



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica

**ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DE UMA USINA
SUCROALCOOLEIRA DO OESTE PAULISTA COM SISTEMA
DE COGERAÇÃO DE ENERGIA EM EXPANSÃO**

Marcelo Caldato Fiomari

Ilha Solteira - SP

1210001588



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO EM CIÊNCIAS TÉRMICAS

**ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DE UMA USINA
SUCROALCOOLEIRA DO OESTE PAULISTA COM SISTEMA
DE COGERAÇÃO DE ENERGIA EM EXPANSÃO**

Marcelo Caldato Fiomari

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia de
Ilha Solteira da Universidade Estadual Paulista “Júlio de
Mesquita Filho”, como parte dos requisitos exigidos para a
obtenção do título de **Mestre em Engenharia Mecânica**.

Orientador: Prof. Dr. Ricardo Alan Verdú Ramos

Ilha Solteira – SP, 22 de dezembro de 2004.



FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação/Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação da UNESP-Ilha Solteira

F517a Fiomari, Marcelo Caldato
Análise energética e exergetica de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão / Marcelo Caldato Fiomari. -- Ilha Solteira : [s.n.], 2004 xviii, 130 p. : il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, 2004

Orientador: Ricardo Alan Verdú Ramos

Bibliografia: p. 110-114

1. Energia de biomassa. 2. Exergia. 3. Cogeração de energia elétrica e calor. 4. Bagaço de cana. 5. Açúcar - Usinas. 6. Alcool - Indústria.



**ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DE UMA USINA
SUCROALCOOLEIRA DO OESTE PAULISTA COM SISTEMA
DE COGERAÇÃO DE ENERGIA EM EXPANSÃO**

Marcelo Caldato Fiomari

ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA OBTENÇÃO DO TÍTULO DE

MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA

NA ÁREA DE CONCENTRAÇÃO EM CIÊNCIAS TÉRMICAS E FOI APROVADA EM SUA
FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
MECÂNICA.

Prof. Dr. Gilberto Pechoto de Melo

Coordenador do PPGEM – FEIS/UNESP

COMISSÃO EXAMINADORA:

Prof. Dr. Ricardo Alan Verdú Ramos

Departamento de Engenharia Mecânica – FEIS/UNESP

Orientador

Prof. Dr. Luiz Fernando Milanez

Departamento de Energia – FEM/UNICAMP

Prof. Dr. Cassio Roberto Macedo Maia

Departamento de Engenharia Mecânica – FEIS/UNESP

Ilha Solteira – SP, 22 de dezembro de 2004.



CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DE UMA USINA SUCROALCOOLEIRA DO OESTE PAULISTA COM SISTEMA DE COGERAÇÃO DE ENERGIA EM EXPANSÃO

AUTOR: MARCELO CALDATO Fiomari

ORIENTADOR: Dr. RICARDO ALAN VERDÚ RAMOS

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE em ENGENHARIA MECÂNICA pela Comissão Examinadora:

1210001588



Dr. RICARDO ALAN VERDU RAMOS

Dr. LUIZ FERNANDO MILANEZ

Dr. CASSIO ROBERTO MACEDO MAIA

Proc. 055105-UPD 070/05

UNESP - "CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA"	
SERVIÇO TÊC. DE BIBLIOTECA E DOCUMENTAÇÃO	
DATA DE CHEGADA	DATA DE TOMBO
01.06.05	30.06.05
REGISTRADO POR	TOMBO
Ailza	Te. 1588
AQUISIÇÃO	CLASSIFICAÇÃO
Recepção Autor R\$10,00	F517a

Data da realização: 22 de dezembro de 2004

Presidente da Comissão Examinadora
Dr. RICARDO ALAN VERDÚ RAMOS

Co. Mys 295587
Mys 58736

Dedicatória

Dedico este trabalho aos meus pais Natalin Fiomari e Genir Aparecida Caldato Fiomari.

Para a conclusão deste trabalho, devo meus agradecimentos as seguintes pessoas:

A minha família que sempre me incentivou nos meus estudos, inclusive esse de redigir esta dissertação.

Ao exerceente industrial da Destilaria Pioneiros Engenheiro Mecânico Marcos Torres que, juntamente com a diretoria da Destilaria Pioneiros, sempre me apoiaram e permitiram que pudesse dividir meu tempo no trabalho com os afazeres da pós-graduação. Além disso, agradeço à Destilaria Pioneiros que foi o meu laboratório de pesquisas e lugar no qual obtive todas informações para fazer este trabalho.

Ao meu orientador Prof. Dr. Ricardo Alan Verdu Ramos pelo apoio dado direto e indiretamente para que concluisse esse trabalho com êxito.

Aos Profs. Drs. Cássio Roberto Macedo Maia e José Luiz Gasche pela ajuda no desenvolvimento de um trabalho apresentado em um congresso que, posteriormente, foi utilizado como referência para esta dissertação.

Aos meus colegas de estudo, e também estudantes de pós-graduação, Alessandro Tasso Takaki, Fabiano Peghosa Branco e Thales Brandão Uchoa.

Ao meu companheiro de trabalho na Destilaria Pioneiros e de estudo, que também está fazendo pós-graduação, Engenheira Eletricista Luiz Gustavo Scatellini Rodriguez, pelas produtivas discussões sobre assuntos comuns às nossas dissertações.

Aos funcionários da Destilaria Pioneiros que me ajudaram obter informações que foram imprescindíveis para esse trabalho.

Agradecimentos

Além de outras várias pessoas que não cito aqui e que também contribuíram de forma positiva para a conclusão deste trabalho, devo meus agradecimentos as seguintes pessoas:

À minha família que sempre me incentivou nos meus desafios, inclusive esse de redigir essa dissertação.

Ao ex-gerente industrial da Destilaria Pioneiros Engenheiro Mecânico Marcos Torres que, juntamente com a diretoria da Destilaria Pioneiros, sempre me apoiaram e permitiram que pudesse dividir meu tempo no trabalho com os afazeres da pós graduação. Além disso, agradeço à Destilaria Pioneiros que foi o meu laboratório de pesquisas e lugar no qual obtive todas informações para fazer este trabalho.

Ao meu orientador Prof. Dr. Ricardo Alan Verdú Ramos pelo apoio dado direta e indiretamente para que concluísse esse trabalho com êxito.

Aos Profs. Drs. Cássio Roberto Macedo Maia e José Luiz Gasche pela ajuda no desenvolvimento de um trabalho apresentado em um congresso que, posteriormente, foi utilizado como referência para essa dissertação.

Aos meus colegas de estudo, e também estudantes de pós-graduação, Alessandro Tomio Takaki, Fabiano Pagliosa Branco e Thales Brandão Uchoa.

Ao meu companheiro de trabalho na Destilaria Pioneiros e de estudo, que também está fazendo pós-graduação, Engenheiro Eletricista Luiz Gustavo Scartezini Rodrigues, pelas produtivas discussões sobre assuntos comuns às nossas dissertações.

Aos funcionários da Destilaria Pioneiros que me ajudaram obter informações que foram imprescindíveis para esse trabalho.

Sumário	
Lista de Tabelas	v
Lista de Figuras	vii
Lista de Símbolos	x
Resumo	xv
Abstract	xvi
Preâmbulo	xvii
Capítulo 1 – Introdução	01
1.1. Histórico do Desenvolvimento do Setor Sucroalcooleiro	01
1.1.1. A Origem da Cana de Açúcar	01
1.1.2. A Disseminação da Cana de Açúcar no Continente Americano	02
1.1.3. Desenvolvimento do Setor Sucroalcooleiro no Brasil	05
1.1.4. Desenvolvimento do Setor Sucroalcooleiro no Oeste Paulista	08
1.1.5. Histórico e Perspectivas da Destilaria Pioneiros	11
1.2. Cogeração de Energia no Setor Sucroalcooleiro	15
1.2.1. Aspectos Gerais e Histórico da Cogeração	15
1.2.2. Caracterização dos Sistemas de Cogeração no Setor Sucroalcooleiro	18
1.2.3. Desenvolvimento da Cogeração no Setor Sucroalcooleiro	22
1.2.4. Potencial de Cogeração do Setor Sucroalcooleiro	25
1.3. Regulamentação e Incentivos para Cogeração no Setor Sucroalcooleiro	28
1.3.1. Crise Energética e Programa de Racionamento de Energia	28
1.3.2. Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Geração de Energia	29
1.3.3. Protocolo de Kyoto	32
1.3.4. Mecanismo de Desenvolvimento Limpo	34
1.3.5. Crédito de Carbono no Setor Sucroalcooleiro	36
Capítulo 2 – Revisão da Literatura e Proposta do Trabalho	39
2.1. Retrospecto de Estudos sobre Cogeração de Energia em Usinas de Açúcar e Alcool	39
2.2. Objetivos deste Trabalho	44
Capítulo 3 – Definições e Conceitos Envolvidos	45
3.1. Conceitos Termodinâmicos	45
3.1.1. Balanços de Massa, Energia e Exergia	46
3.1.2. Eficiências Térmicas pela Primeira e Segunda Lei da Termodinâmica	50



3.1.3. Índices de Desempenho Baseados na Primeira Lei da Termodinâmica	53
3.2. Definições de Parâmetros Importantes em Usinas Sucroalcooleiras	55
3.3. Avaliação Termodinâmica de uma Turbina de Extração-Condensação	61
Capítulo 4 – Descrição dos Casos a serem Estudados	67
4.1. Caso 1 – Planta Operante até a Safra 2003/2004	67
4.2. Caso 2 – Planta Operante na Safra 2004/2005	72
4.3. Caso 3 – Planta Prevista para Operar na Safra 2005/2006	76
4.4. Caso 4 – Planta Prevista para Operar na Safra 2006/2007	80
4.5. Caso 5 – Planta Prevista para Operar na Safra 2007/2008	83
Capítulo 5 – Resultados e Discussões	86
5.1. Resultados da Análise da Turbina de Extração-Condensação	86
5.2. Resultados das Análises dos Casos Estudados	91
5.3. Índices de Desempenho das Plantas	97
5.4. Relação entre alguns Parâmetros das Plantas	100
5.4.1. Comportamento da Eficiência Global da Planta com a Variação da Taxa de Condensação	100
5.4.2. Comportamento da Eficiência Global da Planta e da Geração Total de Potência com a Variação da Taxa de Condensação	101
5.4.3. Comportamento da Eficiência Global da Planta com a Variação da Eficiência da Caldeira	102
5.4.4. Comportamento da Eficiência Global e da Potência Gerada na Planta com o Consumo de Vapor de Processo	103
Capítulo 6 – Conclusões e Sugestões	105
Referências Bibliográficas	109
Apêndice A – Dados de Produção do Setor Sucroalcooleiro no Brasil.	114
Apêndice B – Dados de Produção do Setor Sucroalcooleiro no Estado de São Paulo e no Oeste Paulista	118
Apêndice C – Dados de Produção da Destilaria Pioneiros	123
Apêndice D – Glossário de Termos Técnicos	128



Lista de Tabelas

Tabela 1.1 – Situação de geração de energia elétrica a base de bagaço de cana.	25
Tabela 1.2 – Maiores emissores de CO_2 do mundo.	33
Tabela 1.3 – Contribuição das fontes emissoras de CO_2 no Brasil.	33
Tabela 1.4 – Gases causadores do efeito estufa na produção de cana, açúcar e álcool.	37
Tabela 3.1 – Frações em massa dos elementos químicos no bagaço.	52
Tabela 3.2 – Dados operacionais da turbina VE 32.	62
Tabela 4.1 – Características do bagaço de cana.	67
Tabela 4.2 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2003/2004.	70
Tabela 4.3 – Parâmetros de operação da Destilaria Pioneiros na safra de 2003/2004.	71
Tabela 4.4 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2004/2005.	74
Tabela 4.5 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2004/2005.	75
Tabela 4.6 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2005/2006.	78
Tabela 4.7 – Parâmetros de operação da planta da Destilaria Pioneiros na safra de 2005/2006.	79
Tabela 4.8 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2006/2007.	80
Tabela 4.9 – Parâmetros de operação da planta da Destilaria Pioneiros na safra de 2006/2007.	82
Tabela 4.10 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2007/2008.	83
Tabela 4.11 – Parâmetros de operação da planta da Destilaria Pioneiros na safra de 2007/2008.	85
Tabela 5.1 – Potência e consumo específico para cada volume de controle da Fig. 3.6.	87
Tabela 5.2 – Consumo específico de vapor para cada saída da turbina VE 32.	88
Tabela 5.3 – Variação da potência e eficiência da turbina, em função da taxa de condensação (8 a 20 t/h).	89
Tabela 5.4 – Variação da potência e eficiência da turbina, em função da taxa de	127



condensação (20 a 40 t/h).	90
Tabela 5.5 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela primeira lei.	91
Tabela 5.6 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela segunda lei e consumo específico de vapor para o Caso 1.	92
Tabela 5.7 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela segunda lei e consumo específico de vapor para o Caso 2.	92
Tabela 5.8 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela segunda lei e consumo específico de vapor para os Casos 3, 4 e 5.	93
Tabela 5.9 – Eficiência termodinâmica da turbina VE 32 pela primeira e segunda lei e consumo específico de vapor para os Casos 3, 4 e 5.	93
Tabela 5.10 – Potência gerada em cada equipamento dada em kW para cada caso estudado.	94
Tabela 5.11 – Potência térmica de processo dada em kW para cada caso estudado.	94
Tabela 5.12 – Potência demandada pelas bombas dada em kW para cada caso estudado.	95
Tabela 5.13 – Eficiências das caldeiras pela primeira e segunda lei da termodinâmica para cada caso estudado.	95
Tabela 5.14 – Eficiência global das plantas para cada caso estudado.	96
Tabela 5.15 – Taxas de irreversibilidades geradas pelas turbinas.	96
Tabela 5.16 – Taxas de irreversibilidades geradas pelas bombas hidráulicas da planta.	97
Tabela 5.17 – Índices de desempenho baseados na primeira lei da termodinâmica.	97
Tabela 5.18 – Índices de desempenho de uma planta em uma usina de açúcar e álcool.	99
Tabela A.1 – Produção de cana de açúcar no Brasil (em toneladas).	114
Tabela A.2 – Produção de açúcar no Brasil (em toneladas).	115
Tabela A.3 – Produção de álcool (anidro e hidratado) no Brasil (em m ³).	116
Tabela B.1 – Produção de cana de açúcar no Oeste Paulista (em milhares de toneladas).	118
Tabela B.2 – Produção de açúcar no Oeste Paulista (em toneladas).	119
Tabela B.3 – Produção de álcool (anidro e hidratado) no Oeste Paulista (em m ³).	120
Tabela C.1 – Dados para cálculo dos parâmetros de produção da Destilaria Pioneiros.	123
Tabela C.2 – Dados quantitativos da produção da Destilaria Pioneiros.	124
Tabela C.3 – Variáveis de entrada para a simulação do balanço de ART da Destilaria Pioneiros.	125
Tabela C.4 – Resultados do balanço de ART da Destilaria Pioneiros.	127



Lista de Figuras

Figura 1.1 – Cana moída pela Destilaria Pioneiros nas últimas safras.	12
Figura 1.2 – Quantidade de açúcar produzido em função da quantidade de cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras.	12
Figura 1.3 – Quantidade de álcool produzido em função da quantidade de cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras.	12
Figura 1.4 – Quantidade de bagaço produzido em função da quantidade de cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras.	13
Figura 1.5 – Central de cogeração a vapor operando em paridade térmica e curvas de demanda.	16
Figura 1.6 – Diagrama de um sistema de cogeração com turbinas a vapor de contrapressão.	19
Figura 1.7 – Diagrama de um sistema de cogeração com turbina a vapor de extração-condensação.	20
Figura 1.8 – Diagrama de um sistema de cogeração com ciclo combinado de gás e vapor.	21
Figura 1.9 – Ciclos <i>topping</i> (a) e <i>bottoming</i> (b).	24
Figura 1.10 – Mudança da temperatura global nas últimas décadas.	34
Figura 3.1 – Poder calorífico inferior do bagaço com 3 % de teor de açúcar, para diferentes valores de umidade.	56
Figura 3.2 – Relação entre η_I e R_{bagvapor} de uma caldeira.	57
Figura 3.3 – Relação entre η_{II} e R_{bagvapor} de uma caldeira.	58
Figura 3.4 – Relação entre η_I e $R_{\text{vappotele}}$ para diferentes parâmetros do vapor direto.	60
Figura 3.5 – Desenho esquemático de uma turbina de extração-condensação com duas extrações de vapor.	62
Figura 3.6 – Desenho esquemático de uma turbina de extração-condensação considerando três volumes de controle para cada extração.	64
Figura 3.7 – Desenho esquemático de uma turbina de extração-condensação considerando três volumes de controle independentes para cada saída.	65
Figura 4.1 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2003/2004 (Caso 1).	68
Figura 4.2 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2004/2005 (Caso 2).	73

Figura 4.3 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2005/2006 (Caso 3).	77
Figura 4.4 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2006/2007 (Caso 4).	81
Figura 4.5 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2007/2008 (Caso 5).	84
Figura 5.1 – Comportamento da geração de potência e da eficiência pela primeira lei, variando-se a taxa de condensação entre 8 e 20 t/h.	89
Figura 5.2 – Comportamento da geração de potência e da eficiência pela primeira lei, variando-se a taxa de condensação entre 20 e 40 t/h.	90
Figura 5.3 – Eficiência global e fator de utilização de energia para os casos analisados.	98
Figura 5.4 – Comportamento da eficiência global da planta com a variação da taxa de condensação.	100
Figura 5.5 – Comportamento da eficiência global da planta e da geração total de potência com a variação da taxa de condensação.	101
Figura 5.6 – Comportamento da eficiência global da planta com a variação da eficiência da caldeira.	102
Figura 5.7 – Comportamento da eficiência global da planta com a variação do vapor de processo.	103
Figura 5.8 – Comportamento da potência total da planta com a variação do vapor de processo.	103
Figura 5.9 – Comportamento da potência total da planta e da eficiência global com a variação do vapor de processo.	104
Figura A.1 – Percentual de cana moída pelo estado de São Paulo em relação ao Brasil nas últimas safras.	114
Figura A.2 – Percentual de açúcar produzido pelo estado de São Paulo em relação ao Brasil nas últimas safras.	117
Figura A.3 – Percentual de álcool produzido pelo estado de São Paulo em relação ao Brasil nas últimas safras.	117
Figura B.1 – Percentual de cana moída pela UDOP em relação ao estado de São Paulo nas últimas safras.	121
Figura B.2 – Percentual de cana moída pela Destilaria Pioneiros em relação a UDOP nas últimas safras.	121
Figura B.3 – Percentual de açúcar produzido pela UDOP em relação ao estado de São Paulo nas últimas safras.	121



Figura B.4 – Percentual de açúcar produzido pela Destilaria Pioneiros em relação a UDOP nas últimas safras.	122
Figura B.5 – Percentual de álcool produzido pela UDOP em relação ao estado de São Paulo nas últimas safras.	122
Figura B.6 – Percentual de álcool produzido pela Destilaria Pioneiros em relação a UDOP nas últimas safras.	122
Figura C.1 – Fluxograma do balanço de ART da Destilaria Pioneiros.	125

ex_1 : Exergia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg)

ex_{sup} : Exergia específica de vapor superaquecido (kJ/kg)

ex_2 : Exergia específica na saída do volume de controle (kJ/kg)

g : Aceleração gravitacional (m/s^2)

h_f : Entalpia da água para o estado de referência (kJ/kg)

h_{sup} : Entalpia específica da água (kJ/kg)

h_1 : Entalpia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg)

h_2 : Entalpia específica na saída do volume de controle (kJ/kg)

h_{sup} : Entalpia específica de vapor superaquecido (kJ/kg)

I : Taxa de irreversibilidade no volume de controle (kW)

I_{vap} : Entalpia de vaporização da água (kJ/kg)

m : Vazão mássica (líquido ou vapor) no volume de controle (kg/s)

$m_{água}$: Vazão mássica de água (kg/s)

m_{bagac} : Vazão mássica de bagaço consumido na caldeira (kg/s)

m_{v1} : Vazão mássica de vapor no condensador da turbina de extração-condensação (kg/s)

m_1 : Vazão mássica que entra no volume de controle (kg/s)

m_{v2} : Vazão mássica de vapor na extração 1 da turbina de extração-condensação (kg/s)

m_{v3} : Vazão mássica de vapor na extração 2 da turbina de extração-condensação (kg/s)

m_2 : Vazão mássica que sai do volume de controle (kg/s)

m_{sup} : Vazão mássica de vapor superaquecido (kg/s)

m_{v4} : Vazão mássica de vapor na entrada da turbina de extração-condensação (kg/s)

p : Pressão (kPa)

Lista de Símbolos

Símbolos Latinos

$ex_{\text{água}}$: Exergia específica da água (kJ/kg)

ex_{bag} : Exergia específica do bagaço da cana (kJ/kg)

ex_e : Exergia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg)

ex_{vapor} : Exergia específica de vapor superaquecido (kJ/kg)

ex_s : Exergia específica na saída do volume de controle (kJ/kg)

g : Aceleração gravitacional (m/s^2)

h_0 : Entalpia da água para o estado de referência (kJ/kg)

$h_{\text{água}}$: Entalpia específica da água (kJ/kg)

h_e : Entalpia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg)

h_s : Entalpia específica na saída do volume de controle (kJ/kg)

h_{vapor} : Entalpia específica de vapor superaquecido (kJ/kg)

$\dot{I}_{\text{v.c.}}$: Taxa de irreversibilidade no volume de controle (kW)

$L_{\text{água}}$: Entalpia de vaporização da água (kJ/kg)

$\dot{m}$: Vazão mássica (líquido ou vapor) no volume de controle (kg/s)

$\dot{m}_{\text{água}}$: Vazão mássica de água (kg/s)

$\dot{m}_{\text{bag}}$: Vazão mássica de bagaço consumido na caldeira (kg/s)

$\dot{m}_{\text{CO}}$: Vazão mássica de vapor no condensador da turbina de extração-condensação (kg/s)

$\dot{m}_e$: Vazão mássica que entra no volume de controle (kg/s)

$\dot{m}_{\text{E1}}$: Vazão mássica de vapor na extração 1 da turbina de extração-condensação (kg/s)

$\dot{m}_{\text{E2}}$: Vazão mássica de vapor na extração 2 da turbina de extração-condensação (kg/s)

$\dot{m}_s$: Vazão mássica que sai do volume de controle (kg/s)

$\dot{m}_{\text{vapor}}$: Vazão mássica de vapor superaquecido (kg/s)

$\dot{m}_{\text{VD}}$: Vazão mássica de vapor na entrada da turbina de extração-condensação (kg/s)

p : Pressão (kPa)

$\dot{Q}_{\text{cond}}$: Potência térmica perdida no condensador (kW)

$\dot{Q}_{\text{dest}}$: Potência térmica útil no processo de destilação (kW)

$\dot{Q}_{\text{evap}}$: Potência térmica útil no processo de evaporação da água do caldo (kW)

$\dot{Q}_{\text{útil}}$: Potência térmica útil da planta (kW)

$\dot{Q}_{\text{v.c.}}$: Potência térmica no volume de controle (kW)

$R_{\text{potelecana}}$: Relação da energia elétrica gerada por tonelada de cana moída (kW · h/t)

R_{vapcana} : Relação vapor-cana moída (kg/t)

$R_{\text{vappotele}}$: Relação vapor consumido-potência gerada (kg/kW · h)

s_0 : Entropia da água para o estado de referência (kJ/kg · K)

s_e : Entropia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg · K)

s_s : Entropia específica na saída do volume de controle (kJ/kg · K)

$S_{\text{ger, v.c.}}$: geração de entropia no volume de controle (kJ/kg · K)

T_0 : Temperatura do fluido no estado de referência (K)

T_j : Temperatura superficial do volume de controle (K)

u : Energia interna específica (kJ/kg)

v : Volume específico (m^3/kg)

V_e : Velocidade da vazão mássica na entrada do volume de controle (m/s)

V_s : Velocidade da vazão mássica na saída do volume de controle (m/s)

$\dot{W}_{\text{bomb}}$: Potências referentes ao bombeamento (kW)

$\dot{W}_{\text{ele}}$: Potência referente aos acionamentos dos geradores elétricos (kW)

$\dot{W}_{\text{mec}}$: Potência referente aos acionamentos mecânicos (kW)

$\dot{W}_{\text{total}}$: Potência total (elétrica e mecânica) (kW)

$\dot{W}_{\text{v.c.}}$: Fluxo de trabalho no volume de controle (kW)

$Z_{\text{água}}$: Fração em massa de água no bagaço úmido (%)

Z_e : Cota da vazão mássica na entrada do volume de controle (m)

Z_i : Fração em massa dos diferentes elementos químicos (%)

Z_s : Cota da vazão mássica na saída do volume de controle (m)

Símbolos Gregos

β : Função das frações de massa dos componentes químicos do bagaço (%)

Δh_{iso} : Diferença entre as entalpias de entrada e saída do volume de controle, para processo isoentrópico (kJ/kg)

η_{cald} : Eficiência térmica das caldeiras da unidade (%)

η_{cald_ref} : Eficiência térmica de caldeiras que produzem apenas vapor saturado (%)

η_{global} : Eficiência global do sistema (%)

η_{term_ref} : Eficiência térmica de uma planta de potência de referência (%)

η_I : Eficiência baseada na primeira lei da termodinâmica (%)

η_{II} : Eficiência baseada na segunda lei da termodinâmica (%)

Abreviações

ACPRD: Açúcar Produzido

ACPRDCN: Açúcar Produzido por Tonelada de Cana

ALPRD: Alcool Produzido

ALPRDCN: Alcool Produzido por Tonelada de Cana

ANA: Agência Nacional de Águas

ANEEL: Agência Nacional de Energia Elétrica

ART: Açúcares Redutores Totais

ARTAC: ART para Açúcar

ARTAL: ART para Alcool

ARTMO: ART Moído

BGPRD: Bagaço Produzido

BGPRDCN: Bagaço Produzido por Tonelada de Cana

BNDES: Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social

CAPR: Caldo Primário

CAPRAF: Caldo Primário Após o Filtro

CAPRAM: Caldo Primário Após o Multijato

CASE: Caldo Secundário

CASEAF: Caldo Secundário Após o Filtro
CATI: Coordenadoria de Assistência Técnica Integral
CCVE: Contratos de Compra e Venda de Energia
CER: *Certified Emissions Reduction*
CESP: Companhia Energética de São Paulo
CGCE: Câmara de Gestão da Crise Energética
CNMO: Quantidade de Cana Moída
CNMOH: Cana Moída por Hora
COPERSUCAR: Cooperativa Privada dos Produtores de Cana de Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo
CPFL: Companhia Paulista de Força e Luz
CQNUMC: Conferência das Partes da Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima
EES: *Engineering Equation Solver*
EFEI: Escola Federal de Engenharia de Itajubá
ELETROBRAS: Centrais Elétricas Brasileiras S.A.
ESFA: Fator de Esgotamento da Fábrica de Açúcar
ETA: Estação de Tratamento de Água
EX1M: Extração da 1ª Moenda
FGV: Fundação Getúlio Vargas
FUE: Fator de Utilização de Energia
GTA: Grupo de Trabalho do Alcool
IAA: Instituto do Açúcar e Alcool
IETA: *International Emissions Trading Association*
IGP: Índice de Geração de Potência
IGPM: Índice Geral de Preços de Mercado
INPMAL: Grau INPM do Alcool
IPE: Índice de Poupança de Energia
LI: Licença Prévia de Instalação
MAE: Mercado Atacadista de Energia
MCT: Ministério de Ciência e Tecnologia
MDL: Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
MME: Ministério de Minas e Energia
ONS: Operador Nacional do Sistema Elétrico



PCF: *Prototype Carbon Fund*

PCI: Poder Calorífico Inferior

PCI_{bag}: Poder Calorífico Inferior do Bagaço

PCH's: Pequenas Centrais Hidrelétricas

PCS: Poder Calorífico Superior

PEAL: Perda na Água de Lavagem

PEALT: Perda na Água de Lavagem em Toneladas

PEBG: Perda no Bagaço

PEBGT: Perda no Bagaço em Toneladas

PEMJ: Perda no Multijato

PEMJT: Perda no Multijato em Toneladas

PETF: Perda na torta de Filtro

PETFT: Perda na torta de Filtro em Toneladas

PLANALSUCAR: Programa Nacional de Melhoramento da Cana de Açúcar

POL: Polarização

POLA: Pol do Açúcar

PPT: Programa Prioritário de Termoeletricidade

PROÁLCOOL: Programa Nacional do Álcool

PROINFA: Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Geração de Energia

RCE: Reduções Certificadas de Emissões

REFE: Rendimento da Fermentação

RP: Regime Permanente

RPC: Relação entre a Potência Total Produzida e a Energia Térmica Utilizada no Processo

SIN: Sistema Interligado Nacional

TJLP: Taxa de Juros de Longo Prazo

UDOP: União das Destilarias do Oeste Paulista

UNICA: União da Agroindústria Canavieira de São Paulo

VC: Volume de controle



Resumo

No presente trabalho, foram realizadas análises energética e exergética de cinco plantas de vapor de uma usina sucroalcooleira. As plantas consideradas foram baseadas na expansão do sistema de cogeração da Destilaria Pioneiros, iniciada em 2003 e com término previsto para 2007. A configuração inicialmente considerada é constituída por caldeiras de baixa pressão, com turbinas de simples estágio para geração de eletricidade e com picador, desfibrador e moendas com acionamento mecânico. A configuração final considerada é constituída por caldeira de alta pressão, com turbina de extração-condensação e com a substituição do acionamento mecânico por elétrico nos outros equipamentos. Através da primeira e segunda leis da termodinâmica, foi possível avaliar a eficiência e a geração de calor e potência para cada componente, caldeiras, turbinas, condensadores e bombas que compunham as plantas avaliadas, bem como o aproveitamento global de energia de cada uma delas. Através de índices baseados na primeira lei da termodinâmica, foi possível comparar todas as plantas consideradas. Além disso, foram calculados também alguns indicadores que são bastante comuns em usinas de açúcar e álcool, como o consumo específico de vapor de turbinas a vapor ou consumo específico de vapor de processo. Uma avaliação termodinâmica mais detalhada foi apresentada para uma turbina de extração-condensação com capacidade de acionar um gerador de 40 MVA. O uso dessa turbina nos sistemas de cogeração de energia mostrou que sua alta eficiência contribuiu para uma maior geração de potência, porém a condensação reduziu a eficiência global da planta. Algumas análises de sensibilidade foram feitas para avaliar o comportamento do aproveitamento global de energia de um ciclo com turbina de extração-condensação levando em consideração a variação de parâmetros como eficiência da caldeira, consumo de vapor de processo e taxa de condensação na turbina de extração-condensação. Observou-se que a eficiência da planta foi bastante sensível à variação da taxa de condensação e aumentou quando se aumentou a demanda do vapor de processo.

Keywords: Energy, Exergy, Cogeneration, Bagasse, Sugar Cane Industry.

Palavras Chave: Energia, Exergia, Cogeração, Bagaço, Indústria Sucroalcooleira.



Abstract

In this work, energetic and exergetic analyses of five steam plants of a sugar cane industry were carried out. The plants considered were based on the expansion of the cogeneration system of the Destilaria Pioneiros that was started in 2003 and will be finished in 2007. The initial configuration considered is constituted by a low pressure steam generator, single stage steam turbines for electricity generation and crusher, shredding and millings with mechanical driving. The final configuration considered is constituted by a high pressure steam generator, a multiple stage extraction-condensation steam turbine for electricity generation and with substitution of the mechanical driving by electrical driving in the other equipments. Considering the first and second thermodynamic laws, it was possible to evaluate the efficiency and the heat and power generation for each component, steam generator, turbines, condensers and pumps of all plants, as well as their overall energy efficiency. Using indexes based on the first law of thermodynamic, it was possible to compare the plants. Besides, some very common parameters in sugar cane industries, as specific steam consume in the turbines or specific steam consume in the processes, were calculated. A detailed thermodynamic analysis for an extraction-condensation turbine capable to drive a 40 MVA electricity generator was performed. The use of this turbine in the cogeneration systems showed that its efficiency contributed to increase the power generation, although the condensation has reduced the overall efficiency of the plant. Sensibility analyses were conducted to evaluate the behavior of the overall energy efficiency of a plant with the extraction-condensation turbine, taking into account parameters like the steam generator efficiency, steam consumed in the processes and condensation rate of the turbine. It was observed that the plant efficiency was very sensible to the condensation rate variation and increased as the demand of steam processes increased.

Keywords: Energy, Exergy, Cogeneration, Bagasse, Sugar Cane Industry.

Preâmbulo

Este trabalho está relacionado à planta sucroalcooleira da Destilaria Pioneiros, localizada no município de Sud Mennucci, Estado de São Paulo. Esta empresa, apesar de ser destilaria na razão social, produz açúcar também, além do álcool, logo pode ser considerada como uma usina sucroalcooleira. Além desses produtos, a Destilaria Pioneiros passou, a partir de 2002, a investir na cogeração de energia e, conseqüentemente, sofreu algumas modificações na sua planta para atender esse objetivo. Algumas dessas plantas de vapor são objetos de estudo nesse trabalho.

No Capítulo 1, que é introdutório, é feito um levantamento histórico do setor sucroalcooleiro, desde a origem da cana de açúcar na Oceania até sua disseminação no continente americano, no Brasil e no oeste paulista, região na qual se encontra a Destilaria Pioneiros, que também tem seu histórico de produção de cana de açúcar apresentado. Além disso, são abordados aspectos gerais sobre cogeração de energia, levando-se em conta a sua evolução dentro do setor sucroalcooleiro, bem com seu potencial de geração de energia. Complementarmente, são apresentados alguns incentivos para a cogeração de energia elétrica tendo como o combustível o bagaço de cana.

No Capítulo 2, é apresentado um retrospecto de trabalhos realizados sobre cogeração de energia elétrica dentro do setor sucroalcooleiro, além de ser enfatizado qual a proposta do presente trabalho.

No Capítulo 3, os conceitos termodinâmicos envolvidos no trabalho são apresentados de forma resumida. Os índices de desempenho baseados na primeira da termodinâmica também são mostrados nesse capítulo, além de outros índices que são extremamente úteis na análise termodinâmica de uma usina de açúcar e álcool. Além disso, é apresentada a metodologia de avaliação termodinâmica da turbina de extração-condensação sob o ponto de vista da primeira lei.

No Capítulo 4, todos os casos estudados são descritos através de fluxogramas das plantas e de tabelas mostrando os fluxos de massa e suas propriedades termodinâmicas para cada ponto da planta. Nesta descrição, também são fornecidas informações técnicas de operação de plantas de vapor em usinas sucroalcooleiras.

No Capítulo 5, são fornecidos os resultados da avaliação termodinâmica da turbina de extração-condensação, além dos resultados da análise de todos os casos descritos no Capítulo 4. São apresentados também os índices de desempenho das plantas, bem como a

análise de sensibilidade da eficiência global com a variação de outros parâmetros. Nesse capítulo, ainda, são feitas algumas considerações sobre os resultados obtidos.

Para finalizar, no Capítulo 6 são apresentadas as conclusões dessa dissertação, bem como sugestões para estudos futuros.

1.1.1 A Origem da Cana-de-Açúcar

O primeiro contato com esta planta que seria associada intimamente com a essência da doçura e calor do açúcar, foi na Nova Guiné, Oceania. Depois a cultura dessa planta foi levada para a região do Golfo do Bengala, na Índia.

Posteriormente, a cana-de-açúcar começou a ser cultivada pelos árabes, sendo depois introduzida no Egito, em Chipre, na Sicília e na Espanha no século X. Creditam-se aos egípcios, que tinham bons conhecimentos em química, o desenvolvimento do processo de clarificação do caldo de cana pelo uso de cinzas e compostos de origem vegetal e animal, além do desenvolvimento dos métodos de cozimento que resultavam em um açúcar de alta qualidade para a época, que era consumido exclusivamente por reis e nobres na Europa.

No início do século XIV, graças à crescente importância como fonte de energia para o organismo, o comércio do açúcar era prerrogativa dos médicos que forneciam essa substância em grãos para a recuperação ou alívio dos moribundos. Nessa época, há registros de comercialização em troca de açúcar por quantias que hoje seriam equivalentes a aproximadamente R\$ 200,00 por quilograma, o que mostra como o açúcar era valorizado comparado com o preço dos dias atuais que giram em torno de R\$ 0,60 por quilograma (Machado, 2003).

Neste mesmo período, Portugal ainda era um pequeno reino da Península Ibérica e se acentuou aos descobrimentos sendo motivado pelo lucro do comércio das especiarias. Nessa época era praticamente impossível transportar mercadorias por vias terrestres, pois não havia estradas nem veículos adequados. Além disso, os nobres feudais cobravam pesados tributos pela passagem por suas terras ou impunham abertamente o saque de mercadorias. Desta maneira todo o comércio se efetuava por via marítima em uma rota que se originava no Mediterrâneo passando por Portugal (Estreito de Gibraltar). Além disso, os reis portugueses mantinham bom relacionamento com os comerciantes e financistas que, em outras partes, não eram bem vistos por sua obsessão pelos lucros. Essa preocupação comercial também estimulou a introdução da cana-de-açúcar na Ilha da Madeira, que se tornou laboratório de

Capítulo 1 – Introdução

1.1. Histórico do Desenvolvimento do Setor Sucroalcooleiro

1.1.1. A Origem da Cana de Açúcar

O primeiro contato com uma planta que seria associada intimamente com a essência da doçura, a cana de açúcar, foi na Nova Guiné, Oceania. Depois a cultura dessa planta foi levada para a região do Golfo de Bengala, na Índia.

Posteriormente, a cana de açúcar começou a ser cultivada pelos árabes, sendo depois introduzida no Egito, em Chipre, na Sicília e na Espanha no século X. Credita-se aos egípcios, que tinham bons conhecimentos em química, o desenvolvimento do processo de clarificação do caldo da cana pelo uso de cinzas e compostos de origem vegetal e animal, além do desenvolvimento dos métodos de cozimento que resultavam em um açúcar de alta qualidade para a época, que era consumido exclusivamente por reis e nobres na Europa.

No início do século XIV, graças à escassez e importância como fonte de energia para o organismo, o comércio do açúcar era prerrogativa dos médicos que forneciam essa substância em grãos para a recuperação ou alívio dos moribundos. Nessa época, há registros de comercialização ou troca de açúcar por quantias que hoje seriam equivalentes a aproximadamente R\$ 200,00 por quilograma, o que mostra como o açúcar era valorizado comparado com o preço dos dias atuais que giram em torno de R\$ 0,60 por quilograma (Machado, 2003).

Nesse mesmo período, Portugal ainda era um pequeno reino da Península Ibérica e se aventurou aos descobrimentos sendo motivado pelo lucro do comércio das especiarias. Nessa época era praticamente impossível transportar mercadorias por vias terrestres, pois não havia estradas nem veículos adequados. Além disso, os senhores feudais cobravam pesados tributos pela passagem por suas terras ou incentivavam abertamente o saque de mercadorias. Desta maneira todo o comércio se efetuava por via marítima em uma rota que se originava no Mediterrâneo passando por Portugal (Estreito de Gibraltar). Além disso, os reis portugueses mantinham bom relacionamento com os comerciantes e financistas que, em outras partes, não eram bem vistos por sua obsessão pelos lucros. Essa preocupação comercial também estimulou a introdução da cana de açúcar na Ilha da Madeira, que se tornou laboratório do

modelo de cultura de cana e de produção de açúcar que mais tarde se expandiria com a descoberta do Novo Mundo, as Américas (Machado, 2003).

1.1.2. A Disseminação da Cana de Açúcar no Continente Americano

Em 1492, o navegador genovês Cristóvão Colombo, a serviço da rainha Isabel da Espanha, procurava uma nova rota para as Índias e acabou descobrindo a América.

Em sua segunda viagem à América (1493) ele introduziu a cana de açúcar na região onde hoje é a República Dominicana. Mas, com a descoberta do ouro e prata pelos espanhóis no início do século XVI, o cultivo e a produção de açúcar foram praticamente esquecidos (Machado, 2003).

Aproveitando a grande descoberta dos espanhóis na América, os portugueses chegaram ao Brasil com Cabral em 1500. No entanto, encontraram somente uma exuberante terra e, assim, acabaram voltando suas atenções à Índia e à rentável comercialização de seus artigos e especiarias. Somente cerca de trinta anos depois, ao verem as novas terras ameaçadas pelas invasões cada vez mais frequentes de ingleses e franceses, é que os portugueses finalmente decidiram tomar posse efetivamente do Brasil.

Como essa ocupação era muito onerosa, para uma nação tão pequena e com recursos escassos para tal empreitada, os portugueses implantaram o modelo de ocupação que eles já haviam experimentado com êxito na Ilha da Madeira, ou seja, a produção de açúcar que, devido ao seu alto valor, geraria recursos para a manutenção da posse da Colônia. Esse modelo estava baseado em largas extensões de terra, mão de obra escrava e uso extensivo dos recursos naturais existentes.

Em 1532, Martim Affonso de Souza trouxe a primeira muda de cana ao Brasil e iniciou seu cultivo na Capitania de São Vicente, onde foi construído o primeiro engenho de açúcar. Mas foi efetivamente no Nordeste do Brasil, principalmente nas Capitanias de Pernambuco e da Bahia, que os engenhos de açúcar se multiplicaram.

Após um início repleto de dificuldades e tentativas frustradas a produção de açúcar prosperou e, passados menos de cinquenta anos, o Brasil já detinha o monopólio mundial da produção. Isso assegurava a Portugal e aos holandeses, responsáveis pela comercialização, uma elevada lucratividade na venda crescente de açúcar para a Europa, que se enriquecia pelo ouro e prata oriundos do Novo Mundo. Com isso, as regiões produtoras no nordeste brasileiro se beneficiaram e cidades como Salvador e Olinda rapidamente prosperaram. (Machado, 2003).

No entanto, em 1578, a inesperada morte de D. Sebastião, Rei de Portugal, na mal sucedida Batalha de Alcazar, possibilitou a Felipe II, Rei da Espanha, anexar Portugal. Embora não se preocupasse com as atividades açucareiras no Brasil, Felipe II era católico e se opunha ferozmente aos protestantes holandeses e ingleses. As dificuldades de abastecimento aos comerciantes holandeses não tardaram e estes, decididos a não perderem os lucros da comercialização do açúcar, acabaram por invadir o Brasil em 1630, permanecendo em Pernambuco até 1654, quando foram expulsos. Nesse intervalo, os portugueses assinaram vários acordos secretos com os ingleses para assegurarem a proteção da marinha britânica enquanto travavam uma luta para se libertarem dos espanhóis.

Esses fatos fizeram com que os holandeses dessem início à produção açucareira nas Ilhas do Caribe e nas Antilhas, seguidos pelos próprios ingleses e franceses, acabando com o monopólio do açúcar do Brasil. A descoberta do ouro no final do século XVII nas Minas Gerais retirou do açúcar o primeiro lugar na geração de riquezas, cuja produção se retraiu até o final do século XIX. Mesmo assim, considera-se que no período do Brasil Império (1500-1822) a renda obtida pelo comércio do açúcar tenha atingido quase duas vezes a do ouro e quase cinco vezes a de todos outros produtos agrícolas juntos, tais como café, algodão, madeiras, etc (Machado, 2003).

Do mesmo modo, enquanto os holandeses perderam pontos estratégicos no comércio de açúcar, o Haiti, colônia francesa no Caribe, tornou-se o maior produtor mundial no início do século XVIII.

Esse comércio crescente foi ignorado pelos ingleses, possibilitando o fortalecimento econômico das colônias americanas e se tornando fator decisivo, não só para sua posterior independência como para o surgimento da grande nação da América do Norte. Os ingleses tomaram Cuba dos espanhóis em 1760 e, em um período inferior a um ano, dobraram o número de escravos e tornaram Cuba um dos maiores produtores mundiais de açúcar. Em 1791, uma violenta revolução de escravos no Haiti aniquilou completamente sua produção de açúcar e expulsou os franceses que, então, foram para a Louisiana dando início à indústria açucareira norte-americana. O Brasil não estava no centro dos acontecimentos, mas continuava entre os cinco maiores produtores nessa época.

