

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POR Adriano Viana
Ensinas E APROVADA
PELA COMISSÃO JULGADORA EM 19, 02, 2008


.....
ORIENTADOR

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**Integração térmica e otimização
termoeconômica aplicadas ao processo
industrial de produção de açúcar e etanol a
partir da cana-de-açúcar**

Autor: Adriano Viana Ensinas

Orientador: Silvia Azucena Nebra de Pérez

Co-orientador: Luis Maria Serra de Renobales

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

**Integração térmica e otimização
termoeconômica aplicadas ao processo
industrial de produção de açúcar e etanol a
partir da cana-de-açúcar**

Autor: Adriano Viana Ensinas

Orientador: Silvia Azucena Nebra de Pérez

Co-orientador: Luis Maria Serra de Renobales

Curso: Engenharia Mecânica
Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Tese de doutorado o apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Campinas, 2008
S.P. – Brasil

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

En77i Ensinas, Adriano Viana
Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar / Adriano Viana Ensinas.--Campinas, SP: [s.n.], 2008.

Orientador: Silvia Azucena Nebra, Luis Maria Serra
Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de Campinas,
Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Energia da biomassa. 2. Termoeconomia. 3. Industria açucareira. 4. Alcool. 5. Industria – Consumo de energia. I. Nebra, Silvia Azucena. II. Serra, Luis Maria. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

Titulo em Inglês: Thermal integration and termoeconomic optimization applied to the industrial process of sugar and ethanol from sugarcane

Palavras-chave em Inglês: Thermal integration, Termoeconomic optimization, Exergetic analysis, Sugar, Ethanol production

Área de concentração: Térmica e Flúidos

Titulação: Doutor em Engenharia Mecânica

Banca examinadora: Carlos Eduardo Vaz Rossell, José Antonio Perella Balestieri, Roger Josef Zemp e Silvio de Oliveira Junior

Data da defesa: 19/02/2008

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Mecânica

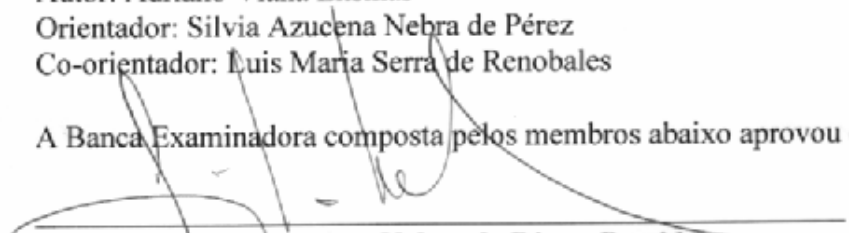
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

TESE DE DOUTORADO

**Integração térmica e otimização
termoeconômica aplicadas ao processo
industrial de produção de açúcar e etanol a
partir da cana-de-açúcar**

Autor: Adriano Viana Ensinas
Orientador: Silvia Azucena Nebra de Pérez
Co-orientador: Luis Maria Serra de Renobales

A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Tese:




Prof. Dra. Silvia Azucena Nebra de Pérez, Presidente
Instituição FEM-UNICAMP




Prof. Dr. Carlos Eduardo Vaz Rossell
Instituição NIFE-UNICAMP



Prof. Dr. José Antônio Perrella Balestieri
Instituição FEG-UNESP



Prof. Dr. Roger Josef Zemp
Instituição FEQ-UNICAMP



Prof. Dr. Silvio de Oliveira Júnior
Instituição POLI-USP

Campinas, 19 de fevereiro de 2008

Dedicatória:

Dedico este trabalho aos meus pais, à Rê e à Tati.

Agradecimentos

Eu gostaria de agradecer algumas pessoas com as quais tive o prazer de conviver e que foram sem dúvida fundamentais para a realização deste estudo:

Primeiramente à Prof^a Silvia Nebra, minha orientadora, que confiou em meu trabalho desde o início, sempre demonstrando interesse, dedicação e amizade.

Ao Prof. Arnaldo Walter e ao Dr. Carlos Rossell que me apoiaram e contribuíram muito para a compreensão do tema aqui proposto.

Aos Profs. Luis M. Serra e Miguel Angel Lozano da Universidade de Zaragoza, que me receberam de maneira tão cordial no período em que estive na Espanha e com os quais pude aprender e desenvolver grande parte dos conceitos presentes neste trabalho.

