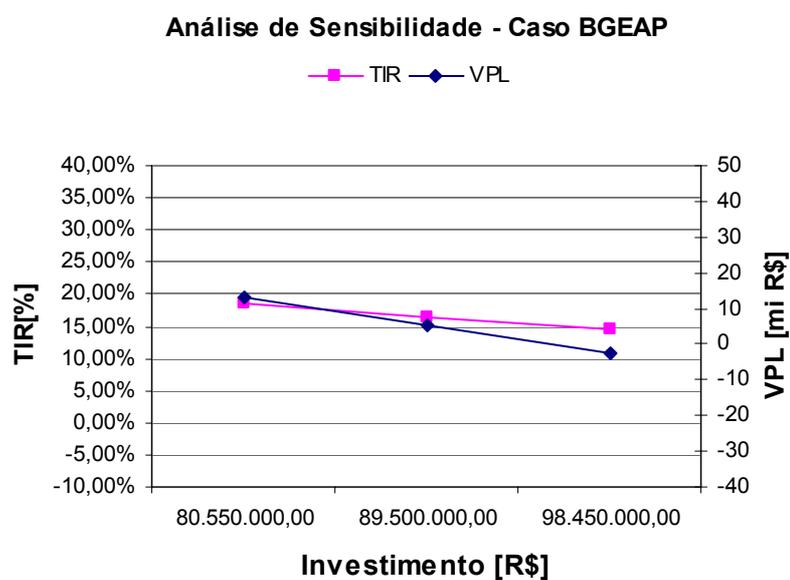


Figura C.21 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso BGEAP

C.3 Usina São José

C.3.1 Caso SJE

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.22 a C.24 e dos gráficos C.22 a C.24.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	12,94%	6,12%	-3,27%	-
VPL[R\$]	-2.897.818,34	-11.671.591,82	-20.445.365,30	-40.917.503,42

Tabela C.22 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJE

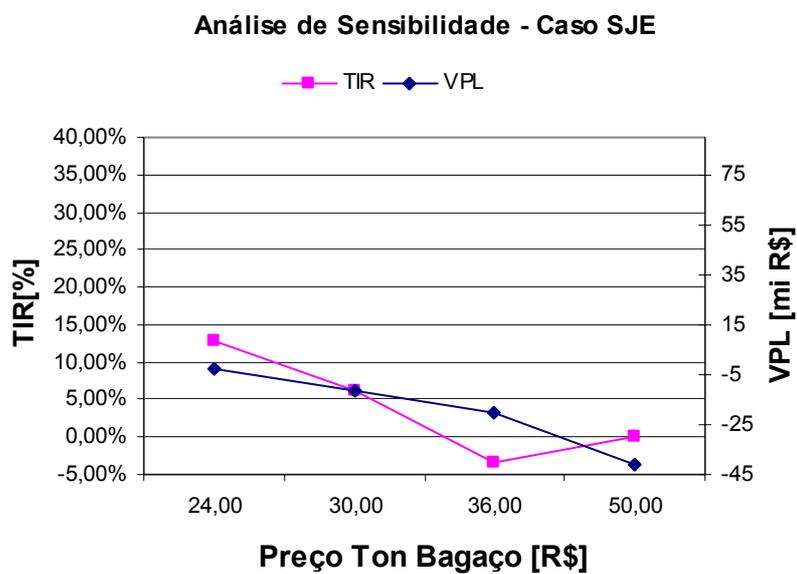


Figura C.22 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJE

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	6,12%	11,05%	14,91%	18,50%
VPL[R\$]	-11.671.591,82	-5.466.715,98	-130.522,76	5.081.572,95