No início do século XIX, os ingleses promoveram um bloqueio continental contra os franceses, impedindo que eles recebessem o açúcar de suas colônias ou de outros lugares além mar. Nessa ocasião, Napoleão incentivou a produção de açúcar a partir da beterraba, graças à técnica desenvolvida por Andrés Marggraf em 1747. Assim, finalmente a Europa passou a não depender mais da importação de açúcar de cana de outros continentes. Por outro lado, em

plena revolução industrial, o uso do motor a vapor acionando as moendas construídas em aço (John Stewart, 1770), a evaporação múltiplo efeito (Norbert Rillieux, 1846), o cozedor a vácuo (Charles Howard, 1812) e as centrífugas para separação do açúcar (Penzoldt, 1837), possibilitaram às novas indústrias, tanto de beterraba, como de cana, um novo patamar tecnológico. Isso diminuiu sobremaneira a competitividade dos engenhos de açúcar de cana tradicionais baseados em moendas de madeira movidas por animais ou rodas d'água, tachos de cozimento abertos, aquecidos a fogo direto e purga de méis por gravidade (Machado, 2003).

Em 1857, o imperador D. Pedro II elaborou um programa de modernização da produção de açúcar no Brasil baseado em um novo conceito produtivo. Assim, surgiram os Engenhos Centrais, que deveriam somente moer a cana e processar o açúcar, ficando o cultivo de cana exclusivamente por conta dos fornecedores. Nessa época, Cuba liderava a produção mundial de açúcar de cana com 25 % do total. Em 1874, o Brasil contribuía com apenas 5 % de um total de 2.640.000 toneladas de açúcar (Machado, 2003).

Foram aprovados 87 Engenhos Centrais, mas foram efetivamente implantados apenas 12 projetos. A grande maioria não teve sucesso em função do desconhecimento operacional dos novos equipamentos, da falta de interesse dos fornecedores, que preferiam produzir aguardente ou mesmo açúcar pelos velhos métodos, além de um custo excessivo representado pela aquisição de lenha para as caldeiras. Esses fatores contribuíram decisivamente para o fracasso do modelo proposto para os Engenhos Centrais.

Apenas os engenhos que tinham cana própria e independiam de fornecedores é que prosperaram. A essas unidades somaram-se outras, de iniciativa privada, tanto no Nordeste, que concentrava o grosso da produção brasileira, como em São Paulo, sendo denominadas de "Usinas de Açúcar". Mesmo com essas novas usinas em operação, não foi possível fazer frente à expansão do açúcar de beterraba que, por volta de 1900, ultrapassava mais de 50 % da produção mundial (Machado, 2003).

Em 1914, a eclosão da I Guerra Mundial provocou a devastação da indústria de açúcar européia, principalmente no norte da França. Esse fato provocou um aumento do preço do açúcar no mercado mundial e incentivou a construção de novas usinas no Brasil, notadamente em São Paulo, onde muitos fazendeiros de café desejavam diversificar seu perfil de produção.



1.1.3. Desenvolvimento do Setor Sucroalcooleiro no Brasil

No final do século XIX o Brasil era responsável por 70 % da produção mundial de café. Após a abolição da escravidão, o governo brasileiro incentivou a vinda de imigrantes europeus com a finalidade de suprir a mão de obra necessária nas fazendas de café, que na época já se concentravam no interior paulista. Esses imigrantes foram, com o passar do tempo, adquirindo glebas de terra permitindo o desenvolvimento de suas próprias atividades agrícolas. Grande parte deles optou então pela produção de aguardente a partir da cana de açúcar, pois era um produto de fácil comércio e de boa rentabilidade (Machado, 2003).

Assim, iniciou-se a construção de inúmeros engenhos nas regiões de Piracicaba e Ribeirão Preto, que hoje são as grandes regiões produtoras e fornecedoras de serviços e equipamentos do setor sucroalcooleiro. A região de Piracicaba foi a primeira a se desenvolver, sendo que no início do século XX já era o maior centro produtor de açúcar de São Paulo.

A partir de 1910, impulsionados pelo crescimento da economia paulista, os engenhos de aguardente foram rapidamente se transformando em usinas de açúcar, dando origem aos grupos produtores mais tradicionais do estado na atualidade. Foi nessa época que Pedro Morganti, juntamente com os irmãos Carbone e outros pequenos refinadores de açúcar, formaram a Companhia União dos Refinadores, uma das primeiras refinarias de grande porte do Brasil.

Em 1920, os irmãos Mário e Armando Dedini tomaram uma iniciativa que se tornaria fundamental para o desenvolvimento do setor sucroalcooleiro brasileiro. Eles fundaram em Piracicaba uma oficina mecânica, que logo depois se transformaria na primeira fábrica de equipamentos para a produção de açúcar no Brasil, a Dedini.

A expansão da produção de açúcar também ocorria no Nordeste, principalmente nos Estados de Pernambuco e Alagoas. As usinas nordestinas eram responsáveis por toda a exportação brasileira e ainda complementavam a demanda dos estados do sul, cuja produção ainda não era suficiente para atender o consumo.

A produção do Nordeste e a rápida expansão das usinas paulistas acenavam para um risco eminente, a superprodução. Assim, com o intuito de controlar a produção, foi criado em 1933, durante o governo Getúlio Vargas, o Instituto do Açúcar e Alcool (IAA). O mecanismo de controle adotado pelo IAA foi o regime de cotas, onde se atribuía a cada usina brasileira uma determinada quantidade de cana a ser moída e sua respectiva produção de álcool e açúcar.

Em função da II Guerra Mundial, as usinas paulistas reivindicaram o aumento da produção para que não houvesse o desabastecimento dos estados do sul. A solicitação foi aceita e as usinas paulistas nos dez anos subsequentes multiplicaram por quase seis vezes sua produção e no início da década de 50 acabaram com a hegemonia produtiva da região Nordeste.

Foi nesse período que surgiram em São Paulo aquelas que até hoje fazem parte das maiores unidades produtoras brasileiras e estão entre as maiores do mundo, como a Usina da Barra, São Martinho, Santa Elisa, entre outras. Esse foi apenas um episódio das disputas sobre o aumento de cotas de produção que marcaram todo o período de existência do IAA, até sua extinção em 1990.

Desde a II Guerra Mundial os esforços da indústria açucareira brasileira se concentraram na multiplicação da capacidade produtiva, pois, amparada por uma ampla extensão territorial e condições climáticas largamente vantajosas em relação às outras regiões produtoras mundiais, a eficiência produtiva foi deixada em segundo plano.

As constantes alterações na cotação do açúcar no mercado internacional e a obsolescência que já se fazia sentir em usinas que haviam sido montadas e mantidas quase que nos mesmos padrões do início do século XX, forçaram a uma mudança de atitude para a manutenção da rentabilidade.

Nesse sentido, em 1959 foi formada uma cooperativa com mais de uma centena de produtores paulistas, a Cooperativa Privada dos Produtores de Cana de Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo (COPERSUCAR), com a finalidade de defesa dos preços de comercialização e, também, de buscar novas tecnologias para o setor.

A indústria açucareira de países como a Austrália e a África do Sul representavam o modelo de modernidade que as usinas brasileiras desejavam e foi principalmente da África do Sul que vieram novidades como a moenda de quatro rolos com alimentação forçada por uma calha conhecida como Donnelly, o desfibrador, entre outras (Machado, 2003).

Esses fatos de grande desenvolvimento, juntamente com a criação do Programa Nacional do Alcool (PROÁLCOOL) em 1975, foram de importância fundamental para o Brasil enfrentar as crises mundiais do petróleo, uma vez que o álcool é um combustível 100 % nacional.

O PROÁLCOOL teve como principais objetivos expandir a cultura da cana de açúcar, principalmente do Sudeste devido às condições naturais e conjunturais da região; incentivar as grandes usinas de açúcar também a produzirem álcool; além de estimular o consumo de álcool em veículos, puro ou misturado à gasolina.

De modo semelhante ao que ocorreu em São Paulo, o PROÁLCOOL alavancou o desenvolvimento de novas regiões produtoras, como o Paraná, Goiás, Mato Grosso do Sul e Mato Grosso. Em menos de cinco anos a produção brasileira de álcool, passou de pouco mais de 300 milhões de litros para 11 bilhões de litros, caracterizando o PROÁLCOOL como o maior programa de energia renovável já estabelecido em termos mundiais, economizando mais de US\$ 30 bilhões em divisas para o Brasil (Machado, 2003).

Acompanhando o crescimento da produção de álcool, a moagem de cana no Brasil aumentou significativamente entre os anos de 1975 e 1985, saindo de 70 milhões para 225 milhões de toneladas de cana esmagada em uma única safra (MCT, 1998).

Todos objetivos almejados pelo PROÁLCOOL foram alcançados, no entanto, a partir de 1986, com o declínio dos preços internacionais do petróleo, ele começou a ser questionado em função de alguns fatores, dentre os quais pode-se destacar: o alto custo do programa; a expansão do plantio da cana de açúcar em detrimento, por vezes, dos espaços agrícolas ocupados por outras culturas alimentares; o fato do álcool não substituir totalmente o petróleo, e o fato de gerar excedentes de gasolina de difícil comercialização, uma vez que o mercado internacional oferecia preços mais baixos.

Sob o ponto de vista econômico, o PROÁLCOOL não foi um bom negócio. Em 1983, quando o barril do petróleo custava US\$ 40, o de álcool custava US\$ 65. Já em 1988, o custo e um barril de álcool caiu para US\$ 38 e o de petróleo para US\$ 15. Além do problema dos custos, o PROÁLCOOL produziu um paradoxo, pois ao mesmo tempo em que permitia a economia de 180 mil barris/dia de gasolina, o PROÁLCOOL também obrigava a Petrobrás a exportar 120 mil barris/dia de gasolina, isso porque a gasolina é produzida de qualquer modo na refinação do petróleo para a produção de diesel. Esses barris eram exportados a preço de custo (US\$ 22 o barril), o que não era um bom negócio para a Petrobrás e muito menos para os consumidores (Castro, 2003).

Em 1986, quando o PROÁLCOOL começou a ser questionado, a produção de carros a álcool chegou a atingir a marca de 76 % do total dos carros produzidos no Brasil (considerando motores a álcool, gasolina e diesel). Esse número teve seu máximo de 95 % no final da década de 80. A partir daí, esse percentual foi caindo gradativamente, chegando a 0,06 % no ano de 1997, quando esse número começou a crescer novamente (UNICA, 2004).

Com o impacto sofrido pelo PROÁLCOOL, a quantidade de cana esmagada no Brasil se manteve em torno de 225 milhões de toneladas entre os anos de 1986 e 1993. A partir de 1993, a quantidade de cana processada aumentou gradativamente até atingir 314,9 milhões de



toneladas em 1998. Neste mesmo ano, a produção de açúcar atingiu mais 358 milhões de sacas (50 kg cada) e 13,8 milhões de m³ de álcool (UNICA, 2004).

Depois de dois anos de super oferta de cana e, conseqüentemente, de açúcar e de álcool, os preços de toda a cadeia despencaram de forma que a saca de açúcar chegou a ser negociado por menos de R\$ 9,00 em 1999, um preço bem menor, por exemplo, que o preço médio de 2003 que foi de R\$ 30,57, segundo informações da União da Agroindústria Canavieira de São Paulo (UNICA). Além disso, ocorreu uma violenta geada seguida de seca em 1999 e outra também em 2000, que acabaram quebrando a produção de cana. Em 2000, a produção de cana no Brasil caiu para 257,6 milhões de toneladas, o que representou uma queda de 18 % em dois anos, isso dentro de um cenário de constante crescimento desde 1993 (UNICA, 2004).

No entanto, a redução da capacidade de cana moída nesse período fez com que o álcool e açúcar ficassem mais escassos e, conseqüentemente, tivessem seus preços aumentados no mercado. Assim, a quantidade de cana moída voltou a aumentar, atingindo 359,3 milhões de toneladas no ano de 2003. Conseqüentemente, as produções também aumentaram, principalmente a de açúcar que foi de 498,5 milhões de sacas, acompanhada de 14,1 milhões de m³ de álcool (UNICA, 2004).

Em seu primeiro levantamento no ano de 2004 (safra 04/05), a UNICA estima que o Centro-Sul, responsável em 2003 por cerca de 88 % da cana moída no Brasil, irá colher 319,9 milhões de toneladas de cana, o que representa algo em torno de 6,9 % a mais que a safra anterior. Esse crescimento é resultado do aumento da área a ser colhida em 323 mil hectares, ou seja, uma expansão da ordem de 9,2 %. Em São Paulo, que representa mais de 60% da produção brasileira de cana, a previsão é de um aumento de 7,7 % (Agrinova, 2004).

Maiores detalhes sobre o histórico brasileiro da produção de cana, açúcar e álcool das últimas safras podem ser vistos no Apêndice A. Neste mesmo apêndice é ilustrada a contribuição do Estado de São Paulo, com relação ao restante do país.

1.1.4. Desenvolvimento do Setor Sucroalcooleiro no Oeste Paulista

A região oeste paulista teve seu desbravamento com a abertura da estrada de ferro Noroeste do Brasil no início do século XX, ate então uma região de mata totalmente inóspita ao ser humano. A quase totalidade das cidades fundadas na região teve como origem a estrada ferroviária e, em Araçatuba, a partir de 1909, começam a chegar pela rodovia os primeiros

moradores que vieram para desbravar o sertão, surgindo, então, ciclos relevantes de imigração (italianos, japoneses, libaneses e portugueses), destacando-se as imigrações italianas no intervalo entre as duas guerras mundiais (Mannarelli Filho, 2002).

Dentre alguns ciclos econômicos que se sucederam no Oeste do Estado de São Paulo, desde o início do século XX até os dias atuais, pode-se destacar os ciclos do café, do algodão e da pecuária. A cana-de-açúcar só se estabeleceu na região como atividade econômica importante no final dos anos 70 com o surgimento do PROÁLCOOL. No entanto, apenas na segunda fase da crise do petróleo, é que a região Oeste Paulista, até então ocupada por grandes pastagens de gado, cedeu espaço para instalação de quase duas dezenas de unidades autônomas de produção de álcool. Os pecuaristas da região aceitaram o desafio do governo e passaram a produzir álcool, era a tentativa do Brasil de deixar de ser dependente do petróleo importado. As destilarias foram planejadas na região a partir de 1978 e no início da década de 80, houve um verdadeiro *boom*, período no qual a Destilaria Pioneiros, localizada em Sud Mennucci, também começou a operar produzindo inicialmente álcool (Mannarelli Filho, 2002).

A região Oeste Paulista contou com a ajuda do IAA na pesquisa e desenvolvimento de novas variedades de cana que melhor se adaptassem a região. O IAA possuía um programa de pesquisa, denominado de Programa Nacional de Melhoramento da Cana de Açúcar (PLANALSUCAR) que foi responsável por ministrar cursos, desenvolver treinamentos, organizar encontros de gerentes, promovendo o aperfeiçoamento e formação básica de gerentes e técnicos.

Apesar da contribuição do IAA, os empresários começaram a perceber que precisavam solucionar problemas regionais que a política nacional não previa e, para isso, criaram o Grupo de Trabalho do Álcool (GTA). Esse grupo era um fórum para informar e promover reuniões mensais com discussões das questões regionais ligadas ao setor produtivo do álcool. O mesmo foi crescendo e ganhando maior representatividade, resultando, em 1986, na criação da União das Destilarias do Oeste Paulista (UDOP) para tratar dos assuntos políticos, trabalhistas, tributários e, também, para formar e aprimorar os profissionais do setor. Essa intenção levou a uma parceria com o PLANALSUCAR, resultando na implantação de uma série de cursos técnicos de interesse da área (Mannarelli Filho, 2002).

Quando iniciou suas atividades, a UDOP contava com 16 associadas e depois esse número passou para 19. A desaceleração do PROÁLCOOL e a crise de produção em 1999 levaram ao fechamento de várias unidades e a entidade passou a ter somente 10 associadas. Atualmente, a UDOP congrega 34 unidades, sendo que a maioria também fabrica açúcar,

além de álcool, resultando num novo significado para a sigla UDOP: Usinas e Destilarias do Oeste Paulista. Os dados de produção das últimas safras das associadas a UDOP podem ser vistos no Apêndice B (UDOP, 2004).

A exigência por custos de produção cada vez mais baixos levou os produtores a saírem de suas regiões a procura de áreas mais competitivas, tendo sido verificado que o Oeste Paulista seria a melhor opção, devido ao solo fértil, a existência de água em abundância e a grande incidência de sol, além de ter espaço para expansão e preço de terra.

Hoje se calcula que existam mais de 20 projetos a serem implantados nessa região, ampliando a capacidade de processamento para mais de 20 milhões de toneladas de cana por ano e envolvendo investimento de cerca de R\$ 1 bilhão. O grande número de usinas que deverão ser instaladas chamou a atenção das empresas prestadoras de serviços e fornecedoras de produtos e equipamentos para a indústria canavieira, que recentemente começaram a montar suas filiais na região.

Atualmente, o Oeste Paulista é a segunda maior região produtora de cana de açúcar do país, perdendo somente para a região de Ribeirão Preto. Na safra 2003/2004, a região produziu cerca de 30 milhões de toneladas de cana e a expectativa para a safra 2004/2005 é de 40 milhões de toneladas. A região tem área suficiente para alcançar 100 milhões de toneladas nos próximos anos (UDOP, 2004).

Na região de Ribeirão Preto, o setor não irá regredir, mas sim estacionar, pois não há mais como crescer. Tanto é verdade que os produtores do nordeste paulista também estão investindo nas proximidades de Araçatuba, que vem sendo considerada como o “Novo Eldorado Canavieiro”.

Segundo dados da Coordenadoria de Assistência Técnica Integral (CATI), houve um crescimento 196,5 % da área de plantio de cana no Oeste Paulista no período de um ano, passando de 13 mil hectares em novembro de 2002 para 38,6 mil hectares em novembro de 2003 (IdeaNews, 2004).

A contribuição percentual da produção das associadas a UDOP com relação ao Estado de São Paulo vem crescendo desde a safra 2000/2001, porém, esse crescimento foi mais significativo nas safras 2002/2003 e 2003/2004, como pode ser verificado através dos gráficos apresentados no Apêndice B.

O crescimento do setor sucroalcooleiro contribuiu para a diminuição das áreas destinadas a outros setores de produção. A pecuária teve redução de 5,8 %, passando de 424,1 mil hectares para 399,6 mil hectares e a área com laranjais diminuiu 6 %, passando de 51,9 mil hectares em 2002 para 48,7 mil hectares um ano depois (IdeaNews, 2004).

Os custos de investimentos mais baixos foram os fatores motivadores para que os agricultores mudassem suas culturas, por exemplo, o produtor precisa investir R\$ 2,12 mil para formar um hectare de cana, enquanto o capital investido para a plantação da mesma área de laranja é de R\$ 7,89 mil e, em pastos, R\$ 2,88 mil (IdeaNews, 2004).

1.1.5. Histórico e Perspectivas da Destilaria Pioneiros

A história da Destilaria Pioneiros começou em 1979 com a visão empreendedora dos irmãos Cícero Junqueira Franco e Marco Antônio Marinho Junqueira Franco (já falecido) e de um grupo de pecuaristas locais que, contando com o apoio das autoridades da época, investiram na possibilidade de dinamizar a economia da região e gerar novos empregos fora do tradicional setor agropecuário. Assim, em julho de 1980 iniciou-se o embrião da empresa numa fazenda de engorda de gado situada às margens do Rio Tietê (Fazenda Santa Maria da Mata) na cidade de Sud Mennucci, região noroeste do estado de São Paulo.

A Destilaria Pioneiros, inicialmente produzia somente álcool, mas a partir de 1994 deixou de ser uma simples destilaria e passou a ser uma usina produtora de açúcar, embora tenha mantido até os dias atuais a mesma razão social. Apesar da grande crise enfrentada por todo setor sucroalcooleiro no ano de 1999, a Destilaria Pioneiros está em constante crescimento e investindo em pessoas e tecnologia, seja no processamento da cana para fabricação de açúcar e álcool ou na cogeração de energia elétrica para venda às concessionárias.

O crescimento ocorrido, principalmente após 1999, pode ser observado na Fig. 1.1 que mostra a quantidade de cana moída pela Destilaria Pioneiros nas últimas safras. Na safra 2004/2005 a expectativa é moer cerca de 1.190.000 t, o que representa um aumento de 12,1 % com relação à safra anterior.

Igualmente ao comportamento em outros setores, o *mix* de produção no setor sucroalcooleiro também é ditado pelo mercado. Ou seja, a opção de se produzir preferencialmente mais açúcar ou álcool se dá a partir da demanda de mercado. Observa-se nos gráficos das Figs. 1.2 e 1.3, referentes às produções de açúcar e álcool por tonelada de cana moída, que, após a safra 2000/2001, houve uma leve tendência de se produzir mais açúcar, o que mostra que o mercado estava ao longo dessas safras remunerando melhor a produção de açúcar que a de álcool.

Figura 1.3 – Quantidade de álcool produzido em função da quantidade de cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras

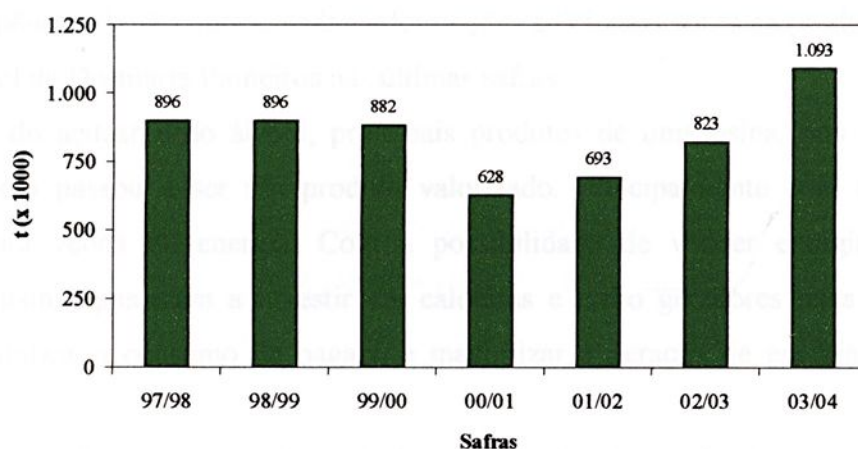


Figura 1.1 – Cana moída pela Destilaria Pioneiros nas últimas safras.

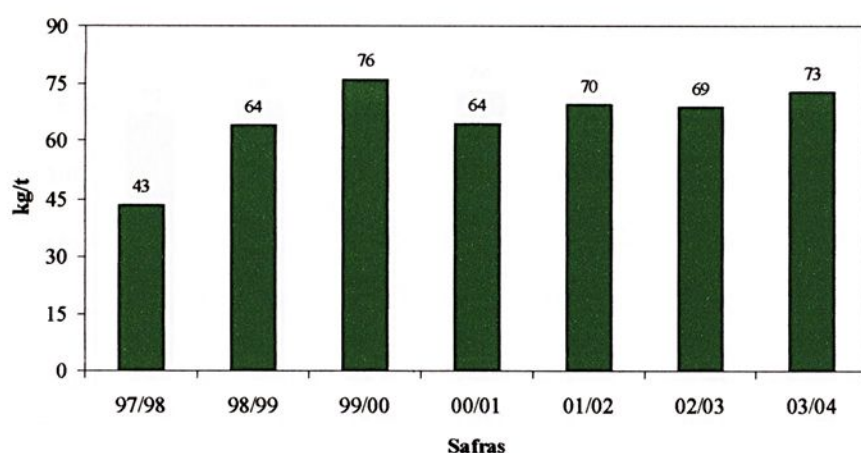


Figura 1.2 – Quantidade de açúcar produzido em função da quantidade de cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras.

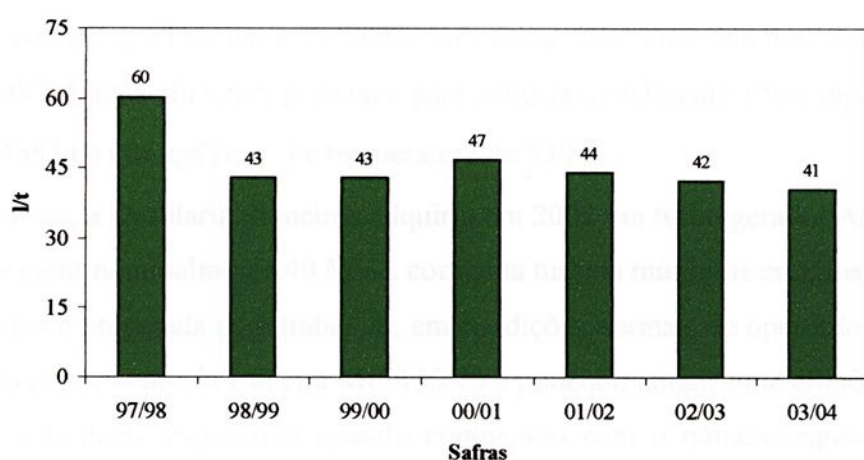


Figura 1.3 – Quantidade de álcool produzido em função da quantidade de cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras.

No Apêndice B são apresentadas informações adicionais sobre as produções de cana, açúcar e álcool da Destilaria Pioneiros nas últimas safras.

Além do açúcar e do álcool, principais produtos de uma usina, nos dias atuais, o bagaço também passou a ser um produto valorizado, principalmente com o advento da cogeração para venda de energia. Com a possibilidade de vender energia elétrica, as destilarias e usinas passaram a investir em caldeiras e turbo geradores mais eficientes de forma a minimizar o consumo de bagaço e maximizar a geração de energia elétrica para exportação.

A Fig. 1.4 ilustra a quantidade de bagaço produzida em função da cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras.

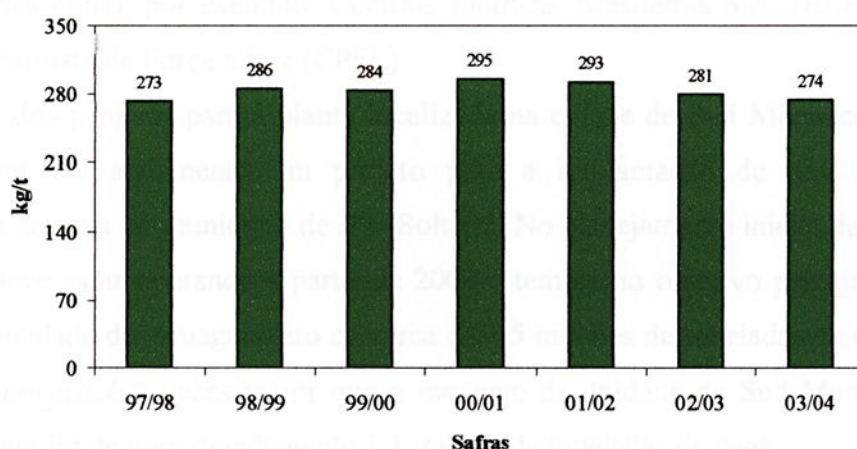


Figura 1.4 – Quantidade de bagaço produzido em função da quantidade de cana moída na Destilaria Pioneiros nas últimas safras.

Nesse contexto, a Destilaria Pioneiros substituiu suas duas caldeiras antigas por uma única (MC 150/70) mais eficiente, projetada para gerar nominalmente 150 t vapor/hora a uma pressão de 6.468 kPa (66 kgf/cm²) e temperatura de 530 °C.

Além disso, a Destilaria Pioneiros adquiriu em 2002 um turbo gerador Alstom que tem capacidade de gerar nominalmente 40 MVA com uma turbina múltiplos estágios de extração e condensação que é preparada para trabalhar, em condições normais de operação, com o vapor de alta pressão proveniente da caldeira MC 150/70 e podendo atingir uma eficiência de 87 %. Esse número é bastante expressivo quando comparado com o número equivalente a uma turbina de simples estágio que tem eficiência em torno de 40 %.

O planejamento inicial da empresa era ter a garantia de comercialização de energia excedente através de um contrato de venda ainda em 2004, após a colocação em operação da

nova caldeira e do novo turbo gerador. No entanto, em função da Destilaria Pioneiros não ter conseguido essa garantia, ela optou por não montar o turbo gerador, montando apenas a caldeira, que também tinha a finalidade de substituir as outras que estavam obsoletas. Nessa situação, a caldeira não pode operar em suas condições nominais de projeto. Esse assunto será melhor abordado nos estudos de casos que serão feitos posteriormente.

A Destilaria Pioneiros, que atualmente produz energia elétrica somente para o consumo interno, tem a expectativa de conseguir o contrato de venda de energia para 2006 e, assim, montar o turbo gerador para venda de energia excedente. Além disso, serão montadas também uma subestação elevatória de 13,8 kV para 138 kV e uma linha de transmissão. É importante ressaltar que a empresa não tem a obrigação de fazer o contrato de venda de energia com a concessionária local (ELEKTRO), podendo fazer o contrato com outras concessionárias como, por exemplo, Centrais Elétricas Brasileiras S.A. (ELETROBRAS) e Companhia Paulista de Força e Luz (CPFL).

Além dos projetos para a planta localizada na cidade de Sud Mennucci, a Destilaria Pioneiros tem em andamento um projeto para a implantação de uma nova unidade processadora de cana no município de Ilha Solteira. No planejamento inicial da empresa, essa nova usina deve estar operando a partir de 2008 e tem como objetivo planejado crescer até atingir a capacidade de esmagamento de cerca de 4,5 milhões de toneladas de cana no ano de 2013. Esse número é 4 vezes maior que a moagem da unidade de Sud Mennucci na safra 2003/2004, que foi de aproximadamente 1,1 milhão de toneladas de cana.

Um dos aspectos mais importantes inerentes à definição, mas com muita relação com a funcionalidade da tecnologia, é que estes sistemas são projetados para satisfazer fundamentalmente a demanda térmica do consumidor (paridade térmica), já que não é viável, na maioria dos casos, comprar esse tipo de energia de outra empresa. A potência elétrica produzida pode atender parte ou a totalidade das necessidades das plantas industriais, existindo também a possibilidade de produção de excedente de energia para a venda, constituindo-se em mais um produto da empresa.

A Fig. 1.5 ilustra uma situação hipotética de uma planta de cogeração que opera de acordo com a curva de demanda térmica (Palenieri, 2002).

A Fig. 1.5 ilustra uma situação hipotética de uma planta de cogeração que opera de acordo com a curva de demanda térmica (Palenieri, 2002).

1.2. Cogeração de Energia no Setor Sucroalcooleiro

1.2.1. Aspectos Gerais e Histórico da Cogeração

No dicionário, o prefixo “co” expressa a idéia de companhia ou simultaneidade, mas, se associado à palavra geração, o termo ganha mais importância, principalmente em tempos em que produtividade é palavra chave na obtenção de resultados, pois a cogeração é uma das alternativas mais adequadas para que plantas de usinas de açúcar e álcool, papel e celulose, entre outras, aumentem a produção sem causar grandes danos ao meio ambiente.

O termo “cogeração” é de origem americana e é empregado para designar os processos de produção combinada de energia térmica e potência, mecânica ou elétrica, com o uso da energia liberada por uma mesma fonte primária de combustível, qualquer que seja o ciclo termodinâmico. Normalmente, são usados os ciclos Rankine, que são aqueles que empregam turbinas a vapor, ou os ciclos Brayton, que utilizam turbinas a gás.

Pelo fato de serem obtidos dois produtos de valores distintos, energia térmica e potência, utilizando uma mesma fonte de energia, os sistemas de cogeração tornam-se atrativos por apresentarem eficiências de primeira lei maiores do que aquelas encontradas quando ambas formas de energia são produzidas em processos independentes. Estas eficiências podem ser da ordem de 75 % a 90 % (Walter, 1994).

As usinas do setor sucroalcooleiro podem ser consideradas empreendimentos de cogeração, pois, a partir da queima de bagaço, que é considerada uma fonte primária de energia, geram o vapor que será fornecido às turbinas de acionamentos mecânicos, como bombas, moendas, desfibradores, entre outros, e, também, para os geradores de energia elétrica. O vapor que sai das turbinas, chamado de “vapor de escape”, é usado como reservatório térmico no processamento do caldo de cana.

Um dos aspectos mais importantes inerentes à definição, mas com muita relação com a funcionalidade da tecnologia, é que estes sistemas são projetados para satisfazer fundamentalmente a demanda térmica do consumidor (paridade térmica), já que não é viável, na maioria dos casos, comprar este tipo de energia de outra empresa. A potência elétrica produzida pode atender parte ou a totalidade das necessidades da própria planta industrial, existindo também a possibilidade de produção de excedente de energia elétrica para a venda, constituindo-se em mais um produto da empresa.

A Fig. 1.5 ilustra uma situação hipotética de uma planta de cogeração que opera de acordo com a curva de demanda térmica (Balestieri, 2002).

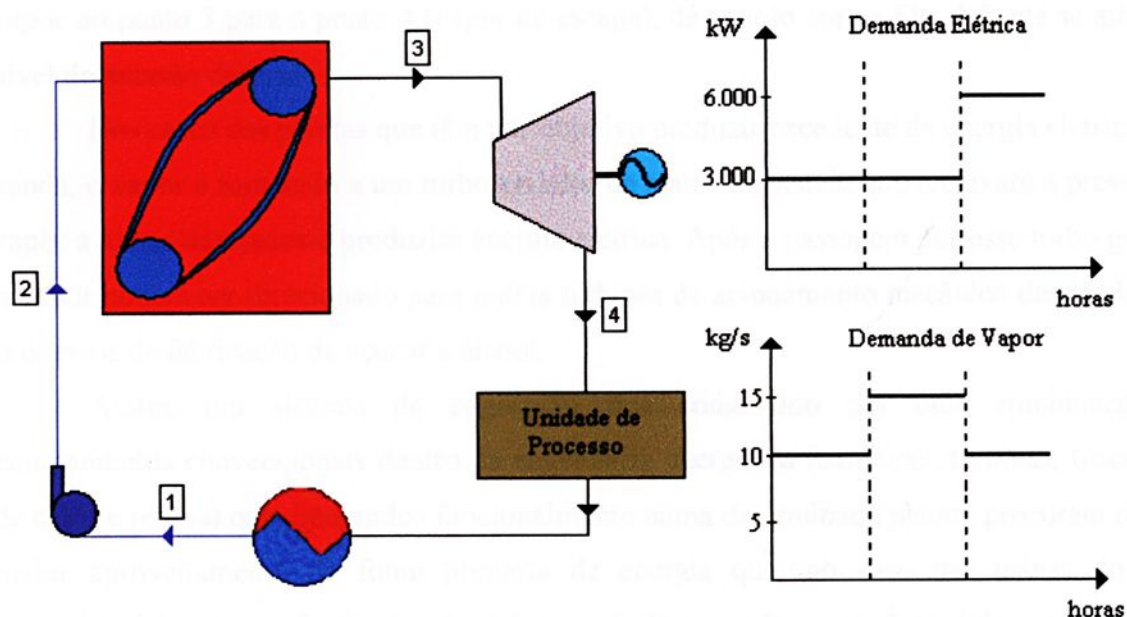


Figura 1.5 – Central de cogeração a vapor operando em paridade térmica e curvas de demanda.

Analisando-se a Fig. 1.5, nota-se que, como a potência gerada depende da vazão destinada ao processo e da diferença de entalpia entre os pontos 3 e 4 (suponha que seja 300 kJ/kg), seu valor variará de acordo com a operação da central de cogeração em paridade térmica. No primeiro bloco, quando a unidade de processo demanda 10 kg/s de vapor, a potência gerada será 3.000 kW, apresentando auto-suficiência em função da demanda elétrica. Enquanto no segundo bloco, a vazão se eleva para 15 kg/s e a potência elétrica gerada passa para 4.500 kW, que é uma condição de excedente, já que nesse bloco a demanda elétrica ainda permanece 3.000 kW. No último estágio, o processo requer novamente somente 10 kg/s de vapor e com isso a geração volta para 3.000 kW, que não é suficiente para a demanda elétrica em questão de 6.000 kW.

No caso de operação em paridade elétrica, a central deve atender às necessidades regidas pela curva de demanda eletromecânica, sendo a energia liberada para atender a demanda térmica uma decorrência desse processo. Ou seja, a vazão de vapor é uma variável dependente da necessidade eletromecânica.

A operação em paridade térmica é usada pelas usinas sucroalcooleiras, pois tem sua geração de vapor ditada pelo consumo de vapor da unidade de processo, ou seja, aquele usado principalmente na fabricação do açúcar e do álcool. Normalmente, existem válvulas de controle nas plantas que atuam quando há falta de vapor de processo, isto é, elas injetam

vapor do ponto 3 para o ponto 4 (vapor de escape), de acordo com a Fig. 1.5, até se atingir o nível de pressão desejado.

Nos casos das plantas que têm por objetivo produzir excedente de energia elétrica para venda, o vapor é fornecido a um turbo gerador de maior eficiência que rebaixará a pressão do vapor a níveis desejados e produzirá energia elétrica. Após a passagem por esse turbo gerador o vapor poderá ser direcionado para outras turbinas de acionamento mecânico destinadas aos processos de fabricação de açúcar e álcool.

Assim, um sistema de cogeração fica constituído por uma combinação de equipamentos convencionais dentro da engenharia energética (caldeiras, turbinas, trocadores de calor e outros) que, integrados funcionalmente numa determinada planta, procuram obter o maior aproveitamento da fonte primária de energia que, no caso das usinas do setor sucroalcooleiro, é uma fonte renovável de energia (bagaço de cana). À medida que o bagaço é consumido, mais cana pode ser plantada para suprir o consumo, ao contrário do carvão, do petróleo ou do gás, que uma vez consumidos, se perdem para sempre.

Na passagem para os anos 80, a cogeração adquiriu importância, pois a partir daí foram decisivas as tendências de desregulamentação da indústria elétrica em alguns países, além da adoção de política de racionalização de energia com objetivos de mais longo prazo. No final dessa década, a produção combinada de energia térmica e potência voltou a ser priorizada no contexto das políticas energéticas, visando à minimização dos impactos ambientais provocados por outras fontes de energia.

No entanto, foi nos últimos anos que o setor elétrico brasileiro sofreu várias mudanças estruturais que alavancaram uma série de inovações, quer seja de ordem institucional ou a nível de regulamentação, e que alteraram sensivelmente o panorama, até então estável e controlado pelo governo, para um ambiente competitivo. Assim, foram criadas a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) em 1996, o Operador Nacional do Sistema Elétrico (ONS) e o Mercado Atacadista de Energia (MAE) em 1998, e a Câmara de Gestão da Crise Energética (CGCE) em 2001, dentre outras agências e órgãos, que passaram a regular o sistema elétrico dentro de um novo contexto, cujo objetivo maior foi passar de um mercado de energia elétrica onde predominam os consumidores cativos, para um mercado de livre negociação.

O caráter dinâmico com que estas mudanças estão acontecendo dentro do setor elétrico e as implicações que as mesmas podem trazer para o caso do uso da cogeração no setor sucroalcooleiro motivaram a elaboração deste trabalho.



De uma forma geral, os anos de 2000 e 2001 foram marcados por grandes acontecimentos dentro do setor elétrico, como por exemplo, a crise energética provocada pelos baixos níveis de armazenamento dos reservatórios das usinas hidrelétricas, principalmente aqueles pertencentes às usinas do sistema interligado da região sudeste. Esta ocorrência mobilizou toda a sociedade para adesão ao plano de racionalização de energia.

Apesar dos inúmeros inconvenientes causados durante o período de racionalização de energia, que se estendeu até fevereiro de 2002, o momento se tornou propício à retomada da introdução de novas fontes de energia primária na Matriz Energética Nacional, como uma forma de complementação energética.

Dentro deste contexto é que foram desenvolvidos alguns programas para incentivar a geração termelétrica a gás natural e a cogeração a partir de biomassa, dentro da qual está o bagaço de cana. Dessa forma, a utilização da biomassa para geração de energia pode vir a se constituir num apoio à oferta de energia, não apenas nos momentos de crise energética, mas como um incremento à oferta de energia dentro do sistema interligado.

1.2.2. Caracterização dos Sistemas de Cogeração no Setor Sucroalcooleiro

No setor sucroalcooleiro o principal sistema de cogeração é aquele que emprega turbinas a vapor como máquinas térmicas e que aparece vinculado a três configurações fundamentais: turbinas de contrapressão, combinação de turbinas de contrapressão com outras de condensação que empregam o fluxo excedente e turbinas de extração-condensação. A condensação de uma parte do vapor de escape, ou de uma extração de vapor de uma turbina de extração-condensação, garante as necessidades de energia térmica do sistema.

A Fig. 1.6 apresenta graficamente um esquema de processo trabalhando em regime de cogeração que emprega turbinas de contrapressão.

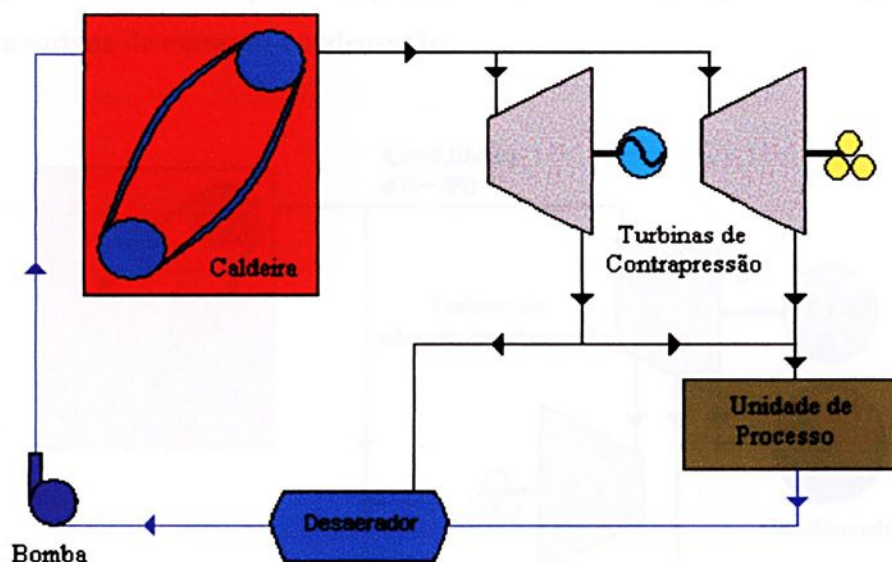


Figura 1.6 – Diagrama de um sistema de cogeração com turbinas a vapor de contrapressão.

Às vezes uma mesma indústria precisa de vapor a distintos níveis de pressão, o que pode estar unido à necessidade de estabilizar o fornecimento da energia elétrica às concessionárias. Segundo Sánchez Prieto (2003), a solução adequada pode ser a combinação de turbinas a vapor de contrapressão com turbinas de condensação, estrutura que permite uma maior flexibilidade às entregas de energia elétrica e energia térmica para processo, ainda que o custo de duas turbinas seja maior do que o custo de uma, aliado ao fato da complexidade do ponto de vista operativo.

Quando o objetivo principal visa adequar a instalação para produção e venda de energia excedente, o uso de turbinas de extração-condensação é mais viável. Além de altos índices de desempenho, tais máquinas de condensação com extração regulada se justificam também pela sua capacidade de satisfazer a relação energia térmica e elétrica que pode variar em uma ampla faixa.

Este sistema, com maior capacidade de produção elétrica, possui normalmente turbinas de extração dupla, sendo a primeira, no nível de pressão em que o vapor é requerido pelas turbinas de acionamento mecânico, e a segunda, na pressão em que o vapor é consumido no processo produtivo. Comumente, o vapor de escape das turbinas de acionamento mecânico soma-se ao fluxo da segunda extração, visando satisfazer a demanda de vapor do processo. Dentro do setor sucroalcooleiro, a adoção de tal sistema implica em analisar a viabilidade de operação de tal sistema no período fora da safra, conjuntamente com o emprego de outros combustíveis para complementar a falta de bagaço na entre safra.

A Fig. 1.7 ilustra um esquema de processo trabalhando em regime de cogeração que emprega uma turbina de extração-condensação.