Ao Prof. François Marechal e aos alunos da Ecole Polytechnic Fédérale de Lausanne na Suíça que contribuíram com idéias fundamentais para a conclusão deste estudo.

Aos engenheiros e técnicos das Usinas Cruz Alta, Guarani e Santa Isabel que gentilmente contribuíram com as informações e os dados solicitados.

Ao CNPq e a CAPES pelo apoio financeiro concedido.

Aos meus amigos Raul, Harold, Reynaldo e Marcelo pelo companheirismo nestes últimos quatro anos.

À minha família e em especial à Tati que estiveram ao meu lado todo o tempo, acompanhando e incentivando meu trabalho.

*“Se procurar bem você acaba encontrando
Não a explicação (duvidosa) da vida
Mas a poesia (inexplicável) da vida.”*

(Carlos Drummond de Andrade)

Resumo

Ensinas, Adriano Viana. Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2008. 207 p. Tese (Doutorado)

A produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar no Brasil compõe um dos setores mais importantes da economia nacional e tem se caracterizado, ao longo de sua história, pelo alto consumo de energia no processo industrial. O uso do bagaço de cana como combustível para o sistema de cogeração permite que as usinas sejam auto-suficientes em energia térmica e elétrica, ainda que utilizem sistemas de baixa eficiência. Uma nova realidade, que prevê a venda de eletricidade excedente nas usinas e o uso do bagaço como matéria prima para outros processos, tem levado o setor a investir em redução do consumo de energia no processo. Este estudo propõe um método de integração térmica para o produção de açúcar e etanol, visando obter uma redução da demanda de utilidades quentes e frias. Um procedimento de otimização termoeconômica foi também aplicado para avaliar a redução de custo no projeto de integração da planta, que inclui uma rede de trocadores de calor e um sistema de evaporação. As análises mostraram que a integração pode proporcionar aumentos significativos na produção de excedentes de eletricidade e/ou bagaço de cana, além de reduzir a demanda de água da usina. Uma análise exergética foi realizada, avaliando as melhorias obtidas com a integração, mostrando que a geração de irreversibilidade pode ser minimizada com a redução do consumo de energia no processo e aumento da eficiência do sistema de cogeração.

Palavras Chave

Integração térmica, otimização termoeconômica, análise exergética, produção de açúcar e etanol

Abstract

Ensinas, Adriano Viana. Thermal integration and termoeconomic optimization applied to the industrial process of sugar and ethanol from sugarcane. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2008. 207 p. Tese (Doutorado)

The sugar and ethanol production from sugarcane in Brazil constitutes one of the most important sectors of the national economy and has been characterized, during its history, by high energy consumption in the industrial process. The use of the bagasse as fuel for the cogeneration system permits mills to be self-sufficient in thermal and electric energy requirements, even using low efficient systems. A new reality, which foresees sell of surplus electricity by the mills or the use of bagasse as raw material for other processes, has encouraged this sector to invest in process energy consumption reduction. This study proposes a method for thermal integration of sugar and ethanol process, aiming at the reduction of hot and cold utilities requirements. An thermoeconomic optimization procedure was also applied for the evaluation of cost reduction in the plant integration design, which includes the heat exchangers network and the evaporation system. The analysis showed that the process integration may promote a significant increase in the production of surplus of electricity and/or bagasse, reducing also the water demand of the mills. An exergetic analysis was performed, evaluating the improvements obtained with the thermal integration, showing that the irreversibility generation can be minimized with reduction of process energy consumption and increase of the cogeneration systems efficiency.

Key Words

Thermal integration, termoeconomic optimization, exergetic analysis, sugar and ethanol production

Índice

Lista de Figuras	xii
Lista de Tabelas	xiv
Nomenclatura.....	xvii
Capítulo 1	1
Introdução.....	1
Capítulo 2	5
Revisão histórica da produção de açúcar e etanol no Brasil.....	5
2.1 Surgimento e a consolidação da produção de açúcar no Brasil.....	5
2.2. O período após o Proalcool	10
2.3. A situação atual e tendências futuras da produção de açúcar e etanol	14
Capítulo 3	21
Sistemas de cogeração de energia	21
3.1 Histórico da cogeração	21
3.2. Cogeração no setor Sucroalcooleiro	23
3.2.1. Sistemas de ciclo a vapor	24
3.2.2. Estágio atual de desenvolvimento tecnológico dos sistemas de cogeração do setor sucroalcooleiro	25
3.3. Gaseificação de biomassa e ciclos combinados	27
3.3.1. A gaseificação de biomassa aplicada ao setor sucroalcooleiro	30
3.4. Índices de desempenho de sistemas de cogeração.....	32
Capítulo 4	36
Integração de processos	36
4.1. Aplicações da integração de processos.....	36
4.2. Métodos de integração de processos	37
4.2.1 Análise Pinch	38
4.3. Revisão de estudos de integração térmica aplicada à produção de açúcar e etanol	46