Tabela C.23 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJE

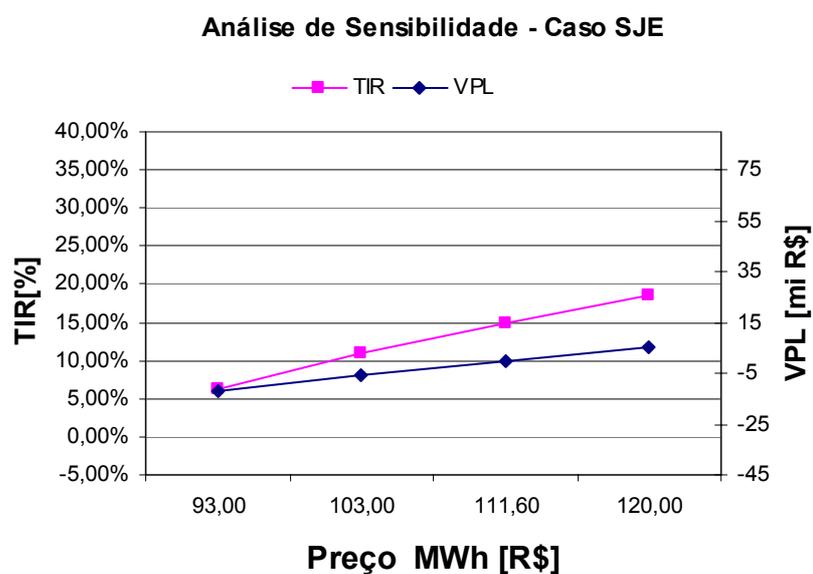


Figura C.23 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJE

Investimento [R\$]	27.720.000,00	30.800.000,00	33.800.000,00
TIR[%]	7,58%	6,12%	4,90%
VPL[R\$]	-8.925.422,28	-11.671.591,82	-14350010,88

Tabela C.24 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJE

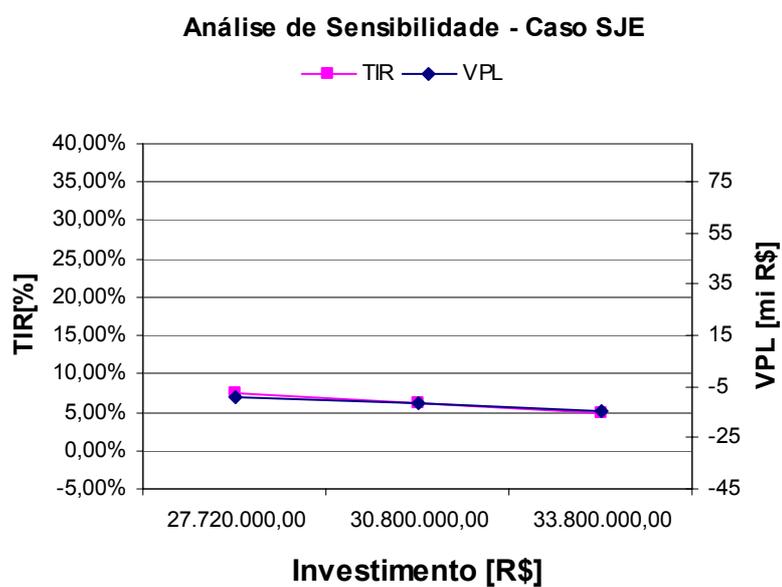


Figura C.24 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJE

C.3.2 Caso SJMP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.25 a C.27 e dos gráficos C.25 a C.27.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	17,58%	14,24%	10,73%	0,89%
VPL[R\$]	7.532.745,45	-2.189.544,08	-11.911.833,62	-34.597.175,86