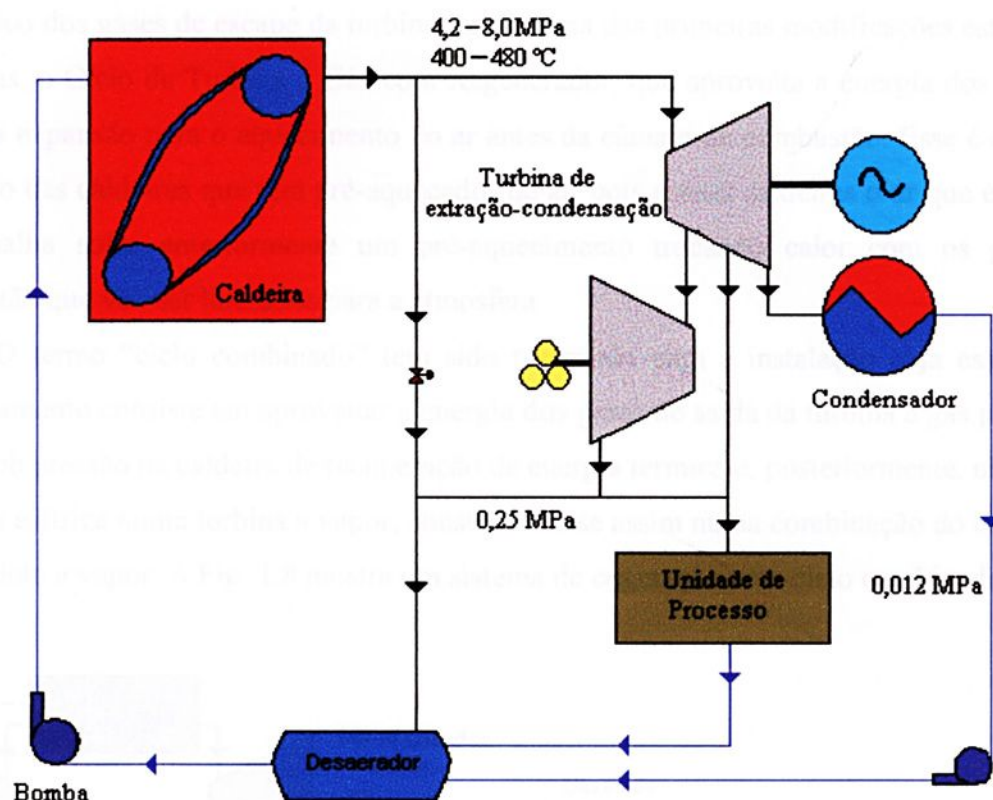


Figura 1.7 – Diagrama de um sistema de cogeração com turbina a vapor de extração-condensação.

Por outro lado, turbinas a gás têm sido usadas nas áreas industrial e aeronáutica como elementos geradores de energia elétrica e/ou acionamento mecânico, assim como propulsores de aeronaves. A evolução tecnológica de seus componentes implicou numa grande contribuição ao incremento da sua eficiência, que junto da disponibilidade crescente de gás natural a preços competitivos tem favorecido a implantação de sistemas de cogeração com turbinas a gás.

Os gases de escape carregam entre 60 e 80 % da energia primária que entra na turbina e constituem, de fato, a fonte de energia térmica fundamental nestes sistemas. Assim, as temperaturas relativamente altas (400 a $600\text{ }^{\circ}\text{C}$), o elevado conteúdo de oxigênio nos gases de saída (13 a 18 %), decorrente do excesso de ar usado na combustão e os baixos teores de gases poluentes com o emprego de gás natural como combustível, constituem o ponto de

partida de algumas modificações feitas no ciclo padrão, visando acréscimos nos valores da eficiência térmica e/ou trabalho líquido (Sánchez Prieto, 2003).

Neste sentido, os esforços têm sido dirigidos ao aproveitamento do potencial energético dos gases de escape da turbina, sendo uma das primeiras modificações estudadas e avaliadas, o Ciclo de Turbina a Gás com Regenerador, que aproveita a energia dos gases na saída da expansão para o aquecimento do ar antes da câmara de combustão. Esse é o mesmo princípio das caldeiras que têm pré-aquecedor de ar, pois nessas caldeiras o ar que é injetado na fornalha sofre anteriormente um pré-aquecimento trocando calor com os gases de combustão que vão ser liberados para a atmosfera.

O termo “ciclo combinado” tem sido reservado para a instalação cuja essência de funcionamento consiste em aproveitar a energia dos gases de saída da turbina a gás para gerar vapor sob pressão na caldeira de recuperação de energia térmica e, posteriormente, obter mais potência elétrica numa turbina a vapor, constituindo-se assim numa combinação do ciclo a gás com o ciclo a vapor. A Fig. 1.8 mostra um sistema de cogeração com ciclo combinado.

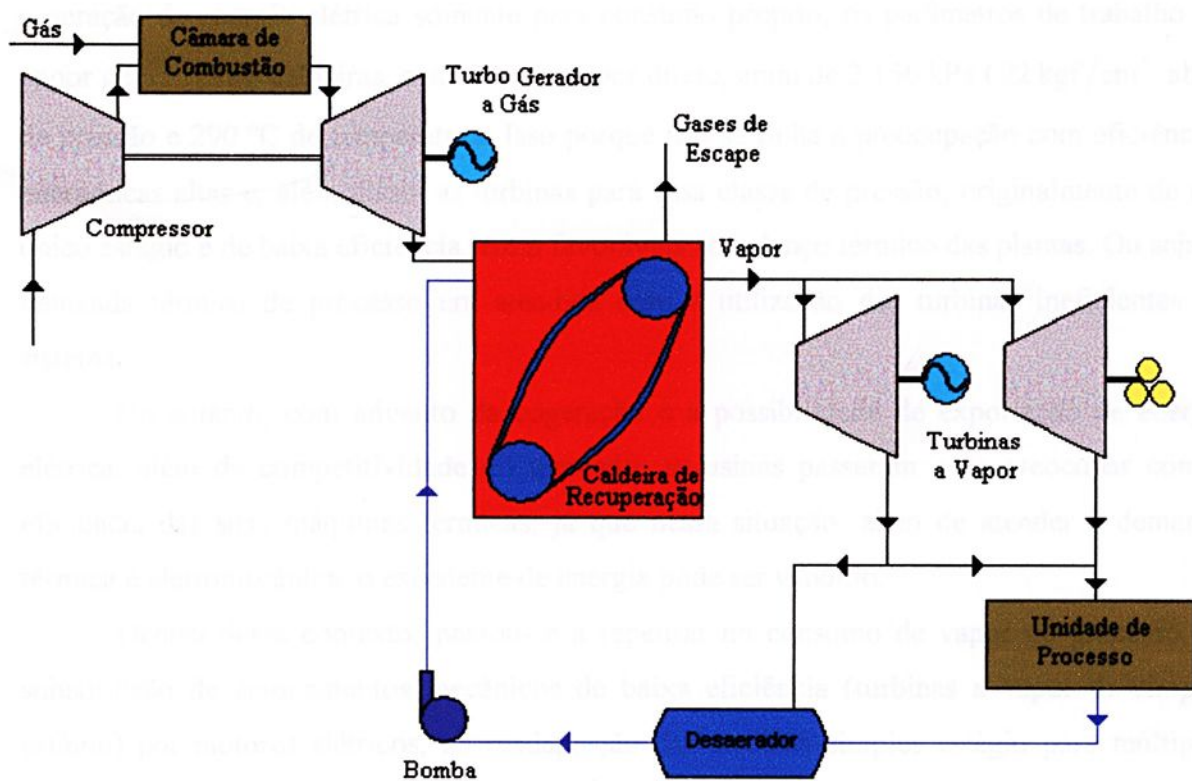


Figura 1.8 – Diagrama de um sistema de cogeração com ciclo combinado de gás e vapor.

Quando o caso tratado é sem queima adicional, a concepção da caldeira de recuperação é geralmente mais simples. Os parâmetros do vapor gerado são funções diretas da vazão e temperatura dos gases na saída da turbina a gás.

Os ciclos que utilizam a combinação de gás e vapor podem sofrer algumas variantes. Uma delas é quando parte do vapor produzido na caldeira de recuperação é injetada na câmara de combustão da turbina a gás, facilitando as condições para criar uma mistura apropriada para obtenção de um efeito mais apreciável na redução das emissões de NO_x .

1.2.3. Desenvolvimento da Cogeração no Setor Sucroalcooleiro

A cogeração tem uma grande aceitação no setor sucroalcooleiro fundamentalmente em razão da sua adequação, pois o combustível empregado é um rejeito do processo de fabricação e os produtos do sistema, potência mecânica ou elétrica e vapor, são utilizados no próprio processo (Sánchez Prieto & Nebra, 2001).

Enquanto as usinas do setor utilizavam turbinas somente para acionamentos mecânicos e geração de energia elétrica somente para consumo próprio, os parâmetros de trabalho do vapor gerado pelas caldeiras, chamado de vapor direto, eram de 2.156 kPa (22 kgf/cm² abs.) de pressão e 290 °C de temperatura. Isso porque não se tinha a preocupação com eficiências energéticas altas e, além disso, as turbinas para essa classe de pressão, originalmente de um único estágio e de baixa eficiência, eram favoráveis ao balanço térmico das plantas. Ou seja, a demanda térmica de processo era atendida com a utilização das turbinas ineficientes no sistema.

No entanto, com advento da cogeração e a possibilidade de exportação de energia elétrica, além da competitividade do mercado, as usinas passaram a se preocupar com a eficiência das suas máquinas térmicas, já que nessa situação, além de atender a demanda térmica e eletromecânica, o excedente de energia pode ser vendido.

Dentro desse contexto, passou-se a repensar no consumo de vapor de processo, na substituição de acionamentos mecânicos de baixa eficiência (turbinas a vapor de simples estágio) por motores elétricos, na readaptação das turbinas simples estágio para múltiplos estágios e na geração de energia elétrica através de máquinas térmicas mais eficientes, ou seja, de múltiplos estágios, podendo ou não ser de extração-condensação. Porém, para atender as necessidades técnicas de tais máquinas, os níveis de pressão e temperatura do vapor gerado pelas caldeiras nas plantas das usinas tiveram que ser alterados, passando para 4.214 kPa

(43 kgf/cm² abs.) e 420 °C, respectivamente. Nos dias atuais, está sendo bastante comum nas usinas a geração de vapor nessa pressão e temperatura, de forma que a tendência está sendo a substituição das plantas de baixa pressão (22 kgf/cm²) por essas de média pressão (43 kgf/cm²).

Com os avanços tecnológicos, tem surgido no mercado máquinas térmicas a vapor com eficiências ainda mais altas, porém, para se conseguir tais rendimentos, é necessário que as plantas operem gerando vapor de alta pressão, ou seja, 6.174 kPa (63 kgf/cm² abs.) e normalmente 480 °C. No caso da Destilaria Pioneiros, foi adquirido um turbo gerador que opera com 6.468 kPa (66 kgf/cm² abs.) e 530 °C, que será melhor detalhado nos casos a serem estudados.

É importante ressaltar que os níveis de temperatura do vapor direto são limitados pelas restrições dos materiais utilizados em equipamentos e tubulações. Isso porque para temperaturas acima de 480 °C tem-se a necessidade de utilizar aço com alto teor de elementos de liga que podem inviabilizar o negócio em função do alto preço.

Nas usinas de açúcar e álcool, o vapor direto é usado em turbinas a vapor que geram potência mecânica. Essa potência pode ser usada diretamente no acionamento de equipamentos como moendas, bombas, desfibradores, picadores, entre outros, ou transformada em potência elétrica nos geradores elétricos, que por sua vez geram a energia para os acionamentos elétricos. Em ambos os casos, há a liberação do vapor de baixa pressão, normalmente em torno de 0,245 MPa (2,5 kgf/cm² abs.), que é utilizado no processo, nas operações de aquecimento, evaporação, destilação e cozimento.

Segundo um estudo feito por Lobo *et al.* (2002), as empresas que utilizam turbo geradores de múltiplos estágios e motores elétricos no acionamento das moendas consomem 42,1 kg de bagaço para moer uma tonelada de cana, enquanto que outras, que utilizam turbinas menores e menos eficientes nos acionamentos, necessitam de 120 kg de bagaço para realizar a mesma tarefa.

O processo sequencial de geração de eletricidade e consumo de energia térmica útil admite duas possibilidades de acordo com a ordem de produção das formas de energia. O ciclo *topping* é o mais frequentemente encontrado na prática, especialmente no setor sucroalcooleiro. Neste ciclo, o vapor é utilizado para produzir primeiramente potência elétrica, sendo que a energia térmica resultante é recuperada e depois utilizada no processo produtivo. Nos chamados ciclos *bottoming*, a energia térmica residual associada aos processos

industriais que precisam de alta temperatura é empregada para a produção de energia elétrica, situação esta mais comum em indústrias químicas (Sánchez Prieto, 2003). A Fig. 1.9 ilustra os ciclos *topping* e *bottoming*.

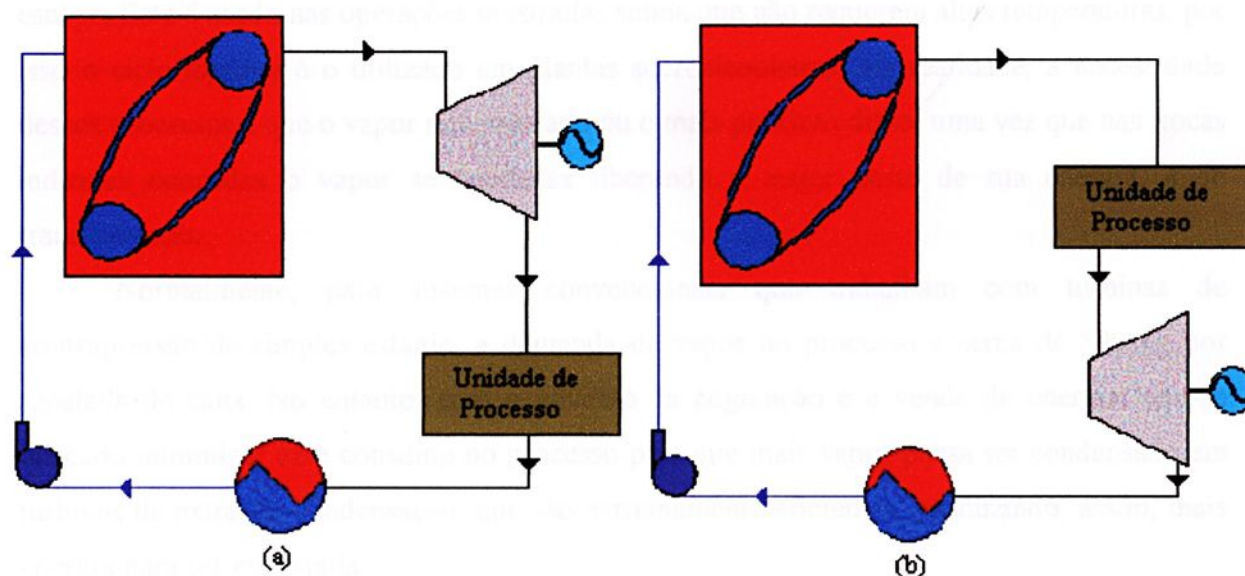


Figura 1.9 – Ciclos *topping* (a) e *bottoming* (b).

Além da boa adequação da cogeração no setor sucroalcooleiro, existem outras vantagens, segundo Coelho *et al.* (2002), a saber:

- **Vantagens estratégicas:** gerações descentralizadas, próximas aos pontos de consumo. No caso particular da região Sudeste e Centro Oeste a geração ocorre no período seco, podendo complementar a geração hidrelétrica;
- **Vantagens econômicas:** uso de combustível e equipamentos nacionais;
- **Vantagens sociais:** utilização de mão de obra na zona rural;
- **Vantagens ambientais:** combustível limpo e renovável, apresentado captura de carbono (CO_2) no seu balanço, um dos gases responsáveis pelo efeito estufa.

No caso das usinas sucroalcooleiras, o combustível disponível para ser queimado nas caldeiras é o bagaço de cana. A quantidade produzida de bagaço depende da quantidade de cana moída e da relação entre o teor de fibra da cana e do bagaço. A produção de bagaço varia diretamente com a fibra da cana e inversamente com a fibra do bagaço. Considerando números médios para a fibra da cana e do bagaço, pode-se considerar que uma tonelada de cana produz 285 kg de bagaço. O bagaço tem Poder Calorífico Inferior (PCI) igual a 7.736 kJ/kg e pode ter até 86 % de aproveitamento energético, pois hoje existem caldeiras

com esses níveis de rendimento.

Com relação aos produtos da cogeração, já foi citado que a potência é usada nos acionamentos ou pode ser exportada, no caso da energia elétrica. No entanto, o principal produto sob o ponto de vista de processo, é o vapor que sai das turbinas, chamado de vapor de escape. Este é usado nas operações mostradas acima que não requerem altas temperaturas, por isso o ciclo *topping* é o utilizado em plantas sucroalcooleiras. Na realidade, a necessidade desses processos é que o vapor seja saturado ou o mais próximo disso, uma vez que nas trocas indiretas ocorridas o vapor se condensa liberando a maior parte de sua energia, a de transformação.

Normalmente, para sistemas convencionais que trabalham com turbinas de contrapressão de simples estágio, a demanda de vapor no processo é cerca de 500 kg por tonelada de cana. No entanto, com o advento da cogeração e a venda de energia, tem-se buscado minimizar esse consumo no processo para que mais vapor possa ser condensado em turbinas de extração-condensação, que são extremamente eficientes, produzindo, assim, mais energia para ser exportada.

1.2.4. Potencial de Cogeração do Setor Sucroalcooleiro

A situação atual da maioria das usinas de açúcar e álcool do Brasil, especialmente no Estado de São Paulo, é de auto-suficiência no emprego de bagaço para produção de energia dentro da indústria e de equilíbrio no consumo de vapor de processo. Ou seja, todos os acionamentos mecânicos dos equipamentos, iluminação e bombeamentos nos processos de produção são supridos pelas turbinas da própria usina e toda a demanda do processo no aquecimento do caldo, evaporação, cozimento e destilação, são supridos pelo vapor de escape das turbinas. A Tab. 1.1 mostra a situação em 2003 da geração de energia à base de biomassa de cana no Brasil (Kitayama, 2003).

Tabela 1.1 – Situação de geração de energia elétrica a base de bagaço de cana.

Situação	Quantidade (MW)
Auto produção	1.485
Produção excedente	619
Processo de construção	75
Processo de outorga	390

Vale ressaltar que o autoprodutor do setor sucroalcooleiro tem como característica, apresentar uma curva de carga com perfil sazonal, ou seja, com geração de energia elétrica durante o período da safra, buscando, dessa forma, uma auto-suficiência, sendo que isso não acontece durante a entre safra, quando o mesmo se torna dependente da concessionária.

No entanto, existe a possibilidade de geração durante a entre safra, porém, para haver a garantia dessa geração, o autoprodutor pode utilizar certos artifícios como estocar o bagaço excedente produzido durante a safra, comprar bagaço excedente de terceiros ou aproveitar as palhas e pontas da cana como combustível, no caso dos canaviais onde a colheita é feita mecanicamente ou que não sofrem queimadas. O potencial de resíduos da cana em matéria seca representa em média 14 % da massa de cana (Pellegrini, 2002). Dessa forma, para cada tonelada de cana (colmos) produzida, 140 kg de resíduo seco são gerados. Considerando umidade de 50 % da palha, tem-se um total de 280 kg de resíduos gerado por tonelada de cana.

Os inconvenientes da geração de energia no período de entre safra também devem ser considerados. O principal deles é a realização da manutenção nos equipamentos, muitos deles utilizados na geração de energia, como caldeira, esteiras de bagaço, turbinas e geradores. Sendo assim, tais equipamentos têm sua manutenção prejudicada; porém, isso pode ser resolvido caso se tenha equipamentos em *stand by* que possam funcionar para o outro sofrer manutenção. Além disso, deve-se considerar a qualidade do bagaço estocado que, dependendo das condições de armazenagem, pode ter sua umidade aumentada, diminuindo seu poder calorífico inferior, além de prejudicar sua queima.

Embora o setor sucroalcooleiro demonstre um grande potencial de cogeração de energia, apresentando atrativos econômicos e ambientais, devido à utilização do bagaço de cana como combustível, a produção de energia elétrica para a venda às concessionárias ainda é incipiente, devendo ter uma expansão importante num futuro próximo devido aos incentivos governamentais para a geração independente e descentralizada, que estão surgindo em decorrência da crise energética ocorrida recentemente.

Levando em conta que a cana de açúcar é uma fonte de energia primária pode-se considerar que em uma tonelada tem-se um poder calorífico de 7.193×10^3 kJ, que são contribuições de açúcar contido na cana, da palha e do bagaço, que energeticamente estão divididos igualmente (Kitayama, 2003). Dado que um barril de petróleo tem um poder energético de 5.803×10^3 kJ, sob o ponto de vista energético, uma tonelada de cana é equivalente a 1,24 barris de petróleo. Na safra 2002/2003, a produção de cana foi de 320

milhões de toneladas, segundo dados da UNICA, o que equivale a 397 milhões de barris de petróleo, sendo que, nesse mesmo período, a produção de petróleo foi de 550 milhões de barris (Kitayama, 2003).

Considerando-se apenas a energia gerada pela queima de bagaço de cana, o Estado de São Paulo tem potencial para produzir cerca de $20,0 \text{ TW} \cdot \text{h/ano}$, ou seja, 6 % da energia elétrica produzida no País. Em todo o Brasil seria possível produzir $31,5 \text{ TW} \cdot \text{h/ano}$, ou cerca de 9 % da produção nacional (Brito, 2004).

Essa energia, mesmo não sendo gerada ao longo de todo o ano, não pode ser tratada como secundária ou interruptível, pois está disponível durante todo o período de safra do setor, que dura cerca de seis meses, sujeitando-se apenas aos índices de interrupção programada e forçada, aplicável a qualquer outro tipo de instalação de geração. Assim, a energia elétrica gerada pelas usinas de açúcar e álcool pode ser considerada como uma energia sazonal assegurada.

Apenas para efeito comparativo, vale ressaltar que a Usina Hidrelétrica Ilha Solteira localizada no Rio Paraná, que é a maior usina da Companhia Energética de São Paulo (CESP), a terceira maior usina hidrelétrica do Brasil e a sexta maior do mundo, tem uma potência instalada de 3.444 MW e, se tivesse todas suas 20 unidades geradoras funcionando 24 horas por dia, teria uma geração de energia de cerca de $30,2 \text{ TW} \cdot \text{h/ano}$.

Assim, o programa de racionamento pôde ser finalizado em fevereiro de 2002, quando os dados fornecidos pelo Operador Nacional do Sistema mostravam níveis satisfatórios nos reservatórios.

Mesmo um pouco antes dessa crise, o governo já mostrava uma certa preocupação com o setor energético do Estado que, através do Decreto nº de 24 de Fevereiro de 2000, ao uso da atribuição que lhe confere o Artigo 84º, inciso IV da Constituição Federal, ele institui, no âmbito do Ministério de Minas e Energia (MME), o Programa Prioritário de Termoelectricidade (PPT), visando a implantação de usinas termelétricas a gás natural para assegurar o suprimento de energia nos próximos anos.

Embora esse programa não esteja diretamente envolvido com a biomassa e, consequentemente, ao tema deste trabalho, merece referência a possibilidade de aproveitamento do gás natural como combustível complementar em usinas termoeletricas, através da queima direta nas câmaras ou em ciclos combinados.

1.3. Regulamentação e Incentivos para Cogeração no Setor Sucroalcooleiro

1.3.1. Crise Energética e Programa de Racionamento de Energia

A matriz energética brasileira é fortemente dependente dos recursos hídricos, com mais de 90 % da energia proveniente das hidrelétricas, e tem se tornado cada vez mais escassa, em função do aumento da demanda e, por vezes, da escassez de chuvas.

No ano de 2000, houve um aumento de demanda de eletricidade de 5,2 % (EFEI *Energy News*, 2000) advinda de um consumo total de 176,8 GW · h no final de 2000 contra 168,0 GW · h no início deste mesmo ano. A construção de novas hidrelétricas é inviável em função do esgotamento dos recursos hídricos e das consequências ambientais, econômicas e sociais negativas, acarretadas pelo alagamento provocado pelos reservatórios.

Em 2001, o índice pluviométrico foi abaixo da média anual e, como os sistemas hidrelétricos vinham operando com as chuvas de cada ano, houve uma redução considerável dos reservatórios das usinas hidrelétricas, de modo que o governo teve que fazer campanhas de economia de energia. Tais campanhas obtiveram bons resultados, porém não evitaram que naquele ano ocorresse racionamento de energia e que o mesmo ficasse conhecido com o ano do “apagão”. Com todas essas providências, e, sobretudo, com o apoio de toda a população, alcançou-se uma economia de 18,3 % na região norte, 19,5 % na região nordeste e 19,8 % na região sudeste e centroeste, segundo dados da Agência Nacional de Águas (ANA, 2002).

Assim, o programa de racionamento pôde ser finalizado em fevereiro de 2002, quando os dados fornecidos pelo Operador Nacional do Sistema mostravam níveis satisfatórios nos reservatórios.

Mesmo um pouco antes dessa crise, o governo já mostrava uma certa preocupação com o setor energético de forma que, através do Decreto nº de 24 de Fevereiro de 2000, no uso da atribuição que lhe confere o Artigo 84º, inciso IV da Constituição Federal, ele institui, no âmbito do Ministério de Minas e Energia (MME), o Programa Prioritário de Termoeletricidade (PPT), visando a implantação de usinas termelétricas a gás natural para assegurar o suprimento de energia nos próximos anos.

Embora esse programa não esteja diretamente envolvido com a biomassa e, conseqüentemente, ao tema deste trabalho, merece referência devido à possibilidade do aproveitamento do gás natural como combustível complementar em usinas sucroalcooleiras, através da queima direta nas caldeiras e/ou em ciclos combinados.

1.3.2. Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Geração de Energia

Mais recentemente o governo criou o Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Geração de Energia Elétrica (PROINFA), através do artigo 3º da Lei nº 10.438, de 26 de abril de 2002, visando aumentar também a participação da energia elétrica gerada a partir de unidades de produção baseadas em biomassa e eólica, além das Pequenas Centrais Hidrelétricas (PCH's), no Sistema Interligado Nacional (SIN) (MME, 2004).

Apesar de seus objetivos relevantes, o PROINFA não poderia ter sido implementado sem os ajustes nos mecanismos da lei às diretrizes e às orientações decorrentes da nova Política Energética Nacional. Dessa forma, fez-se necessária uma revisão no programa, por meio da Lei nº 10.762, de 11 de novembro de 2003, quando foram obtidos avanços e aperfeiçoamentos significativos para a sociedade.

O PROINFA foi planejado para ser implementado em duas etapas de procedimentos distintos. A primeira etapa previa a contratação de 3.300 MW de potência instalada (divididas igualmente entre fontes hídricas, eólicas e a base de biomassa), mediante duas Chamadas Públicas. Uma delas foi aberta no dia 6 de abril, com o prazo de entrega dos projetos dos empreendedores interessados para a ELETROBRÁS até o dia 10 de maio de 2004 e a outra foi aberta dia 04 de outubro e encerrada dia 19 de novembro (ELETROBRÁS, 2004).

Segundo o Artigo 1º da Portaria do MME nº 45, de 30 de março de 2004, o prazo para entrada em operação comercial dos empreendimentos contratados deve estar entre o período de 1º de janeiro e 30 de dezembro de 2006. Desta forma, as empresas selecionadas pelo PROINFA só poderão entrar em operação exportando energia nesse período (ELETROBRÁS, 2004).

Após a primeira etapa do PROINFA, o MME definirá o montante de energia renovável a ser contratado, considerando que o impacto de contratação de fontes alternativas na formação da tarifa média de suprimento não poderá exceder a um limite pré-definido, em qualquer ano, quando comparado com o crescimento baseado exclusivamente em fontes convencionais. Além disso, os empreendimentos deverão comprovar um grau de nacionalização de equipamentos e serviços, em valor, não inferior a 90 %.

O valor econômico correspondente a cada fonte, a ser definido pelo MME, e válido para a primeira etapa do programa, será o de venda da energia elétrica para a ELETROBRÁS e terá como piso, no caso de centrais termelétricas a biomassa, o equivalente a 50 % da Tarifa Média Nacional de Fornecimento ao consumidor final.

A ELETROBRÁS celebrará Contratos de Compra e Venda de Energia (CCVE), assegurando a compra dessa energia (3.300 MW) pelo período de 20 anos, com os empreendedores que preencherem todos os requisitos de habilitação descritos no Guia de Habilitação e tiverem seus projetos selecionados de acordo com os procedimentos da Lei 10.438 e de sua regulamentação.

Ainda nos termos dessa Lei, o MME é responsável pela edição e publicação deste Guia de Habilitação e dos valores econômicos correspondentes a cada fonte, por meio da Portaria MME nº 45, de 30 de março de 2004. Este Guia de Habilitação visa orientar os interessados em participar do PROINFA, informando e listando os documentos necessários à habilitação dos projetos, os quais deverão ser apresentados à ELETROBRÁS, que é a responsável pela realização da Chamada Pública (ELETROBRÁS, 2004).

No caso específico da biomassa da cana, a regulamentação do PROINFA deixou muito a desejar. Embora esta fosse seguramente o maior potencial gerador dentro do PROINFA, ela acabou ficando em segundo plano, uma vez que ficou com a menor remuneração entre as fontes, apenas R\$ 93,77 por MW · h, sendo que as Pequenas Centrais Elétricas receberão R\$ 117,02 por MW · h; a energia eólica, entre R\$ 180,18 a R\$ 204,35 por MW · h; a biomassa do biogás de aterro sanitário, R\$ 169,08 por MW · h; e a biomassa da madeira, R\$ 101,35 por MW · h (Jardim, 2004).

Todos esses valores são válidos durante os 20 anos de contrato com a ELETROBRÁS e serão corrigidos anualmente a partir da data base do contrato pelo Índice Geral de Preços de Mercado (IGPM) estabelecido pela Fundação Getúlio Vargas (FGV), de acordo com o Parágrafo Único, Artigo 2º da Portaria MME nº 45. No caso de extinção do IGPM, o Ministério de Minas e Energia indicará um novo índice para correção dos valores econômicos correspondentes às tecnologias específicas da fonte, conforme rege o Parágrafo Único, Artigo 3º da Portaria MME nº 45.

Diante das dificuldades para conseguir financiamento por parte dos órgãos governamentais, como o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), por exemplo, muitos empresários do setor sucroalcooleiro decidiram investir por conta própria na ampliação de excedente de energia para vender para rede pública, mas a remuneração oferecida pelo PROINFA serviu como um dos fatores para o desestímulo ao empreendedorismo.

Essa realidade foi vivida pela Destilaria Pioneiros que, a partir de 2002, passou a investir na expansão de seu sistema de cogeração visando a comercialização de excedentes de energia elétrica com as concessionárias. O projeto foi iniciado com recursos próprios, mas não

foi concluído totalmente em 2004, em função da empresa não ter conseguido captar recursos e de não ter sido habilitada e selecionada na primeira chamada do PROINFA. A Destilaria Pioneiros foi selecionada pelo PROINFA apenas na segunda chamada pública.

O PROINFA contará com o suporte do BNDES, que criou um programa de apoio a investimentos em fontes alternativas renováveis de energia elétrica. A linha de crédito prevê financiamento de até 70 % do investimento, excluindo apenas bens e serviços importados e a aquisição de terrenos. Os investidores terão que garantir 30 % do projeto com capital próprio. As condições do financiamento serão com base na Taxa de Juros de Longo Prazo (TJLP) mais 3,5 % ao ano para apoio direto (operação realizada diretamente com o BNDES ou através de mandatário) e TJLP mais 2,0 % para apoio indireto (operação realizada através de instituição financeira credenciada), segundo o Ministério de Minas e Energia (MME, 2004).

A TJLP foi instituída pela Medida Provisória nº 684, de 31/10/1994, publicada no Diário Oficial da União em 03/11/1994, sendo definida como o custo básico dos financiamentos concedidos pelo BNDES. Posteriores alterações ocorreram através das Medida Provisória nº 1.790, de 29/12/1998, e da Medida Provisória nº 1.921, de 30/09/1999, convertida na lei nº 10.183, de 12/02/2001. O valor da TJLP é fixado periodicamente pelo Banco Central do Brasil, de acordo com as normas do Conselho Monetário Nacional e publicado nos jornais de grande circulação no país.

A ELETROBRÁS assegurará ao empreendedor uma receita mínima de 70 % da energia contratada durante o período de financiamento, além de proteção integral quanto aos riscos de exposição do mercado de curto prazo. Com a implantação do PROINFA, estima-se que serão gerados 150 mil empregos diretos e indiretos durante a construção e a operação dos empreendimentos. Os investimentos previstos do setor privado são da ordem de R\$ 8,6 bilhões (MME, 2004).

Os critérios de regionalização, previstos na Lei nº 10.762, estabelecem um limite de contratação por Estado de 20 % da potência total destinada às fontes eólica e biomassa e 15 % para as PCH's, o que possibilita a todos os Estados, que tenham vocação e projetos aprovados e licenciados, a oportunidade de participarem do programa. A limitação, no entanto, é preliminar, já que, caso não venha a ser contratada a totalidade dos 1.100 MW destinados a cada tecnologia, o potencial não contratado será distribuído entre os Estados que possuírem as licenças ambientais com aprovação há mais tempo.

Para participarem do Programa, os empreendimentos terão de ter Licença Prévia de Instalação (LI). Em relação ao abastecimento de energia elétrica do país, o PROINFA será um instrumento de complementaridade energética sazonal à energia hidráulica. Na região

Nordeste, a energia eólica servirá como complemento ao abastecimento hidráulico, já que o período de chuvas é inverso ao de ventos. O mesmo ocorrerá com a biomassa nas regiões Sul e Sudeste, onde a colheita de safras propícias à geração de energia elétrica (cana de açúcar e arroz, por exemplo) ocorre em período diferente do chuvoso.

A produção de 3.300 MW a partir de fontes alternativas renováveis dobrará a participação na matriz de energia elétrica brasileira das fontes eólica, biomassa e PCH, que atualmente respondem por 3,1 % do total produzido e, em 2006, podem chegar a 5,9 %. No Brasil, 41 % da matriz energética é renovável, enquanto a média mundial é de 14 % e nos países desenvolvidos é de apenas 6 %, segundo dados do Balanço Energético Nacional, edição 2003. A entrada de novas fontes renováveis evitará a emissão de 2,5 milhões de toneladas de gás carbônico por ano, ampliando as possibilidades de negócios de Certificação de Redução de Emissão de Carbono, nos termos do Protocolo de Kyoto. O Programa também permitirá maior inserção do pequeno produtor de energia elétrica, diversificando o número de agentes do setor (MME, 2004).

1.3.3. Protocolo de Kyoto

Em dezembro de 1997, foi realizado em Kyoto no Japão a III Conferência das Partes da Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima (CQNUMC), que contou com representantes de mais de 160 países. Nessa conferência, conhecida como COP-3, foi estabelecido o Protocolo de Kyoto, por meio do qual países industrializados do chamado Anexo I (países industrializados e grandes emissores de CO_2) comprometeram-se a reduzir suas emissões de gases de efeito estufa em pelo menos 5 % (5,2 % em média), relativos aos níveis de 1990, no período entre 2008 e 2012. O CO_2 é o principal responsável pelo aquecimento global que vem ocorrendo nos últimos anos.

A Tab. 1.2 ilustra o *ranking* de emissões em 1997, ano de assinatura do Protocolo de Kyoto, expresso em milhares de toneladas de carbono contidas no CO_2 emitidas anualmente pelos países mais poluidores do mundo (Folha *On Line*, 2004).

Efeito estufa é o nome dado à retenção de calor na Terra causada pela concentração de gases de diversos tipos. A intensificação desse fenômeno ocorre com a emissão de alguns poluentes e é responsável pelo aumento da temperatura média do planeta, o que pode causar sérios problemas ambientais. Os gases que impedem a dispersão dos raios solares de maior concentração na Terra e que provocam o efeito estufa são o dióxido de carbono (CO_2), o

metano (CH_4), o óxido nitroso (N_2O) e compostos de clorofluorcarbono (CFC). A maioria deles é proveniente da queima de combustíveis fósseis (carvão, petróleo e derivados), florestas e pastagens.

Sem considerar o desmatamento, importante contribuinte, o Brasil apresentava a situação mostrada na Tab. 1.3 para o ano de 1990, que foi o ano base considerado pelo Protocolo de Kyoto (MCT, 1999).

Tabela 1.2 – Maiores emissores de CO_2 do mundo.

Ranking	Países	Quantidade
1	Estados Unidos	1.489.648
2	China	913.768
3	Rússia	390.616
4	Japão	316.164
5	Índia	279.899
6	Alemanha	227.364
7	Reino Unido	142.096
8	Canadá	133.890
9	Coréia do Sul	116.701
10	Itália (incluindo San Marino)	111.323
11	Ucrânia	100.427
12	México	99.964
13	Polônia	95.413
14	França (incluindo Mônaco)	92.878
15	África do Sul	86.532
16	Austrália	86.336
17	Brasil	78.666
18	Irã	78.585
19	Arábia Saudita	72.616
20	Coréia do Norte	68.794

A Fig. 1.10 apresenta uma comparação entre a média global da temperatura do ar calculada e os valores observados durante o período de 1860 a 1994 (Lima, 2004).

Tabela 1.3 – Contribuição das fontes emissoras de CO_2 no Brasil.

Fontes emissoras de CO_2	Contribuição (%)
Petróleo	58
Queima de madeira	16
Coque	12
Carvão	10
Gás Natural	4

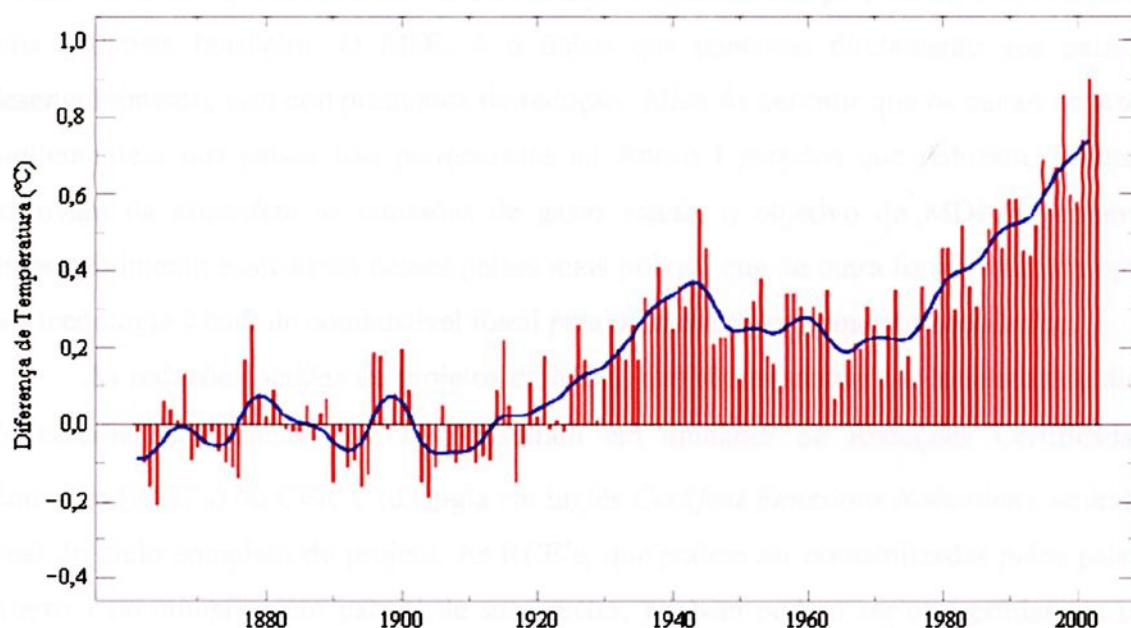


Figura 1.10 – Mudança da temperatura global nas últimas décadas.

Para que o acordo entre em vigor em 2008, é preciso que seja revalidado por pelo menos 55 países-parte da Convenção, entre os quais, aqueles industrializados do Anexo I que devem totalizar no mínimo 55 % das emissões globais de gases que provocam o efeito estufa, referente a 1990. Mais de 120 países já ratificaram o protocolo, entretanto, esses respondem por cerca de 44 % das emissões.

Os Estados Unidos, principais emissores mundiais, com cerca de 25 %, recusaram-se a aderir alegando motivos econômicos e estão fora das negociações. A protagonista do impasse agora é a Rússia, que responde por cerca de 17 % das emissões globais. Embora o presidente russo Vladimir Putin tenha recentemente declarado sua intenção de ratificar o tratado, persiste uma polêmica sobre seus impactos na economia do país, a qual poderá influenciar a decisão do parlamento russo. Com a adesão da Rússia e do Japão, que já manifestou seu interesse em ratificar o tratado, o Protocolo deve atingir mais de 55 % das emissões e entrar em vigor, mesmo com a negativa de ratificação do governo norte americano.

1.3.4. Mecanismo de Desenvolvimento Limpo

Para facilitar que os países industrializados do Anexo I e suas empresas cumpram suas metas de redução, o Protocolo de Kyoto estabeleceu os chamados “mecanismos de

flexibilização”, por meio dos quais as emissões são contabilizadas e negociadas entre as partes. Entre esses, está o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL), criado a partir de uma proposta brasileira. O MDL é o único que concerne diretamente aos países em desenvolvimento, sem compromissos de redução. Além de permitir que os países do Anexo I implementem nos países não pertencentes ao Anexo I projetos que reduzam, limitem ou removam da atmosfera as emissões de gases estufa, o objetivo do MDL é promover o desenvolvimento sustentável nesses países mais pobres, que de outra forma estariam optando por tecnologia à base de combustível fóssil para promover o crescimento econômico.

As reduções obtidas de projetos de MDL, que são expressas em toneladas de dióxido de carbono equivalente (tCO_{2e}), resultam em unidades de Reduções Certificadas de Emissões (RCE's) ou CER's, (da sigla em inglês *Certified Emissions Reduction*), emitidas ao final do ciclo completo do projeto. As RCE's, que podem ser contabilizadas pelos países do Anexo I no cumprimento parcial de suas metas, também podem ser convertidas em títulos comercializáveis no mercado financeiro internacional ou diretamente entre empresas, como uma espécie de *commodity*. Muito embora o protocolo não esteja em vigor, o chamado Mercado de Créditos de Carbono já opera de fato por meio de iniciativas piloto que pretendem ser reconhecidas quando o mercado se consolidar.

A *International Emissions Trading Association* (IETA) estima que o preço da tonelada de carbono varia hoje entre US\$ 3,0 e 6,5/ tCO_{2e} , dependendo do projeto. Os créditos são comprados por corretores (*brokers*) em uma operação de risco, na expectativa dos lucros que poderão resultar do aquecimento desse mercado. Especula-se que esse preço poderá chegar a 30 dólares quando o protocolo entrar em vigor. Na ausência de normas internacionais para negociação desses créditos, as transações são feitas com base em informações emitidas por fundos de investimentos do Banco Mundial e por instituições financeiras.

Existem ainda, outras iniciativas em andamento, o *Prototype Carbon Fund* (PCF), por exemplo, é um fundo de investimentos do Banco Mundial cujo objetivo principal é fomentar projetos de MDL em países em desenvolvimento por meio de recursos públicos e privados dos países industrializados. Vigora na União Européia, desde janeiro de 2004, o *European Union Emissions Trading Scheme*, que prevê metas de redução para indústrias dos países membros até 2012. O Parlamento Alemão aprovou em 28 de maio de 2004 um plano de controle de emissões para cumprir o Protocolo de Kyoto que determina a redução das emissões anuais de dióxido de carbono na Alemanha, dos atuais 505 milhões de toneladas para 503 milhões, até 2007.



O Brasil tem muito a ganhar com tudo isso, pois é um forte candidato a receber projetos de MDL em função de suas características naturais. De fato, já foram apresentados diversos projetos brasileiros ao PCF, e outros estão sendo negociados diretamente entre interessados de países desenvolvidos e empresas brasileiras.

No setor energético há um potencial enorme para a implementação de projetos com energias renováveis, tais como solar, eólica e biomassa. No setor florestal, pode-se falar em projetos de seqüestro de carbono como florestamento e reflorestamento, que permitem que o carbono seja absorvido durante o crescimento das árvores e removido da atmosfera. Entre as opções com maior potencial no mercado de créditos de carbono no Brasil, pode ser destacada a captura de metano de aterros sanitários, utilização de cogeração em usinas sucroalcooleiras, e plantio florestal sustentável.

1.3.5. Crédito de Carbono no Setor Sucroalcooleiro

O Protocolo de Kyoto estabelece uma meta de redução de emissões de CO_2 somente para os países industrializados. Para isto estes países investem em fontes de energia renovável como forma de substituir o petróleo e o carvão mineral. Países em desenvolvimento, como o Brasil, não têm obrigação de atingir a meta, mas podem se beneficiar de recursos vindos dos países industrializados. Se um país, via suas empresas, produz energia renovável em vez de energia baseada em petróleo, cada tonelada de CO_2 que deixa de ser emitida é transformada em crédito de carbono que podem ser vendidos para países e empresas altamente poluidoras. As usinas sucroalcooleiras têm maiores possibilidades de ter aceitação na compensação de gás carbônico emitido, pois produzem energia limpa a partir de uma fonte renovável.