Capítulo 5	50
Análise Exergética	50
5.1 O conceito de exergia	50
5.2. Balanço de exergia e ambiente de referência	51
5.3. Cálculo de exergia de substâncias aplicadas à produção de açúcar e etanol.....	53
5.3.1. Exergia da solução sacarose-água.....	54
5.3.2. Exergia da solução etanol-água.....	58
5.3.3. Exergia do bagaço de cana.....	60
5.4. Análise Termoeconômica (Exergoeconomia)	61
5.4.1. Teoria do custo exergético	62
5.5. Revisão de estudos de análise exergética e termoeconômica aplicados à produção de açúcar e etanol	64
Capítulo 6	67
Simulação e análise da demanda energética do processo de produção de açúcar e etanol	67
6.1 Simulação da planta padrão (Usina 1).....	67
6.2. Consumo de utilidades – Usina 1	94
6.3. Metas de Consumo de Utilidades – Usina 1.....	97
Capítulo 7	101
Integração térmica do processo de produção de açúcar e etanol.....	101
7.1. Procedimento de integração térmica.....	101
7.1.1. Etapa 1 - Identificação e integração térmica das correntes do processo	103
7.1.2. Etapa 2 – Integração das colunas de destilação e retificação.....	108
7.1.3. Etapa 3 – Integração do sistema de evaporação.....	111
7.2. Consumo de Utilidades – Usina 2	130
7.3. Metas de Consumo de Utilidades – Usina 2.....	132
Capítulo 8	136
Geração de excedentes de eletricidade e bagaço	136
8.1. Configuração A (Ciclo a vapor com turbinas de contra-pressão)	136
8.2. Configuração B (Ciclo a vapor com turbinas de extração-condensação).....	143
8.3. Estudo da eletrificação dos acionamentos dos sistemas de preparo e extração.....	146
8.4. Avaliação dos índices de desempenho dos sistemas de cogeração	149

Capítulo 9	152
Redução do consumo de água na produção de açúcar e etanol	152
9.1. Descrição das demandas de água da usina	152
9.2. Consumo de água para a Usina 1.....	156
9.3. Consumo de água para a Usina 2.....	160
Capítulo 10	164
Análise exergética da produção de açúcar e etanol	164
10.1. Avaliação da geração de irreversibilidade na usina.....	164
10.2. Irreversibilidade intrínseca ao processo	169
Capítulo 11	174
Conclusões e sugestões para próximos trabalhos	174
Referências Bibliográficas.....	178
Apêndice A	191

Lista de Figuras

Figura 2.1. Produtividade agrícola média da cana-de-açúcar no Brasil	10
Figura 2.2. Evolução da produção de etanol no Brasil	11
Figura 2.3. Distribuição do ATR (Açúcar Total Recuperável) por produto final	12
Figura 2.4. Evolução da produção de açúcar no Brasil	13
Figura 2.5. Evolução da produção de cana-de-açúcar no Brasil	14
Figura 2.6. Principais países produtores de açúcar no mundo em 2005	17
Figura 2.7. Principais países consumidores de açúcar no mundo em 2005	18
Figura 4.1. Exemplo de intervalos de temperatura com indicação das correntes do processo	41
Figura 4.2. Exemplo de curva composta	42
Figura 4.3. Exemplo de curva composta e grande curva composta	44
Figura 6.1. Etapas da produção de açúcar e etanol	69
Figura 6.2. Esquema das etapas de lavagem, preparo e extração	72
Figura 6.3. Esquema do tratamento de caldo para açúcar	74
Figura 6.4. Esquema do tratamento de caldo para etanol	76
Figura 6.5. Esquema do sistema de evaporação	79
Figura 6.6. Esquema das etapas de cozimento, cristalização e centrifugação	82
Figura 6.7. Esquema do secador de açúcar	85
Figura 6.8. Esquema das etapas de preparação do mosto e fermentação	87
Figura 6.9. Esquema do sistema de destilação	90
Figura 6.10. Sistema de resfriamento de água	92
Figura 6.11. Sistema de cogeração	93
Figura 6.12. Curva Composta – Usina 1	98
Figura 6.13. Grande Curva Composta – Usina 1	99
Figura 7.1. Grande Curva Composta para as corrente identificadas com potencial de integração térmica	105
Figura 7.2. Diagrama das corrente identificadas com potencial de integração térmica	106
Figura 7.3. Rede de trocadores de calor - etapa 1	107