Tabela C.25 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJMP

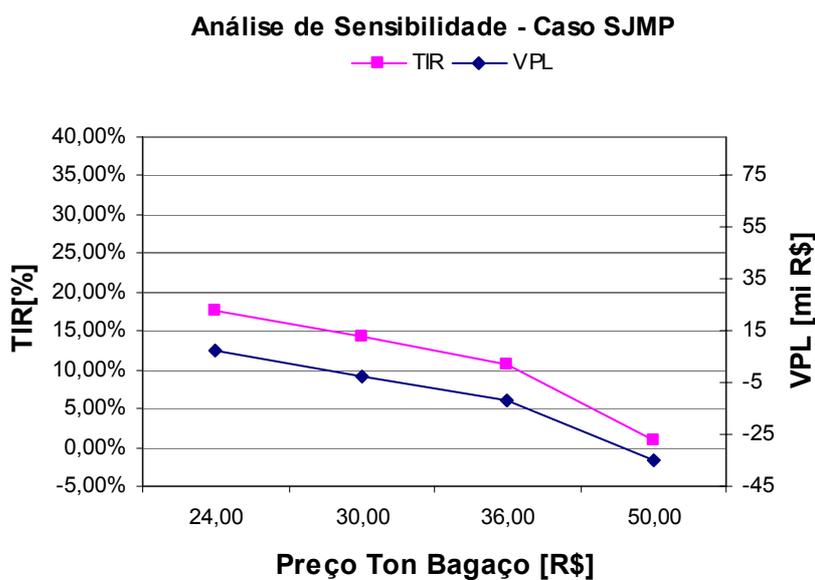


Figura C.25 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJMP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	14,24%	17,79%	20,76%	23,63%
VPL[R\$]	-2.189.544,08	8.145.328,73	17.033.319,35	25.714.612,52

Tabela C.26 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJMP

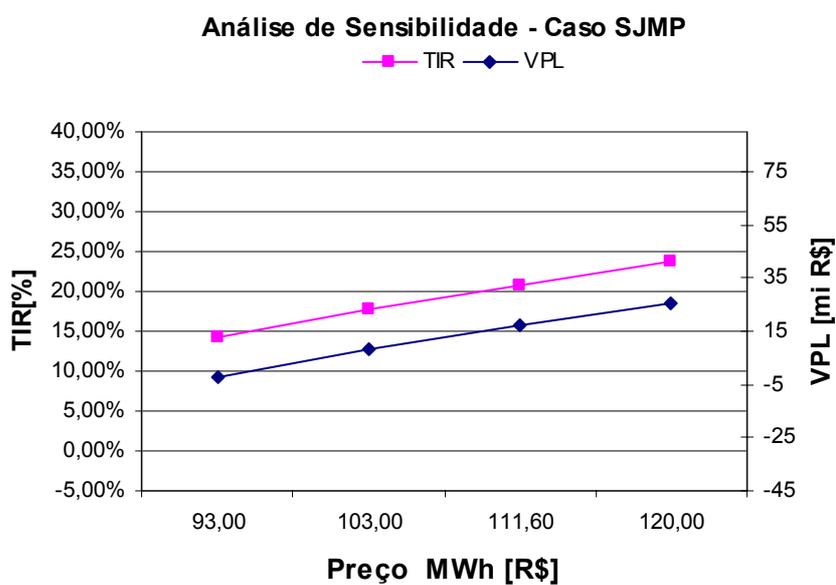


Figura C.26 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJMP

Investimento [R\$]	55.890.000,00	62.100.000,00	68.310.000,00
TIR[%]	16,28%	14,24%	12,52%
VPL[R\$]	3.341.845,59	-2.189.544,08	-7.720.933,76