A produção e utilização da cana de açúcar no Brasil caracterizam-se por serem atividades de grande porte, pois com moagem atingindo 338,3 milhões de toneladas em 2003 (UNICA, 2004), ainda levam a grandes excedentes energéticos. Além disso, o setor proporciona uma redução líquida de 206,8 kg CO_2 / t de cana processada, como é mostrado na Tab. 1.4 (Macedo, 2000). Algumas atividades consomem CO_2 da atmosfera e, por isso, seus valores são representados pelo sinal “+”, enquanto as atividades que liberam CO_2 têm a representação através do sinal “-”. No final, tem-se o balanço positivo da quantidade de CO_2 evitada desde o plantio de uma tonelada de cana até a utilização do etanol como substituto da gasolina. Na Tab. 1.4, considera-se que 55 % do açúcar da cana é para produção de álcool enquanto o restante é para fabricar açúcar.

Tabela 1.4 – Gases causadores do efeito estufa na produção de cana, açúcar e álcool.

Atividades na Produção de Cana, Açúcar e Álcool	kg CO ₂ /t Cana
Atividade 1: Produção, Colheita e Transporte da Cana	
Fixação (fotossíntese) de carbono da atmosfera.	+ 694,7
Liberação de CO ₂ pelo uso de combustíveis (diesel) na lavoura.	- 4,7
Liberação de CO ₂ na queima do canavial (80 % das pontas e folhas).	- 198,0
Liberação de outros gases de efeito estufa na queima do canavial (principalmente metano).	- 5,0
Liberação de N ₂ O do solo pelo uso de adubação nitrogenada.	- 3,2
Liberação de CO ₂ na produção dos insumos da lavoura (mudas, herbicidas, pesticidas, etc.).	- 6,7
Liberação de CO ₂ na fabricação dos equipamentos agrícolas que serão usados na lavoura.	- 2,4
Oxidação dos resíduos não totalmente queimados no campo.	- 49,5
Atividade 2: Produção de Açúcar e Álcool	
Liberação de CO ₂ na fermentação alcoólica.	- 38,1
Liberação de CO ₂ na fabricação dos insumos da indústria(cal, H ₂ SO ₄ , etc.).	- 0,5
Liberação de CO ₂ na produção dos equipamentos e prédios, instalações industriais.	- 2,8
Liberação de CO ₂ na queima de todo o bagaço, substituindo óleo combustível, na produção de açúcar e álcool.	- 231,6
Emissão evitada de CO ₂ , pelo uso de bagaço na produção de açúcar (somente), em vez de óleo combustível ou carvão.	+ 104,0
Atividade 3: Uso do Açúcar e do Álcool	
Em princípio, em médio prazo praticamente todo o carbono no açúcar é oxidado (metabolizado, etc.) e volta à atmosfera.	- 97,0
Liberação de CO ₂ na queima do etanol, em motores automotivos.	- 79,1
Emissão evitada de CO ₂ , pelo uso de etanol em motores automotivos, em vez de gasolina.	+ 126,7
Total das Emissões Evitadas	+ 206,8

Capítulo 1 Os principais pontos que contribuem para que a cana de açúcar reduza a emissão de CO_2 é a fotossíntese, realizada por toda planta, e as substituições da gasolina pelo etanol e do óleo combustível pelo bagaço. Dessa forma, as usinas do setor sucroalcooleiro provam que realmente podem ter grande aceitação nesse mercado promissor de créditos de carbono.

Perante o grande potencial de obtenção de créditos de carbono, as usinas do setor sucroalcooleiro têm visto o mercado de venda desses créditos como mais uma fonte de renda. Dessa forma, muitas usinas têm procurado submeter seus projetos de cogeração ao processo que avalia se realmente a energia gerada é limpa e evita emissões de CO_2 , possibilitando, assim, que as mesmas consigam vender os créditos para países do Anexo I.

A Companhia Açucareira Vale do Rosário foi a primeira usina a receber o Certificado de Crédito de Carbono, que é o atestado dos compradores de créditos de que a empresa segue os procedimentos definidos no Protocolo de Kyoto. O certificado foi expedido pela empresa alemã *TUV Süddeutschland*, que é uma das poucas certificadoras internacionais credenciadas para validar Créditos de Carbono. Este certificado é um dos últimos passos desenvolvido pela *Econergy* do Brasil, que através de estudos e documentação comprovam que no período de sete anos (2001/2007) o sistema de geração de energia elétrica a partir do bagaço de cana de açúcar adotado pela Vale do Rosário evitará a emissão de cerca de 645 mil toneladas de CO_2 equivalente, fazendo jus ao crédito de carbono.

Borreda Del Campo & Lagonera (1996) avaliaram três configurações de sistemas de cogeração em usinas de açúcar, visando a produção de excedentes de energia elétrica passíveis de comercialização. Foi estudada a influência dos parâmetros do vapor, da eficiência das caldeiras e, para as configurações de melhor desempenho, da dependência da geração de eletricidade em função da demanda de vapor do processo. Foi realizada uma análise exérgica das alternativas mais significativas e, finalmente, uma avaliação econômica das configurações que se apresentaram mais promissoras.

Cocibo et al. (1997) realizaram uma análise termodinâmica do processo de cogeração em usinas de açúcar e álcool paulista. Os custos exérgicos do processo de geração de

Capítulo 2 - Revisão da Literatura e Proposta do Trabalho

2.1. Retrospecto de Estudos sobre Cogeração de Energia em Usinas de Açúcar e Alcool

Existem diversos livros clássicos sobre análise de sistemas e cogeração de energia, entre eles podemos citar: Orlando (1991), Kotas (1995), Bejan *et al.* (1996), Horlock (1997), Khartchenko (1998) e Balestieri (2002), que servem como base para qualquer tipo de estudo específico.

Nos últimos anos, têm surgido diversos trabalhos relacionados à análise energética, exergética e termoeconômica de sistemas aplicados às usinas de açúcar e álcool e verifica-se que a produção nesta área continua intensa até os dias atuais, o que demonstra a preocupação dos pesquisadores com o tema. A seguir serão apresentados alguns trabalhos que serviram como referência para o desenvolvimento desta dissertação.

Walter (1994) tratou da cogeração e da produção independente de eletricidade, como formas de geração descentralizada de energia elétrica e, em especial, da viabilidade e das perspectivas dessas tecnologias junto ao setor sucroalcooleiro no Brasil, levando-se em conta a expansão da agroindústria canavieira. Foram analisadas várias alternativas de geração elétrica em larga escala e determinadas as principais características técnicas de cada sistema, tais como a capacidade de geração, a produção de energia elétrica, a disponibilidade de excedentes e a demanda de biomassa. Esses resultados permitiram identificar o potencial das tecnologias de maior viabilidade técnica e econômica, a partir da consideração de cenários alternativos de crescimento da produção de cana no estado de São Paulo e da identificação das usinas mais adequadas para esses empreendimentos.

Barreda Del Campo & Llagostera (1996) avaliaram três configurações de sistemas de cogeração em usinas de açúcar, visando à produção de excedentes de energia elétrica passíveis de comercialização. Foi estudada a influência dos parâmetros do vapor, da eficiência das caldeiras e, para as configurações de melhor desempenho, da dependência da geração de eletricidade em função da demanda de vapor de processo. Foi efetuada uma análise exergética das alternativas mais significativas e, finalmente, uma avaliação econômica das configurações que se apresentaram mais promissoras.

Coelho *et al.* (1997) realizaram uma análise termoeconômica do processo de cogeração usina de açúcar e álcool paulista. Os custos exergéticos do processo de geração de

vapor e eletricidade foram calculados para várias configurações, a partir de estimativas de excedentes de eletricidade e dos investimentos correspondentes. Foram aplicados os métodos de “igualdade”, “extração” e “trabalho como subproduto”, para a partição dos custos. Entre as configurações avaliadas, destaca-se uma que consistiu na simples troca de equipamentos, mantendo-se os mesmos níveis de pressão nas caldeiras e turbinas de contrapressão, com pequeno investimento em técnicas relativas ao uso racional de energia, visando apenas atingir a auto-suficiência energética. Uma outra configuração estudada consistiu no aumento dos níveis de pressão e a realização de investimentos adicionais no uso racional de energia, incluindo a eletrificação das moendas. Por fim, foi analisada uma configuração na qual foram realizados grandes investimentos, através da substituição da turbina de contrapressão por uma de extração-condensação, produzindo, neste caso, significativo excedente de eletricidade.

Barreda Del Campo *et al.* (1998) estudaram o sistema de cogeração de uma usina sucroalcooleira que fornece excedentes de energia para a rede elétrica. Foram calculados, além das propriedades termodinâmicas dos diferentes fluxos do sistema, os balanços de massa, energia e exergia. Além disso, eles realizaram uma comparação das eficiências de primeira e segunda lei, mostrando a utilidade desta última na avaliação de um sistema real, e como elemento importante para decisão de melhorias das plantas térmicas, ao evidenciar os equipamentos de maiores irreversibilidades e, conseqüentemente, a perda de oportunidades de geração de energia elétrica.

Carpio *et al.* (1999) apresentaram critérios de avaliação termodinâmica para sistemas de cogeração em usinas de açúcar, analisando dois sistemas de cogeração, um com turbina de contrapressão operando a 2,1 MPa e 300 °C e outro com turbina de extração-condensação operando a 8,0 MPa e 450 °C. Foi analisada também a possibilidade de utilização de combustíveis auxiliares para o período da entre safra, usando palha de cana, eucalipto e gás natural, além disso, foi determinado o custo de geração de eletricidade para cada caso. Os autores concluíram que o sistema com turbina de condensação e com duas extrações apresenta eficiência de 66,0 % contra 42,0 % do sistema de contrapressão, além de ter uma taxa de economia da energia do combustível de quase sete vezes a taxa apresentada pela outra configuração. Como alternativas de geração fora da safra, o gás natural foi o combustível que apresentou o menor custo seguido pela palha de cana, se considerado custos de colheita e transporte inferiores a R\$ 25,00 por tonelada.

Coelho (1999) propôs e discutiu mecanismos para viabilizar um programa amplo de venda de excedentes de eletricidade a partir da biomassa das usinas de açúcar e álcool do Estado de São Paulo. Além disso, foi incluída uma avaliação termoeconômica de uma planta

real (Companhia Energética Santa Elisa, Sertãozinho – SP) e foram propostas modificações na legislação e na regulamentação em vigor e, também, estudos visando à inclusão dos custos ambientais e taxaço de carbono no planejamento integrado do setor elétrico brasileiro.

Vieira & Pellegrini (1999) apresentaram um estudo de caso onde foi analisada a repotenciação de usinas de açúcar e álcool de médio porte, localizadas na região sudeste do país. Para tanto, foi considerada uma unidade padrão característica do setor que processa 10 mil toneladas de cana por dia e foi utilizado um modelo matemático denominado Modelo de Despacho Hidrotérmico, comumente usado como balizador no processo decisório da expansão de empreendimentos para oferta de energia elétrica. Foi constatado que as usinas sucroalcooleiras, embora apresentem um regime sazonal de operação, são empreendimentos bastante interessantes do ponto de vista da expansão do sistema elétrico brasileiro.

Sánchez Prieto & Nebra (2001) fizeram uma análise de custo exergético do sistema de cogeração de uma usina açucareira que tem toda sua demanda de potência e energia térmica satisfeita pelo próprio sistema. Neste trabalho, eles incluíram a determinação das irreversibilidades e das eficiências da segunda lei da termodinâmica, salientando a importância destas eficiências para as decisões sobre possíveis alterações do sistema, tanto para melhoria na planta térmica, como no sentido de atender os requisitos necessários estabelecidos pela ANEEL para a qualificação de centrais cogeneradoras para a venda de energia.

Sánchez Prieto *et al.* (2001) também apresentaram uma outra análise de custo exergético do sistema de cogeração aplicado na Usina Cruz Alta, localizada na cidade de Olímpia (SP). Porém, neste estudo foi enfatizada uma metodologia para a determinação experimental da eficiência do sistema, permitindo a determinação do consumo de bagaço de cana da caldeira. Além disso, cada equipamento foi tratado separadamente de forma que os balanços de massa, energia e exergia foram feitos para cada componente do sistema térmico.

Higa & Bannwart (2002) realizaram algumas simulações e análises térmicas de uma planta produtora de açúcar e álcool, visando otimizar a produção de excedente de energia elétrica e encontrar a melhor forma de recuperação de calor e integração térmica do processo. Foram consideradas diferentes tecnologias de cogeração e de arranjos de evaporadores de múltiplos efeitos. Os resultados obtidos demonstraram que diferentes configurações requerem também diferentes medidas e estabelecem algumas prioridades, que podem ser realizadas em diversos níveis de investimentos econômicos. Além das diferenças na integração da usina no sistema de cogeração para a economia de bagaço, ou para o aumento da geração de energia elétrica excedente, foi possível concluir que as medidas para alcançar esses objetivos devem

ser priorizadas de acordo com o consumo de vapor de processo e a integração de evaporadores de múltiplos efeitos.

Lobo *et al.* (2002) analisaram os processos de extração de duas empresas sucroalcooleiras que usam turbinas de contrapressão para fornecer trabalho, sendo o vapor de contrapressão utilizado como energia térmica de processo. Uma das empresas emprega grandes turbo geradores de múltiplos estágios, que operam com entrada de vapor a 3,0 MPa e 330 °C, para cogear energia elétrica para motores elétricos que acionam as moendas, picadores e desfibradores. Já na outra empresa, o acionamento das máquinas é realizado diretamente por pequenas turbinas de simples estágio operando com vapor a 2,0 MPa e 290 °C. Verificou-se que a empresa que utiliza energia elétrica cogera, com turbinas maiores para acionar as máquinas, chega a economizar 65 % de bagaço gasto para moer uma tonelada de cana quando comprada com as empresas que utilizam várias turbinas menores (menos eficientes). Os autores concluíram que, com o uso mais racional do bagaço gerando vapor em temperaturas e pressões maiores, obtém-se uma grande economia de bagaço, que tanto pode ser comercializado *in natura*, ou ser usado para cogeração de excedentes de eletricidade.

Jaguaribe *et al.* (2002) realizaram um estudo termodinâmico e avaliaram as condições técnicas das instalações a serem implantadas em um sistema de cogeração de energia na Destilaria Japungu Agroindustrial S.A., localizada em Santa Rita (PB). A ampliação proposta não tem o objetivo apenas de tornar a destilaria auto suficiente em termos de energia, mas também tornar possível exportar 33.616 MW·h durante a safra e 3.600 MW·h na entre safra. Foram considerados todos os custos envolvidos e os resultados mostraram que de imediato o negócio pode não ser atrativo, mas se houver uma elevação do preço de venda da eletricidade, o novo sistema de cogeração com venda de energia seria mais rentável.

Brighenti (2003) apresentou e analisou os diversos requisitos necessários para que haja uma integração confiável e segura dos sistemas de geração a partir de biomassa (especificamente cogeração com bagaço de cana) ao sistema elétrico de potência. Foi considerado um estudo de uma usina de açúcar e álcool do Estado de São Paulo (Usina Santa Adélia), que recentemente ampliou sua geração própria, passando a comercializar sua eletricidade excedente com a CPFL. Foram levantadas e analisadas as barreiras técnicas, legislativas, econômicas e ambientais, que em conjunto determinam a integração do cogrador, sendo dada ênfase especial à parte técnica da interligação, buscando analisar o impacto que a inserção dos produtores independentes pode causar no sistema elétrico e o que precisaria ser feito para a interligação com a concessionária.

2.2 Sánchez Prieto (2003) realizou uma detalhada análise energética e exergetica, visando determinar as eficiências de primeira e segunda lei da termodinâmica para os principais equipamentos de duas plantas de usinas sucroalcooleiras, bem como o consumo de combustível envolvido, além de alguns índices de desempenho típicos de sistemas de cogeração. O objetivo fundamental da avaliação foi determinar os custos dos principais fluxos do sistema, considerando os custos como se fosse uma instalação nova, com taxa de juros de 15 % ao ano e um período de amortização de 15 anos. Foi avaliada a variação do custo de bagaço e sua influência nos custos dos fluxos da planta e dada ênfase na potência elétrica e nos índices de desempenho.

Jaguaribe *et al.* (2004) discutiram um caso real de investimento na ampliação do sistema de cogeração de energia em uma indústria sucroalcooleira paraibana (Japungu Agroindustrial S.A.), considerando o preço sazonal do bagaço, os custos de geração de energia, levando-se em conta um período de 10 anos. Com o novo parque de cogeração a indústria se tornou auto suficiente em energia, dispondo de 21.240 MW·h para comercialização, com uma potência média de exportação de 4.000 kW. Todavia, após a análise econômica efetuada, verificou-se que a melhor opção seria manter a planta na forma original e vender o bagaço a R\$ 26,00 por tonelada.

Além da simples análise de cada caso, este trabalho tem o objetivo de avaliar através das análises termodinâmicas, diferentes configurações de plantas envolvendo uma turbina de extração-condensação, que podem operar na Destilaria Pioneiras. Portanto, os resultados obtidos para as plantas em questão podem ser usados na tomada de decisão sobre qual planta que deve ser colocada em operação futuramente e quais serão os resultados esperados.



2.2. Objetivos deste Trabalho

Este trabalho tem como proposta principal fazer uma avaliação energética e exergética de alguns ciclos termodinâmicos condizentes com a evolução da Destilaria Pioneiros, dado que ela optou, a partir de 2002, por investir na cogeração de energia elétrica, utilizando como fonte energética o bagaço de cana, uma fonte limpa e renovável de energia.

Propõe-se avaliar o desempenho de 5 plantas de potência a vapor que consideram, desde caldeiras de baixa pressão com acionamentos mecânicos nos equipamentos, até caldeira de alta pressão com turbina de extração-condensação e acionamentos elétricos em todos os equipamentos. Essa avaliação é feita com base na primeira e segunda leis da termodinâmica e, também, considerando alguns índices de desempenho baseado na primeira lei.

Adicionalmente, objetiva-se fazer uma análise energética detalhada da turbina de extração-condensação obtendo informações de eficiência e potência para seus diferentes pontos de trabalho. Posteriormente, é dada ênfase na determinação da eficiência da planta quando se varia a taxa de condensação de tal turbina, a eficiência da caldeira e a quantidade de vapor consumido no processo.

Para cada caso estudado, são avaliados alguns parâmetros importantes como: consumo de vapor de processo, consumo específico de vapor das turbinas, potência elétrica ou mecânica gerada a partir de uma tonelada de cana moída e potência gerada a partir de uma determinada quantidade de bagaço queimado na caldeira.

Além da simples análise de cada caso, este trabalho tem o objetivo de avaliar através das análises termodinâmicas, diferentes configurações de plantas envolvendo uma turbina de extração-condensação, que podem operar na Destilaria Pioneiros. Portanto, os resultados obtidos para as plantas em questão podem ser usados na tomada de decisão sobre qual planta que deve ser colocada em operação futuramente e quais serão os resultados esperados.



Capítulo 3 - Definições e Conceitos Envolvidos

3.1. Conceitos Termodinâmicos

A maneira mais clássica de determinar o desempenho térmico de sistemas é através da utilização da primeira lei da termodinâmica (Horlock, 1997). Tal análise permite definir, sob o ponto de vista da energia, qual é o desempenho de cada equipamento, assim como o desempenho global do sistema.

Apesar de muito difundida, esta metodologia tem suas limitações, pois não contabiliza a qualidade da energia, ou seja, não se preocupa com as irreversibilidades inerentes de todos os processos. Para que se possa considerar este aspecto é necessário o uso conjunto da segunda lei da termodinâmica, através de uma análise exergetica (Kotas, 1995). Esta forma de avaliação não substitui as avaliações feitas com base na eficiência energética, mas sim as complementa, permitindo o cálculo tanto do valor termodinâmico de um fluxo, em termos do trabalho mecânico que poderia ser extraído dele, como das ineficiências e perdas termodinâmicas reais dos processos dos sistemas.

Para se fazer uma análise energética e exergetica de uma planta devem ser realizados balanços de massa, energia e exergia, e definidas as eficiências pela primeira e segunda lei da termodinâmica, bem como calculadas as irreversibilidades, considerando um volume de controle (V.C.) ao redor de cada um dos equipamentos que a compõem.

Uma das hipóteses assumidas nesse trabalho é que todo volume de controle analisado, seja pela primeira lei da termodinâmica ou pela segunda, considerará uma operação em regime permanente (R.P.). Portanto, nas análises não serão incluídas as fases transitórias de entrada em operação, parada ou qualquer variação no tempo, mesmo em operação normal. Isso equivale a dizer que qualquer variação de massa, energia e exergia no tempo dentro do volume de controle serão desconsideradas. Essa hipótese é possível de ser adotada nesse caso, pois, mesmo os volumes de controle maiores, que é caso do desaerador térmico e da caldeira, não apresentam grandes variações de massa ou de suas propriedades termodinâmicas quando em operação normal.

Outro conceito importante é a definição de processo adiabático. Quando não ocorre nenhuma transferência de calor para ou do volume de controle, o processo é conhecido como adiabático. Essa consideração também será feita nas análises das turbinas a vapor quando avaliadas pela primeira ou segunda lei da termodinâmica.



São considerados reversíveis os processos ideais, que podem ser invertidos sem deixar vestígios no sistema e no meio. Alguns fatores que tornam um processo irreversível são atrito, expansão não resistida (expansão no vácuo), transferência de calor com diferença finita de temperatura, mistura de duas substâncias diferentes, entre outros.

3.1.1. Balanços de Massa, Energia e Exergia

Será considerada, primeiramente, a lei da conservação da massa relacionada ao volume de controle. Essa conservação inclui somente a análise da vazão mássica que está entrando e saindo do volume de controle e desconsidera a variação de massa no interior do mesmo, pois se trata de operação em regime permanente. Também chamada de equação da continuidade, a Eq. (3.1) representa o balanço de massa em um volume de controle:

$$\frac{dm_{v.c.}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s \quad (3.1)$$

Considerando que o estado da massa, em cada ponto do volume de controle, não varia com o tempo, a Eq. (3.1) pode ser reescrita como segue:

$$\sum \dot{m}_s - \sum \dot{m}_e = 0 \quad (3.2)$$

onde:

$\dot{m}_e$: vazão mássica que entra no volume de controle (kg/s);

$\dot{m}_s$: vazão mássica que sai do volume de controle (kg/s).

A primeira lei da termodinâmica na sua forma completa, ou seja, o balanço de energia, considerando também a parcela que varia no tempo pode ser escrito como segue:

$$\frac{dE_{v.c.}}{dt} = \dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot Z_e \right) - \sum \dot{m}_s \cdot \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot Z_s \right) \quad (3.3)$$

Considerando o processo em regime permanente, tem-se:

$$\dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot Z_e \right) - \sum \dot{m}_s \cdot \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot Z_s \right) = 0 \quad (3.4)$$

onde:

g : aceleração gravitacional (m/s^2);

h_e : entalpia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg);

h_s : entalpia específica na saída do volume de controle (kJ/kg);

$\dot{Q}_{v.c.}$: potência térmica no volume de controle (kW);

V_e : velocidade da vazão mássica na entrada do volume de controle (m/s);

V_s : velocidade da vazão mássica na saída do volume de controle (m/s);

$\dot{W}_{v.c.}$: taxa de transferência de trabalho no volume de controle (kW).

Z_e : cota da vazão mássica na entrada do volume de controle em relação a uma linha de referência (m);

Z_s : cota da vazão mássica na saída do volume de controle em relação a uma linha de referência (m).

Serão adotadas as hipóteses de que os valores das variações de energia cinética e potencial são pequenos ou quase nulos. Assim, a Eq. (3.4) pode ser reescrita como segue:

$$\dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot h_e - \sum \dot{m}_s \cdot h_s = 0 \quad (3.5)$$

Na análise da primeira lei foi definida uma propriedade, a energia interna, que levou à entalpia e que possibilitou usar quantitativamente a primeira lei em processos. Analogamente, na segunda lei da termodinâmica, é definida uma outra propriedade, a entropia, que também possibilita a aplicação quantitativa da segunda lei em processos. Energia e entropia são conceitos abstratos que foram idealizados para auxiliar na descrição de determinadas observações experimentais (Van Wylen, 1995).

A segunda lei da termodinâmica para um volume de controle na sua forma completa é dada por:

$$\frac{dS_{v.c.}}{dt} = \dot{S}_{ger, v.c.} + \sum \left(\frac{\dot{Q}_{v.c.,j}}{T_j} \right) + \sum \dot{m}_e \cdot s_e - \sum \dot{m}_s \cdot s_s \quad (3.6)$$

Para o processo em regime permanente, o primeiro termo da Eq. (3.6) é igual a zero, assim, a segunda lei da termodinâmica pode ser escrita como segue:

$$\dot{S}_{ger, v.c.} + \sum \left(\frac{\dot{Q}_{v.c.,j}}{T_j} \right) + \sum \dot{m}_e \cdot s_e - \sum \dot{m}_s \cdot s_s = 0 \quad (3.7)$$

onde:

s_e : entropia específica na entrada do volume de controle ($\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$);

s_s : entropia específica na saída do volume de controle ($\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$);

T_j : temperatura superficial do volume de controle (K);

$\dot{S}_{ger, v.c.}$: geração de entropia no volume de controle ($\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$).

Para um processo adiabático em regime permanente tem-se $s_s \geq s_e$, logo a geração de entropia no volume de controle é positiva. A condição $s_e = s_s$ ocorrerá para um processo adiabático e reversível.

Antes de ser definido o balanço de exergia, deve-se ressaltar que o máximo trabalho reversível que pode ser extraído de um dado sistema num certo estado termodinâmico será dado quando a matéria desse sistema alcançar o estado morto (estado de referência), ou seja, quando a quantidade de massa estiver em equilíbrio mecânico e térmico com o meio, isto é, à pressão p_0 e temperatura T_0 . Também deve estar em equilíbrio químico, além de ter velocidade zero e ter energia potencial mínima. Exigências análogas podem ser estabelecidas em relação aos efeitos magnéticos, elétricos e superficiais, se forem relevantes na formulação. Assim, é conveniente definir a exergia de fluxo de um estado em função da capacidade (potencial) para realizar o máximo trabalho possível.

Indicando o estado morto pelo índice 0, o trabalho reversível será máximo quando $h_s = h_0$, $s_s = s_0$, $V_s = 0$ e $Z_s = Z_0$. Será designado o trabalho reversível máximo, por unidade de massa que escoar e em uma situação onde não há transferência de calor, como exergia de fluxo (ex) por unidade de massa dada em kJ/kg , ou seja:

$$ex = \left(h - T_0 \cdot s + \frac{V^2}{2} + g \cdot Z \right) - (h_0 - T_0 \cdot s_0 + g \cdot Z_0) \quad (3.8)$$

O balanço de exergia na sua forma completa é obtido quando a Eq. (3.6) é multiplicada por T_0 e desse resultado, é subtraída a Eq. (3.3), resultando:

$$\frac{dI_{v.c.}}{dt} = \sum \dot{Q}_j \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot ex_e - \sum \dot{m}_s \cdot ex_s - \dot{I}_{v.c.} \quad (3.9)$$

A taxa de variação instantânea de exergia ou de geração de irreversibilidade mostrada na Eq. (3.9) é composta por vários termos. No primeiro termo após a igualdade a taxa instantânea de exergia está associada à transferência de calor, no segundo termo, à transferência de trabalho, no terceiro e no quarto, à transferência de massa e no quinto e último termo, está associada à destruição de exergia ou geração de irreversibilidade.

Para um processo em regime permanente, a Eq. (3.9) pode ser reescrita como segue:

$$\dot{I}_{v.c.} = \sum \dot{Q}_j \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \cdot ex_e - \sum \dot{m}_s \cdot ex_s \quad (3.10)$$

onde:

ex_e : exergia específica na entrada do volume de controle (kJ/kg);

ex_s : exergia específica na saída do volume de controle (kJ/kg);

T_j : temperatura superficial do volume de controle (K);

T_0 : temperatura do estado morto (K);

$\dot{I}_{v.c.}$: taxa de irreversibilidade no volume de controle ($= T_0 \cdot \dot{S}_{ger, v.c.}$) (kW).

Desconsiderando as variações de energia cinética e potencial, as exergias específicas na entrada e na saída do volume de controle são calculadas, respectivamente, pelas seguintes equações:

$$ex_e = (h_e - h_0) - T_0(s_e - s_0) \quad (3.11)$$

$$ex_s = (h_s - h_o) - T_o(s_s - s_o) \quad (3.12)$$

Para o presente trabalho, adotou-se $T_o = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ e $P_o = 101,3 \text{ kPa}$ para o estado morto sendo:

h_o : entalpia da água para o estado morto (104,86 kJ/kg);

s_o : entropia da água para o estado morto (0,367 kJ/kg · K).

3.1.2. Eficiências Térmicas pela Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica

A eficiência termodinâmica baseada na primeira lei (η_I) para dispositivos que produzem potência relaciona o trabalho realizado no volume de controle com o trabalho produzido em um processo hipotético isoentrópico desde o mesmo estado de entrada até a mesma pressão de saída. Um processo pode ser chamado de isoentrópico se a entropia for constante durante o processo, ou seja, se o processo é adiabático e reversível. Para bomba, a relação é inversa a de turbina. As Eqs. (3.13) e (3.14) mostram a eficiência com base na primeira lei para turbinas e bombas, respectivamente.

$$\eta_I = \frac{\dot{W}_{v.c.}}{\dot{m} \cdot \Delta h_{iso}} \quad (3.13)$$

$$\eta_I = \frac{\dot{m} \cdot \Delta h_{iso}}{\dot{W}_{v.c.}} \quad (3.14)$$

onde:

Δh_{iso} : diferença entre as entalpias de entrada e de saída do volume de controle, para processo isoentrópico (kJ/kg);

$\dot{m}$: vazão mássica no volume de controle (kg/s).

Associado ao uso da análise de exergia, foi desenvolvido o conceito de eficiência determinada a partir do ponto de vista da segunda lei da termodinâmica (η_{II}). Esse conceito envolve a comparação do trabalho real produzido no processo com a variação de exergia

avaliada entre o estado real de entrada e o estado real de saída. A Eq. (3.15) mostra a eficiência com base na segunda lei:

$$\eta_{II} = \frac{\dot{W}_{v.c.}}{\dot{m} \cdot (ex_e - ex_s)} \quad (3.15)$$

No caso específico das caldeiras, as eficiências de primeira e segunda leis, considerando que a vazão mássica de vapor é igual à vazão mássica de água, são calculadas respectivamente pelas seguintes equações:

$$\eta_I = \frac{\dot{m}_{vapor} \cdot (h_{vapor} - h_{água})}{\dot{m}_{bag} \cdot PCI_{bag}} \quad (3.16)$$

$$\eta_{II} = \frac{\dot{m}_{vapor} \cdot (ex_{vapor} - ex_{água})}{\dot{m}_{bag} \cdot ex_{bag}} \quad (3.17)$$

onde:

h_{vapor} : entalpia específica de vapor superaquecido na saída da caldeira (kJ/kg);

$h_{água}$: entalpia específica da água na entrada da caldeira (kJ/kg);

ex_{vapor} : exergia específica de vapor superaquecido na saída da caldeira (kJ/kg);

$ex_{água}$: exergia específica da água na entrada da caldeira (kJ/kg);

ex_{bag} : exergia específica do bagaço da cana (kJ/kg);

$\dot{m}_{vapor}$: vazão mássica de vapor superaquecido na saída da caldeira (kg/s);

$\dot{m}_{bag}$: vazão mássica de bagaço consumido na caldeira (kg/s);

PCI_{bag} : poder calorífico inferior do bagaço (7.736 kJ/kg).

O cálculo da eficiência pela primeira lei de caldeira é uma relação do salto entálpico entre o vapor produzido e a água que entra na caldeira com a energia fornecida para a caldeira através do bagaço. No caso da eficiência pela segunda lei, a relação é entre a exergia.

Para o cálculo da exergia específica do bagaço da cana é utilizada a equação apresentada por Szargut (1988), que leva em conta a correlação entre a exergia química e o

poder calorífico inferior do combustível, considerando a relação entre as frações em massa de oxigênio e carbono, a composição elementar do combustível, e o conteúdo de cinza e de umidade, conforme segue:

$$ex_{bag} = \beta \cdot (PCI_{bag} + L_{\acute{a}gua} \cdot Z_{\acute{a}gua}) + ex_{\acute{a}gua} \cdot Z_{\acute{a}gua} \tag{3.18}$$

sendo:

$$\beta = \frac{1,0412 + 0,2160 \cdot \left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right) - 0,2499 \cdot \left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right) \left[1 + 0,7884 \cdot \left(\frac{Z_{H_2}}{Z_C}\right)\right] - 0,0450 \cdot \left(\frac{Z_{N_2}}{Z_C}\right)}{1 - 0,3035 \cdot \left(\frac{Z_{O_2}}{Z_C}\right)} \tag{3.19}$$

onde:

- β : função das frações de massa dos componentes químicos do bagaço (%);
- Z_i : fração em massa dos diferentes elementos químicos (%);
- $Z_{\acute{a}gua}$: fração em massa de água no bagaço úmido (%);
- $L_{\acute{a}gua}$: entalpia de vaporização da água (2.442 kJ/kg);
- $ex_{\acute{a}gua}$: exergia química da água líquida (50 kJ/kg).

Será considerada a fração em massa de água no bagaço úmido de 50 %, sendo as frações em massa dos elementos químicos de acordo com a Tab. 3.1 (Szargut, 1988).

Tabela 3.1 – Frações em massa dos elementos químicos no bagaço.

Elemento Químico	Fração em Massa (%)
Carbono	46,3
Oxigênio	43,3
Hidrogênio	6,4
Nitrogênio	0,0

3.1.3. Índices de Desempenho Baseados na Primeira Lei da Termodinâmica

Neste trabalho, o objetivo da utilização de índices de desempenho é avaliar os sistemas de cogeração como um todo, esclarecendo as diferenças entre eles, fundamentalmente com relação à aplicação de métodos baseados na primeira e segunda leis da termodinâmica.

A avaliação do desempenho de uma planta de cogeração baseado na primeira lei da termodinâmica é um procedimento que implica na comparação de produtos de diferentes qualidades termodinâmicas, tais como energia térmica e potência produzida (Sánchez Prieto, 2003). Nos sistemas de cogeração que empregam água como fluido de trabalho, existem alguns aspectos que devem ser destacados. No caso típico das usinas sucroalcooleiras, a combustão do bagaço nas caldeiras libera a energia responsável em transformar a água em vapor que, por sua vez, se expande em uma turbina a vapor, gerando trabalho de eixo, que pode ser usado em acionamentos elétrico ou mecânico, sendo o vapor de escape o rejeito útil aproveitado na forma de energia térmica para satisfazer a demanda térmica da planta.

Fator de Utilização de Energia (FUE)

Na caracterização dos índices de desempenho vários são os indicadores, sendo uma prática comum avaliar a eficiência dos sistemas de cogeração através da chamada eficiência de primeira lei ou fator de utilização de energia, designado como FUE. Este parâmetro é a relação entre a energia térmica e eletromecânica aproveitada no ciclo com a energia do combustível gasto para na geração do vapor:

$$FUE = \frac{\dot{W}_{total} + \dot{Q}_{util}}{\dot{m}_{bag} \cdot PCI_{bag}} \quad (3.20)$$

onde:

$\dot{W}_{total}$: potência total (elétrica e mecânica) (kW);

$\dot{Q}_{util}$: potência térmica útil da planta (kW).

Índice de Poupança de Energia (IPE)

O IPE refere-se à economia de energia de combustível obtida por sistemas de cogeração em comparação com plantas convencionais que produzem separadamente energia

elétrica e térmica e é definido como:

$$\text{IPE} = \frac{\dot{m}_{\text{bag}} \cdot \text{PCI}_{\text{bag}}}{\dot{W}_{\text{total}} / \eta_{\text{term_ref}} + \dot{Q}_{\text{útil}} / \eta_{\text{cald_ref}}} \quad (3.21)$$

onde:

$\eta_{\text{term_ref}}$: eficiência térmica das turbinas de uma planta de referência (adotada 40 %);

$\eta_{\text{cald_ref}}$: eficiência térmica de caldeiras de referência (adotada 77 %).

Energia a Economizar devido a Cogeração (EEC)

Segundo a Eq. (3.21), quanto menor o índice de poupança de energia do combustível, melhor será o desempenho do sistema tendo como referência as eficiências adotadas. Logo, a quantidade de energia a economizar, devido a cogeração, é dada pela equação:

$$\text{EEC} = 1 - \text{IPE} \quad (3.22)$$

Índice de Geração de Potência (IGP)

O IGP é o parâmetro definido para calcular separadamente a eficiência da geração de potência, descontando no insumo de energia aquela utilizada para fins puramente de aquecimento.

$$\text{IGP} = \frac{\dot{W}_{\text{total}}}{\dot{m}_{\text{bag}} \cdot \text{PCI}_{\text{bag}} - \dot{Q}_{\text{útil}} / \eta_{\text{cald}}} \quad (3.23)$$

onde:

η_{cald} : eficiência pela primeira lei das caldeiras da unidade.

Relação Potência e Calor (RPC)

Outro índice importante é a relação entre a potência total produzida e a energia térmica utilizada no processo (RPC), ou seja:

$$RPC = \frac{\dot{W}_{total}}{\dot{Q}_{util}} \quad (3.24)$$

A partir do cálculo destes parâmetros é possível identificar as vantagens e/ou desvantagens de um sistema de cogeração em relação a outro.

3.2. Definições de Parâmetros Importantes em Usinas Sucroalcooleiras

Conforme descrito em tópicos anteriores, a fonte de energia das caldeiras que operam nas plantas de vapor de uma usina sucroalcooleira é o bagaço de cana. Assim, o sistema térmico como um todo tem forte dependência da quantidade disponível e das características do bagaço, ou seja, variações na massa disponível e nas propriedades do bagaço provocam variações na quantidade e qualidade do vapor gerado nas caldeiras.

A quantidade de bagaço produzida pode ser calculada pelo balanço de massa de fibra, tendo como volume de controle o *tandem* de moendas. Assim, a quantidade de cana moída multiplicada pelo teor de fibra da cana (entrada do volume de controle) é equivalente à quantidade de bagaço produzido multiplicado pelo seu respectivo teor de fibra (saída do volume de controle). Desta forma, pode-se determinar o bagaço produzido e verificar que sua produção é diretamente proporcional ao total de cana moída e ao teor de fibra da cana e inversamente proporcional ao teor de fibra do bagaço. No Apêndice C são mostrados maiores detalhes sobre o cálculo do bagaço produzido.

O principal parâmetro para avaliar a qualidade do bagaço é sua umidade, pois quanto mais úmido o bagaço, menor seu poder calorífico inferior (PCI) e, portanto, menor a energia disponível para uma mesma quantidade de combustível.

O PCI é a quantidade de energia térmica transferida pelo combustível com a água presente nos produtos de combustão no estado vapor, ao contrário do Poder Calorífico Superior (PCS), que é a quantidade de energia térmica transferida pelo combustível com a água presente nos produtos de combustão no estado líquido.

A Fig. 3.1 mostra o poder calorífico inferior do bagaço com 3 % de teor de açúcar, para diferentes valores de umidade (Hugot, 1969). Vale ressaltar que o PCI do bagaço depende do teor de açúcar, porém ele é pouco sensível com a variação do teor de açúcar.

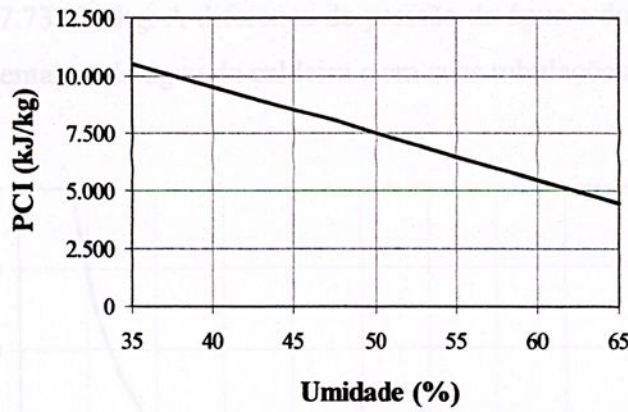


Figura 3.1 – Poder calorífico inferior do bagaço com 3 % de teor de açúcar, para diferentes valores de umidade.

Além de abaixar o PCI do bagaço, a alta umidade do bagaço também interfere na sua queima na caldeira. Em caldeiras convencionais aquatubulares, a umidade do bagaço acima de 51 % prejudica a combustão, pois dificulta a queima.

Um outro parâmetro importante está associado à eficiência das caldeiras que é calculada de acordo com a Eq. (3.13). Tal parâmetro é o consumo específico de bagaço ou a relação bagaço-vapor (R_{bagvapor}), ou seja, a quantidade de bagaço que é necessário para se produzir um kg de vapor na pressão e temperatura desejada. Assim temos:

$$R_{\text{bagvapor}} = \frac{\dot{m}_{\text{bag}}}{\dot{m}_{\text{vapor}}} \quad (3.25)$$

Utilizando as Eqs. (3.16) e (3.25) e considerando o processo em regime permanente, pode-se chegar na Eq. (3.26), que mostra a relação direta entre a eficiência da caldeira com a relação bagaço-vapor:

$$\eta_I = \frac{h_{\text{vapor}} - h_{\text{água}}}{R_{\text{bagvapor}} \cdot \text{PCI}_{\text{bag}}} \quad (3.26)$$

Assim, informar a eficiência de uma caldeira é a mesma coisa que informar a relação entre a quantidade de bagaço consumido e o vapor produzido.

A Fig. 3.2 ilustra a relação de η_I com R_{bagvapor} , supondo uma operação de uma caldeira em que a água entre a 105 °C e 7.840 kPa e o vapor saia a 530 °C e 6.468 kPa, para

um PCI do bagaço de 7.736 kJ/kg. A diferença de pressão da água e do vapor é em função da perda de carga na alimentação de água da caldeira e em suas tubulações internas.

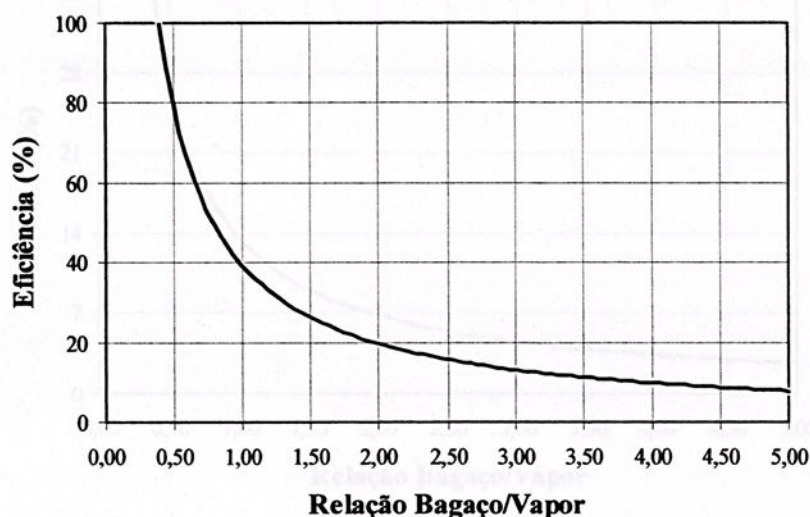


Figura 3.2 – Relação entre η_I e R_{bagvapor} de uma caldeira.

Para esses parâmetros, a mínima relação bagaço-vapor seria 0,39 o que corresponderia à eficiência de 100 %. Relação menor que essa violaria a primeira lei da termodinâmica, pois para o PCI adotado seria impossível gerar o vapor nas condições propostas, já que a energia necessária para isso seria maior que o potencial energético do bagaço.

Analogamente à Eq. (3.26), é obtida a Eq. (3.27) com base na segunda lei da termodinâmica:

$$\eta_{II} = \frac{ex_{\text{vapor}} - ex_{\text{água}}}{R_{\text{bagvapor}} \cdot ex_{\text{bag}}} \quad (3.27)$$

Adotando as mesmas condições de pressão e temperatura consideradas para a Fig. 3.2 e considerando a exergia do bagaço de 10.179 kJ/kg, tem-se a relação de η_{II} com R_{bagvapor} apresentada na Fig. 3.3.