Figura 7.4. Grande Curva Composta para as corrente identificadas com potencial de integração térmica e localização do condensador da coluna de retificação.....	109
Figura 7.5. Rede de trocadores de calor - etapa 2.....	110
Figura 7.6. Etapas do procedimento de otimização.....	113
Figura 7.7. Rede inicial de trocadores de calor – etapa 3.....	121
Figura 7.8. Rede otimizada de trocadores de calor – etapa 3.....	124
Figura 7.9. Rede de trocadores de calor abaixo do ponto <i>Pinch</i>	127
Figura 7.10. Grande Curva Composta – Usina 2.....	133
Figura 7.11. Grande Curva Composta – Usina 2.....	134
Figura 8.1. Esquema do sistema de cogeração – Configuração A.....	138
Figura 8.2. Potência elétrica excedente – Configuração A.....	141
Figura 8.3. Bagaço excedente – Configuração A.....	142
Figura 8.4. Esquema do sistema de cogeração – Configuração B.....	144
Figura 8.5. Potência elétrica excedente – Configuração B.....	145
Figura 8.6. Potência elétrica excedente com acionamentos elétricos – Configuração A.....	147
Figura 8.7. Bagaço excedente com acionamentos elétricos – Configuração A.....	147
Figura 8.8. Potência elétrica excedente com acionamentos elétricos – Configuração B.....	148
Figura 10.1. Irreversibilidade gerada em cada sub-sistema da usina.....	167

Lista de Tabelas

Tabela 2.1. Principais países produtores de cana-de-açúcar	15
Tabela 2.2. Dados das principais culturas agrícolas no Brasil em 2006	15
Tabela 2.3. Moagem de cana-de-açúcar e produção de açúcar e etanol nos Estados do Brasil para a safra 2005/06.....	16
Tabela 2.4. Produção de etanol no mundo.....	19
Tabela 6.1. Parâmetros principais do processo.....	69
Tabela 6.2. Parâmetros adotados para sistemas de preparo e extração	71
Tabela 6.3. Parâmetros do tratamento do caldo.....	75
Tabela 6.4. Parâmetros adotados para sistemas evaporação	81
Tabela 6.5. Valores de Brix, Pureza e Temperatura adotados para o sistema de cozimento, cristalização e centrifugação.....	83
Tabela 6.6. Parâmetros adotados para sistemas cozimento, cristalização e centrifugação	84
Tabela 6.7. Parâmetros adotados para o sistema de secagem.....	85
Tabela 6.8. Parâmetros adotados para o sistema de fermentação.....	88
Tabela 6.9. Parâmetros adotados na simulação do sistema de destilação e retificação.....	91
Tabela 6.10. Consumos de utilidades quentes – Usina 1.....	95
Tabela 6.11. Consumos de utilidades frias – Usina 1.....	96
Tabela 7.1. Correntes do processo identificadas com potencial de integração térmica	104
Tabela 7.2. Dados da rede de trocadores de calor da etapa 1	108
Tabela 7.3. Dados da rede de trocadores de calor da etapa 2.....	111
Tabela 7.4. Dados utilizados para determinação de custo dos equipamentos	115
Tabela 7.5. Dados utilizados no cálculo do custo de operação	118
Tabela 7.6. Dados do projeto inicial do sistema de evaporação.....	120
Tabela 7.7. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto inicial do sistema de evaporação.....	121
Tabela 7.8. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto inicial da rede de	