Tabela C.27 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJMP

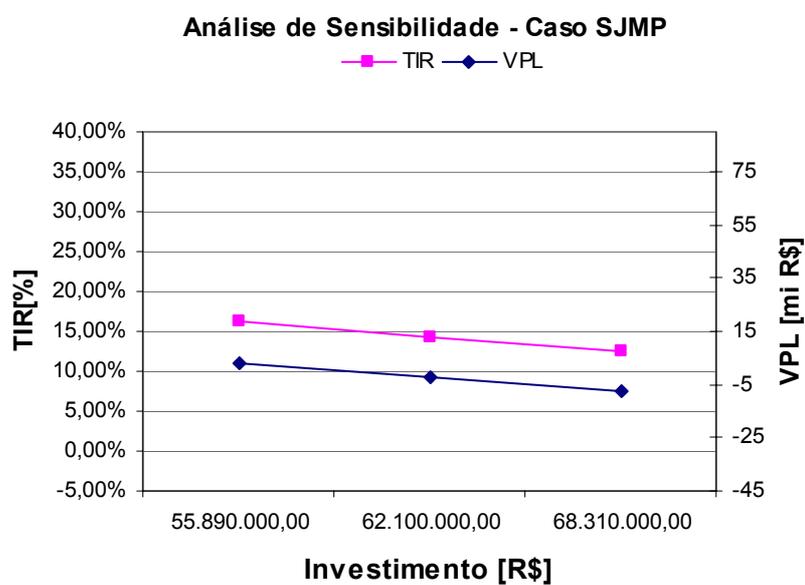


Figura C.27 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJMP

C.3.3 Caso SJAP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.28 a C.30 e dos gráficos C.28 a C.30.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	27,03%	24,37%	21,69%	15,28%
VPL[R\$]	46.415.000,71	35.941.802,64	25.468.604,56	1.031.142,39

Tabela C.28 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJAP

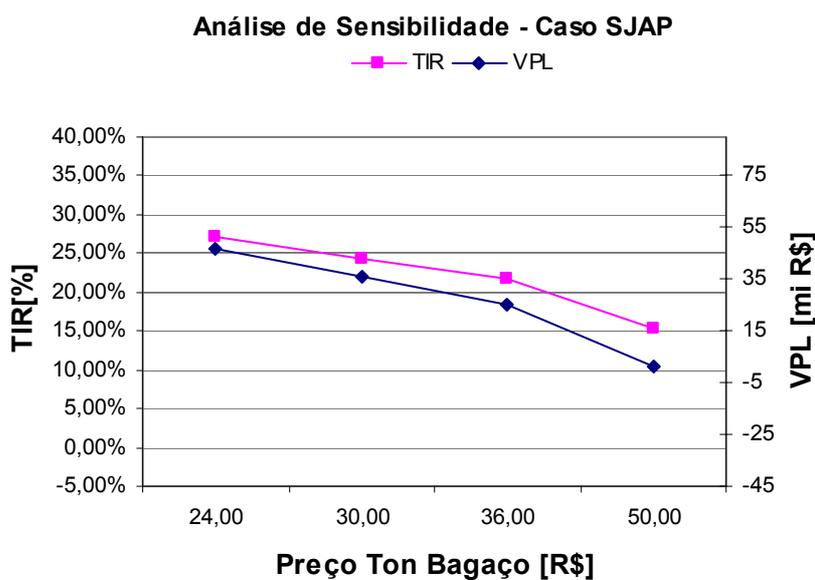


Figura C.28 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJAP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	24,37%	28,44%	31,93%	35,33%
VPL[R\$]	35.941.802,64	51.954.597,93	65.725.601,88	79.176.349,93

Tabela C.29 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJAP

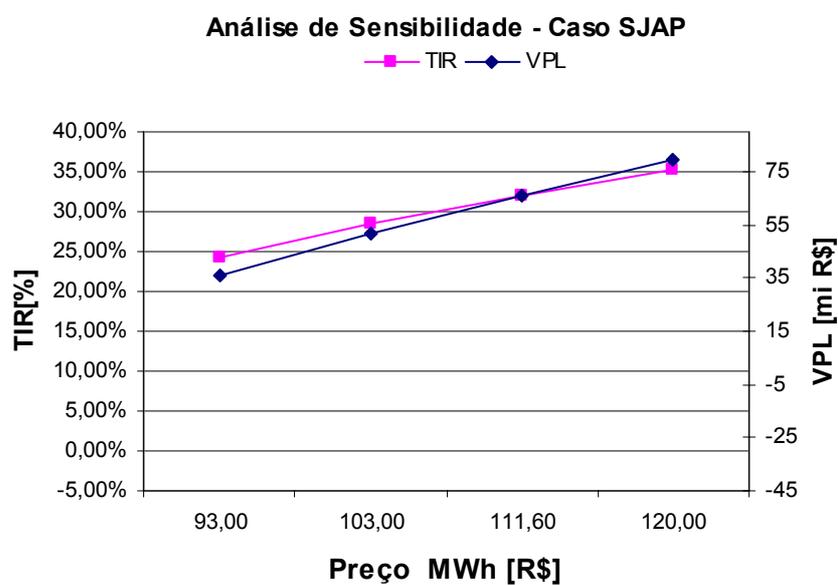


Figura C.29 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJAP

Investimento [R\$]	71.820.000,00	79.800.000,00	87.780.000,00
TIR[%]	27,40%	24,37%	21,88%
VPL[R\$]	43.069.328,54	35.941.802,64	28.814.276,73