Tanto a eficiência pela primeira lei quanto pela segunda lei variam exponencialmente com a relação bagaço-vapor. Uma vez adotados os parâmetros de operação, a sensibilidade é dada pela constante calculada pela diferença de entalpias do vapor e água dividida pelo PCI do bagaço, na primeira lei, e pela diferença de exergias do vapor e água dividida pela exergia

do bagaço, na segunda lei. A máxima eficiência da caldeira pela segunda lei é dada quando $R_{bagvapor}$ é igual a 0,39 e seu valor é 34,8 %.

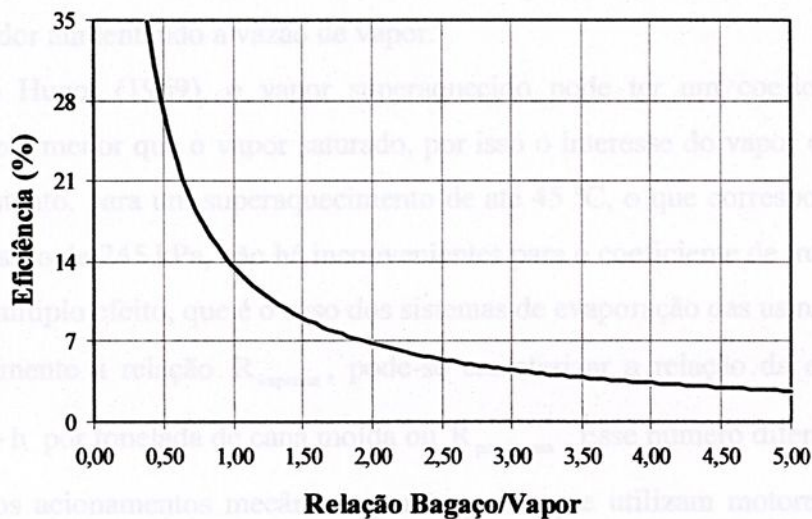


Figura 3.3 – Relação entre η_{II} e $R_{bagvapor}$ de uma caldeira.

Conhecido o valor de projeto do consumo específico de bagaço por unidade de vapor gerado numa caldeira, pode-se determinar seu consumo de bagaço para uma determinada produção de vapor, conforme mostrado na Eq. (3.25).

Algumas outras relações são usuais na comparação de plantas do setor sucroalcooleiro. No que diz respeito à demanda térmica de processo de fabricação de açúcar e álcool, a relação vapor-cana moída ($R_{vapcana}$) representa a energia térmica que está sendo usada no processo e é dada em kg de vapor por tonelada de cana moída. O objetivo das plantas é reduzir esse número, ou seja, conseguir processar o caldo da cana com a menor demanda de vapor possível. Barreda Del Campo (1996) considerou 500 kg de vapor por tonelada de cana no seu trabalho. Números mais baixos indicam que o balanço térmico é melhor que outros que têm esse número maior. A Eq. (3.28) ilustra o cálculo dessa relação para uma determinada quantidade de cana moída ($\dot{m}_{cana}$) dada na mesma base de tempo da vazão mássica de vapor.

$$R_{vapcana} = \frac{\dot{m}_{vap}}{\dot{m}_{cana}} \cdot 1000 \tag{3.28}$$

A vazão mássica de vapor a ser considerada é a produção da caldeira somada à quantidade de água injetada nos dessuperaquecedores, que tem o objetivo de deixar a

temperatura do vapor de escape mais próxima da saturação para que a troca térmica seja mais eficiente. Energeticamente não há nenhuma perda de energia, pois a diminuição de energia em função do abaixamento da temperatura é compensada pela vazão mássica que entra no dessuperaquecedor aumentando a vazão de vapor.

Segundo Hugot (1969), o vapor superaquecido pode ter um coeficiente de troca térmica 125 vezes menor que o vapor saturado, por isso o interesse do vapor de processo ser saturado. No entanto, para um superaquecimento de até 45 °C, o que corresponde a cerca de 172 °C para pressão de 245 kPa, não há inconvenientes para o coeficiente de troca de calor em evaporadores múltiplo efeito, que é o caso dos sistemas de evaporação das usinas.

Analogamente à relação R_{vapcana} , pode-se caracterizar a relação da energia elétrica gerada em kW · h por tonelada de cana moída ou $R_{\text{potelecana}}$. Esse número difere de usinas que têm turbinas nos acionamentos mecânicos para aquelas que utilizam motores elétricos nos mesmos acionamentos. Neste último caso, essa relação é maior já que a potência elétrica instalada e a demanda são maiores. Portanto, quando $R_{\text{potelecana}}$ for utilizado para comparar diferentes plantas, deve-se considerar que tipo de acionamento é utilizado. A equação a seguir ilustra essa relação para o fluxo de cana dado em kg/s :

$$R_{\text{potelecana}} = \frac{\dot{W}_{\text{ele}}}{3,6 \cdot \dot{m}_{\text{cana}}} \quad (3.29)$$

A Eq. (3.30) apresentada na sequência ilustra a relação entre o vapor consumido e a potência gerada ($R_{\text{vappotele}}$) expressa por kg/kW · h. Ela relaciona o vapor consumido em kg/s com a potência elétrica ou mecânica ($\dot{W}$) em kW gerada por uma turbina e é conhecida como consumo específico de vapor.

$$R_{\text{vappotele}} = \frac{3.600 \cdot \dot{m}_{\text{vap}}}{\dot{W}} \quad (3.30)$$

Esse número está associado ao rendimento da máquina, pois quanto menor essa relação, maior é o rendimento termodinâmico dela. Reescrevendo a Eq. (3.13), pode-se chegar na seguinte relação entre o η_I e $R_{\text{vappotele}}$:

$$\eta_I = \frac{3.600}{R_{\text{vappotele}} \cdot \Delta h_{\text{iso}}} \quad (3.31)$$

Observa-se que η_I é inversamente proporcional a $R_{\text{vappotele}}$ e que o seu comportamento depende somente da variação de entalpia para o processo isoentrópico. Chamando de Situação 1, o vapor produzido pela caldeira a 290 °C e 2.156 kPa e Situação 2, o vapor a 530 °C e 6.468 kPa, para a mesma pressão do vapor de escape de 245 kPa, tem-se o comportamento mostrado na Fig. 3.4.

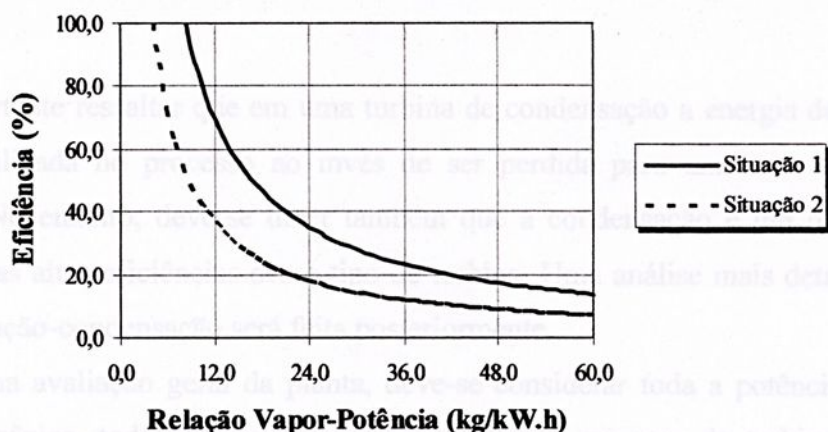


Figura 3.4 – Relação entre η_I e $R_{\text{vappotele}}$ para diferentes parâmetros do vapor direto.

Para a Situação 1, observa-se que para valores de $R_{\text{vappotele}}$ inferiores a 8,4, a primeira lei é violada, enquanto para a Situação 2, esse mesmo número pode chegar a 4,4, já que neste caso a mesma quantidade de vapor tem um poder energético maior que no outro caso.

Para avaliar a eficiência do conjunto caldeira e turbinas, seja de acionamento elétrico ou mecânico, pode-se usar a relação ilustrada pela equação abaixo, na qual a relação bagaço-potência da planta (R_{bagpot}) é expressa em kg/kW · h e relaciona o bagaço consumido com a potência elétrica ($\dot{W}_{\text{ele}}$) e mecânica ($\dot{W}_{\text{mec}}$):

$$R_{\text{bagpot}} = \frac{3.600 \cdot \dot{m}_{\text{bag}}}{(\dot{W}_{\text{ele}} + \dot{W}_{\text{mec}})} \quad (3.32)$$

A relação ilustrada pela Eq. (3.32) sinaliza como a energia do combustível (bagaço de cana) é aproveitada pela caldeira e como a energia útil do bagaço, na forma de vapor, é aproveitada nas turbinas.

A avaliação pela primeira lei da termodinâmica permite calcular as potências de eixo produzida para os acionamentos mecânicos ($\dot{W}_{\text{mec}}$), seja picadores, desfibradores, moendas, exaustores e bombas hidráulicas, e para os acionamentos dos geradores elétricos ($\dot{W}_{\text{ele}}$), além das potências de bombeamento ($\dot{W}_{\text{bomb}}$) consumidas na planta. Também através da primeira lei, pode-se determinar a potência térmica útil no processo, seja no sistema de evaporação da água do caldo ($\dot{Q}_{\text{evap}}$) ou no processo de destilação ($\dot{Q}_{\text{dest}}$), e a perda no condensador ($\dot{Q}_{\text{cond}}$).

É importante ressaltar que em uma turbina de condensação a energia de condensação poderia ser utilizada no processo ao invés de ser perdida para um outro fluido em um condensador. No entanto, deve-se dizer também que a condensação é um dos fatores que contribui para as altas eficiências desse tipo de turbina. Uma análise mais detalhada sobre a turbina de extração-condensação será feita posteriormente.

Para uma avaliação geral da planta, deve-se considerar toda a potência gerada, seja elétrica ou mecânica, toda energia térmica útil e perdida, no caso da turbina de extração-condensação, e a energia da fonte quente da planta que é proveniente do bagaço. Assim, pode-se definir a eficiência global do sistema (η_{global}), conforme ilustrado pela equação que segue:

$$\eta_{\text{global}} = \frac{\dot{W}_{\text{ele}} + \dot{W}_{\text{mec}} + \dot{Q}_{\text{evap}} + \dot{Q}_{\text{dest}} - \dot{W}_{\text{bomb}} - \dot{Q}_{\text{cond}}}{\text{PCI}_{\text{bag}} \cdot \dot{m}_{\text{bag}}} \quad (3.33)$$

Esse índice representa o aproveitamento líquido da energia do bagaço consumido na caldeira, pois considera a energia útil, na forma de potência eletromecânica ou energia térmica, e a energia consumida e/ou perdida no ciclo termodinâmico.

3.3. Avaliação Termodinâmica de uma Turbina de Extração-Condensação

Uma turbina de extração-condensação é um equipamento que possibilita extrair parte do vapor a pressões intermediárias entre a de entrada e de saída. Essa extração pode ser em

um ou mais pontos, sendo que o restante do vapor é condensado sob vácuo em um condensador.

A Destilaria Pioneiros adquiriu, para operação futura, um turbo gerador Alstom com capacidade de geração de 40 MVA sendo que a turbina, tipo VE 32, é de extração-condensação e foi projetada para trabalhar, de acordo com as condições nominais, com 140 t/h de vapor produzido pela caldeira na pressão de 6.468 kPa e 530 °C. A turbina em questão tem duas extrações, além da última saída que vai para um condensador, o qual usa água como fonte fria, conforme a ilustração apresentada na Fig. 3.5.

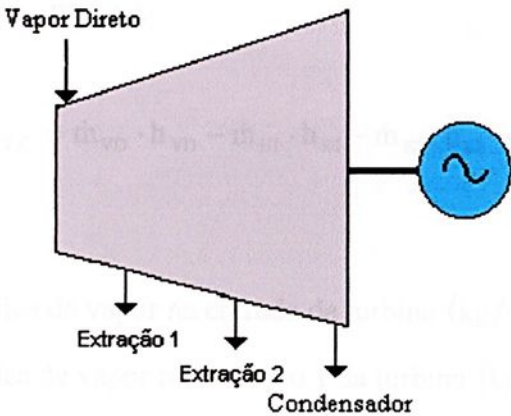


Figura 3.5 – Desenho esquemático de uma turbina de extração-condensação com duas extrações de vapor.

Assim, como outras máquinas, a turbina VE 32 também tem limitações de vazão e das propriedades do vapor, tanto na entrada quanto nas saídas. A Tab. 3.2 ilustra dados da turbina baseados na indicação da Fig. 3.5 (Alstom Power Industrial Turbines, 2001).

Tabela 3.2 – Dados operacionais da turbina VE 32.

Posições	Vazão mássica (t/h)		Pressão (bar abs.)		Temperatura (°C)	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Entrada	-	140	-	66,0	-	530,0
Extração 1	0	36	26,5	30,2	425,0	438,0
Extração 2	64	120	2,37	2,37	134,5	147,2
Condensador	8	40	0,055	0,115	34,6	48,6

Vale ressaltar que a quantidade do fluxo que vai para o condensador pode variar continuamente entre seu máximo e mínimo e que seu valor influencia sua pressão e temperatura, de forma que para a vazão mínima (8 t/h) tem-se o maior vácuo e a mínima temperatura. Em contrapartida, para a máxima vazão, tem-se a máxima temperatura de pressão no condensador. Assim, como a condensação, a extração 2 também pode variar continuamente entre seus limites máximo e mínimo, porém a extração 1 só pode estar fechada (vazão nula) ou totalmente aberta (vazão máxima).

Aplicando a Eq. (3.5) para a turbina representada na Fig. 3.5 e considerando um único volume de controle, tem-se a seguinte relação para cálculo da potência desenvolvida ($\dot{W}_{v.c.}$) adotando a nomenclatura da Fig. 3.6:

$$\dot{W}_{v.c.} = \dot{m}_{VD} \cdot h_{VD} - \dot{m}_{E1} \cdot h_{E1} - \dot{m}_{E2} \cdot h_{E2} - \dot{m}_{CO} \cdot h_{CO} \quad (3.34)$$

onde:

$\dot{m}_{VD}$: vazão mássica de vapor na entrada da turbina (kg/s)

$\dot{m}_{E1}$: vazão mássica de vapor na extração 1 da turbina (kg/s)

$\dot{m}_{E2}$: vazão mássica de vapor na extração 2 da turbina (kg/s)

$\dot{m}_{CO}$: vazão mássica de vapor no condensador da turbina (kg/s)

Agora, usando a Eq. (3.13), tem-se:

$$\eta_I = \frac{\dot{W}_{v.c.}}{\dot{m}_{VD} \cdot h_{VD} - \dot{m}_{E1} \cdot h_{E1s} - \dot{m}_{E2} \cdot h_{E2s} - \dot{m}_{CO} \cdot h_{COs}} \quad (3.35)$$

onde o sub-índice “s” está associado ao processo isoentrópico.

Observa-se que, nesse caso, a eficiência do equipamento depende também dos fluxos de massa de cada saída. Essa dependência não ocorre em máquinas que tem uma única saída onde, conseqüentemente, a vazão mássica de vapor de escape é igual ao de vapor admitido.

Utilizando a equação da continuidade pode-se obter o consumo específico de vapor para a máquina em questão utilizando as equações anteriores, conforme segue:

$$\eta_I = \frac{3.600 \cdot (\dot{m}_{E1} + \dot{m}_{E2} + \dot{m}_{CO})}{R_{vappotele} \cdot [\dot{m}_{E1} \cdot (h_{VD} - h_{E2s}) + \dot{m}_{E2} \cdot (h_{VD} - h_{E3s}) + \dot{m}_{CO} \cdot (h_{VD} - h_{COs})]} \quad (3.36)$$

Uma análise termodinâmica pode ser feita na máquina ilustrada na Fig. 3.5 considerando três volumes de controle independentes, porém levando em consideração que a vazão mássica de vapor com determinada temperatura e pressão que sai de um V.C. entra no outro com as mesmas propriedades. Assim, é possível determinar os consumos específicos de vapor para cada V.C., ou seja, para cada parte da turbina. A soma das potências de cada V.C. deve ser igual à potência total se considerado um único V.C.

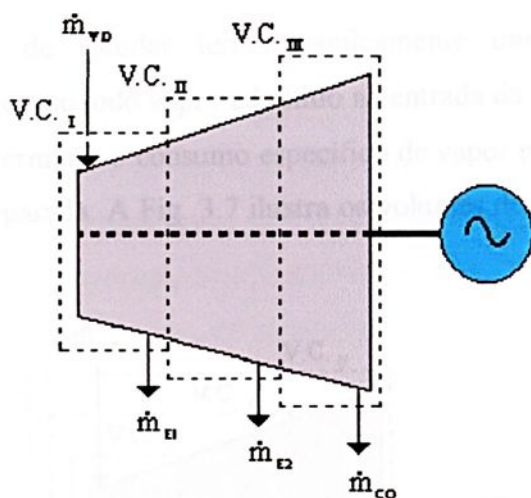


Figura 3.6 – Desenho esquemático de uma turbina de extração-condensação considerando três volumes de controle independentes.

Aplicando a Eq. (3.5) para os volumes de controle considerados na Fig. 3.6, tem-se as potências para cada V.C. dadas como segue:

$$\dot{W}_{V.C.I} = \dot{m}_{VD} \cdot (h_{VD} - h_{E1}) \quad (3.37)$$

$$\dot{W}_{V.C.II} = (\dot{m}_{VD} - \dot{m}_{E1}) \cdot (h_{E1} - h_{E2}) \quad (3.38)$$

$$\dot{W}_{V.C.III} = (\dot{m}_{VD} - \dot{m}_{E1} - \dot{m}_{E2}) \cdot (h_{E2} - h_{CO}) \quad (3.39)$$

Utilizando as Eqs. (3.37), (3.38), (3.39) e (3.30), pode-se obter os consumos específicos para cada V.C. que considera três máquinas independentes.

$$R_{\text{vappotele V.C.}_I} = \frac{3.600}{(h_{VD} - h_{E1})} \quad (3.40)$$

$$R_{\text{vappotele V.C.}_{II}} = \frac{3.600}{(h_{E1} - h_{E2})} \quad (3.41)$$

$$R_{\text{vappotele V.C.}_{III}} = \frac{3.600}{(h_{E2} - h_{CO})} \quad (3.42)$$

Uma outra forma de estudar termodinamicamente uma turbina de extração-condensação é considerando que todo vapor admitido na entrada da máquina tenha uma única saída, assim, é possível determinar o consumo específico de vapor para cada extração ou para a condensação de forma separada. A Fig. 3.7 ilustra os volumes de controle considerados em tal análise.

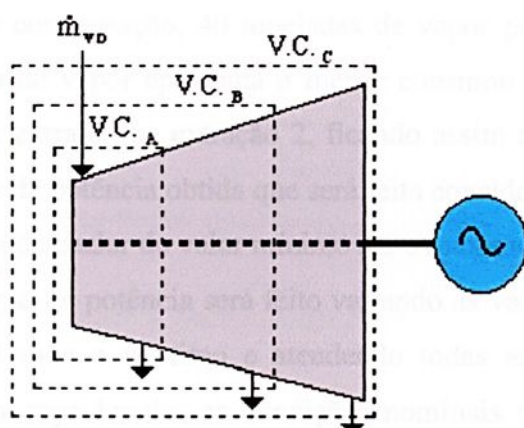


Figura 3.7 – Desenho esquemático de uma turbina de extração-condensação considerando um volume de controle independente para cada saída.

Utilizando os mesmos sub-índices da Fig. 3.6 e fazendo uma análise equivalente à feita para as equações anteriores, obtêm-se as equações a seguir. Vale ressaltar que para todos os volumes de controle o fluxo de vapor considerado na saída é igual ao da entrada, ou seja, $\dot{m}_{VD}$. A partir das Figs. 3.6 e 3.7, observa-se que o V.C._I é igual a V.C._A, logo o consumo específico de vapor deste volume é o mesmo.

$$R_{\text{vappotele V.C.B}} = \frac{3.600}{(h_{VD} - h_{E2})} \quad (3.43)$$

$$R_{\text{vappotele V.C.C}} = \frac{3.600}{(h_{VD} - h_{CO})} \quad (3.44)$$

Obviamente, a relação $R_{\text{vappotele V.C.C}}$ deve ser menor que as outras, isso porque para uma mesma vazão mássica de vapor produz-se mais potência, pois o salto entálpico nessa situação é maior que para as outras que consideram temperaturas e pressões maiores. Em ordem crescente de valores tem-se $R_{\text{vappotele V.C.B}}$ e $R_{\text{vappotele V.C.A}}$, o que mostra que a extração 1 é a de menor eficiência. Essa extração existe para permitir, caso seja necessário para a planta de vapor, que se extraia vapor nos níveis de pressão mostrados na Tab. 3.2. No entanto, tal saída pode ser completamente fechada como indicado, também na Tab. 3.2.

A forma mais eficiente de operar a turbina de extração-condensação em questão é ter o máximo fluxo possível na condensação, 40 toneladas de vapor por hora, de acordo com a Tab. 3.2, já que essa saída de vapor apresenta o menor consumo específico. Além disso, o restante do vapor deve ser extraído na extração 2, ficando assim a extração 1 fechada. Isso será evidenciado na análise da potência obtida que será feita considerando a variação da vazão mássica de vapor para o condensador do valor mínimo até o máximo.

Um estudo de geração de potência será feito variando as vazões mássicas de vapor de condensação entre o mínimo e o máximo e atendendo todas as restrições mostradas na Tab. 3.2. Para tanto, serão consideradas as condições nominais de pressão, temperatura e vazão do vapor admitido.

Capítulo 4 - Descrição dos Casos a serem Estudados

Neste capítulo, é apresentada a descrição dos casos nos quais serão feitas as análises energética e exergética, levando-se em conta configurações de geração, distribuição e consumo de vapor, compatível com planta que já foi empregada (Caso 1), está sendo utilizada (Caso 2) ou tem possibilidade de ser usada, com o advento da cogeração e a substituição de turbinas a vapor por motores elétricos (Casos 3 a 5), pela Destilaria Pioneiros.

Para todos os casos estudados serão utilizadas as informações da Tab. 4.1 (Camargo *et al.*, 1990) para o cálculo da exergia do bagaço.

Tabela 4.1 – Características do bagaço de cana.

Parâmetros	Valores	Unidades
Poder Calorífico Inferior	7.736	kJ/kg
Temperatura	25,0	°C
Umidade	50,0	%
Carbono	46,3	%
Hidrogênio	6,4	%
Oxigênio	43,3	%
Nitrogênio	0,0	%
Cinzas	4,0	%

4.1. Caso 1 – Planta Operante até a Safra 2003/2004

O fluxograma apresentado na Fig. 4.1 representa uma configuração de geração, distribuição e consumo de vapor que foi empregada pela Destilaria Pioneiros até a safra 2003/2004, ou seja, até o ano de 2003, denominada aqui como Caso 1.



Figura 4.1 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2003/2004 (Caso 1)

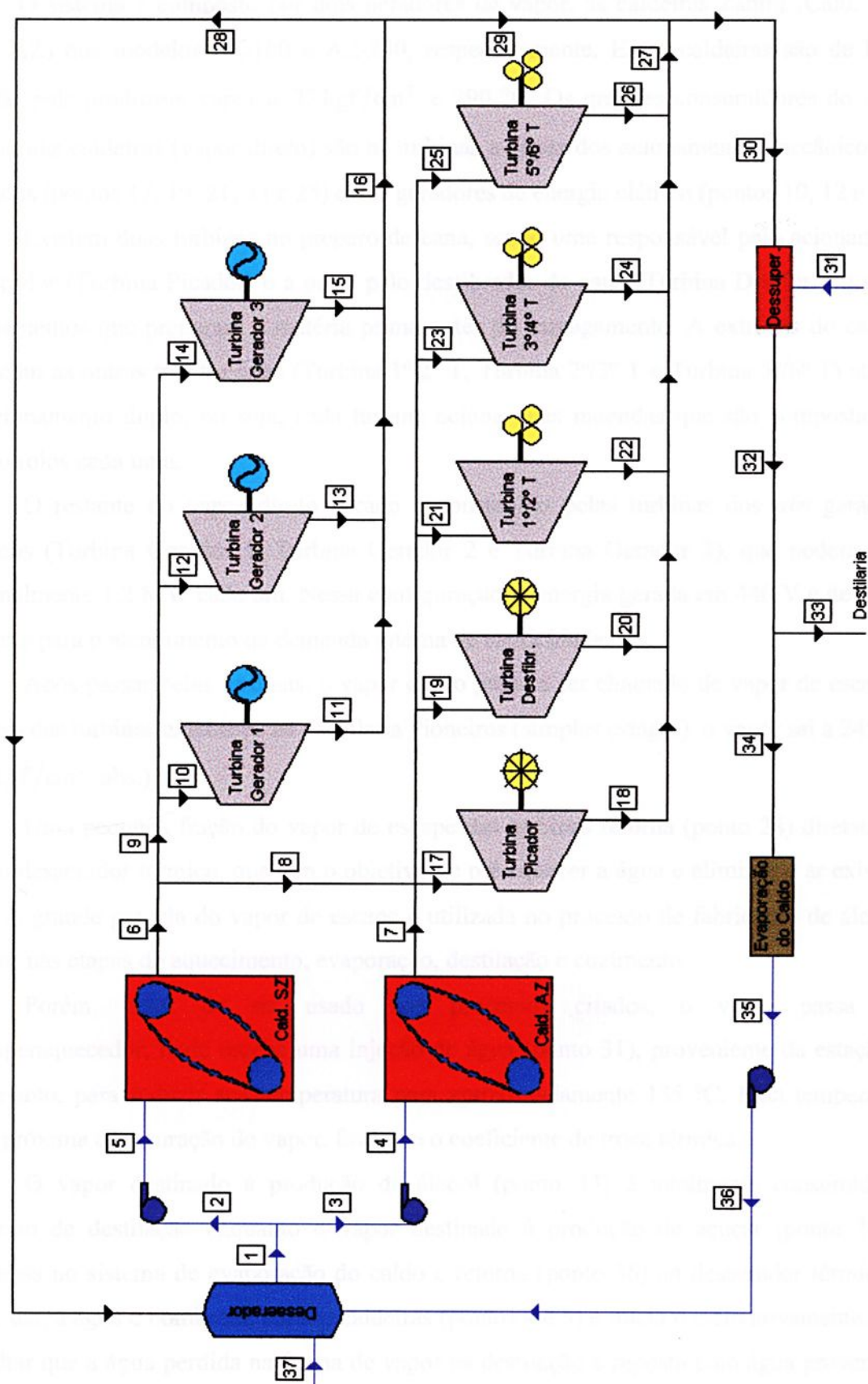


Figura 4.1 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2003/2004 (Caso 1).

O sistema é composto por dois geradores de vapor, as caldeiras Zanini (Cald. SZ e Cald. AZ) dos modelos SZ-180 e AZ-240, respectivamente. Essas caldeiras são de baixa pressão pois produzem vapor a 22 kgf/cm^2 e 290°C . Os grandes consumidores do vapor que sai das caldeiras (vapor direto) são as turbinas a vapor dos acionamentos mecânicos das moendas (pontos 17, 19, 21, 23 e 25) e dos geradores de energia elétrica (pontos 10, 12 e 14).

Existem duas turbinas no preparo de cana, sendo uma responsável pelo acionamento do picador (Turbina Picador) e a outra pelo desfibrador de cana (Turbina Desfibr.), que são equipamentos que preparam a matéria prima antes do esmagamento. A extração do caldo é feita com as outras três turbinas (Turbina $1^\circ/2^\circ$ T, Turbina $2^\circ/3^\circ$ T e Turbina $5^\circ/6^\circ$ T) através de acionamento duplo, ou seja, cada turbina aciona duas moendas que são compostas por quatro rolos cada uma.

O restante do vapor direto gerado é consumido pelas turbinas dos três geradores elétricos (Turbina Gerador 1, Turbina Gerador 2 e Turbina Gerador 3), que podem gerar nominalmente 1,2 MW cada um. Nessa configuração, a energia gerada em 440 V é destinada somente para o atendimento da demanda interna de eletricidade.

Após passar pelas turbinas, o vapor direto passa a ser chamado de vapor de escape, e no caso das turbinas existentes na Destilaria Pioneiros (simples estágio), o vapor sai a 245 kPa ($2,5 \text{ kgf/cm}^2$ abs.).

Uma pequena fração do vapor de escape das turbinas retorna (ponto 28) diretamente para o desaerador térmico, que tem o objetivo de pré aquecer a água e eliminar o ar existente nela. A grande parcela do vapor de escape é utilizada no processo de fabricação de álcool e açúcar, nas etapas de aquecimento, evaporação, destilação e cozimento.

Porém, antes de ser usado nos processos citados, o vapor passa pelo dessuperaquecedor, onde recebe uma injeção de água (ponto 31), proveniente da estação de tratamento, para reduzir sua temperatura para aproximadamente 135°C . Essa temperatura, mais próxima da saturação do vapor, favorece o coeficiente de troca térmica.

O vapor destinado à produção de álcool (ponto 33) é totalmente consumido no processo de destilação enquanto o vapor destinado à produção de açúcar (ponto 34) se condensa no sistema de evaporação do caldo e retorna (ponto 36) ao desaerador térmico. A partir daí, a água é bombeada para as caldeiras (pontos 4 e 5) e inicia o ciclo novamente. Vale ressaltar que a água perdida na forma de vapor na destilação é repostada com água proveniente da Estação de Tratamento de Água (ETA) (ponto 37).



A água industrial bruta é captada no reservatório da Barragem de Três Irmãos (Rio Tietê) por meio de bombas hidráulicas. A água bruta passa pela ETA, onde sofre floculação, induzida pelo sulfato de alumínio $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, decantação, filtragem através de filtro de areia e abrandamento através da passagem por resinas catiônicas que captam alguns cátions (Ca^{2+} e Mg^{2+}). A água que sai da ETA é chamada de “água abrandada” e tem com destino principal as caldeiras.

A Tab. 4.2 mostra dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e consumo de cada caldeira, referentes à safra 2003/2004 da Destilaria Pioneiros.

Tabela 4.2 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2003/2004.

Parâmetros	Valores	Unidades
Cana moída total	1.092.504	t
Dias de safra	215	dias
Eficiência agrícola	97,0	%
Eficiência industrial	92,4	%
Horas efetivas de moagem	4.609,4	horas
Moagem horária	237,0	t/h
Relação bagaço-vapor	0,52	kg/kg
Teor de fibra da cana	12,6	%
Teor de fibra do bagaço	46,2	%
Fluxo de bagaço na caldeira Cald. AZ	26,0	t/h
Fluxo de bagaço na caldeira Cald. SZ	37,4	t/h
Fluxo de bagaço total consumido	63,4	t/h
Fluxo de bagaço total produzido	64,7	t/h
Fluxo de bagaço residual	1,3	t/h
Bagaço total residual da safra	5.856	t

A Tab. 4.3 ilustra os parâmetros característicos de operação de acordo com a numeração mostrada na Fig. 4.1, sendo eles: vazão mássica ($\dot{m}$), temperatura (T), pressão (P), entalpia (h) e entropia (s).

Tabela 4.3 – Parâmetros de operação da Destilaria Pioneiros na safra de 2003/2004.

Pontos	$\dot{m}$ (t/h)	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)
1	122,0	245	105,0	440,3	1,363
2	72,0	245	105,0	440,3	1,363
3	50,0	245	105,0	440,3	1,363
4	50,0	3.332	105,3	444,9	1,367
5	72,0	3.332	105,3	444,9	1,367
6	72,0	2.156	290,0	2.994,4	6,683
7	50,0	2.156	290,0	2.994,4	6,683
8	10,9	2.156	290,0	2.994,4	6,683
9	61,1	2.156	290,0	2.994,4	6,683
10	20,4	2.156	290,0	2.994,4	6,683
11	20,4	245	170,0	2.806,6	7,275
12	20,4	2.156	290,0	2.994,4	6,683
13	20,4	245	170,0	2.806,6	7,275
14	20,4	2.156	290,0	2.994,4	6,683
15	20,4	245	170,0	2.806,6	7,275
16	61,1	245	170,0	2.806,6	7,275
17	12,2	2.156	280,0	2.970,3	6,639
18	12,2	245	155,0	2.775,6	7,204
19	12,2	2.156	280,0	2.970,3	6,639
20	12,2	245	155,0	2.775,6	7,204
21	12,5	2.156	280,0	2.970,3	6,639
22	12,5	245	164,0	2.794,2	7,247
23	12,0	2.156	280,0	2.970,3	6,639
24	12,0	245	164,0	2.794,2	7,247
25	12,0	2.156	280,0	2.970,3	6,639
26	12,0	245	164,0	2.794,2	7,247
27	60,9	245	160,4	2.786,8	7,230
28	6,0	245	170,0	2.806,6	7,275
29	55,1	245	170,0	2.806,6	7,275
30	116,0	245	164,9	2.796,2	7,251
31	2,8	245	25,0	105,0	0,367
32	118,8	245	135,0	2.733,5	7,103
33	40,0	245	135,0	2.733,5	7,103
34	78,8	245	135,0	2.733,5	7,103
35	78,8	245	100,0	419,2	1,307
36	78,8	490	100,1	419,6	1,307
37	37,2	245	25,0	105,0	0,367

Neste trabalho, não são avaliadas as perdas de energia por transferência de calor nas tubulações de vapor e as perdas de carga nas tubulações de água. No entanto, nas análises são consideradas, em alguns locais da planta, a diminuição da temperatura e da pressão. A temperatura do vapor nos pontos 17, 19, 21, 23 e 25 é 10 °C menor que a temperatura do

vapor na saída das caldeiras (pontos 6 e 7), em função da transferência de calor do vapor com o meio ao longo da tubulação. Com relação à pressão, o ponto 36 apresenta uma pressão de 490 kPa, porém até chegar no desaerador ela diminui para 245 kPa, em função da perda de carga na tubulação. Em todos os casos, a pressão na saída da bomba de condensado, seja de processo ou da turbina de extração-condensação, será maior que a pressão do desaerador para vencer as perdas de carga até chegar nele.

4.2. Caso 2 – Planta Operante na Safra 2004/2005

A configuração apresentada na Fig. 4.2 representa o fluxograma de vapor da Destilaria Pioneiros na safra 2004/2005, denominada aqui como Caso 2. Essa configuração é basicamente igual àquela mostrada na Fig. 4.1, com exceção de algumas mudanças que serão descritas a seguir.

Nessa nova configuração as duas caldeiras Zanini foram substituídas por uma única caldeira de alta pressão (Caldeira MC), projetada para operar nominalmente produzindo 150 t de vapor a uma pressão de 6.468 kPa e 530 °C de temperatura. Além disso, houve a instalação de mais um turbo gerador (Turbina Gerador T), com capacidade de gerar nominalmente 4,0 MW, e de uma turbina responsável pelo acionamento da bomba de alimentação de água da caldeira. Além da bomba acionada por turbina, existe uma outra acionada por motor elétrico que também tem capacidade de fazer a alimentação de água da caldeira, porém esta fica em *stand by*. Um dos dois exaustores da caldeira também é acionado por uma turbina de simples estágio, enquanto o outro é acionado por motor elétrico. Vale ressaltar que a turbina do gerador é de múltiplos estágios, por isso é mais eficiente que as turbinas simples estágio instaladas no restante da planta.

Houve também uma mudança no vapor de processo para a destilaria. Enquanto na Fig. 4.1, a fonte de energia para a destilaria era o vapor de escape, utilizado no processo e sem retorno na forma de condensado, no fluxograma da Fig. 4.2, a fonte de energia da destilaria é o vapor vegetal, ou seja, aquele gerado no sistema de evaporação do caldo. Assim, na safra 2004/2005 todo vapor de escape passou a retornar para a caldeira na forma de condensado proveniente do sistema de evaporação.

No *tandem* de moendas, houve um aumento no diâmetro dos rolos da 1ª e 2ª moendas. Isso possibilitou que a capacidade de moagem de cana por hora fosse aumentada em cerca de 13 % com relação ao ano anterior (safra 2003/2004). É importante dizer que o acionamento dessas moendas foi mantido o mesmo.



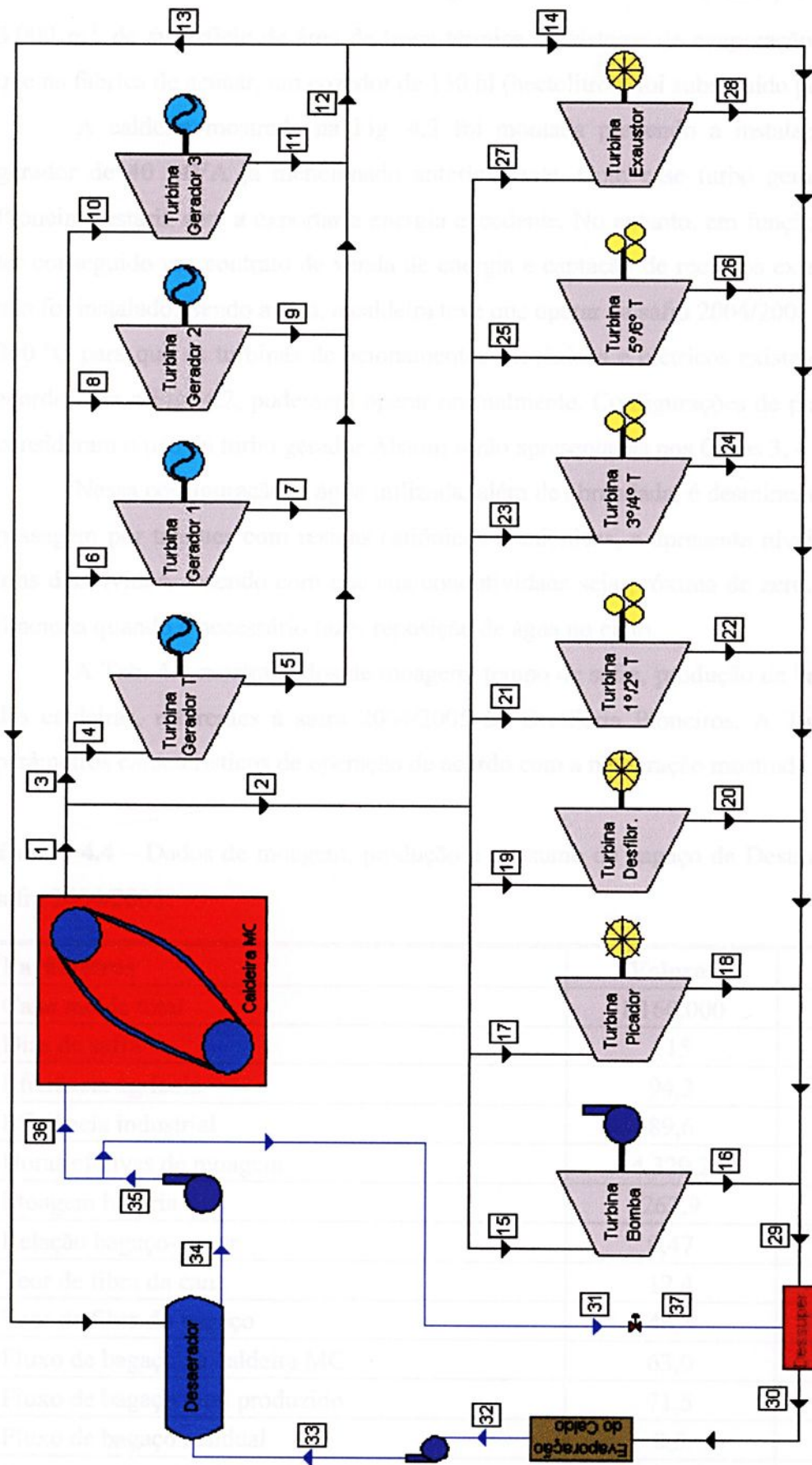


Figura 4.2 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2004/2005 (Caso 2).

Para atender o aumento de moagem, foi instalado mais um pré-evaporador com 3.000 m² de superfície de área de troca térmica no sistema de evaporação do caldo, sendo que na fábrica de açúcar, um cozedor de 150 hl (hectolitros) foi substituído por um de 600 hl.

A caldeira mostrada na Fig. 4.2 foi montada prevendo a instalação de um turbo gerador de 40 MVA já mencionado anteriormente. Com esse turbo gerador, a Destilaria Pioneiros estaria apta a exportar a energia excedente. No entanto, em função da empresa não ter conseguido um contrato de venda de energia e captação de recursos externos, tal gerador não foi instalado. Sendo assim, a caldeira teve que operar na safra 2004/2005 com 2.156 kPa e 300 °C para que as turbinas de acionamentos mecânicos e elétricos existentes na planta, de acordo com a Fig. 4.2, pudessem operar normalmente. Configurações de plantas futuras que consideram o uso do turbo gerador Alstom serão apresentadas nos Casos 3, 4 e 5.

Nessa configuração, a água utilizada, além de abrandada, é desmineralizada através da passagem por tanques com resinas catiônicas e aniônicas, e apresenta níveis bem baixos de íons dissolvidos, fazendo com que sua condutividade seja próxima de zero. Esse tratamento funciona quando é necessário fazer reposição de água no ciclo.

A Tab. 4.4 mostra dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e consumo das caldeiras, referentes à safra 2004/2005 da Destilaria Pioneiros. A Tab. 4.5 ilustra os parâmetros característicos de operação de acordo com a numeração mostrada na Fig. 4.2.

Tabela 4.4 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2004/2005.

Parâmetros	Valores	Unidades
Cana moída total	1.160.000	t
Dias de safra	215	dias
Eficiência agrícola	94,3	%
Eficiência industrial	89,6	%
Horas efetivas de moagem	4.329,2	horas
Moagem horária	267,9	t/h
Relação bagaço-vapor	0,47	kg/kg
Teor de fibra da cana	12,4	%
Teor de fibra do bagaço	46,5	%
Fluxo de bagaço na caldeira MC	63,0	t/h
Fluxo de bagaço total produzido	71,5	t/h
Fluxo de bagaço residual	8,5	t/h
Bagaço total residual da safra	36.678	t

Tabela 4.5 – Parâmetros de operação da planta da Destilaria Pioneiros na safra de 2004/2005.

Pontos	$\dot{m}$ (t/h)	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg · K)
1	134,0	2.156	300,0	3.018,2	6,724
2	78,7	2.156	300,0	3.018,2	6,724
3	55,3	2.156	300,0	3.018,2	6,724
4	25,0	2.156	300,0	3.018,2	6,724
5	25,0	245	138,0	2.739,9	7,119
6	15,2	2.156	300,0	3.018,2	6,724
7	15,2	245	180,2	2.827,5	7,322
8	15,1	2.156	300,0	3.018,2	6,724
9	15,1	245	180,2	2.827,5	7,322
10	0,0	2.156	300,0	3.018,2	6,724
11	0,0	245	180,2	2.827,5	7,322
12	55,3	245	160,9	2.787,9	7,232
13	1,2	245	160,9	2.787,9	7,232
14	54,1	245	160,9	2.787,9	7,232
15	7,1	2.156	300,0	3.018,2	6,724
16	7,1	245	215,0	2.898,2	7,472
17	13,4	2.156	290,0	2.994,4	6,683
18	13,4	245	165,0	2.796,3	7,252
19	13,4	2.156	290,0	2.994,4	6,683
20	13,4	245	165,0	2.796,3	7,252
21	13,7	2.156	290,0	2.994,4	6,683
22	13,7	245	174,3	2.815,4	7,295
23	13,2	2.156	290,0	2.994,4	6,683
24	13,2	245	174,3	2.815,4	7,295
25	13,2	2.156	290,0	2.994,4	6,683
26	13,2	245	174,3	2.815,4	7,295
27	4,7	2.156	300,0	3.018,2	6,724
28	4,7	245	185,0	2.837,3	7,343
29	132,8	245	169,5	2.805,5	7,273
30	137,0	245	135,0	2.733,5	7,103
31	4,2	3.920	105,8	446,4	1,369
32	137,0	245	100,0	419,2	1,307
33	137,0	490	100,1	419,6	1,307
34	138,2	245	105,0	440,3	1,363
35	138,2	3.920	105,8	446,4	1,369
36	134,0	3.920	105,8	446,4	1,369
37	4,2	245	106,5	446,4	1,379

Em função da transferência de calor ao longo da tubulação de vapor, a temperatura dos pontos 17, 19, 21, 23 e 25 é 10 °C menor que a temperatura do vapor na saída da caldeira (ponto 1).