trocadores de calor.....	122
Tabela 7.9. Custos obtidos para cana-de-açúcar, bagaço e vapores	123
Tabela 7.10. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto otimizado da rede de trocadores de calor.....	125
Tabela 7.11. Dados do projeto otimizado do sistema de evaporação.....	126
Tabela 7.12. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto otimizado do sistema de evaporação	126
Tabela 7.13. Custos do projeto da planta padrão (Usina 1).....	128
Tabela 7.14. Custos do projeto inicial dos sistemas analisados	129
Tabela 7.15. Custos do projeto otimizado dos sistemas analisados	130
Tabela 7.16. Consumos de utilidades quentes – Usina 2.....	131
Tabela 7.17. Consumos de utilidades frias – Usina 2.....	132
Tabela 8.1. Parâmetros adotados para simulação	139
Tabela 8.2. Demandas de energia do processo.....	140
Tabela 8.3. Níveis de pressão e temperatura do vapor vivo gerado	140
Tabela 8.4. Índices de desempenho para sistemas de cogeração com acionamento mecânico dos sistemas de preparo e extração	149
Tabela 8.5. Índices de desempenho para sistemas de cogeração com acionamento elétrico dos sistemas de preparo e extração	150
Tabela 9.1. Identificação das perdas nos circuitos fechados de água.....	156
Tabela 9.2. Consumo de água - Usina 1	158
Tabela 9.3. Captação de água – Usina 1	159
Tabela 9.4. Consumo de água - Usina 2	161
Tabela 9.5. Captação de água – Usina 2.....	162
Tabela 10.1 Contribuição de cada sub-sistema no total de irreversibilidade gerada.....	168
Tabela 10.2 Eficiência exergética das usinas analisadas.....	169
Tabela 10.3 Resultados da irreversibilidade do processo de combustão ideal.....	171
Tabela 10.4. Avaliação da contribuição da irreversibilidade do processo de combustão em relação a outros processos.....	172
Tabela A1. Valores calculados para o sub-sistema A	193
Tabela A2. Valores calculados para o sub-sistema B.....	195

Tabela A3. Valores calculados para o sub-sistema C.....	197
Tabela A4. Valores calculados para o sub-sistema D	199
Tabela A5. Valores calculados para o sub-sistema E.....	202
Tabela A6. Valores calculados para o sub-sistema F	203
Tabela A7. Valores calculados para o sub-sistema G	204
Tabela A8. Valores calculados para o sub-sistema H	205
Tabela A9. Valores calculados para o sub-sistema I.....	206
Tabela A10. Valores calculados para o sub-sistema J.....	207
Tabela A11. Valores de consumo de eletricidade	207

Nomenclatura

Letras Latinas

a	atividade	
A	área	m ²
AR	açúcares redutores	
ART	açúcares redutores totais	kg/s
ATR	açúcares totais recuperáveis	
b	vida útil do equipamento	anos
Bx	brix	%
c	custo monetário em base exergética	R\$/kJ
C	custo monetário	R\$/s
cp	calor específico a pressão constante	kJ/kg K
cpe	custo de produção específico	R\$/kg
d	número de mols de CO ₂	
DBO	demanda bioquímica de oxigênio	mg/l
E	energia	kW
e	número de mols de H ₂ O	
ex	exergia específica	kJ/kg
Ex	exergia	kW
f	número de mols de N ₂	
FUE	fator de utilização de energia	%
g	energia livre de Gibbs específica	kJ/kg
h	entalpia específica	kJ/kg
H	entalpia	kW
hr	entalpia específica de reação	(kJ/kg ART)
I	taxa de irreversibilidade	kW
j	taxa de juros anuais	%
k	custo exergético unitário	
m	fluxo mássico	kg/s

MM	massa molar	kg/kmol
n	número de mols	kmol/s
N	horas anuais de operação da usina	horas/ano
p	pressão	bar
PC	preço de compra	R\$
PCI	poder calorífico inferior	kJ/kg
Pol	teor de sacarose	%
Pz	pureza	%
Q	taxa de calor transmitido	kW
R	constante universal dos gases	kJ/kmol K
RTC	relação trabalho calor	
s	entropia específica	kJ/kg K
t	temperatura	°C
T	temperatura	K
U	coeficiente global de transferência de calor	W/m ² °C
w	concentração de etanol	% (massa)
W	potência	kW
x	concentração de sólidos	%
y	fração molar	
z	fração mássica	
Z	custo de investimento	R\$/s

Letras Gregas

α	fator de escala	
β	razão beta	
γ	coeficiente de atividade	
Δ	diferença	
ζ	fator de amortização	s ⁻¹
η	eficiência	%
λ	fração do caldo misto	%
μ	fração mássica	

v	velocidade de circulação	m/s
Π	teor de fibra	%
ρ	densidade	kg/m ³
σ	fator de segurança	%
τ	teor de levedura	% (volume)
φ	umidade	%
Φ	perda térmica	%
χ	perda de água	%
ψ	fração do xarope	%
ω	umidade do ar	kg água/kg ar seco