Tabela C.30 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJAP

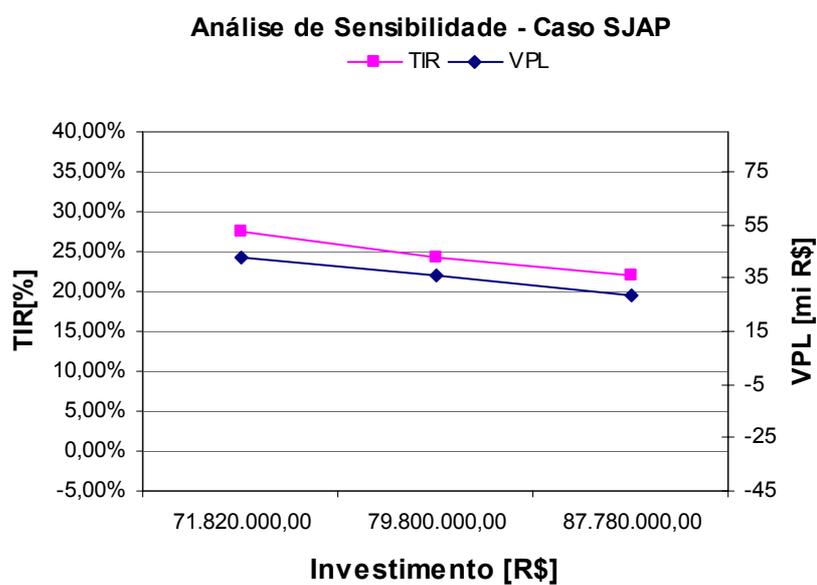


Figura C.30 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJAP

C.3.4 Caso SJEAP

Os resultados das análises de sensibilidade realizadas são expressos através das tabelas C.31 a C.33 e dos gráficos C.31 a C.33.

Custo do Bagaço [R\$]	24,00	30,00	36,00	50,00
TIR[%]	26,73%	24,24%	21,73%	15,75%
VPL[R\$]	49.643.305,99	38.893.457,40	28.143.608,81	3.060.628,77