4.3. Caso 3 – Planta Prevista para Operar na Safra 2005/2006

O Caso 3, assim como os Casos 4 e 5, são hipóteses de configurações que poderão ser implementadas na Destilaria Pioneiros, considerando o turbo gerador de 40 MVA (Turbina Gerador A), que é um equipamento que já foi adquirido pela empresa. Tais configurações produzem vapor direto a 6.468 kPa e 530 °C e procuram explorar a alta eficiência do turbo gerador em questão para que possa sobrar mais energia elétrica para venda às concessionárias. Trata-se de uma turbina de vários estágios de extração-condensação, conforme detalhado na Fig. 4.6, e que tem três opções de saída de vapor, pontos 5, 6 e 7 da Fig. 4.3.

Nessa configuração, a turbina do gerador A substitui as turbinas dos geradores 1, 2 e 3 ilustrados na Fig. 4.2. Todas as outras máquinas de baixa pressão mostradas na Fig. 4.2 continuam operando, porém agora recebendo vapor de baixa pressão da turbina do gerador A ou da válvula redutora de pressão localizada entre os pontos 2 e 3. Para a simulação deste caso, as turbinas da bomba de alimentação de água da caldeira, do gerador T e do exaustor não operam, porém estão instaladas e podem eventualmente entrar em operação.

O ponto 2 representa a tubulação por onde o excedente de vapor da turbina pode escoar. No entanto, esse vapor sofre um rebaixamento na pressão através de uma válvula para 2.156 kPa, que é a pressão adequada para funcionamento das demais turbinas da planta. O vapor extraído no ponto 5 também sofre rebaixamento para o mesmo patamar de pressão. Esse fluxo de vapor passa por um dessuperaquecedor (Dessuper. 2) onde tem sua temperatura rebaixada para níveis aceitáveis pelas turbinas de simples estágio de acionamentos mecânicos e elétricos. O ponto 8 representa a saída do condensador da turbina, o qual é bombeado para o desaerador junto com o condensado do sistema de evaporação do caldo. A partir do desaerador, a água é bombeada para a caldeira como nas outras plantas.



Figura 4.3 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2005/2006 (Caso 3).

A Tab. 4.6 mostra dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e consumo da caldeira. Esses números se referem a uma projeção futura que será referida como safra 2005/2006 da Destilaria Pioneiros.

A Tab. 4.7 ilustra os parâmetros característicos de operação de acordo com a numeração mostrada na Fig. 6.3.

Tabela 4.6 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2005/2006.

Parâmetros	Valores	Unidades
Cana moída total	1.300.000	t
Dias de safra	215	dias
Eficiência agrícola	97,0	%
Eficiência industrial	94,0	%
Horas efetivas de moagem	4.695,6	horas
Moagem horária	276,9	t/h
Relação bagaço-vapor	0,47	kg/kg
Teor de fibra da cana	13,5	%
Teor de fibra do bagaço	47,4	%
Fluxo de bagaço na caldeira MC	70,5	t/h
Fluxo de bagaço total produzido	78,9	t/h
Fluxo de bagaço residual	8,4	t/h
Bagaço total residual da safra	39.213	t

Novamente, em função da transferência de calor na tubulação de vapor, a temperatura do vapor nos pontos 14, 16, 18, 20 e 22 é 10 °C menor que a temperatura no ponto 11.

Tabela 4.7 – Parâmetros de operação da planta da Destilaria Pioneiros na safra de 2005/2006.

Pontos	$\dot{m}$ (t/h)	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg · K)
1	150,0	6.468	530,0	3.488,5	6,931
2	29,3	6.468	530,0	3.488,5	6,931
3	29,3	2.156	510,2	3.488,5	7,424
4	120,7	6.468	530,0	3.488,5	6,931
5	36,0	2.650	426,0	3.295,1	7,070
6	64,0	245	147,2	2.759,3	7,165
7	20,7	8,5	42,7	2.578,2	8,205
8	20,7	8,5	42,6	178,4	0,607
9	36,0	2.156	422,7	3.295,1	7,163
10	65,3	2.156	462,0	3.381,9	7,284
11	73,2	2.156	320,0	3.064,8	6,804
12	0,0	-	-	-	-
13	0,0	-	-	-	-
14	14,7	2.156	310,0	3.041,6	6,765
15	14,7	245	185,0	2.837,3	7,343
16	14,7	2.156	310,0	3.041,6	6,765
17	14,7	245	185,0	2.837,3	7,343
18	15,0	2.156	310,0	3.041,6	6,765
19	15,0	245	194,5	2.856,6	7,385
20	14,4	2.156	310,0	3.041,6	6,765
21	14,4	245	194,5	2.856,6	7,385
22	14,4	2.156	310,0	3.041,6	6,765
23	14,4	245	194,5	2.856,6	7,385
24	0,0	-	-	-	-
25	0,0	-	-	-	-
26	0,0	-	-	-	-
27	0,0	-	-	-	-
28	3,0	245	190,7	2.848,8	7,368
29	70,2	245	190,7	2.848,8	7,368
30	134,2	245	169,8	2.806,1	7,274
31	138,0	245	135,0	2.733,5	7,103
32	20,7	490	42,7	179,3	0,608
33	3,8	490	42,7	179,3	0,608
34	16,9	490	42,7	179,3	0,608
35	138,0	245	100,0	419,2	1,307
36	138,0	490	100,1	419,6	1,307
37	154,9	490	93,8	393,4	1,237
38	157,9	245	105,0	440,3	1,363
39	157,9	8.820	106,8	454,1	1,376
40	150,0	8.820	106,8	454,1	1,376
41	7,9	8.820	106,8	454,1	1,376
42	7,9	2.156	107,8	454,1	1,394
43	3,8	245	42,8	179,3	0,609

4.4. Caso 4 – Planta Prevista para Operar na Safra 2006/2007

A Fig. 4.4 representa basicamente a planta mostrada na Fig. 4.3, com a substituição das turbinas a vapor do preparo de cana (picador e desfibrador), da bomba de água e do exaustor, por motores elétricos que usam parte da energia gerada pelo Gerador A e pelo Gerador T, configuração esta denominada aqui como Caso 4.

Esta planta é uma tendência de usinas que objetivam exportar energia. Assim, elas fazem a substituição de turbinas de baixa eficiência por motores elétricos, que são de alto rendimento, reduzindo o vapor de processo e gerando mais energia através de uma maior condensação.

A Tab. 4.8 mostra dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e consumo de cada caldeira. Esses números se referem a uma projeção futura que será referida como safra 2006/2007 da Destilaria Pioneiros. A Tab. 4.9 ilustra os parâmetros característicos de operação de acordo com a numeração mostrada na Fig. 4.4.

Tabela 4.8 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2006/2007.

Parâmetros	Valores	Unidades
Cana moída total	1.350.000	t
Dias de safra	220	dias
Eficiência Agrícola	97,0	%
Eficiência industrial	94,0	%
Horas efetivas de moagem	4.804,8	horas
Moagem horária	281,0	t/h
Relação bagaço-vapor	0,47	kg/kg
Teor de fibra da cana	13,5	%
Teor de fibra do bagaço	47,4	%
Fluxo de bagaço na caldeira MC	70,5	t/h
Fluxo de bagaço total produzido	80,0	t/h
Fluxo de bagaço residual	9,5	t/h
Bagaço total residual da safra	45.755	t

Figura 4.4 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2006/2007 (Caso 4)

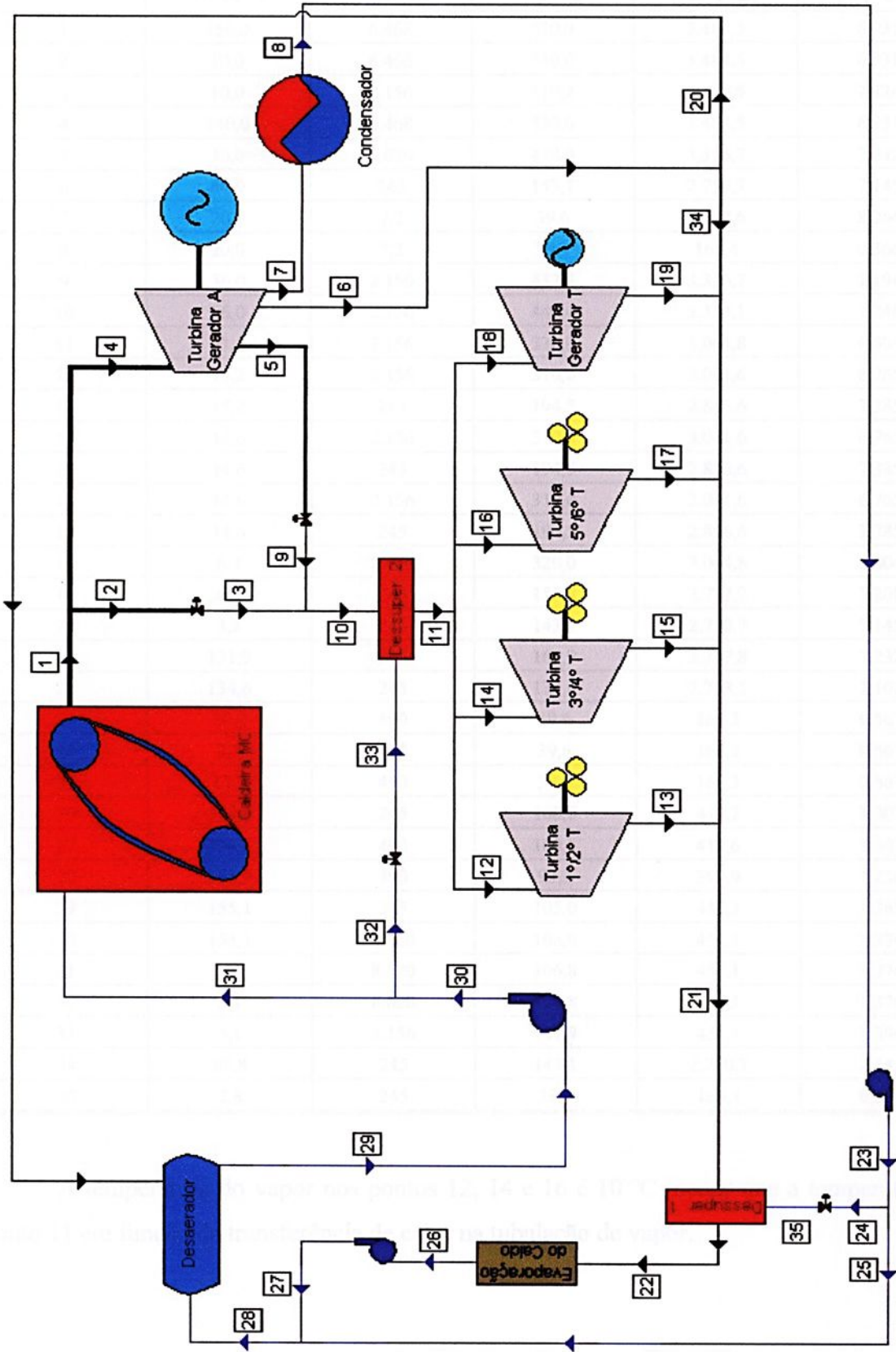


Figura 4.4 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2006/2007 (Caso 4).

Tabela 4.9 – Parâmetros de operação da planta da Destilaria Pioneiros na safra de 2006/2007.

Pontos	$\dot{m}$ (t/h)	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg · K)
1	150,0	6.468	530,0	3.488,5	6,931
2	10,0	6.468	530,0	3.488,5	6,931
3	10,0	2.156	510,2	3.488,5	7,424
4	140,0	6.468	530,0	3.488,5	6,931
5	36,0	3.020	438,0	3.316,7	7,042
6	84,0	245	143,1	2.750,7	7,145
7	20,0	7,2	39,6	2.572,6	8,264
8	20,0	7,2	39,5	165,4	0,566
9	36,0	2.156	432,5	3.316,7	7,194
10	46,0	2.156	449,4	3.354,1	7,246
11	51,1	2.156	320,0	3.064,8	6,804
12	15,2	2.156	310,0	3.041,6	6,765
13	15,2	245	194,5	2.856,6	7,385
14	14,6	2.156	310,0	3.041,6	6,765
15	14,6	245	194,5	2.856,6	7,385
16	14,6	2.156	310,0	3.041,6	6,765
17	14,6	245	194,5	2.856,6	7,385
18	6,7	2.156	320,0	3.064,8	6,804
19	6,7	245	155,8	2.777,2	7,208
20	3,2	245	143,1	2.750,7	7,145
21	131,9	245	160,9	2.787,8	7,232
22	134,6	245	135,0	2.733,5	7,103
23	20,0	490	39,6	166,3	0,567
24	2,8	490	39,6	166,3	0,567
25	17,2	490	39,6	166,3	0,567
26	134,6	245	100,0	419,2	1,307
27	134,6	490	100,1	419,6	1,307
28	151,9	490	93,2	390,9	1,230
29	155,1	245	105,0	440,3	1,363
30	155,1	8.820	106,8	454,1	1,376
31	150	8.820	106,8	454,1	1,376
32	5,1	8.820	106,8	454,1	1,376
33	5,1	2.156	107,9	454,1	1,394
34	80,8	245	143,1	2.750,7	7,145
35	2,8	245	39,7	166,3	0,568

A temperatura do vapor nos pontos 12, 14 e 16 é 10 °C menor que a temperatura no ponto 11 em função da transferência de calor na tubulação de vapor.

4.5. Caso 5 – Planta Prevista para Operar na Safra 2007/2008

A Fig. 4.5 representa a configuração de uma planta com eletrificação total no acionamento de seus equipamentos, denominada aqui como Caso 5. Nessa planta, o turbo gerador A, mais eficiente, tem preferência no vapor produzido, enquanto o turbo gerador T funciona somente se for necessário produzir mais vapor de baixa pressão para o processo, evitando-se o uso de uma válvula redutora de pressão.

A Tab. 4.10 mostra dados de moagem, tempo de safra, produção de bagaço e consumo de cada caldeira. Esses números se referem uma projeção futura que será referida como safra 2007/2008 da Destilaria Pioneiros.

A Tab. 4.11 ilustra os parâmetros característicos de operação de acordo com a numeração mostrada na Fig. 4.5.

Tabela 4.10 – Dados de moagem, produção e consumo de bagaço da Destilaria Pioneiros na safra 2007/2008.

Parâmetros	Valores	Unidades
Cana moída total	1.400.000	t
Dias de safra	225	dias
Eficiência agrícola	97,0	%
Eficiência industrial	94,0	%
Horas efetivas de moagem	4.914,0	horas
Moagem horária	284,9	t/h
Relação bagaço-vapor	0,47	kg/kg
Teor de fibra da cana	13,5	%
Teor de fibra do bagaço	47,4	%
Fluxo de bagaço na caldeira MC	70,5	t/h
Fluxo de bagaço total produzido	81,1	t/h
Fluxo de bagaço residual	10,6	t/h
Bagaço total residual da safra	52.297	t

Figura 4.5 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2007/2008 (Caso 5)

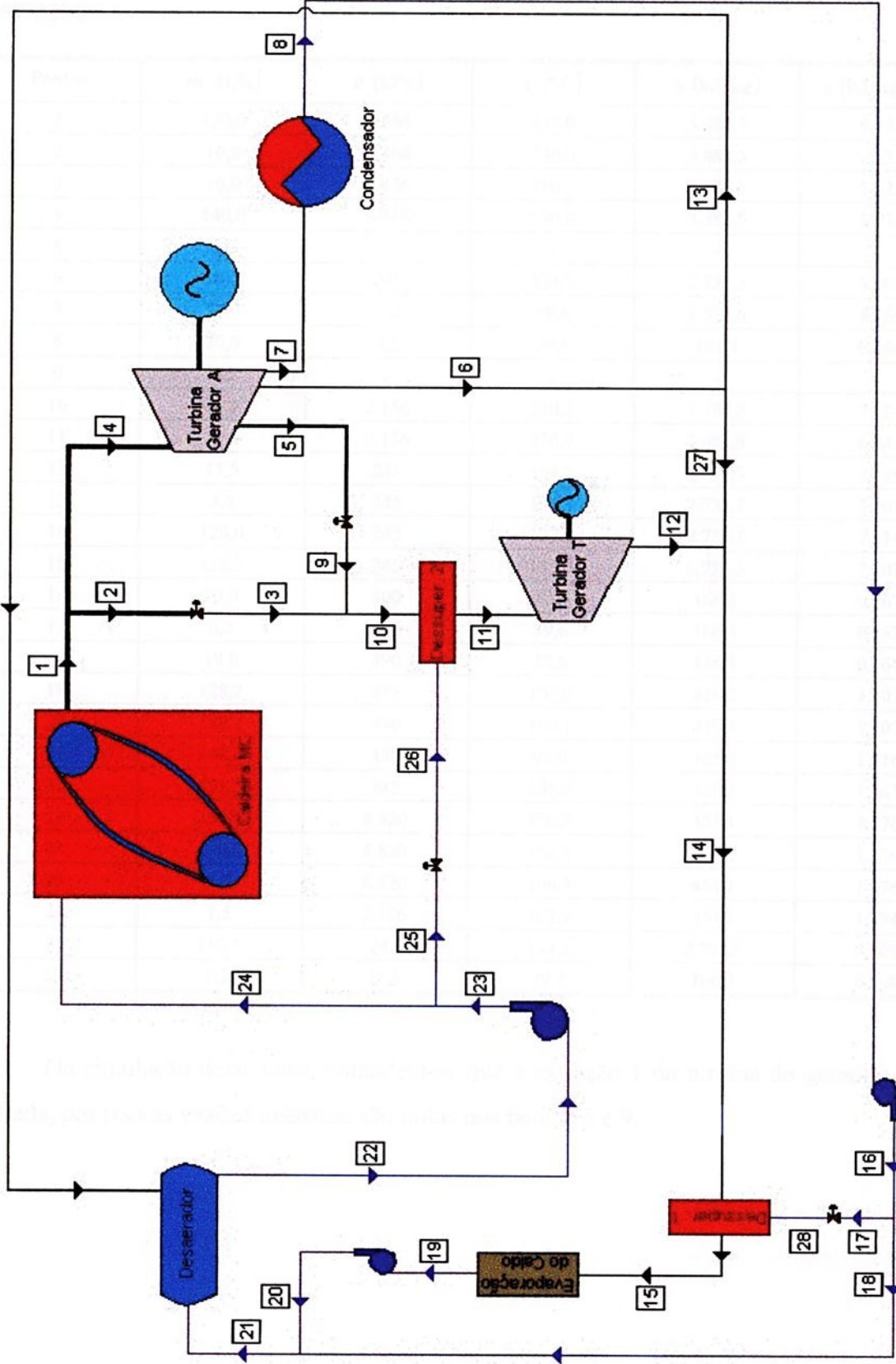


Figura 4.5 – Fluxograma da Destilaria Pioneiros na safra 2007/2008 (Caso 5).

Capítulo 5 - Resultados e Discussões

Tabela 4.11 – Parâmetros de operação da planta da Destilaria Pioneiros na safra de 2007/2008.

Pontos	$\dot{m}$ (t/h)	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg·K)
1	150,0	6.468	530,0	3.488,5	6,931
2	10,0	6.468	530,0	3.488,5	6,931
3	10,0	2.156	510,2	3.488,5	7,424
4	140,0	6.468	530,0	3.488,5	6,931
5	0,0	-	-	-	-
6	120,0	245	134,5	2.732,5	7,101
7	20,0	7,2	39,6	2.572,6	8,264
8	20,0	7,2	39,5	165,4	0,566
9	0,0	-	-	-	-
10	10,0	2.156	510,2	3.488,5	7,424
11	11,5	2.156	330,0	3.087,8	6,843
12	11,5	245	164,5	2.795,3	7,249
13	3,5	245	134,5	2.732,5	7,101
14	128,0	245	137,2	2.738,1	7,114
15	128,2	245	135,0	2.733,5	7,103
16	20,0	490	39,6	166,3	0,567
17	0,2	490	39,6	166,3	0,567
18	19,8	490	39,6	166,3	0,567
19	128,2	245	100,0	419,2	1,307
20	128,2	490	100,1	419,6	1,307
21	148,0	490	92,0	385,8	1,216
22	151,5	245	105,0	440,3	1,363
23	151,5	8.820	106,8	454,1	1,376
24	150,0	8.820	106,8	454,1	1,376
25	1,5	8.820	106,8	454,1	1,376
26	1,5	2.156	107,9	454,1	1,394
27	116,5	245	134,5	2.732,5	7,101
28	0,2	245	39,7	166,3	0,568

Na simulação deste caso, considera-se que a extração 1 da turbina do gerador A está fechada, por isso as vazões mássicas são nulas nos pontos 5 e 9.

Para cada situação, foram consideradas as propriedades do vapor nas saídas da turbina de acordo com os dados do fabricante. Vale ressaltar que nos resultados mostrados na Tab. 5.1, a potência gerada por cada volume de controle não deve ser considerada isoladamente, pois a vazão mássica em cada saída é diferente. Como exemplo, o fluxo na

Capítulo 5 - Resultados e Discussões

A seguir, são apresentados os resultados da análise energética e exergetica da turbina de extração-condensação, conforme descrição no item 3.3. Serão avaliados os consumos específicos de vapor para cada volume de controle, conforme as Figs. 3.8 e 3.9, além de uma avaliação do comportamento da geração de potência por essa máquina quando se varia a quantidade de condensado. Além disso, analisa-se o comportamento dos rendimentos termodinâmicos pela primeira e segunda lei com a variação da quantidade de condensado. Para todas as análises, são consideradas as restrições de vazões, pressões e temperaturas indicadas na Tab. 3.2.

Posteriormente, são mostrados os resultados da análise pela primeira e segunda lei para cada caso descrito no Capítulo 4, além dos resultados dos indicadores baseados na primeira lei da termodinâmica descritos no item 3.1.3. Adicionalmente, também é ilustrado o comportamento dos indicadores, de acordo com o item 3.2, para cada caso.

A resolução do sistema de equações termodinâmicas resultante é efetuada utilizando-se o programa EES® (*Engineering Equation Solver*), desenvolvido por Klein & Alvarado (1995), que permite a determinação das propriedades termodinâmicas do sistema, como entalpia e entropia, possibilitando a realização de cálculos de uma maneira simples e eficiente, sem a necessidade de se recorrer a tabelas termodinâmicas. Além disso, permite que sejam utilizados recursos gráficos para visualização dos fluxogramas de vapor a serem analisados.

5.1. Resultados da Análise da Turbina de Extração-Condensação

Conforme ilustrado na Tab. 3.2, a turbina em questão permite diferentes formas de operação com relação às vazões de vapor em cada saída. Sendo assim, a análise da Fig. 3.6 considerará quatro possíveis formas de funcionamento da turbina VE 32.

Na Tab. 5.1 são mostradas, para cada configuração de vazão definida em cada saída, as respectivas eficiências, potências e consumos específicos de vapor para cada volume de controle.

Para cada situação, foram consideradas as propriedades do vapor nas saídas da turbina de acordo com os dados do fabricante. Vale ressaltar que nos resultados mostrados na Tab. 5.1, a potência gerada por cada volume de controle não deve ser considerada isoladamente, pois a vazão mássica em cada saída é diferente. Como exemplo, o fluxo na

saída para o condensador é, em todas as situações, menor que o fluxo na segunda extração. Porém, o rendimento de cada volume, mesmo isoladamente, expressa melhor o comportamento de cada máquina quando considerada em operação independente, assumindo as condições de vapor na saída de uma máquina como sendo as condições de entrada da próxima.

Tomando como exemplo a Situação 1 e supondo que o V.C._{III} tenha a mesma vazão mássica que o V.C._I, ou seja 140 t/h, o V.C._{III} apresentaria para o rendimento calculado uma geração de potência de 6.951 kW, o que seria até um pouco maior que $\dot{W}_{V.C.I}$. Portanto, para que se possa comparar o comportamento de cada volume de controle, deve-se utilizar o consumo específico de vapor de cada um, pois esse parâmetro permite avaliar, para uma mesma situação, diferentes condições de vazão, pressão e temperatura do vapor. Isso não acontece com a potência e a eficiência, pois elas dependem do fluxo mássico de vapor e da variação de entalpia no processo isoentrópico, respectivamente.

Tabela 5.1 – Rendimento, potência e consumo específico para cada volume de controle da Fig. 3.6.

Variáveis	Situação 1	Situação 2	Situação 3	Situação 4
$\dot{m}_{VD}$ (t/h)	140,0	140,0	140,0	140,0
$\dot{m}_{EI}$ (t/h)	36,0	36,0	0,0	0,0
$\dot{m}_{E2}$ (t/h)	84,0	64,0	120,0	100,0
$\dot{m}_{CO}$ (t/h)	20,0	40,0	20,0	40,0
$\eta_{V.C.I}$ (%)	69,1	69,1	69,1	69,1
$\eta_{V.C.II}$ (%)	92,2	92,2	95,1	95,1
$\eta_{V.C.III}$ (%)	34,1	35,0	30,9	31,4
$\eta_{V.C-TOTAL}$ (%)	82,1	79,0	86,3	83,2
$\dot{W}_{V.C.I}$ (kW)	6.681	6.681	6.681	6.681
$\dot{W}_{V.C.II}$ (kW)	16.333	16.339	22.693	22.693
$\dot{W}_{V.C.III}$ (kW)	993	1.805	892	1.605
$\dot{W}_{V.C-TOTAL}$ (kW)	24.007	24.825	30.266	30.979
$R_{vappotele V.C.I}$ (kg/kW · h)	21,0	21,0	21,0	21,0
$R_{vappotele V.C.II}$ (kg/kW · h)	6,4	6,4	6,2	6,2
$R_{vappotele V.C.III}$ (kg/kW · h)	20,1	22,2	22,4	24,9
$R_{vappotele V.C-TOTAL}$ (kg/kW · h)	5,8	5,6	4,6	4,5

Na Tab. 5.1, a eficiência, a geração de potência e o consumo específico total, foram calculados considerando um único volume de controle envolvendo toda a turbina. A máxima geração de potência total ocorre na Situação 4, onde a extração 1 está fechada e a condensação é máxima (40 t/h). Os volumes de controle I e III apresentam os maiores consumos específicos de vapor em função do pequeno salto entálpico conseguido nos mesmos. Em contrapartida, o volume de controle II apresenta um consumo específico mais baixo, chegando a 6,2 kg/kW · h.

Os resultados ilustrados na Tab. 5.2 mostram o consumo específico de vapor de cada saída da turbina. Nessa análise, são consideradas em cada saída as propriedades do vapor correspondentes aos mínimos e aos máximos valores de consumo, ou seja, as mínimas e as máximas temperaturas e pressões, respectivamente, como indicado na Tab. 3.2 para cada saída de vapor.

Tabela 5.2 – Consumo específico de vapor para cada saída da turbina VE 32.

Variáveis	Situação de Mínimo	Situação de Máximo
$R_{\text{vappote V.C.A}} \text{ (kg/kW} \cdot \text{h)}$	18,4	21,0
$R_{\text{vappote V.C.B}} \text{ (kg/kW} \cdot \text{h)}$	4,8	4,9
$R_{\text{vappote V.C.C}} \text{ (kg/kW} \cdot \text{h)}$	3,9	4,0

As relações vapor-energia mudam para um mesmo volume de controle porque as condições de pressão e temperatura mudam em função da quantidade de vapor extraído em cada saída. Se o vapor tivesse sempre nas mesmas condições, o consumo específico de cada volume de controle deveria ser o mesmo. Isso acontece em turbinas de contrapressão que têm somente uma saída de vapor, portanto, o rendimento máquina é sempre o mesmo e, conseqüentemente, o consumo de vapor pela energia gerada também não se altera.

Analisando-se a Tab. 5.2, pode-se verificar que o menor consumo específico de vapor ocorre quando o vapor é direcionado para o condensador, 3,9 kg/kW · h. No entanto, a quantidade de condensado implica em diferentes eficiências e gerações de potência, de forma que, quanto maior a condensação, maior é a potência gerada e menor é a eficiência. A Tab. 5.3 ilustra o comportamento da potência gerada e da eficiência pela primeira lei, obtidas considerando o fluxo máximo de vapor admitido, para a variação da taxa de condensação

entre 8 e 20 t/h . Vale lembrar que, para essa situação, a primeira extração necessariamente deve estar aberta para atender as restrições mostradas na Tab. 3.2.

Tabela 5.3 – Variação da potência e eficiência da turbina, em função da taxa de condensação (8 a 20 t/h).

$\dot{m}_{CO}$ (t/h)	$\dot{m}_{EI}$ (t/h)	$\dot{m}_{E2}$ (t/h)	$\dot{W}_{v.c.}$ (kW)	η_I (%)
8	36	96	23.437	84,8
12	36	92	23.636	83,8
16	36	88	23.827	82,9
20	36	84	24.012	82,1

Conforme mostrado na Tab. 5.3, a tendência da potência é contrária a da eficiência, com a variação da taxa de condensação, logo se pode determinar em qual ponto ocorre encontro das retas obtidas a partir de uma normalização dos valores de eficiência e potência. Para isso, pode-se normalizar essas duas variáveis pelos seus valores máximos, ou seja, 24.012 kW e 84,8 %, respectivamente. Assim, são obtidas as curvas mostradas na Fig. 5.1.

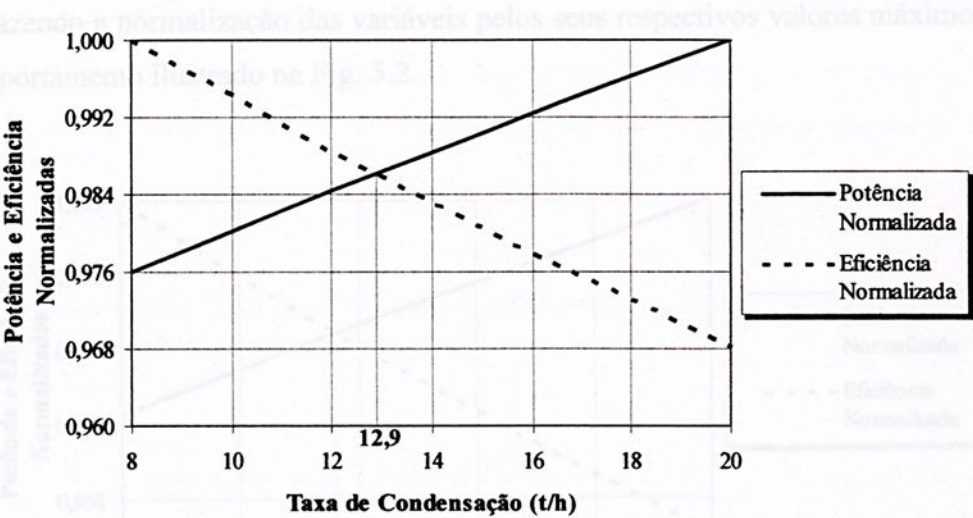


Figura 5.1 – Comportamento da geração de potência e da eficiência pela primeira lei, variando-se a taxa de condensação entre 8 e 20 t/h .

A partir da Fig. 5.1, observa-se que o ponto de encontro das duas curvas é (12,9; 0,9860). Assim, para taxas de condensação inferiores a 12,9 t, a turbina opera de forma mais eficiente e gerando menos potência, quando comparada com a operação condensando acima de 12,9 t, onde ela opera de forma menos eficiente e gerando mais potência.

A Tab. 5.4 mostra os resultados obtidos quando se varia a taxa de condensação de 20 a 40 t/h. Nesse caso, será considerado que a primeira extração está fechada (vazão mássica nula), já que somente a segunda extração e a condensação possibilita, de acordo com a Tab. 3.2, a extração da taxa máxima de vapor admitido (140 t/h).

Tabela 5.4 – Variação da potência e eficiência da turbina, em função da taxa de condensação (20 a 40 t/h).

$\dot{m}_{co}$ (t/h)	$\dot{m}_{E2}$ (t/h)	$\dot{W}_{v.c.}$ (kW)	η_I (%)
20	120	30.266	86,3
26	114	30.494	85,3
33	107	30.742	84,2
40	100	30.979	83,2

Fazendo a normalização das variáveis pelos seus respectivos valores máximos, obtém-se o comportamento ilustrado na Fig. 5.2.

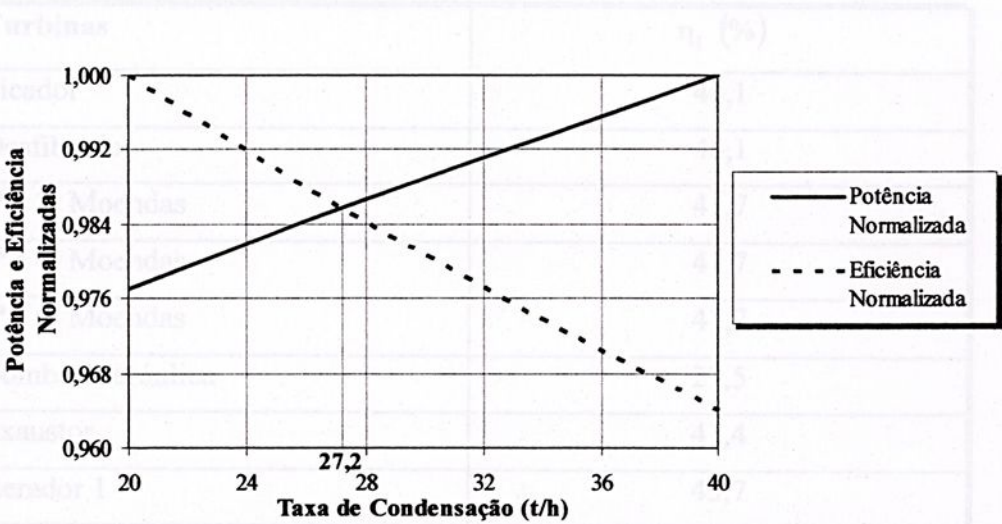


Figura 5.2 – Comportamento da geração de potência e da eficiência pela primeira lei, variando-se a taxa de condensação entre 20 e 40 t/h.

A partir da Fig. 5.2, observa-se que a intersecção das curvas é o ponto (27,2; 0,9857). Assim, para taxas de condensação entre 20,0 t e 27,2 t, a turbina opera de forma mais eficiente e gerando menos potência, quando comparada com a operação com taxa de condensação entre 27,2 t e 40,0 t, onde ela opera de forma menos eficiente e gerando mais potência.

5.2. Resultados das Análises dos Casos Estudados

Para obtenção dos rendimentos de cada turbina analisada, foram feitas medições de pressão e temperatura no campo, exceto no caso da turbina de acionamento do gerador Alstom, que foram usadas informações da folha de dados já que ela ainda não foi instalada.

Os rendimentos pela primeira lei obtidos no primeiro caso em que a turbina aparece foi utilizado para todos os outros, exceto para a VE 32 que tem sua eficiência dependente dos fluxos de massa em cada saída. Apesar das eficiências pela primeira lei serem iguais, as turbinas apresentaram pequenas variações nas eficiências calculadas pela segunda lei e no consumo específico de vapor, por conta das pequenas variações nas condições de temperatura do vapor de entrada.

A Tab. 5.5 mostra as eficiências pela primeira lei para cada turbina cujos valores foram utilizados para todos os casos.

Tabela 5.5 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela primeira lei.

Turbinas	η_I (%)
Picador	46,1
Desfibrador	46,1
1ª e 2ª Moendas	41,7
3ª e 4ª Moendas	41,7
5ª e 6ª Moendas	41,7
Bomba Hidráulica	27,5
Exaustor	41,4
Gerador 1	43,7
Gerador 2	43,7
Gerador 3	43,7
Gerador Toshiba	63,8

O consumo específico de vapor em cada turbina para cada caso é ilustrado nas Tabs. 5.6 e 5.7, juntamente com o rendimento termodinâmico calculado pela segunda lei da termodinâmica.

Tabela 5.6 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela segunda lei e consumo específico de vapor para o Caso 1.

Turbinas	η_{II} (%)	$R_{vappotele}$ (kg/kW · h)
Picador	53,7	18,5
Desfibrador	53,7	18,5
1ª e 2ª Moendas	49,3	20,4
3ª e 4ª Moendas	49,3	20,4
5ª e 6ª Moendas	49,3	20,4
Gerador 1	51,6	19,2
Gerador 2	51,6	19,2
Gerador 3	51,6	19,2

Tabela 5.7 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela segunda lei e consumo específico de vapor para o Caso 2.

Turbinas	η_{II} (%)	$R_{vappotele}$ (kg/kW · h)
Picador	53,9	18,2
Desfibrador	53,9	18,2
1ª e 2ª Moendas	49,5	20,1
3ª e 4ª Moendas	49,5	20,1
5ª e 6ª Moendas	49,5	20,1
Bomba Hidráulica	35,0	30,0
Exaustor	49,5	19,9
Gerador 1	51,7	18,9
Gerador 2	51,7	18,9
Gerador 3	-	-
Gerador Toshiba	70,3	12,9

Nos Casos 3, 4 e 5, os níveis de pressão e temperatura do vapor direto não mudam, logo as turbinas de uma única saída de vapor apresentam a mesma eficiência e consumo específico de vapor que são ilustrados na Tab. 5.8.

Tabela 5.8 – Eficiência termodinâmica das turbinas calculada pela segunda lei e consumo específico de vapor para os Casos 3, 4 e 5.

Turbinas	η_{II} (%)	$R_{vappotele}$ (kg/kW · h)
Picador	54,3	17,6
Desfibrador	54,3	17,6
1ª e 2ª Moendas	50,0	19,5
3ª e 4ª Moendas	50,0	19,5
5ª e 6ª Moendas	50,0	19,5
Gerador Toshiba	70,5	12,5

A turbina VE 32 aparece nos três casos em questão, mas como sua eficiência depende de cada configuração da vazão mássica de vapor em cada saída, seu comportamento para cada um dos casos é apresentado na Tab. 5.9. Deve-se levar em conta que o ponto de operação dessa turbina é definido pela quantidade de energia térmica demandada no processo. Portanto, ela não opera em nenhum dos casos com sua máxima eficiência e/ou com sua capacidade máxima de geração de potência.

Tabela 5.9 – Eficiência termodinâmica da turbina VE 32 pela primeira e segunda lei e consumo específico de vapor para os Casos 3, 4 e 5.

Casos	η_I (%)	η_{II} (%)	$R_{vappotele}$ (kg/kW · h)
3	80,3	84,0	6,0
4	82,5	85,7	5,8
5	86,9	88,6	4,6

Na Tab. 5.10, é representado as potências de eixo obtidas em cada máquina, dadas em kW, considerando todos os casos analisados.

Tabela 5.10 – Potência gerada em cada equipamento dada em kW para cada caso estudado.

Turbinas	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Picador	660	738	834	-	-
Desfibrador	660	738	834	-	-
1ª e 2ª Moendas	611	681	771	781	-
3ª e 4ª Moendas	587	656	740	750	-
5ª e 6ª Moendas	587	656	740	750	-
Bomba Hidráulica	-	237	-	-	-
Exaustor	-	236	-	-	-
Total Eletromecânica	3.105	3.942	3.919	2.281	0
Gerador 1	1.063	805	-	-	-
Gerador 2	1.063	800	-	-	-
Gerador 3	1.063	-	-	-	-
Gerador Toshiba	-	1.933	-	535	936
Gerador Alstom	-	-	20.132	24.022	30.290
Total Elétrica	3.189	3.538	20.132	24.557	31.226

Observa-se que onde não consta nenhum valor é porque a vazão mássica naquele equipamento é nula ou porque ele é acionado por motores elétricos e, desta forma, não fazem parte das análises energética e exergética das plantas.

A partir do Caso 3, com a turbina de extração-condensação instalada, a Destilaria Pioneiros objetivará a venda de energia, logo o total de potência elétrica gerada é maior que nos casos anteriores, atendendo, além da demanda interna, contratos de venda de energia.

As usinas sucroalcooleiras trabalham em paridade térmica, logo a energia térmica de processo é que tem prioridade na planta. Assim, é apresentada na Tab. 5.11 a energia térmica utilizada no processo e aquela perdida no condensador da turbina de extração-condensação.

Tabela 5.11 – Potência térmica de processo dada em kW para cada caso estudado.

Local	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Evaporação do caldo	50.660	88.058	88.718	86.543	82.428
Destilaria	25.715	-	-	-	-
Condensador	-	-	13.799	13.374	13.374

Nas plantas existe, além da potência gerada, aquela usada no bombeamento do fluido de trabalho, que nos casos estudados é a água. Apesar de não serem muito significativas, quando comparada com as potências geradas nas máquinas a vapor, as potências demandadas nos bombeamentos são apresentadas na Tab. 5.12. Na alimentação de água da caldeira do Caso 2, o acionamento da bomba hidráulica é feito através de uma turbina cuja potência desenvolvida já foi ilustrada na Tab. 5.10. Para cálculo da potência demandada em cada bomba foi levado em conta o fato de se conhecer suas eficiências isentrópicas de primeira lei.

Tabela 5.12 – Potência demandada pelas bombas dada em kW para cada caso estudado.

Bombas	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Água da caldeira	156,4	236,6	605,0	594,1	580,4
Condensado do processo	9,3	16,2	17,8	17,4	16,6
Condensado do condensador	-	-	5,1	4,9	4,9

Fechando a planta, após resultados da expansão do vapor nas turbinas, condensação no processo e bombeamento, são apresentadas na Tab. 5.13 as eficiências calculadas pela primeira e pela segunda lei para os geradores de vapor da planta, ou seja, as caldeiras.

Para as caldeiras AZ 240 e SZ 180 que aparecem no Caso 1, foi considerada uma relação bagaço-vapor de 0,52, enquanto para a caldeira MC 150/70, que surge nos demais casos, foi considerada uma relação de 0,47. Como as caldeiras AZ 240 e SZ 180 geram vapor nas mesmas condições de pressão e temperatura e com a mesma relação bagaço-vapor, elas apresentam as mesmas eficiências termodinâmicas.

Tabela 5.13 – Eficiências das caldeiras pela primeira e segunda lei da termodinâmica para cada caso estudado.

Caldeiras	Caso 1		Caso 2		Caso 3, 4 e 5	
	η_I (%)	η_{II} (%)	η_I (%)	η_{II} (%)	η_I (%)	η_{II} (%)
AZ 240 e SZ 180	63,4	18,2	-	-	-	-
MC 150/70	-	-	70,7	20,4	83,5	28,8

Para avaliação termodinâmica da planta, deve-se considerar a eficiência global do sistema, pois ela relaciona toda energia líquida aproveitada na planta, seja na forma de potência ou de energia térmica, com toda energia fornecida para ela (Tab. 5.14).

Tabela 5.14 – Eficiência global das plantas para cada caso estudado.

Casos	Eficiência Global (%)
1	60,5
2	70,4
3	64,5
4	65,6
5	65,8

Como essa eficiência envolve variáveis de toda a planta, será apresentado posteriormente o seu comportamento com a variação de determinados parâmetros, como a eficiência da caldeira, a quantidade de vapor condensado da turbina de extração-condensação e o consumo de vapor no processo.

Através da segunda lei da termodinâmica, é possível estimar a geração de irreversibilidade de cada equipamento expressas em kW . Serão considerados na Tab. 5.15 as taxas de irreversibilidades geradas pelas turbinas, enquanto na Tab. 5.16 aquelas geradas pelas bombas hidráulicas responsáveis pelo bombeamento da fase líquida da planta.

Tabela 5.15 – Taxas de irreversibilidades geradas pelas turbinas.

Turbinas	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Picador	570	631	704	-	-
Desfibrador	570	631	704	-	-
1ª e 2ª Moendas	629	694	770	780	-
3ª e 4ª Moendas	603	669	739	749	-
5ª e 6ª Moendas	603	669	739	749	-
Bomba Hidráulica	-	439	-	-	-
Exaustor	-	241	-	-	-
Gerador 1	999	751	-	-	-
Gerador 2	999	746	-	-	-
Gerador 3	999	-	-	-	-
Gerador Toshiba	-	816	-	223	388
Gerador Alstom	-	-	3.836	4.021	3.887
Total	5.972	6.287	7.492	6.522	4.275

Tabela 5.16 – Taxas de irreversibilidades geradas pelas bombas hidráulicas da planta.

Bombas	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
Água da caldeira	46,9	88,9	211,7	207,9	203,2
Condensado do processo	3,7	6,5	8,0	7,8	7,4
Condensado do condensador	-	-	2,3	2,2	2,2
Total	50,6	95,4	222,0	217,9	212,8

As turbinas de simples estágios de contrapressão apresentam maiores níveis de geração de irreversibilidades em função de suas baixas eficiências pela segunda lei. Tais turbinas contribuem para que o Caso 1 seja aquele com maior taxa de geração de irreversibilidades levando-se em conta a potência total gerada pela planta, chegando a 94,9 %. Em contrapartida, o Caso 5 é o mais eficiente, pois apresenta a menor taxa de geração de irreversibilidades, sendo apenas 13,7 % da geração total de potência da planta.

5.3. Índices de Desempenho das Plantas

Os casos analisados incluem ciclos termodinâmicos extremos, ou seja, envolvendo desde caldeiras de baixa pressão e acionamentos mecânicos através de turbinas simples estágio, até o caso de caldeira de alta pressão, turbina de extração-condensação e os acionamentos dos equipamentos feitos via motores elétricos.

Dessa forma, as plantas analisadas são diferentes uma da outra, logo para que se possa fazer uma comparação entre as mesmas e avaliar seus desempenhos, pode-se utilizar alguns critérios baseados na primeira lei da termodinâmica que permitem uma melhor análise comparativa entre sistemas. A Tab. 5.17 mostra o comportamento dos índices de desempenho analisados para cada caso estudado.

Tabela 5.17 – Índices de desempenho baseados na primeira lei da termodinâmica.

Índices de Desempenho	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
FUE	0,606	0,706	0,745	0,748	0,750
IPE	1,186	1,017	0,864	0,844	0,818
EEC	- 0,186	- 0,017	0,136	0,156	0,182
IGP	0,046	0,056	0,160	0,178	0,210
RPC	0,082	0,085	0,271	0,310	0,379

Para calcular os índices IPE e EEC, são consideradas eficiências de referência de geração de potência e de vapor, que nos casos estudados foram 40 % e 77 %, respectivamente, conforme considerado no item 3.1.3. Nos Casos 1 e 2, nos quais o IPE é maior que 1 e o EEC é negativo, por consequência, significa que os resultados obtidos são piores que aqueles tomados como referência. Isso não ocorre para os demais casos onde o IPE sempre é menor que 1.

Observa-se que o rendimento global de uma dada planta (η_{global}) tem uma leve diferença do FUE, pois as potências demandas para bombeamento e a perda no condensador no caso da turbina de extração-condensação, são levados em consideração no cálculo do η_{global} e desconsiderados no cálculo do FUE, de forma que, sempre FUE é maior que η_{global} . Sendo assim, é mostrado na Fig. 5.3 o comportamento desses dois índices para todos os casos.

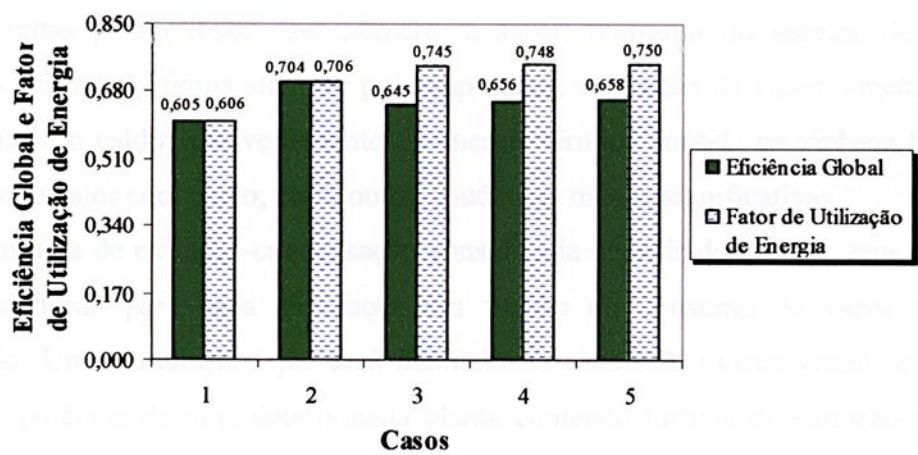


Figura 5.3 – Eficiência global e fator de utilização de energia para os casos analisados.

As maiores diferenças entre η_{global} e FUE ocorrem nos Casos 3, 4 e 5, pois nessas plantas, além da potência de bombeamento ser maior que nos outros casos, existe também a condensação de parte do vapor na turbina de extração-condensação.

A melhora significativa dos índices, exceto o FUE, observada na Tab. 5.17 a partir do Caso 3, ocorreu fundamentalmente em função do aumento da geração de potência elétrica através da turbina de extração-condensação. O FUE não sofreu grande variação, pois ele é pouco influenciado pela potência elétrica, uma vez que esse valor é pequeno quando comparado com a energia térmica de processo que também é utilizada no seu cálculo.

Uma outra forma de avaliar as plantas de uma usina de açúcar e álcool é através de alguns dos índices mostrados no item 3.2. Tais indicadores são relações que fornecem alguns números que no dia a dia de uma usina são bastante usados. Um dos principais índices é a relação entre o vapor utilizado no processo e a quantidade de cana moída (R_{vapcana}), já que essa relação expressa a energia térmica necessária no processamento da cana dentro da usina que, conforme descrito anteriormente, trabalha em paridade térmica.

Para as simulações, foram consideradas R_{vapcana} condizentes com a realidade da Destilaria Pioneiros, de forma que esse número foi diminuindo para cada caso até um nível aceitável em torno de 450 kg de vapor por tonelada de cana moída. Vale ressaltar que, em plantas que têm turbinas de extração-condensação, deve-se objetivar a diminuição do vapor consumido no processo, pois se pode condensar mais na turbina e, conseqüentemente, gerar mais potência.

Na planta atual da Destilaria Pioneiros, algumas mudanças viáveis ainda são possíveis de serem feitas para reduzir esse número, a saber: rearranjo do sistema de evaporação passando a utilizar 4 efeitos além do pré evaporador; utilização de vapor vegetal nos outros aquecimentos do caldo; aproveitamento da energia térmica contida na vinhaça fazendo com que ela troque calor com caldo; entre outras mudanças menos significativas.

A turbina de extração-condensação considerada a partir do Caso 3, tem seu ponto de operação definido para cada simulação em função do consumo de vapor de processo considerado. Uma simulação, que será ilustrada no item 5.4, mostra como se comporta a geração de potência de uma determinada planta contendo turbina de extração-condensação com a variação do vapor de processo. Em plantas que não tem esse tipo de turbina, a redução do consumo de vapor de escape implica na redução do consumo de vapor direto da caldeira também, pois se não houver a redução na demanda haverá excedente de vapor de escape.

A Tab. 5.18 ilustra os índices de desempenho de cada planta associados com a usina.

Tabela 5.18 – Índices de desempenho de uma planta em uma usina de açúcar e álcool.

Índices de Desempenho	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5
R_{vapcana} (kg/t)	501,2	495,6	498,6	479,2	450,1
$R_{\text{potelecan}}$ (kW · h/t)	13,5	13,2	72,7	87,4	109,6
R_{vapotele} (kg/kW · h)	19,4	17,9	8,1	7,1	4,9
R_{bagpot} (kg/kW · h)	10,1	8,4	2,9	2,6	2,3

O consumo específico de vapor ($R_{\text{vappotele}}$) apresentado na Tab. 5.18 é referente a toda a planta, ou seja, ele considera todas as potências geradas e todo vapor direto consumido pelas turbinas. Em tabelas anteriores, foi mostrado o consumo específico de vapor de cada turbina.

Para sistemas que não objetivam exportar energia elétrica, é interessante que $R_{\text{potelecana}}$ seja a mais baixa possível, pois nessa situação significa que consegue-se processar uma determinada quantidade de cana com uma quantidade de energia menor. Isso acontece nos Casos 1 e 2, enquanto no restante dos casos a análise é contrária, pois quanto maior essa relação, maior é a energia gerada com a mesma quantidade de cana moída.

Sob o ponto de vista dos índices apresentados na Tab. 5.18, o Caso 5 é aquele que tem melhor desempenho, pois apresenta o menor consumo específico de vapor e de bagaço também, além de ter a maior geração de potência por tonelada de cana.

5.4. Relação entre alguns Parâmetros das Plantas

Avaliando a planta como um todo, verifica-se que o principal indicador é a eficiência global. Desta forma, será apresentado a seguir algumas avaliações de quão sensível é esse índice quando se varia algum parâmetro da planta. O Caso 5 será considerado como base para todas os estudos que seguem.

5.4.1. Comportamento da Eficiência Global da Planta com a Variação da Taxa de Condensação

A primeira análise mostra a sensibilidade da eficiência global da planta quando ocorre variação na vazão de condensado na turbina de extração-condensação. É considerada uma variação ao longo de toda faixa possível de condensação, ou seja, de 8 a 40 t/h, sendo que todas as restrições de vazões mostradas na Tab. 3.2 são atendidas. O resultado obtido é mostrado na Fig. 5.4.

Observa-se um comportamento linear da η_{global} variando entre 48,5 e 76,4 % para diferentes taxas de condensação. O comportamento da eficiência da planta com relação à condensação de vapor na turbina é o mesmo apresentado nas Figs. 5.1 e 5.2 para a eficiência da turbina somente, ou seja, quanto maior a condensação, menor a eficiência. Porém, a contrapartida disso é que há uma maior geração de potência.

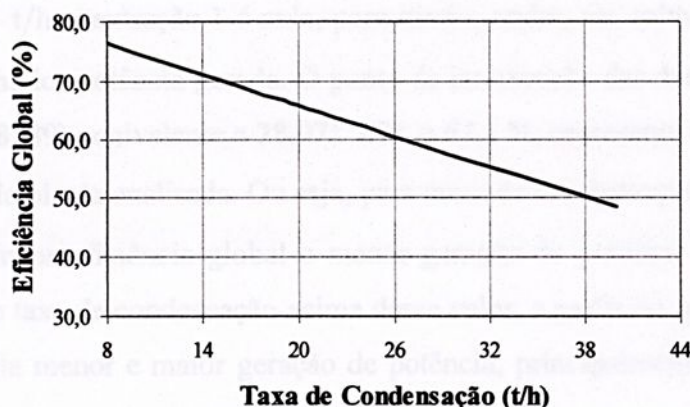


Figura 5.4 – Comportamento da eficiência global da planta com a variação da taxa de condensação.

5.4.2. Comportamento da Eficiência Global da Planta e da Geração Total de Potência com a Variação da Taxa de Condensação

A Fig. 5.5 representa uma análise equivalente àquela feita nas Figs. 5.1 e 5.2, porém, agora será considerado a geração total de potência da planta e a sua eficiência global. Normalizando a potência gerada pelo seu valor máximo de 31.939 kW e a eficiência por 76,4 %, têm-se as curvas da Fig. 5.5.

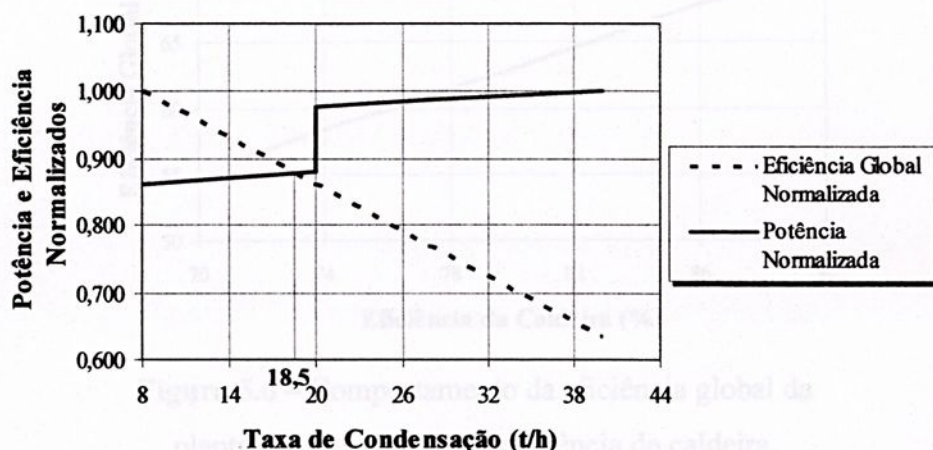


Figura 5.5 – Comportamento da eficiência global da planta e da geração total de potência com a variação da taxa de condensação.

O salto na potência gerada observado para a taxa de condensação de 20 t/h é explicado pela extração 1 da turbina que opera para condensação abaixo desse valor. Para

valores acima de 20 t/h a extração 1 é nula, permitindo, assim, um salto entálpico maior na turbina e, portanto, maior potência gerada. O ponto de intersecção das duas curvas mostradas na Fig. 5.5 (18,5; 0,8789) equivalente a 28.071 kW e 67,1 %, representa o ponto de inversão do comportamento da planta analisada. Ou seja, para taxas de condensação abaixo 18,5 t/h, a planta opera com maior eficiência global e menor geração de potência quando comparada com a operação com taxa de condensação acima desse valor, a partir do qual, a planta passa a operar com eficiência menor e maior geração de potência, principalmente para condensação acima de 20 t/h.

5.4.3. Comportamento da Eficiência Global da Planta com a Variação da Eficiência da Caldeira

As caldeiras modernas, normalmente de alta pressão, são mais eficientes que aquelas de alguns anos atrás operantes a baixa pressão. Desta forma, explora-se na Fig. 5.6 a variação de eficiência da caldeira dentro de uma determinada faixa compatível para caldeiras de alta pressão e o comportamento da eficiência global da planta.

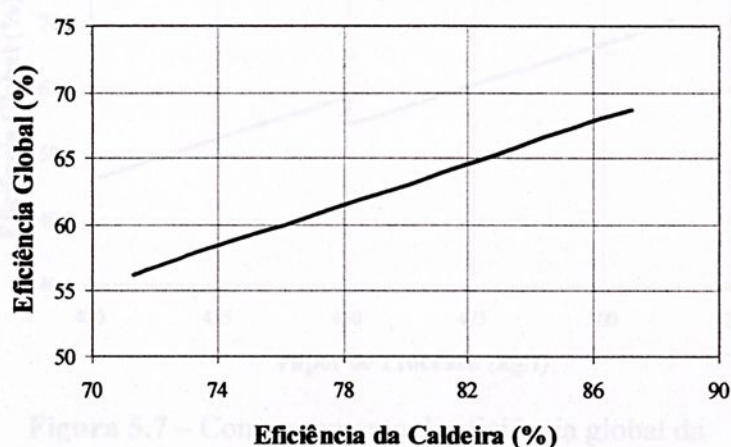


Figura 5.6 – Comportamento da eficiência global da planta com a variação da eficiência da caldeira.

A partir da Fig. 5.6, observa-se que a eficiência da caldeira é diretamente proporcional à eficiência da planta e essa relação é de aproximadamente 1,3 para toda faixa adotada. Ou seja, para cada 1,3 pontos percentuais de variação na eficiência da caldeira tem-se 1 ponto percentual de variação na eficiência global da planta.

5.4.4. Comportamento da Eficiência Global e da Potência Gerada na Planta com o Consumo de Vapor de Processo

Conforme descrito no item 5.3, o consumo de vapor de processo é dado em função das instalações de cada planta de vapor, sendo que nos casos que se tem turbinas de condensação, elas podem absorver o vapor economizado no processo através da sua condensação e, dessa forma, gerar mais potência. Apesar de ter sido considerado nos casos estudados um consumo de cerca de 450 a 500 kg de vapor por tonelada de cana, esse número pode variar em uma faixa mais ampla, podendo ir de 400 a 550 kg de vapor por tonelada de cana.

Mais uma vez, o Caso 5 será objeto de estudo para avaliar o quão sensível é a eficiência global e a geração total de potência da planta quando se varia o consumo de processo.

A Fig. 5.7 mostra o comportamento da eficiência global da planta, levando em consideração que o consumo de vapor de processo varia entre 400 e 515 kg. Vale ressaltar que 515 kg é um limite para a planta analisada, pois consumos maiores que esse não são possíveis em função das restrições de produção de vapor da caldeira e de vazões da turbina VE 32.

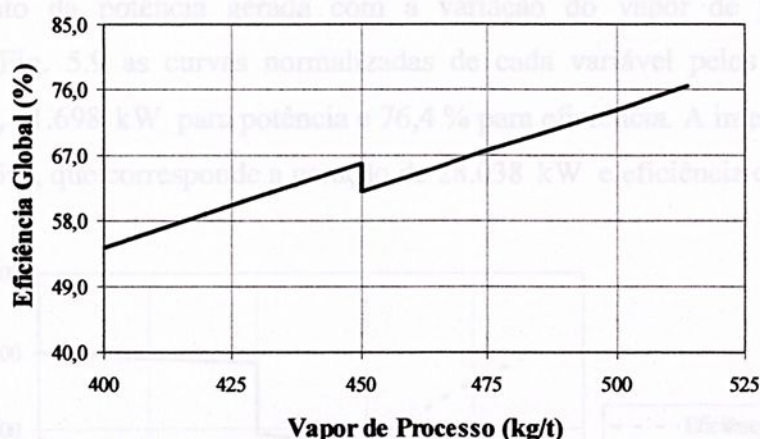


Figura 5.7 – Comportamento da eficiência global da planta com a variação do vapor de processo.

A primeira parte da curva, entre 400 e 450 kg de vapor, é conseguida quando se opera a turbina VE 32 sem a extração 1, enquanto para consumos maiores que 450 kg de vapor, tem-se a necessidade de operar com essa extração da turbina. Quando se opera com a extração 1, observa-se para consumo de vapor de 450 kg que a eficiência é menor, isso ocorre porque para atender a mesma demanda de vapor de processo, essa configuração tem maior taxa de condensação e, conseqüentemente, menor eficiência, conforme mostrado nas Figs. 5.1 e 5.2.

A Fig. 5.8 ilustra a geração de potência total da planta com a variação de vapor de processo. Novamente, para o consumo de 450 kg de vapor por tonelada de cana, tem-se um salto que é justificado pela operação ou não da extração 1 da turbina.

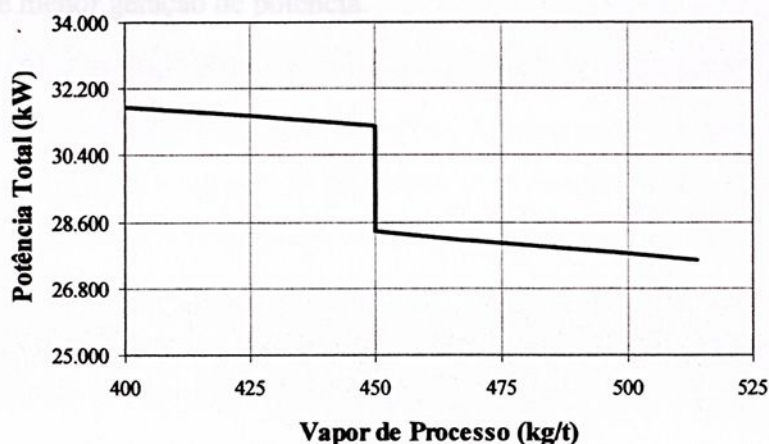


Figura 5.8 – Comportamento da potência total da planta com a variação do vapor de processo.

Avaliando as Figs. 5.7 e 5.8, observa-se que o comportamento da eficiência é contrário ao comportamento da potência gerada com a variação do vapor de processo. Assim, apresenta-se na Fig. 5.9 as curvas normalizadas de cada variável pelos seus respectivos valores máximos, 31.698 kW para potência e 76,4 % para eficiência. A intersecção ocorre no ponto (475; 0,8850), que corresponde a geração de 28.038 kW e eficiência de 67,6 %.

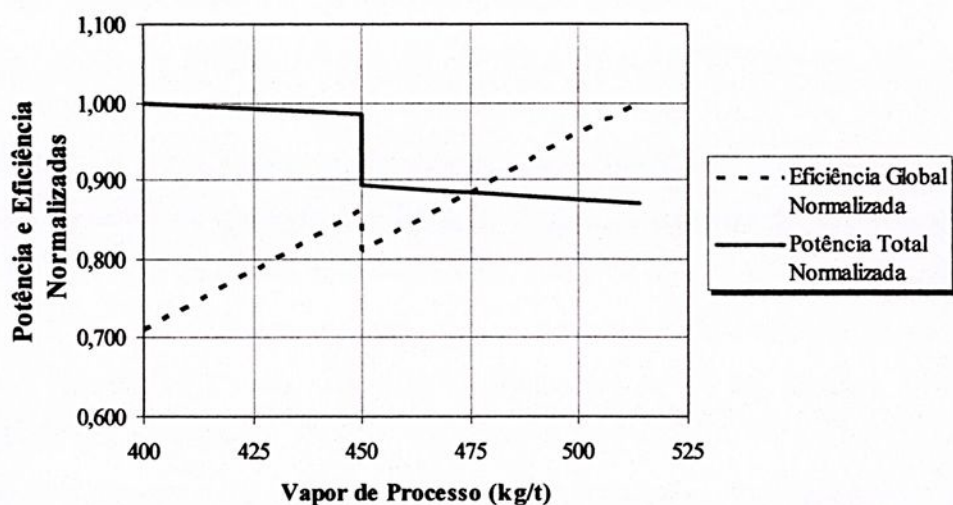


Figura 5.9 – Comportamento da potência total da planta e da eficiência global com a variação do vapor de processo.

Capítulo 5 A partir da Fig. 5.9, observa-se que, para consumos de vapor de processo abaixo de 475 kg, a planta opera com eficiência menor e geração maior, quando comparada com a planta operando com demanda de vapor acima de 475 kg, a partir do qual a planta apresenta maior eficiência e menor geração de potência.

Assim, uma evolução de sistemas mais simples, produtores de energia somente para seu consumo próprio, até sistemas mais modernos, com turbinas de extração-condensação e que objetivam a exportação de energia elétrica. Além disso, nesse trabalho foi feito um estudo termodinâmico de turbinas de extração-condensação, mostrando a eficiência e a potência gerada dentro de sua faixa de operação com relação à taxa de condensação.

As análises mostraram que a planta do Caso 5, que representa a planta mais moderna, realmente tem melhor desempenho que a planta do Caso 1, que representa a planta mais simples. Além disso, as plantas intermediárias a esses casos extremos ilustram como é a evolução do comportamento termodinâmico de um caso para o outro. O comportamento de cada caso pode ser utilizado como base na tomada de decisão para se definir qual a planta mais viável ou, pelo menos, para evidenciar quais são os resultados que podem ser obtidos.

De uma forma geral, as análises realizadas para avaliar o desempenho da turbina de extração-condensação confirmaram que ela realmente tem alta eficiência quando comparada com outras turbinas de compressão e de simples estágio. O consumo específico de vapor da condensação da turbina VE 32 é extremamente baixo, podendo chegar a 3,9 kg/kW.h. Isso é muito vantajoso sob o ponto de vista da turbina, porém, quando analisado sob a ótica da planta, a condensação implica em menores eficiências globais.

Na análise da turbina VE 32, de acordo com o apresentado na Fig. 3.6, pôde-se observar que o maior salto entálpico ocorre entre a extração 1 e 2, isso porque entre essas extrações ocorre a maior diferença das propriedades termodinâmicas, pressão e temperatura. Apesar dos volumes de controle I e III apresentarem consumos de vapor parecidos, eles apresentam eficiência pela primeira lei diferente, sendo de 69,1 % e 34,1 %, respectivamente, isso porque o salto entálpico para o processo isentrópico é diferente de um volume para o outro e, de acordo com a Eq. 3.8, têm-se eficiências diferentes, mesmo com consumos específicos iguais ou parecidos.

De acordo com a Eq. 3.32, a eficiência calculada pela primeira lei para uma turbina com mais de uma extração depende da vazão mássica de cada extração, considerando que o fluido de trabalho apresenta propriedades diferentes em cada uma delas. Assim, a maior taxa de condensação resulta em uma menor eficiência, mas com maior geração de potência, já que

Capítulo 6 - Conclusões e Sugestões

Os objetivos desse trabalho foram alcançados com os resultados das análises energética de exergética de plantas que retratam uma evolução de sistemas mais simples, produtores de energia somente para seu consumo próprio, até sistemas mais modernos, com turbinas de extração-condensação e que objetivam a exportação de energia elétrica. Além disso, nesse trabalho foi feito um estudo termodinâmico da turbina de extração-condensação, mostrando a eficiência e a potência gerada dentro de sua faixa de operação com relação à taxa de condensação.

As análises mostraram que a planta do Caso 5, que representa a planta mais moderna, realmente tem melhor desempenho que a planta do Caso 1, que representa a planta mais simples. Além disso, as plantas intermediárias a esses casos extremos ilustram como é a evolução do comportamento termodinâmico de um caso para o outro. O comportamento de cada caso pode ser utilizado como base na tomada de decisão para se definir qual a planta mais viável ou, pelo menos, para evidenciar quais são os resultados que podem ser obtidos.

De uma forma geral, as análises realizadas para avaliar o desempenho da turbina de extração-condensação confirmaram que ela realmente tem alta eficiência quando comparada com outras turbinas de contrapressão e de simples estágio. O consumo específico de vapor da condensação da turbina VE 32 é extremamente baixo, podendo chegar a $3,9 \text{ kg/kW} \cdot \text{h}$. Isso é muito vantajoso sob o ponto de vista da turbina, porém, quando analisada sob a ótica da planta, a condensação implica em menores eficiências globais.

Na análise da turbina VE 32, de acordo com o apresentado na Fig. 3.6, pôde-se observar que o maior salto entálpico ocorre entre a extração 1 e 2, isso porque entre essas extrações ocorre a maior diferença das propriedades termodinâmicas, pressão e temperatura. Apesar dos volumes de controle I e III apresentarem consumos de vapor parecidos, eles apresentam eficiência pela primeira lei diferente, sendo de 69,1 % e 34,1 %, respectivamente, isso porque o salto entálpico para o processo isoentrópico é diferente de um volume para o outro e, de acordo com a Eq. 3.8, têm-se eficiências diferentes, mesmo com consumos específicos iguais ou parecidos.

De acordo com a Eq. 3.32, a eficiência calculada pela primeira lei para uma turbina com mais de uma extração depende da vazão mássica de cada extração, considerando que o fluido de trabalho apresenta propriedades diferentes em cada uma delas. Assim, a maior taxa de condensação resulta em uma menor eficiência, mas com maior geração de potência, já que



o salto entálpico é maior.

No caso em que turbina VE 32 opera com a extração 1 aberta, a condensação de 12,9 t/h define o ponto de inversão no comportamento da máquina. Quando o objetivo é priorizar a máxima eficiência, deve-se trabalhar com a taxa de condensação abaixo desse ponto, porém se o objetivo for priorizar a máxima potência, deve-se trabalhar acima dele. Para a extração 1 fechada, a condensação de 27,2 t/h define o ponto de inversão no comportamento da turbina. Vale ressaltar que esses pontos são definidos sob a ótica da turbina somente e não da planta como um todo.

Apesar da eficiência pela primeira lei de uma determinada turbina ter sido considerada a mesma para todos os casos, houve pequenas variações na eficiência calculada pela segunda lei e nos consumos específicos de vapor de um caso para outro, em função das diferentes temperaturas do vapor direto consideradas em cada caso.

A turbina VE 32 contribuiu para o aumento da geração total de potência da planta, passando de 7.480 kW no Caso 2 (sem VE 32) para 24.051 kW no Caso 3. Apesar do aumento na potência gerada, observou-se que a demanda de potência no bombeamento não aumenta na mesma proporção da geração de potência. Isso é um indicador de que as plantas de alta pressão operando com turbinas mais eficientes são mais eficazes que aquelas de baixa pressão.

A energia térmica útil de processo é diretamente proporcional à relação R_{vapcana} e a quantidade de cana moída. Essa relação é que define o ponto de operação da planta, pois as usinas trabalham em paridade térmica. Assim, os casos que têm turbinas de condensação têm a quantidade de condensado na turbina definida pelo consumo de vapor de processo.

Para os casos 2, 3, 4 e 5, foi considerado uma relação R_{bagvapor} de 0,47, porém a eficiência isentrópica pela primeira lei obtida para o Caso 2 foi de 70,7 % e para os Casos 3, 4 e 5, foi de 83,5 %. Isso mostra que, se uma caldeira consegue gerar vapor a pressões e temperaturas mais altas com a mesma quantidade de bagaço, ela é mais eficiente. As eficiências pela segunda lei são bastante baixas, isso indica que o processo de combustão na caldeira gera altas taxas de irreversibilidades.

Sob o ponto de vista da eficiência global, o Caso 2 é o mais eficiente com aproveitamento energético de 70,4 %. O grande avanço do Caso 1 para o Caso 2 foi a instalação da caldeira mais eficiente com rendimento de 70,7 % contra uma de 63,4 % do Caso 1, além da instalação do gerador T, acionado por uma turbina de múltiplos estágios. Os Casos 3, 4 e 5 apresentam eficiência global em torno de 65,0 %, apesar de contarem com

gerações de potência alta, através da turbina VE 32, e com a caldeira operando de forma mais eficiente. Isso evidencia que a condensação no condensador da turbina, cuja energia não é aproveitada, implica em menor eficiência global.

Avaliando-se as plantas através dos índices baseados na primeira lei da termodinâmica, observa-se que todos indicadores, sem exceção, foram melhorados a partir do Caso 1 para o Caso 5 de forma crescente. Portanto, sob esse aspecto, o Caso 5 tem a melhor configuração de operação, porém, vale ressaltar que ele não apresenta a melhor eficiência global. Os índices que mais sofreram variações foram o IGP e o RPC, pois eles são fortemente influenciados pela geração de potência total da planta. Tais índices apresentaram valores máximos no Caso 5 devido ao fato dessa planta ter apresentado a maior potência gerada entre todas aquelas avaliadas (31.226 kW).

O Caso 5 também apresenta os melhores resultados com base nos indicadores $R_{potelecan}$, $R_{vappotele}$ e R_{bagpot} . Valores menores para essas relações indicam que a planta é mais eficiente, porém se ela cogera energia para exportação, é interessante que $R_{potelecan}$ seja o mais alto possível. Pode-se concluir que as relações $R_{potelecan}$ e R_{bagpot} dependem das eficiências da caldeira e das turbinas que operam na planta, enquanto $R_{vappotele}$ está associada somente às eficiências das turbinas.

A Fig. 5.5 representa o ponto de inversão no comportamento da planta com relação à taxa de condensação na turbina VE 32. Conclui-se que, se o objetivo for priorizar a eficiência da planta, deve-se condensar menos de 18,5 t/h e, para taxas de condensação superiores a esse valor, prioriza-se a geração de potência. Para condensação de 18,5 t/h tem-se um consumo de vapor de processo de 475 kg, que é o ponto de inversão no comportamento da planta encontrado a partir da Fig. 5.9. Nesse caso, consumos menores que 475 kg levam a priorizar a geração de potência, enquanto que para valores maiores, é priorizada a eficiência. Desta forma, a conclusão das Figs. 5.5 e 5.9 é a mesma, já que quando o consumo de vapor de processo diminui, a taxa de condensação pode aumentar.

Os diagnósticos feitos para cada caso analisado na Destilaria Pioneiros, servem para avaliar aqueles que já foram implantados (Caso 1 e 2) ou para ajudar a decidir por qual deles optar futuramente (Caso 3, 4 e 5) e quais são os resultados que podem ser esperados. Além disso, é de fundamental importância conhecer bem todos os pontos de operação da turbina VE 32, já que ela será o principal equipamento da planta futura na Destilaria Pioneiros, que terá por objetivo cogerar energia para exportação.

Refer Como sugestão para trabalhos futuros, pode-se fazer, além da análise energética e exergetica, uma análise termoeconômica do Caso 5, já que ele considera um investimento alto com eletrificação de todos acionamentos, instalação da caldeira de alta pressão e do turbo gerador com turbina de extração-condensação. Pode ser englobada também, uma análise de viabilidade econômica de tais investimentos.

Adicionalmente, para complementação do trabalho, pode ser considerada a perda de carga e de temperatura ao longo das tubulações de vapor, acrescentando as teorias de mecânica dos fluidos e de transferência de calor aos conceitos termodinâmicos aplicados.

<http://www.energia.gov.br/pub/DOCUMENTOS/5Textos/5-2Energia.pdf>. Acessado em 23 de Julho de 2004.

Balestieri, J.A.P., 2002, "Cogeração: Geração Combinada de Eletricidade e Calor", Editora UFSC, Florianópolis - SC, 279p.

Barrota Del Campo, E.R. & Liagostera, J., 1996, "Estudo de Possibilidades de Incremento da Cogeração em Usinas Açucareiras Cubanas", Anais do VI Encontro de Ciências Térmicas, Florianópolis - SC, pp. 447-452.

Barrota Del Campo, E.R., Roxo, R., Nebra, S.A. & Bordonal, A.P., 1998, "Análises Energética e Exergetica do Sistema de Cogeração da Usina Vale do Rosário", Anais do VII Congresso Brasileiro de Engenharia e Ciências Térmicas, Vol. I, Rio de Janeiro - RJ, pp. 307-312.

Bejan, A., Tsatsaronis, G. & Moran, M., 1996, "Thermal Design & Optimization", John Wiley & Sons, Inc., N.Y., 542p.

Bighetti, C.R.F., 2003, "Integração do Cogrador de Energia do Setor Sucroalcooleiro com o Sistema Elétrico", Dissertação de Mestrado PPGE-USP, São Paulo - SP, 169p.

Brito, J.S., 2004, "A Cana como Gerador de Energia", Disponível em http://www.unica.com.br/images/artigos_id.asp?ID=26. Acessado em 21 Junho de 2004.

Camargo, C.A., Ribeiro, A.M.M., Usimia, A.H., Sousa, M.E.P. & Santos, N.F., 1990, "Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e Alcool: Manual de Recomendações", Publ. 1817, Instituto de Pesquisas Tecnológicas, São Paulo - SP, 798p.

Carpio, R.C., Teixeira, F.N., Bessa, F.C. & Lora, E.S., 1999, "Critérios de Avaliação Termodinâmica para Sistemas de Cogeração em Usinas de Açúcar", Anais do XV Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica (em CD-ROM), Águas de Lindóia - SP, 10p.

Referências Bibliográficas

- Agrinova, 2004, "Centro Sul Irá Colher mais Cana na Safra 2004/05", Disponível em http://www.agrinovaweb.com.br/agw_artigo.vxlpub?Codnoticia=67757, Acessado em 22 de Abril de 2004.
- Alstom Power Industrial Turbines, 2001 "Steam Turbine Data Sheet", Proposta AA.SP.111.01.Rev01, Taubaté - SP.
- ANA - Agência Nacional de Águas, 2002, "Geração de Energia", Disponível em <http://www.ana.gov.br/pnrh/DOCUMENTOS/5Textos/6-2Energia.pdf>, Acessado em 25 de Julho de 2004.
- Balestieri, J.A.P., 2002, "Cogeração: Geração Combinada de Eletricidade e Calor", Editora UFSC, Florianópolis - SC, 279p.
- Barreda Del Campo, E.R. & Llagostera, J., 1996, "Estudo de Possibilidades de Incremento da Cogeração em Usinas Açucareiras Cubanas", Anais do VI Encontro de Ciências Térmicas, Florianópolis - SC, pp. 447-452.
- Barreda Del Campo, E.R., Roxo, R., Nebra, S.A. & Bordonal, A.F., 1998, "Análises Energética e Exergética do Sistema de Cogeração da Usina Vale do Rosário", Anais do VII Congresso Brasileiro de Engenharia e Ciências Térmicas, Vol. I, Rio de Janeiro - RJ, pp. 307-312.
- Bejan, A., Tsatsaronis, G. & Moran, M., 1996, "Thermal Design & Optmization", John Wiley & Sons, Inc., N.Y., 542p.
- Brighenti, C.R.F, 2003, "Integração do Cogrador de Energia do Setor Sucroalcooleiro com o Sistema Elétrico", Dissertação de Mestrado PIPGE-USP, São Paulo - SP, 169p.
- Brito, J.S., 2004, "A Cana como Gerador de Energia", Disponível em http://www.unica.com.br/pages/artigos_id.asp?ID=26, Acessado em 21 Junho de 2004.
- Camargo, C.A., Ribeiro, A.M.M., Ushima, A.H., Sousa, M.E.P & Santos, N.F., 1990, "Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e Álcool: Manual de Recomendações", Publ. 1817, Instituto de Pesquisas Tecnológicas, São Paulo - SP, 798p.
- Carpio, R.C., Teixeira, F.N., Bessa, F.C. & Lora, E.S., 1999, "Critérios de Avaliação Termodinâmica para Sistemas de Cogeração em Usinas de Açúcar", Anais do XV Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica (em CD-ROM), Águas de Lindóia - SP, 10p.



- Castro, M., 2003, "Álcool Combustível – Que Energia é essa?", Disponível em <http://www.pick-upau.com.br/mundo/alcool/alcool.htm>, Acessado em 8 de Março de 2004.
- CESP - Companhia Energética de São Paulo, "Usina Hidrelétrica Ilha Solteira", Disponível em http://www.cesp.com.br/usinas/usi_ilha.html, Acessado em 25 de Março de 2004.
- Coelho, S.T., Oliveira Jr., S. & Zylberstajn, D., 1997, "Análise Termoeconômica da Cogeração de Eletricidade a Partir do Bagaço da Cana em uma Usina", Anais do XIV Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica (em CD-ROM), Bauru - SP, 8p.
- Coelho, S.T., Paletta, C.E.M., Guardabassi, P., Pires, R.G., Silva, O.C. & Gomes Filho, A., 2002, "Levantamento do Potencial Real da Cogeração de Excedentes no Setor Sucroalcooleiro", Anais do IX Congresso Brasileiro de Energia, Rio de Janeiro - RJ, pp. 1867-1875.
- Destilaria Pioneiros, 1997, "Boletim de Dados de Processo da Safra 1997/1998", Sud Mennucci - SP.
- Destilaria Pioneiros, 1998, "Boletim de Dados de Processo da Safra 1998/1999", Sud Mennucci - SP.
- Destilaria Pioneiros, 1999, "Boletim de Dados de Processo da Safra 1999/2000", Sud Mennucci - SP.
- Destilaria Pioneiros, 2000, "Boletim de Dados de Processo da Safra 2000/2001", Sud Mennucci - SP.
- Destilaria Pioneiros, 2001, "Boletim de Dados de Processo da Safra 2001/2002", Sud Mennucci - SP.
- Destilaria Pioneiros, 2002, "Boletim de Dados de Processo da Safra 2002/2003", Sud Mennucci - SP.
- Destilaria Pioneiros, 2003, "Boletim de Dados de Processo da Safra 2003/2004", Sud Mennucci - SP.
- Destilaria Pioneiros, 2004, "Boletim de Dados de Processo da Safra 2004/2005", Sud Mennucci - SP.
- EFEI Energy News, 2000, "Energia: Demanda Cresceu 5,1 % de Janeiro a Agosto", Disponível em <http://www.energynews.efei.br/anterior/EEN-000908.htm>, Acessado em 25 de Julho de 2004.
- ELETROBRÁS - Centrais Elétricas Brasileiras, 2004, "Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica", Disponível em



- http://www.eletronbras.gov.br/em_programas_proinfa/proinfa.asp, Acessado em 10 de Agosto de 2004.
- Fernandes, A.C., 2000, "Cálculos na Agroindústria da Cana de Açúcar", STAB - Sociedade dos Técnicos Açucareiros e Alcooleiros do Brasil, Piracicaba - SP, 193p.
- Folha Online, "Quem Polui mais", Disponível em http://www1.folha.uol.com.br/folha/ciencia/2001-efeito_estufa-quem_polui_mais.shtml, Acesso em 05 de Setembro de 2004.
- Higa, M & Bannwart, A.C., 2002, "Cogeração e Integração Térmica de Evaporadores de Múltiplos Efeitos em Usinas de Açúcar e Álcool", Anais do II Congresso Nacional de Engenharia Mecânica (em CD-ROM), João Pessoa - PB, 10p.
- Horlock, J.H., 1997, "Cogeneration - Combined Heat and Power (CHP): Thermodynamics and Economics", Krieger Publishing Company, Florida, USA, 226p.
- Hugot, E., 1969, "Manual da Engenharia Açucareira", Ed. Mestre Jou, São Paulo, 2 Vols., 1198p.
- IdeaNews, 2004, "O Novo Eldorado Canavieiro", ano 5, número 41, Ribeirão Preto - SP, 62p.
- Jaguaribe E.F., Lobo, P.C., Neto, J.R.L., Souza, W.L. & Rocha, F.A.A., 2002, "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 (em CD-ROM), Caxambu - MG, 9p.
- Jaguaribe, E.F., Lobo, P.C., Souza, W.L., Rocha, R.M. & Nascimento, E.T., 2004, "Vender Bagaço ou Comercializar a Energia Gerada pela Cogeração?", Anais do X Congresso Brasileiro de Engenharia e Ciências Térmicas (em CD-ROM), Rio de Janeiro - RJ, 12p.
- Jardim, A., 2004, "Biomassa da Cana – Um Potencial a ser Aproveitado", Disponível em http://www.eletrica.com.br/Colunistas/colunistas.asp?Id_Colunista=105, Acessado em 10 de Agosto de 2004.
- Khartchenko, N.V., 1998, "Advanced Energy Systems", Taylor & Francis, Washington D.C., 285p.
- Kitayama, O., 2003, "Situação da Cogeração, As Possibilidades de Cogeração com Biomassa da Cana e Legislação Nacional", Disponível em <http://www.bndes.gov.br/conhecimento/seminario/alcool7.pdf>, Acessado em 10 de Março de 2004.
- Klein S.A. & Alvarado, F.L., 1995, "EES - Engineering Equation Solver", F-Chart Software, Middleton, WI.



- Kotas, T.J., 1995, "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis", Krieger Publishing Company, Flórida, USA, 328p.
- Lima, L.E.A., 2004, "Créditos de Carbono", Disponível em <http://www.pchonline.com.br/parceiros/Econergy/Apresentações/Apresentação.pdf>, Acessado em 04 de Agosto de 2004.
- Lobo, P.C., Jaguaribe, E.F., Lima Neto, J.R., Rocha, F.A.A. & Souza, W.L., 2002, "Análise Comparativa de Sistemas de Cogeração Usados em Duas Diferentes Plantas Sucroalcooleiras", Anais do II Congresso Nacional de Engenharia Mecânica (em CD-ROM), João Pessoa - PB, 10p.
- Macedo, I.C., 2000, "O Ciclo da Cana de Açúcar e Reduções Adicionais nas Emissões de CO₂ Através do Uso como Combustível da Palha da Cana", Disponível em http://www.mct.gov.br/clima/comunic_old/egee.htm, Acessado em: 22 de Setembro de 2004.
- Machado, F. B. P., 2003, "Brasil, a Doce Terra – História do Setor", Disponível em <http://www.jornalcana.com.br/conteudo/HistoriadoSetor.asp>, Acessado em 5 de Março de 2004.
- Mannarelli Filho, T., 2002, "Análise da Expansão Açucareira na Região Oeste do Estado de São Paulo", Dissertação de Mestrado, Universidade de Extremadura, Espanha, 260p.
- MCT - Ministério de Ciência e Tecnologia, 1999, "Efeito Estufa e a Convenção sobre Mudança no Clima", Disponível em <http://www.mct.gov.br/clima/quito/bndes.htm>, Acessado em 15 de Julho de 2004.
- MCT - Ministério de Ciência e Tecnologia, 1998, "Introdução", Disponível em http://www.mct.gov.br/clima/comunic_old/alcohol2.htm, Acessado em 5 de Março de 2004.
- MME - Ministério de Minas e Energia, 2004, "PROINFA - Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica", Disponível em <http://www.mme.gov.br/proinfa/default.asp>, Acessado em 10 de Agosto de 2004.
- Orlando, J.A., 1991, "Cogeneration Planer's Handbook", Fairmont Press.
- Pellegrini, M. C., 2002, "Inserção de Centrais Cogeneradoras a Bagaço de Cana no Parque Energético do Estado de São Paulo: Exemplo de Aplicação de Metodologia para Análise dos Aspectos Locacionais de Integração Energética", Dissertação de Mestrado, USP, São Paulo - SP, 168p.
- Sánchez Prieto, M.G.S., 2003, "Alternativas de Cogeração na Indústria Sucro-Alcooleira, Estudo de Caso", Tese de Doutorado, UNICAMP, Campinas - SP, 255 p.