Tabela C.31 – Influência da Variação do Custo do Bagaço – Caso SJEAP

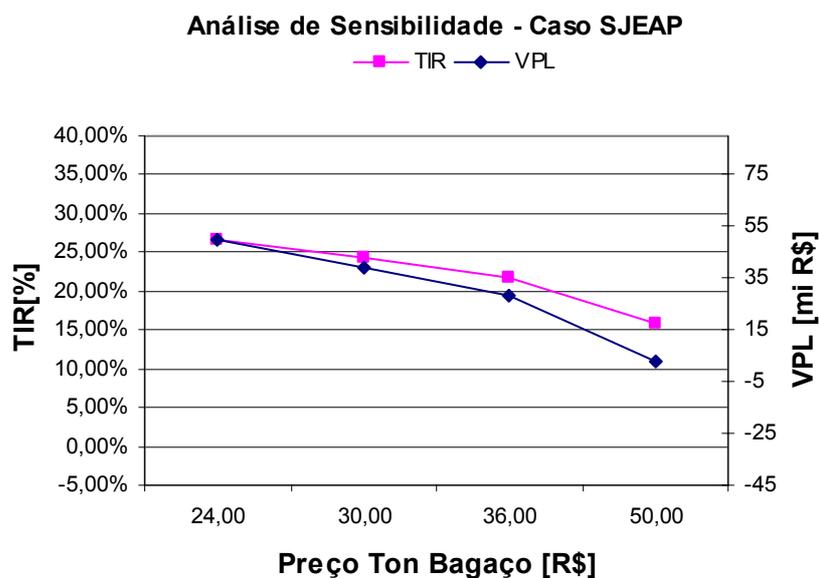


Figura C.31 – Gráfico TIR e VPL vs Preço ton bagaço – Caso SJEAP

Preço do MWh [R\$]	93,00	103,00	111,60	120,00
TIR[%]	24,24%	28,20%	31,60%	34,92%
VPL[R\$]	38.893.457,40	56.019.441,67	70.747.788,14	85.133.614,93

Tabela C.32 – Influência da Variação do Preço do MWh – Caso SJEAP

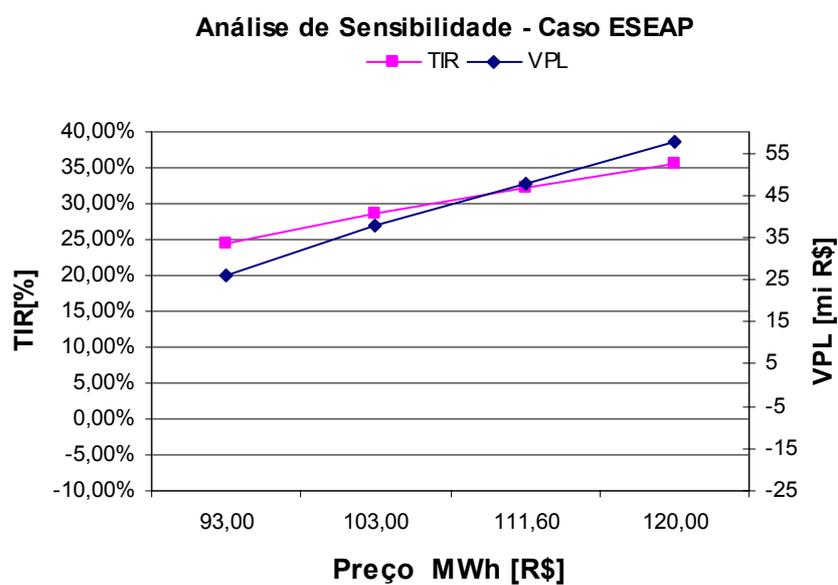


Figura C.32 – Gráfico TIR e VPL vs Preço MWh – Caso SJEAP

Investimento [R\$]	78.840.000,00	87.600.000,00	96.360.000,00
TIR[%]	27,26%	24,24%	21,75%
VPL[R\$]	46.721.620,82	38.893.457,40	31.065.293,98