- Sánchez Prieto, M.G.S., Carril, T.P. & Nebra, S.A., 2001, "Análise do Custo Exergético do Sistema de Geração de Vapor da Usina Cruz Alta", Anais do XVI Congresso Nacional de Engenharia Mecânica, Vol. 4, Uberlândia - MG, pp. 196-205.
- Sánchez Prieto, M.G.S. & Nebra, S.A., 2001, "Análise do Custo Exergético do Sistema de Cogeração de uma Usina Sucro-Alcooleira", Anais do XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, Vol. 4, Uberlândia - MG, pp. 206-215.
- Szargut J., Morris D.R. & Steward, F.R., 1988, "Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Process", Hemisphere Publishing Corporation, New York, 332p.
- UDOP - Usinas e Destilarias do Oeste Paulista, 2004, "Estatística", Disponível em <http://www.udop.com.br/>, Acessado em 25 de Março de 2004.
- UNICA - União da Agroindústria Canavieira de São Paulo, 2004, "Estatísticas", Disponível em <http://www.portalunica.com.br/referencia/estatisticas.jsp>, Acessado em 25 de Junho de 2004.
- Van Wylen, G., Sonntag, R. & Borgnakke, C., 1995, "Fundamentos da Termodinâmica Clássica", Editora Edgard Blücher, São Paulo - SP, 594p.
- Vieira, S. & Pellegrini, M.C., 1999, "Cogeração em Usinas Sucroalcooleiras de Médio Porte e sua Inserção no Parque Gerador Nacional", Anais do XV Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica (em CD-ROM), Águas de Lindóia - SP, 8p.
- Walter, A.C., 1994, "Viabilidade e Perspectivas da Cogeração e da Geração Termelétrica Junto ao Setor Sucro-Alcooleiro", Tese de Doutorado, UNICAMP, Campinas - SP, 283p.



Apêndice A – Dados de Produção do Setor Sucroalcooleiro no Brasil

As Tabs. A.1 a A.3 mostram as produções de cana, açúcar e álcool nas últimas safras dos estados brasileiros. É ilustrado também a totalização de produção das regiões Norte-Nordeste e Centro Sul, além da produção total do país.

Nas Figs. A.1 a A.3 são ilustrados os percentuais de produção de cana, açúcar e álcool do estado de São Paulo em relação ao Brasil.

Tabela A.1 – Produção de cana de açúcar no Brasil, em toneladas (UNICA, 2004).

Estados	Safras						
	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
AC	0	0	0	0	0	0	0
RO	0	0	0	0	0	0	0
AM	0	0	0	0	201.036	255.852	250.881
PA	247.045	307.650	521.339	527.383	283.406	311.492	419.514
TO	184.761	20.962	0	0	0	0	0
MA	898.988	1.118.330	938.174	799.490	1.094.115	1.105.114	1.303.509
PI	337.032	312.580	218.022	248.289	273.691	284.180	322.802
CE	325.613	367.684	131.166	65.671	73.637	88.954	63.907
RN	2.645.204	2.807.772	1.892.617	2.388.270	2.064.515	2.681.857	2.614.068
PB	5.329.824	3.888.104	3.418.496	3.594.320	4.001.051	4.335.516	5.017.263
PE	16.970.789	15.588.250	13.320.164	14.366.994	14.351.050	14.891.497	17.003.192
AL	23.698.079	17.345.105	19.315.230	25.198.251	23.124.558	22.645.220	29.536.815
SE	1.063.417	1.037.538	1.163.285	1.413.639	1.316.925	1.429.746	1.526.270
BA	2.581.225	2.347.217	2.098.231	1.920.653	2.048.475	2.213.955	2.136.747
Norte - Nordeste	54.281.977	45.141.192	43.016.724	50.522.960	48.832.459	50.243.383	60.194.968
MG	11.971.312	13.483.617	13.599.488	10.634.653	12.204.821	15.599.511	18.915.977
ES	2.465.729	1.942.022	2.126.902	2.554.166	2.010.903	3.292.724	2.952.895
RJ	4.926.275	5.191.421	4.953.176	3.934.844	3.072.603	4.478.142	4.577.007
SP	180.596.909	199.521.253	194.234.474	148.256.436	176.574.250	192.486.643	207.810.964
PR	24.874.691	24.177.859	24.351.048	19.320.856	23.075.623	23.892.645	28.485.775
SC	0	0	0	0	0	0	0
RS	45.459	32.493	0	0	80.262	102.999	93.836
MT	9.786.054	10.306.270	10.110.766	8.669.533	10.673.433	12.384.480	14.349.933
MS	5.916.046	6.589.965	7.410.240	6.520.923	7.743.914	8.247.056	8.892.972
GO	8.192.963	8.536.430	7.162.805	7.207.646	8.782.275	9.922.493	13.041.232
Centro Sul	248.775.438	269.781.330	263.948.899	207.099.057	244.218.084	270.406.693	299.120.591
Brasil	303.057.415	314.922.522	306.965.623	257.622.017	293.050.543	320.650.076	359.315.559

Tabela A.2 – Produção de açúcar no Brasil, em toneladas (UNICA, 2004).

Estados	Safras						
	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
AC	0	0	0	0	0	0	0
RO	0	0	0	0	0	0	0
AM	0	0	0	0	14.188	16.214	17.455
PA	4.735	8.367	15.960	11.905	0	0	0
TO	0	0	0	0	0	0	0
MA	8.599	14.041	23.451	10.238	12.406	3.149	11.118
PI	0	0	0	0	0	0	0
CE	21.801	12.801	8.180	5.350	6.220	6.260	5.887
RN	155.035	127.945	96.813	134.790	116.952	165.815	173.616
PB	105.395	66.484	78.030	74.231	114.539	142.865	168.151
PE	1.231.581	1.049.590	856.021	1.099.342	1.104.199	1.230.998	1.392.567
AL	1.774.364	1.312.005	1.215.469	2.059.420	1.678.235	1.994.142	2.495.535
SE	73.384	46.001	48.504	71.818	55.662	68.651	68.882
BA	151.322	144.596	144.905	145.670	143.448	161.111	172.105
Norte - Nordeste	3.526.216	2.781.830	2.487.333	3.612.764	3.245.849	3.789.205	4.505.316
MG	493.526	625.036	802.058	619.544	747.053	1.093.233	1.346.598
ES	50.380	54.235	45.341	45.474	22.953	58.635	54.405
RJ	351.420	373.786	357.443	307.698	218.592	312.423	331.747
SP	8.704.938	11.787.753	13.091.378	9.675.481	12.350.253	14.347.908	15.171.854
PR	936.854	1.244.512	1.430.202	989.139	1.351.249	1.468.921	1.865.409
SC	0	0	0	0	0	0	0
RS	0	0	0	0	0	0	0
MT	366.706	482.767	485.107	369.530	448.354	546.153	579.401
MS	165.505	250.829	320.125	231.635	327.865	373.715	402.878
GO	285.146	341.361	368.528	397.440	505.843	577.067	668.185
Centro Sul	11.354.475	15.160.279	16.900.182	12.635.941	15.972.162	18.778.055	20.420.477
Brasil	14.880.691	17.942.109	19.387.515	16.248.705	19.218.011	22.567.260	24.925.793

Tabela A.3 – Produção de álcool (anidro e hidratado) no Brasil, em m³ (UNICA, 2004).

Estados	Safras						
	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
AC	0	0	0	0	0	0	0
RO	0	0	0	0	0	0	0
AM	0	0	0	3.854	2.666	3.889	4.375
PA	16.238	15.551	25.504	31.273	24.993	26.426	35.012
TO	16.675	1.257	0	0	0	0	0
MA	64.402	71.916	57.174	46.944	75.097	83.579	89.865
PI	25.140	22.781	15.440	16.624	18.676	22.831	22.373
CE	12.554	17.122	2.435	783	1.186	976	317
RN	131.768	110.188	68.558	93.809	79.865	99.015	94.870
PB	310.279	257.090	201.593	218.322	226.606	240.367	277.763
PE	549.545	433.504	339.893	297.324	261.933	306.974	378.261
AL	838.583	561.233	550.514	712.634	562.286	567.868	725.516
SE	78.129	64.186	46.839	58.620	52.024	61.325	62.066
BA	101.623	76.388	60.142	48.484	54.412	57.891	49.650
Norte - Nordeste	2.144.936	1.631.216	1.368.092	1.528.671	1.359.744	1.471.141	1.740.068
MG	641.667	636.595	643.805	485.063	524.441	635.816	799.252
ES	171.674	119.207	126.219	150.663	131.020	202.559	183.959
RJ	134.877	104.065	117.853	92.596	64.792	109.042	107.934
SP	9.496.528	9.038.651	8.492.368	6.439.113	7.134.529	7.690.689	8.828.353
PR	1.311.123	1.016.327	1.043.465	799.364	960.270	980.472	1.224.010
SC	0	0	0	0	0	0	0
RS	2.986	2.022	0	0	5.306	6.411	6.045
MT	593.874	527.970	544.197	464.357	580.127	653.919	792.169
MS	393.445	344.546	371.046	314.777	396.521	418.052	480.571
GO	508.339	447.979	314.759	318.431	379.284	455.124	646.344
Centro Sul	13.254.513	12.237.362	11.653.712	9.064.364	10.176.290	11.152.084	13.068.637
Brasil	15.399.449	13.868.578	13.021.804	10.593.035	11.536.034	12.623.225	14.808.705

Figura A.3 – Percentual de álcool produzido pelo estado de São Paulo em relação ao Brasil nas últimas safras

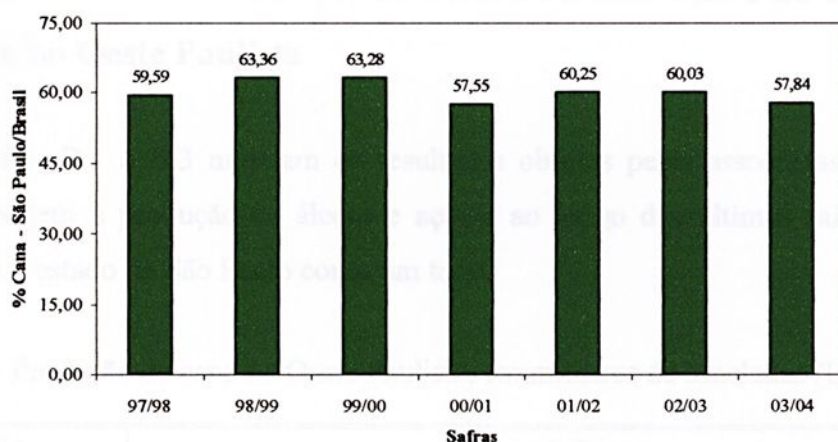


Figura A.1 – Percentual de cana moída pelo estado de São Paulo em relação ao Brasil nas últimas safras.

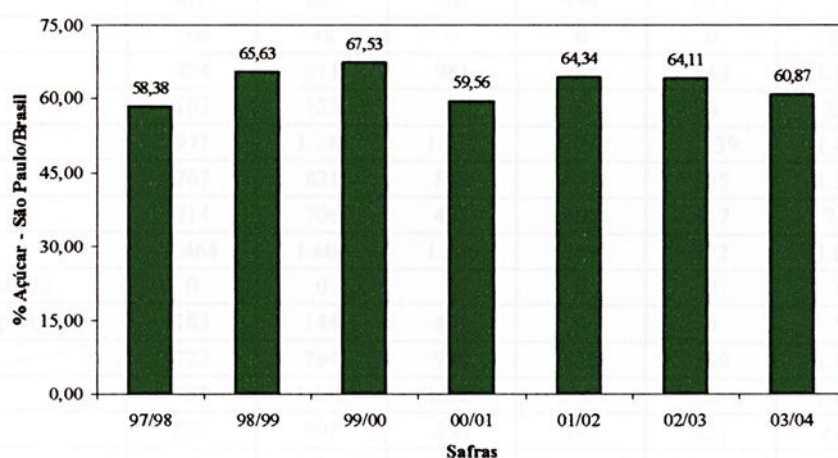


Figura A.2 – Percentual de açúcar produzido pelo estado de São Paulo em relação ao Brasil nas últimas safras.

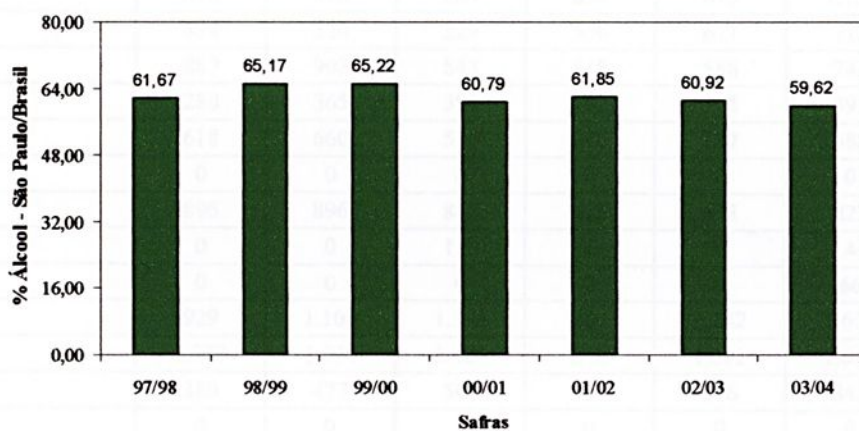


Figura A.3 – Percentual de álcool produzido pelo estado de São Paulo em relação ao Brasil nas últimas safras.

Apêndice B – Dados de Produção do Setor Sucroalcooleiro no Estado de São Paulo e no Oeste Paulista

As Tabs. B.1 a B.3 mostram os resultados obtidos pelas associadas a UDOP com relação à moagem e produção de álcool e açúcar ao longo das últimas safras e, também, considerando o estado de São Paulo como um todo.

Tabela B.1 – Produção de cana no Oeste Paulista, em milhares de toneladas (UDOP, 2004).

Unidades Associadas	Safras						
	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
A. Guarani - Cruz Alta	1.702	2.014	2.003	1.672	2.036	2.198	1.963
Alcoazul	1.015	1.038	1.137	724	849	803	931
Alcoeste	761	666	514	513	524	743	776
Alcomira	816	823	765	494	555	0	259
Alcoolvale	198	48	0	0	0	239	501
Alta Floresta	484	811	981	723	953	1.147	1.632
Alta Paulista	193	123	0	0	0	252	332
Aralco	971	1.244	1.436	1.092	1.239	1.420	1.652
Benálcool	767	821	829	643	955	1.170	1.215
Branco Peres	714	706	433	405	617	743	738
Campestre	1.464	1.608	1.306	659	872	1.076	1.035
CBC Santo Anastácio	0	0	0	0	0	0	0
CBC Sebastianópolis	183	144	434	0	0	0	0
Centrácool	722	794	900	636	959	1.116	1.129
Cocal	988	1.156	1.283	1.134	1.357	1.800	2.381
Dacal	538	591	556	383	521	600	522
Decasa	0	0	0	0	0	0	0
Destivale	696	702	747	535	575	658	886
Diana	596	617	533	346	503	538	761
Equipav	2.563	2.311	2.582	2.029	2.274	2.449	2.908
Everest	0	0	0	0	0	0	0
Floralco	810	926	884	694	815	1.158	1.203
Gasa	434	526	529	356	671	711	804
Generalco	887	903	843	618	588	742	808
Guaricanga	280	365	391	193	315	392	477
Oeste Paulista	618	660	550	246	187	580	612
Paranapanema	0	0	0	0	0	0	0
Pioneiros	896	896	882	628	693	823	1.093
Pyles	0	0	112	62	35	144	182
Sanagro	0	0	0	0	0	66	406
Unialco	929	1.105	1.193	881	1.242	1.609	1.752
Univalem	1.389	1.524	1.429	840	1.091	1.643	1.812
Usina Ruette	380	477	541	464	556	843	914
Vertente	0	0	0	0	0	0	0
Total	21.994	23.599	23.793	16.970	20.982	25.663	29.684
Estado	180.597	199.521	194.234	148.256	176.574	192.487	207.573

Tabela B.2 – Produção de açúcar no Oeste Paulista, em toneladas (UDOP, 2004).

Unidades Associadas	Safras						
	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
A. Guarani - Cruz Alta	190.272	227.961	244.146	186.899	234.234	254.750	283.633
Alcoazul	0	0	0	4.125	30.348	34.009	43.020
Alcoeste	0	0	0	0	0	0	0
Alcomira	30.504	26.094	44.259	20.811	27.503	0	19.445
Alcoolvale	0	0	0	0	0	0	0
Alta Floresta	20.917	48.153	83.207	59.931	87.738	108.884	162.352
Alta Paulista	5.496	4.463	0	0	0	8.000	0
Aralco	23.719	36.985	79.768	54.066	77.733	83.366	95.183
Benálcool	31.322	40.120	51.682	40.792	61.361	65.150	75.758
Branco Peres	0	0	0	0	0	18.316	33.051
Campestre	46.689	64.378	55.866	14.558	31.564	22.511	37.287
CBC Santo Anastácio	0	0	0	0	0	0	0
CBC Sebastianópolis	0	0	0	0	0	0	0
Centrácool	0	0	0	9.679	45.200	64.817	67.793
Cocal	30.202	61.973	83.967	58.040	84.089	140.000	211.710
Dacal	12.661	26.543	29.478	16.561	19.454	26.500	20.733
Decasa	0	0	0	0	0	0	0
Destivale	0	0	0	0	20.270	24.051	25.445
Diana	0	10.608	27.969	14.426	30.176	33.747	37.436
Equipav	67.586	79.642	95.491	79.784	106.655	135.215	177.250
Everest	0	0	0	0	0	0	0
Floralco	0	0	0	0	31.010	73.206	59.459
Gasa	0	0	0	0	0	0	0
Generalco	0	0	0	0	0	0	0
Guaricanga	0	0	0	0	0	0	0
Oeste Paulista	0	0	0	0	0	0	0
Paranapanema	0	0	0	0	0	0	0
Pioneiros	38.868	57.460	66.846	40.449	48.286	56.712	79.713
Pyles	0	0	0	0	0	0	0
Sanagro	0	0	0	0	0	3.057	38.463
Unialco	8.378	50.264	75.139	60.927	91.003	127.970	145.426
Univalem	41.481	60.109	56.495	30.670	56.617	110.576	121.024
Usina Ruette	0	0	0	0	15.129	58.753	68.221
Vertente	0	0	0	0	0	0	0
Total	548.095	794.753	994.313	691.718	1.098.370	1.449.590	1.802.402
Estado	8.704.938	11.787.753	13.091.378	9.675.481	12.350.253	14.347.908	15.171.854

Nas Figs. B.1 e B.6 são ilustrados os percentuais de produção de cana, açúcar e álcool do Oeste Paulista (UDOP) em relação ao Estado de São Paulo e da Destilada Pioneiros em relação a UDOP.

Tabela B.3 – Produção de álcool (anidro e hidratado) no Oeste Paulista, em m³ (UDOP, 2004).

Unidades Associadas	Safras						
	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
A. Guarani - Cruz Alta	0	0	0	0	0	0	0
Alcoazul	80.035	77.752	91.025	53.086	43.759	42.682	50.558
Alcoeste	62.960	57.754	47.769	43.634	43.172	64.287	63.363
Alcomira	42.178	45.642	44.217	22.601	32.161	0	10.367
Alcoolvale	16.160	3.507	0	0	0	21.087	41.796
Alta Floresta	19.447	26.703	32.094	25.897	25.421	38.159	43.138
Alta Paulista	11.833	6.702	0	0	0	17.000	21.624
Aralco	66.541	87.216	103.787	53.311	58.092	64.826	72.612
Benálcool	45.027	44.331	43.864	31.524	46.449	56.852	68.937
Branco Peres	59.896	57.306	42.591	34.612	51.281	62.665	45.419
Campestre	81.791	75.573	68.004	44.664	45.351	53.503	67.348
CBC Santo Anastácio	0	0	0	0	0	0	0
CBC Sebastianópolis	13.239	9.517	20.422	0	0	0	0
Centrácool	60.525	65.589	84.085	48.061	52.376	56.167	54.379
Cocal	72.616	56.270	64.767	59.823	66.439	64.000	76.003
Dacal	36.956	30.958	28.153	20.240	26.093	34.000	31.020
Decasa	0	0	0	0	0	0	0
Destivale	57.601	52.361	60.265	44.885	32.092	38.176	56.196
Diana	46.530	40.125	26.340	21.289	20.534	21.061	33.352
Equipav	170.228	148.006	168.342	113.146	115.083	136.233	146.942
Everest	0	0	0	0	0	0	0
Floralco	64.428	73.000	74.132	54.417	46.613	51.460	61.092
Gasa	0	22.446	26.309	16.094	38.996	56.147	64.085
Generalco	73.567	71.361	73.889	44.920	47.311	62.191	72.942
Guaricanga	23.815	79.733	34.777	16.707	25.899	35.016	42.040
Oeste Paulista	50.129	49.218	46.740	20.002	15.809	48.761	54.541
Paranapanema	0	0	0	0	0	0	0
Pioneiros	55.953	39.304	38.986	30.193	30.956	35.183	44.463
Pyles	0	0	9.107	4.698	3.830	10.747	14.930
Sanagro	0	0	0	0	0	0	9.882
Unialco	67.446	58.808	59.312	40.640	53.715	61.929	64.163
Univalem	76.360	84.661	65.589	45.775	54.104	77.992	92.602
Usina Ruelle	30.213	38.656	46.131	39.415	33.333	31.728	36.747
Vertente	0	0	0	0	0	0	0
Total	1.385.474	1.402.499	1.400.697	929.634	1.008.869	1.241.852	1.440.541
Estado	9.496.528	9.038.651	8.492.368	6.439.113	7.134.529	7.690.689	8.806.942

Nas Figs. B.1 a B.6 são ilustrados os percentuais de produção de cana, açúcar e álcool do Oeste Paulista (UDOP) em relação ao estado de São Paulo e da Destilaria Pioneiros em relação a UDOP.

Figura B.3 – Percentual de açúcar produzido pela UDOP em relação ao estado de São Paulo nas últimas safras

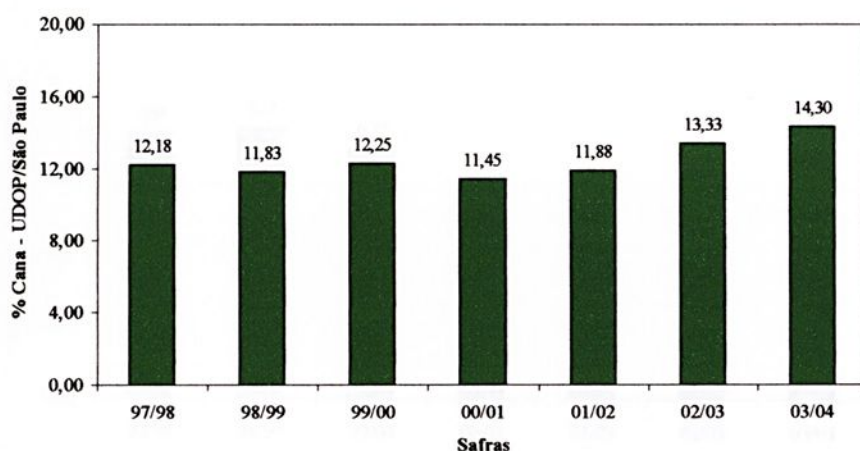


Figura B.1 – Percentual de cana moída pela UDOP em relação ao estado de São Paulo nas últimas safras.

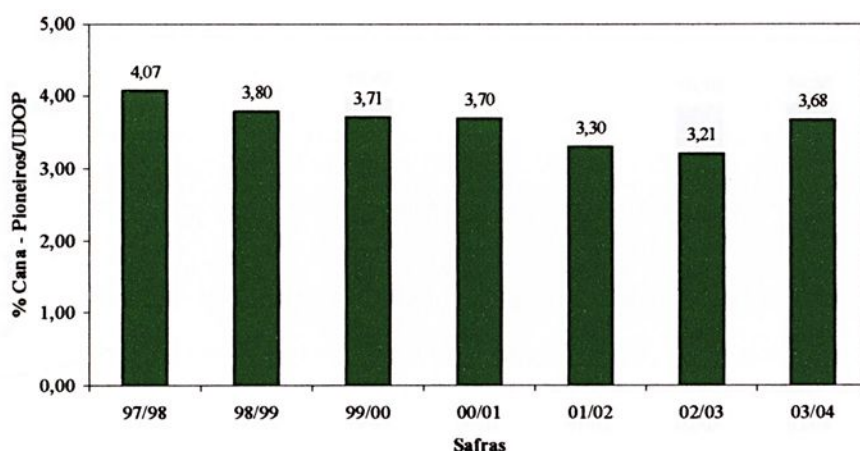


Figura B.2 – Percentual de cana moída pela Destilaria Pioneiros em relação a UDOP nas últimas safras.

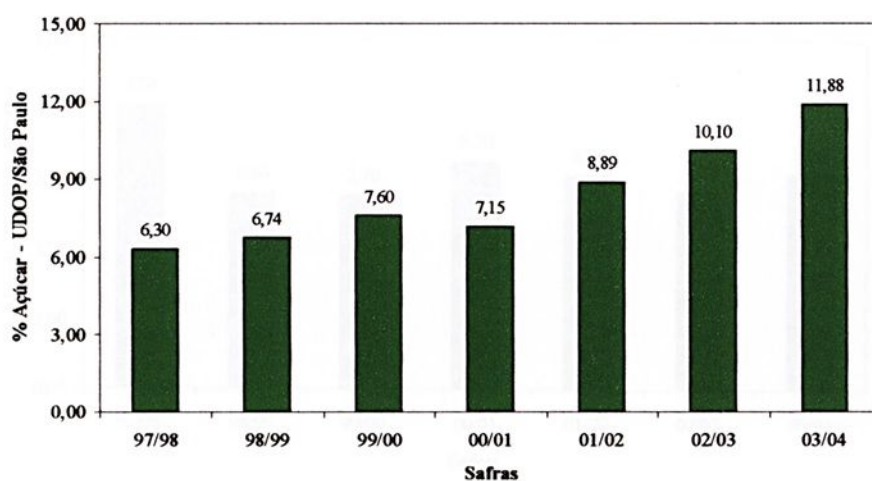


Figura B.3 – Percentual de açúcar produzido pela UDOP em relação ao estado de São Paulo nas últimas safras.

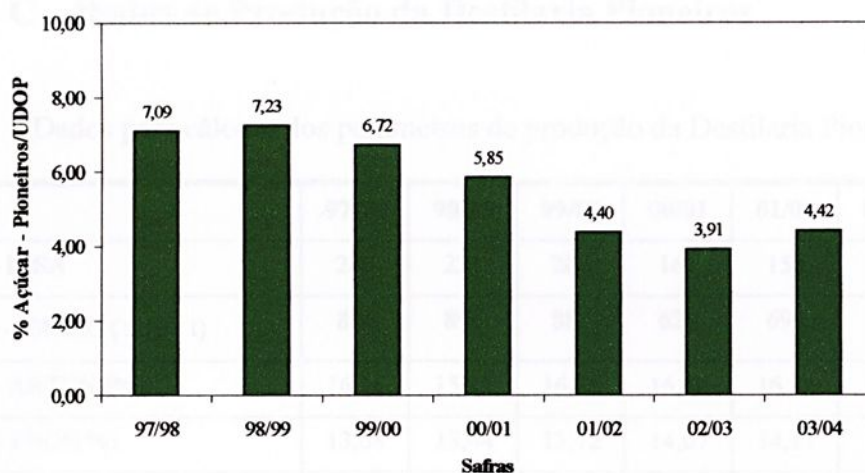


Figura B.4 – Percentual de açúcar produzido pela Destilaria Pioneiros em relação a UDOP nas últimas safras.

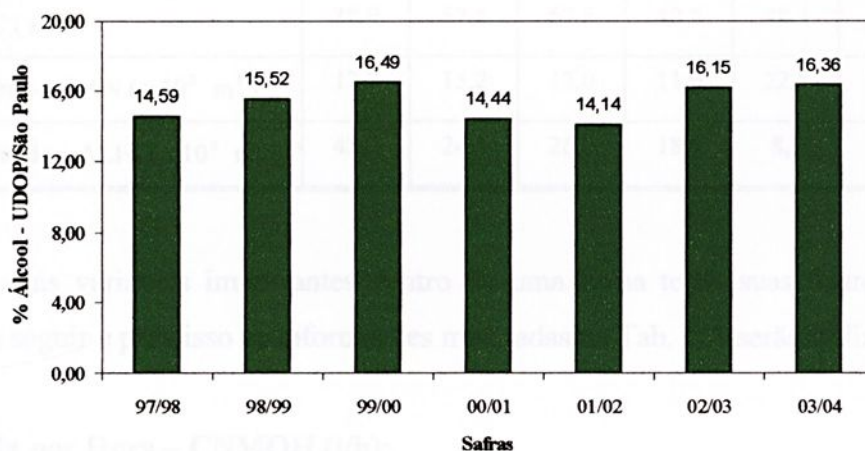


Figura B.5 – Percentual de álcool produzido pela UDOP em relação ao estado de São Paulo nas últimas safras.

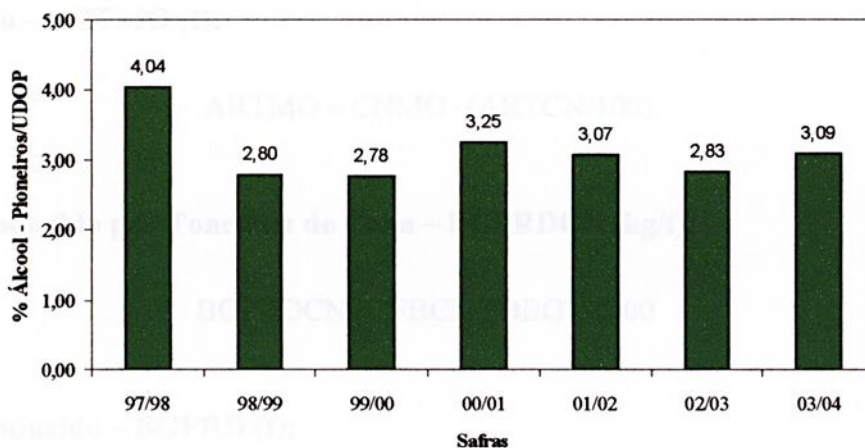


Figura B.6 – Percentual de álcool produzido pela Destilaria Pioneiros em relação a UDOP nas últimas safras.

Apêndice C – Dados de Produção da Destilaria Pioneiros

Tabela C.1 – Dados para cálculo dos parâmetros de produção da Destilaria Pioneiros.

Safras	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
Dias Safra – DISA	239	221	202	161	158	173	215
Cana Moída – CNMO (x 10 ³ t)	896	896	882	628	693	823	1093
ART Cana – ARTCN (%)	16,16	15,35	16,76	16,38	16,34	15,87	15,80
Fibra Cana – FBCN %)	13,08	13,44	13,72	14,07	14,11	13,20	12,66
Fibra Bagaço – FBBG (%)	47,91	46,99	48,23	47,64	48,12	47,04	46,15
Eficiência Agrícola – EFAG (%)	93,69	94,17	97,17	92,25	97,65	96,24	96,98
Eficiência Industrial – EFIN (%)	85,72	90,11	91,61	88,92	90,96	87,10	92,35
Açúcar – AC (x 10 ³ t)	38,9	57,5	67,5	40,5	48,3	56,8	79,7
Álcool Anidro – ALAN (x 10 ³ m ³)	13,7	15,2	13,0	11,6	22,5	25,7	43,8
Álcool Hidratado – ALHI (x 10 ³ m ³)	42,2	24,5	26,0	18,7	8,5	9,5	0,6

Algumas variáveis importantes dentro de uma usina terão suas formas de cálculos mostradas a seguir e para isso as informações mostradas na Tab. C.1 serão utilizadas.

Cana Moída por Hora – CNMOH (t/h):

CNMOH = CNMO/{24 · DISA · [1 – (200 – (EFAG + EFIN))/100]}

(C.1)

ART Moído – ARTMO (t):

ARTMO = CNMO · (ARTCN/100)

(C.2)

Bagaço Produzido por Tonelada de Cana – BGPRDCN (kg/t):

BGPRDCN = (FBCN/FBBG) · 1000

(C.3)

Bagaço Produzido – BGPRD (t):

BGPRD = (CNMO · FBCN)/FBBG

(C.4)



Açúcar Produzido por Tonelada de Cana – ACPRDCN (kg/t):

$$\text{ACPRDCN} = (\text{ACPRD}/\text{CNMO}) \cdot 1000 \quad (\text{C.5})$$

Álcool Anidro Equivalente – ALANEQ (m³):

$$\text{ALANEQ} = \text{ALAN} + \text{ALHI} \cdot 0,955 \quad (\text{C.6})$$

Álcool Produzido por Tonelada de Cana – ALPRDCN (l/t):

$$\text{ALPRDCN} = (\text{ALANEQ}/\text{CNMO}) \cdot 1000 \quad (\text{C.7})$$

Usando as Equações C.1 a C.7 e os dados da Tab. C.1, resultam os valores quantitativos da produção da Destilaria Pioneiros apresentados na Tab. C.2.

Tabela C.2 – Dados quantitativos da produção da Destilaria Pioneiros.

Safras	97/98	98/99	99/00	00/01	01/02	02/03	03/04
CNMO (t/h)	197	200	205	200	206	238	237
ARTMO (t)	144.794	137.570	147.810	102.850	113.220	130.559	172.620
BGPRDCN (kg/t)	273	286	284	295	293	281	274
BGPRD (t)	244.619	256.337	250.880	185.443	203.177	230.854	299.706
ACPRDCN (kg/t)	43,4	64,1	76,0	64,4	69,7	69,0	73,0
ALANEQ (x 10 ³ m ³)	54,1	38,6	37,8	29,5	30,6	34,8	44,4
ALPRDCN (l/t)	60,3	43,0	42,9	46,9	44,1	42,2	40,7

A seguir, é apresentada uma simulação específica para a planta atual da Destilaria Pioneiros a partir de uma determinada quantidade de cana moída. Para tanto, serão utilizados valores médios das variáveis de entrada da simulação mostradas na Tab. C.3 e todo equacionamento será feito com base no balanço de ART (t).

Tabela C.3 – Variáveis de entrada para o balanço de ART da Destilaria Pioneiros.

Variáveis	Valores
Cana Moída – CNMO (t)	6.500
ART – ARTCN (%)	15,5
Perda na Água de Lavagem – PEAL (%)	0,6
Perda no Bagaço – PEBG (%)	3,7
Perda na Torta de Filtro – PETF (%)	0,6
Perda no Multijato – PEMJ (%)	0,5
Extração da 1ª Moenda – EX1M (%)	77,0
Fator de Esgotamento da Fábrica de Açúcar – ESFA (%)	74,0
Pol do Açúcar – POLA (%)	99,8
Rendimento da Fermentação – REFE (%)	90,5
Grau INPM do Álcool – INPMAL (%)	99,0

Uma explicação simplificada a respeito do balanço de ART, tanto para álcool quanto para açúcar, será dada para facilitar o entendimento dos cálculos, conforme mostra a Fig. C.1.

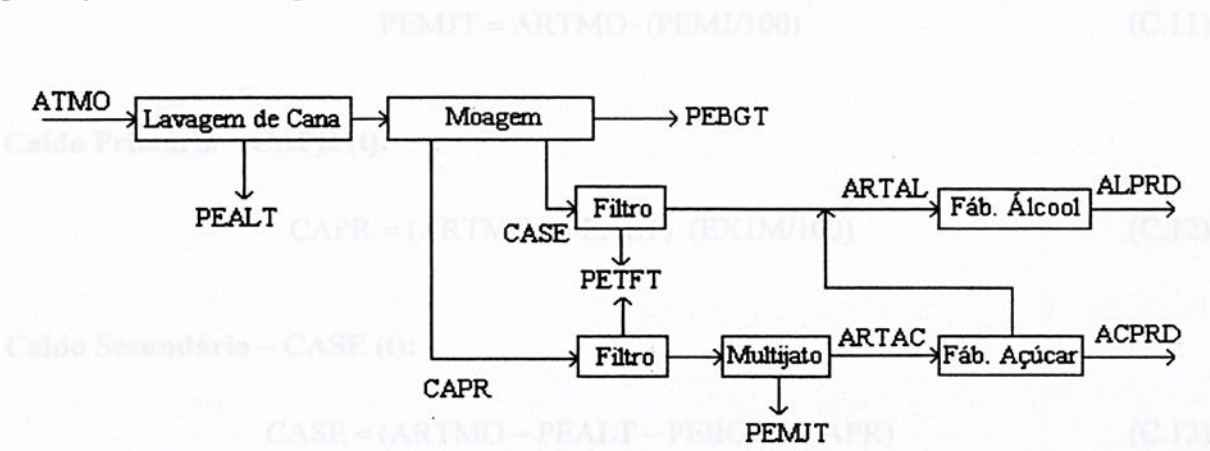


Figura C.1 – Fluxograma do balanço de ART da Destilaria Pioneiros.

Primeiramente, todas as porcentagens de perdas mostradas na Tab. C.3 se referem ao total de ART moído. Antes mesmo de ocorrer a moagem em si, já existe a PEAL. A maior parte do açúcar que entra no *tandem* é extraída na primeira moenda, nesta simulação 77 %. Esse caldo é chamado de caldo primário e tem o destino da fábrica de açúcar, porém antes de chegar lá ele passa pelo filtro (PETF) e pela evaporação (PEMJ). Sabendo a quantidade de açúcar perdido no bagaço (cerca de 4 % do total moído), é possível determinar quanto de

açúcar foi extraído no demais ternos, ou caldo secundário que tem como destino a fábrica de álcool. Este caldo passa simplesmente pelo filtro (PETF) e já vai sofrer a fermentação alcoólica.

Perda na Água de Lavagem em Toneladas – PEALT (t):

$$PEALT = ARTMO \cdot (PEAL/100) \quad (C.8)$$

Perda no Bagaço em Toneladas – PEBGT (t):

$$PEBGT = ARTMO \cdot (PEBG/100) \quad (C.9)$$

Perda na Torta de Filtro em Toneladas – PETFT (t):

$$PETFT = ARTMO \cdot (PETF/100) \quad (C.10)$$

Perda no Multijato em Toneladas – PEMJT (t):

$$PEMJT = ARTMO \cdot (PEMJ/100) \quad (C.11)$$

Caldo Primário – CAPR (t):

$$CAPR = (ARTMO - PEALT) \cdot (EX1M/100) \quad (C.12)$$

Caldo Secundário – CASE (t):

$$CASE = (ARTMO - PEALT - PEBGT - CAPR) \quad (C.13)$$

Caldo Primário Após o Filtro – CAPRAF (t):

$$CAPRAF = CAPR - \{PETF \cdot [CAPR/(CAPR + CASE)]\} \quad (C.14)$$

Caldo Secundário Após o Filtro – CASEAF (t):

$$CASEAF = CASE - \{PETF \cdot [CASE/(CASE + CAPR)]\} \quad (C.15)$$

Caldo Primário Após o Multijato – CAPRAM (t):

$$\text{CAPRAM} = \text{CAPRAF} - \text{PEMJT} \quad (\text{C.16})$$

ART para Açúcar – ARTAC (t):

$$\text{ARTAC} = \text{CAPRAM} \cdot (\text{ESFA}/100) \quad (\text{C.17})$$

ART para Álcool – ARTAL (t):

$$\text{ARTAL} = \text{CASEAF} + (\text{CAPRAM} - \text{ARTAC}) \quad (\text{C.18})$$

Açúcar Produzido – ACPRD (sc):

$$\text{ACPRD} = \{\text{ARTAC} \cdot [0,95/(\text{POLA}/100)]\} \cdot 1000/50 \quad (\text{C.19})$$

Álcool Produzido – ALPRD (l):

$$\text{ALPRD} = \{[\text{ARTAL} \cdot 0,6475 \cdot 1000] \cdot (\text{REFE}/100)\}/(\text{INPMAL}/100) \quad (\text{C.20})$$

Tabela C.4 – Resultados do balanço de ART da Destilaria Pioneiros.

Variáveis	Valores
PEALT (t)	6,0
PEBGT (t)	37,3
PETFT (t)	6,0
PEMJT (t)	5,0
CAPR (t)	771,1
CASE (t)	193,1
CAPRAF (t)	766,3
CASEAF (t)	191,8
CAPRAM (t)	761,2
ARTAC (t)	563,3
ARTAL (t)	389,8
ACPRD (sc)	10.725
ALPRD (l)	230.708

Apêndice D – Glossário de Termos Técnicos

- **Álcool Anidro:** álcool com grau alcoólico maior que 99,3 % (Fernandes, 2000).
- **Álcool Hidratado:** álcool com grau alcoólico menor, 93,2 % (Fernandes, 2000).
- **AR:** abreviatura de açúcares redutores (frutose mais glicose).
- **ART:** abreviatura de açúcares redutores totais (AR + POL/0,95) (Fernandes, 2000).
- **Bagaço:** resíduo fibroso resultante da extração do caldo dos colmos da cana de açúcar que é constituído de fibra e caldo residual.
- **Brix:** porcentagem em massa de sólidos solúveis aparentes contidos no caldo da cana.
- **Cozedor:** trocador de calor entre o xarope e vapor de escape ou vegetal aumentando a concentração do xarope até que ocorra a cristalização.
- **Dias de safra:** número de dias corridos contabilizados do primeiro ao último dia de moagem.
- **Efeito:** caixas de evaporação sequenciais ao pré-evaporador que normalmente utilizam como fonte quente vapor vegetal.
- **Eficiência agrícola:** a porcentagem de tempo que o setor agrícola não deixou faltar cana para o setor industrial.
- **Eficiência industrial:** a porcentagem de tempo ao longo da safra que a moenda permaneceu funcionando, excetuando o tempo parado por falta de cana.
- **Esgotamento da fábrica de açúcar:** porcentagem de açúcar que entrou na fábrica e que realmente cristalizou e foi ensacado.
- **Extração do 1º terno:** quantidade de açúcar extraído pelo primeiro terno de moenda.
- **Extração final:** quantidade total de açúcar da cana extraído pelo *tandem*.
- **Fibra da cana ou do bagaço:** porcentagem em massa do colmo de cana insolúvel em água com relação à massa de cana ou bagaço.
- **Frutose:** monossacarídeo, levógiro e redutor encontrado em pequenas proporções na cana de açúcar madura.
- **Glicose:** monossacarídeo, dextrógiro e redutor encontrado em proporções bem maiores que a frutose na cana de açúcar madura.
- **Grau INPM do álcool:** teor alcoólico do álcool.
- **Horas efetivas de moagem:** tempo efetivo de funcionamento do tandem de moendas.



- **Mix de produção:** é o percentual de açúcar e álcool produzido pela indústria que processa cana.
- **Moenda:** conjunto de rolos responsável pelo esmagamento da cana e que normalmente são compostos de 4 unidades.
- **Perda na água de lavagem de cana:** quantidade de açúcar perdido na água de lavagem de cana.
- **Perda no bagaço:** quantidade de açúcar perdido no bagaço que vai para a caldeira.
- **Perda na torta de filtro:** quantidade de açúcar perdido na torta proveniente do decantador de caldo.
- **Perda no multijato:** quantidade de açúcar perdido por arraste nas caixas de evaporação de caldo e nos cozedores de açúcar.
- **Pol:** abreviatura de polarização e é a unidade de medida (porcentagem em massa) que indica o teor de sacarose aparente.
- **Pré-evaporador:** trocador de calor entre o caldo e geralmente vapor de escape das turbinas gerando o vapor vegetal, proveniente da água contida no caldo.
- **Relação bagaço-vapor:** número característico de caldeiras que expressa a quantidade de bagaço necessária para produzir uma determinada quantidade de vapor, normalmente expresso em kg de bagaço por kg de vapor.
- **Rendimento de fermentação:** define a quantidade de açúcar que através da fermentação alcoólica se transformou em álcool.
- **Sacarose:** principal açúcar da cana, sendo um dissacarídeo não redutor e que por hidrólise produz glicose e frutose.
- **Safra 2003/2004:** período compreendido entre o início da moagem no ano de 2003 até o final da safra no ano de 2004.
- **Tandem:** conjunto composto por várias moendas.
- **Turbo Gerador:** conjunto gerador de energia elétrica, composto por uma turbina, um redutor de velocidades e um gerador elétrico.
- **Vapor vegetal:** vapor gerado a partir da água contida no caldo da cana.
- **Xarope:** matéria prima para fabricação de açúcar, ou seja, caldo de cana concentrado com Brix em torno de 65°.





UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
"JÚLIO DE MESQUITA FILHO"

Campus de Ilha Solteira
Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica
Av. Brasil Centro, 56
CEP 15385-000 - Ilha Solteira - SP
www.dem.feis.unesp.br