Tabela C.33 – Influência da Variação do Custo do Investimento – Caso SJEAP

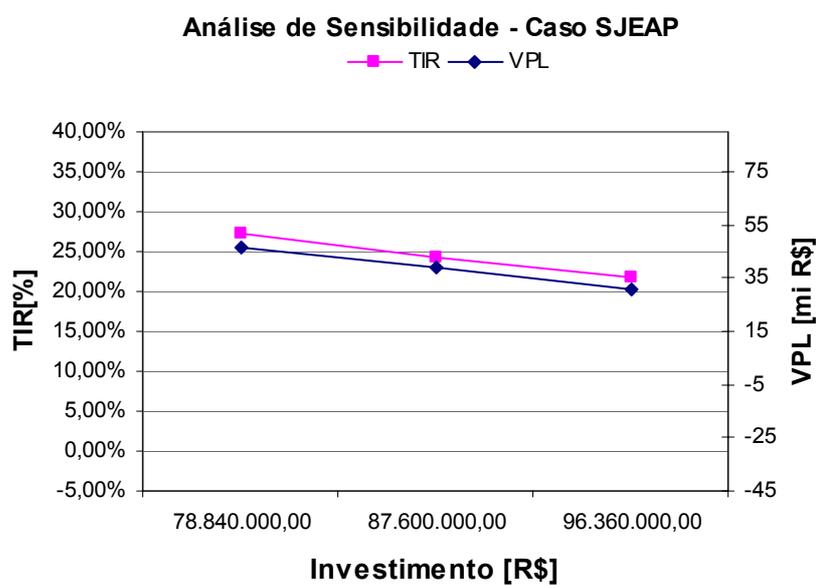


Figura C.33 – Gráfico TIR e VPL vs Investimento – Caso SJEAP

Anexo D Diagramas de Sankey

D.1 Introdução

Nesta seção são apresentados diagramas de sankey elaborados para alguns dos casos estudados, 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. Para que tornar estas alterações mais evidentes, a usina escolhida foi a que conta com o maior potencial de melhoria entre as unidades avaliadas. Outro critério de escolha foi o número de componentes do ciclo a vapor, com o intuito de simplificar a construção dos diagramas, bem como sua interpretação.

A definição dos valores de cada um dos fluxos se baseia nos resultados das simulações realizadas no anexo A. 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.

Vale ressaltar ainda que os fluxos energéticos com valores percentuais menores que 1% foram desconsiderados na elaboração dos diagramas. Existem, porém algumas exceções onde se observam fluxos com percentuais menores que o valor mencionado acima, julgadas de interesse pelo autor.

Os diagramas aqui apresentados foram elaborados tomando como base os diagramas de Sankey elaborados para centrais termelétricas convencionais por SZARGUT, 1998.

D.2 Caso ESB

O diagrama de sankey a seguir representa os fluxos energéticos do caso ESB (usina Ester caso base). O valor do fluxo energético fornecido pelo combustível para este caso é 173278 kW.

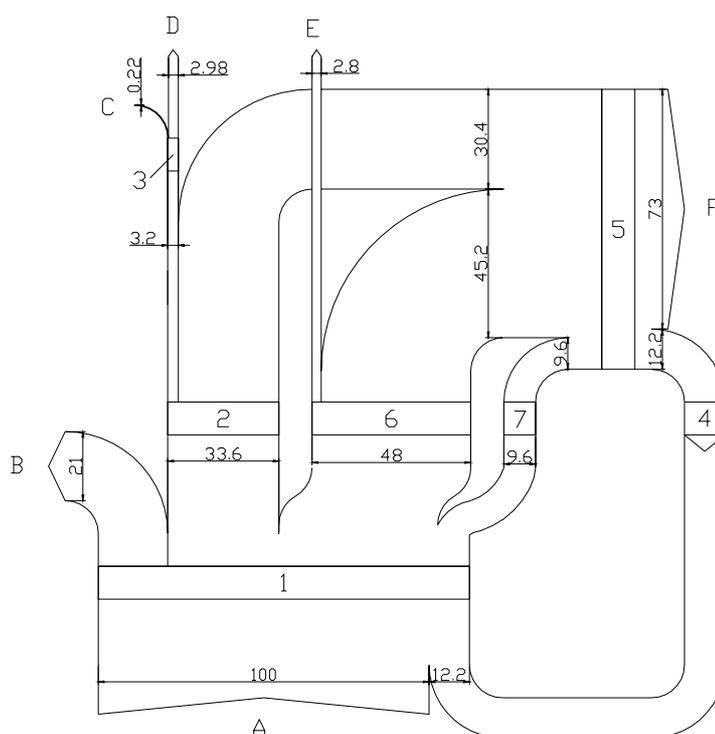


Figura D.1 – Diagrama de Sankey – Usina Ester – Caso ESB

Sendo os componentes do ciclo representados por números como segue:

- | | |
|---|-------------------------------------|
| 1- Caldeiras | 5- Processo |
| 2- Turbinas dos Turbogeneradores | 6- Turbinas de Acionamento Mecânico |
| 3- Redutores de Velocidades + Geradores Elétricos | 7- Estação Redutora de Pressão |
| 4- Bombas de Alimentação de Caldeira | |

E os fluxos pelas letras abaixo:

A- Bagaço

B- Perdas nas Caldeiras

C- Perdas nos Redutores de

Velocidade e Geradores Elétricos

D- Potência Elétrica Disponível

E- Potência Mecânica Disponível

F- Calor Consumido pelo Processo

Os fluxos de valor inferior a 1% (perdas mecânicas nas turbinas, potência das bombas de alimentação, perda na estação redutora) foram desconsiderados, exceto as perdas no redutor e gerador.

E os fluxos pelas letras abaixo:

- | | |
|---|--|
| A- Bagaço | E- Potência Mecânica Disponível |
| B- Perdas nas Caldeiras | F- Calor Consumido pelo Processo |
| C- Perdas no Redutor de Velocidade e Gerador Elétrico | G- Calor Dissipado pelo Condensador |
| D- Potência Elétrica Disponível | H- Perdas nos Acionamentos Elétricos do Preparo e Extração |

Fluxos menores que 1% (perdas mecânicas nas turbinas, potência das bombas de alimentação, retorno de condensado do condensador) foram desconsiderados, exceto as perdas nos acionamentos elétricos do preparo e extração e no redutor de velocidades.

D.4 Caso ESAPE - Entressafra

O diagrama de sankey a seguir representa os fluxos energéticos do caso ESAPE (usina Ester caso alta pressão) para o período de entressafra. O valor do fluxo energético fornecido pelo combustível para este caso é 101486 kW.

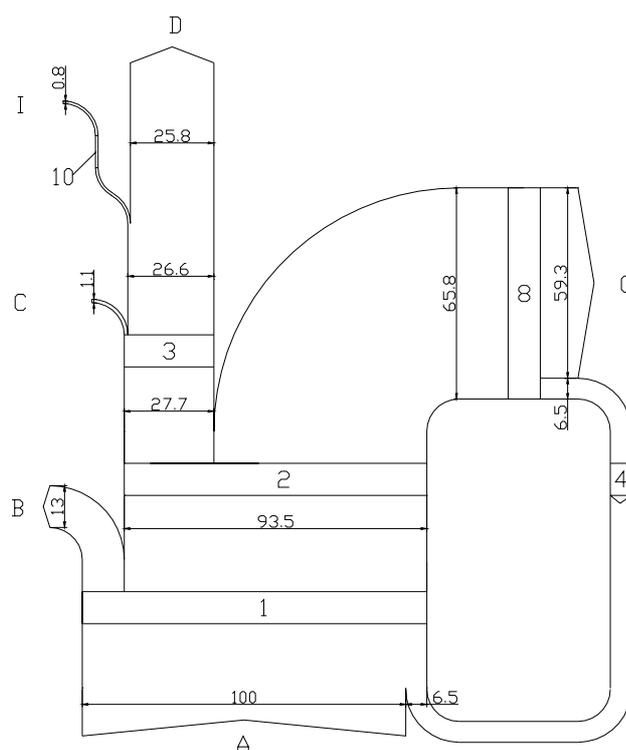


Figura D.3 – Diagrama de Sankey – Usina Ester – Caso ESAPE - Entressafra

Sendo os componentes do ciclo representados por números como segue:

- | | |
|---|--------------------------------------|
| 1- Caldeiras | 4- Bombas de Alimentação de Caldeira |
| 2- Turbina do Turbogenerador | 8- Condensador |
| 3- Redutor de Velocidade + Gerador Elétrico | 10- Bomba da Torre de Resfriamento |

E os fluxos pelas letras abaixo:

- | | |
|---|---|
| A- Bagaço | D- Potência Elétrica Disponível |
| B- Perdas nas Caldeiras | G- Calor Dissipado pelo Condensador |
| C- Perdas no Redutor de Velocidade e Gerador Elétrico | I- Potência da Bomba da Torre de Resfriamento |

Fluxos menores que 1% (perdas mecânicas nas turbinas, potência das bombas de alimentação) foram desconsiderados, exceto a potência consumida pelas bombas da torre de resfriamento.