Subscritos

0	ambiente de referência
aç	produção de açúcar
ag	água
ar	ar estequiométrico
art	artificial
asp	aspersores
bag	bagaço
C	carbono
cald	caldeira
caldo	caldo de cana
calor	calor aproveitado
cana	cana-de-açúcar
comb	combustível
cond	condensado
conv	convertido
coz	cozimento
cr	condensador da coluna retificadora
DMLT	diferença média logarítmica de temperatura
e	entrada

eletr	elétrica
epe	elevação do ponto de ebulição
et	etanol
evap	evaporador
ex	exergética
exced	excedente
extr	extração
f	física
F	corrente fria
ferm	fermentação
H2	hidrogênio
i	equipamento
id	processo ideal
ins	insumo
is	isentrópica
lavad	lavador de gases das caldeiras
lavag	lavagem da cana
lv	mudança de fase líquido-vapor
mancais	refriamento de mancais
min	mínima
mosto	mosto
N2	nitrogênio
o	operação
O2	oxigênio
óleo	resfriamento do óleo
pc	produto de combustão
prod	produto
q	química
Q	corrente quente
r	equipamento de referência
recirc	recirculado

refr	água de refrigeração
s	saída
S	enxofre
sac	sacarose
sangria	sangria de vapor vegetal
sat	saturado
sc	sistema convencional
sea	solução etanol-água
seco	seco
ssa	solução sacarose-água
sulf	resfriamento da sulfitação
tc	trocador de calor
torre	torre de resfriamento
torta	torta de filtro
total	total
u	útil
usina	usina
v	vapor
vácuo	sistema de vácuo
vc	vapor consumido
ve	vapor de escape
vivo	vapor vivo
vv	vapor vegetal
z	cinzas

Abreviaturas

CCs	curvas compostas
GCC	grande curva composta
RMV	recompressão mecânica de vapor

Capítulo 1

Introdução

A produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar tem se constituído como uma das principais atividades produtivas do Brasil, compondo um dos setores mais importantes da economia nacional.

Desde o período colonial, o cultivo da cana-de-açúcar passou a fazer parte da paisagem de muitas regiões brasileiras, determinando não somente uma atividade econômica como também o modo de vida e as relações entre as pessoas que habitam estes locais.

Ao longo da história do Brasil, com seus diversos ciclos econômicos e ondas migratórias, verificou-se um deslocamento do centro produtor da região Nordeste para o Sudeste, concentrando o Estado de São Paulo a maior parte da produção do país em diversos pólos produtores.

A produção combinada de açúcar e etanol a partir de um único insumo básico, a cana-de-açúcar, tem provocado desde a década de 1930, uma variação do perfil das indústrias deste setor dependendo dos preços praticados no mercado para os dois produtos.

O uso da energia nas unidades industriais do setor sucroalcooleiro brasileiro tem sido historicamente relegada a segundo plano, não acompanhando o desenvolvimento tecnológico obtido em outras indústrias com processos similares, principalmente na produção de açúcar a partir de beterraba.

No entanto, mais recentemente as usinas sucroalcooleiras têm se modernizado, principalmente com o novo mercado de energia elétrica que surgiu a partir da década de 1990, possibilitando que estas gerem excedentes de eletricidade para a venda. Esse novo cenário vem substituindo pouco a pouco uma realidade de muitos anos no setor, que se caracterizava pela baixa eficiência energética, com a finalidade de consumir de maneira muito ineficiente o bagaço de cana gerado no processo.

Dentro desta nova realidade têm surgido ainda novos processos que podem aproveitar o excedente de biomassa como matéria prima para produtos de maior valor agregado nas indústrias farmacêutica, alimentícia, química ou mesmo para produção de combustíveis.

Investimentos em sistemas mais modernos de cogeração têm propiciado um aproveitamento energético mais eficiente do bagaço de cana, porém, o consumo de energia térmica do processo muitas vezes se torna um limitante para um melhor uso da energia na usina como um todo.

O consumo de energia térmica no processo de produção de açúcar e etanol relaciona-se diretamente com o uso do vapor de escape das turbinas de geração elétrica do sistema de cogeração, sendo este, assim, determinante para uma possível economia de bagaço na usina.

A integração térmica do processo, que possibilita o aumento do aproveitamento da energia das correntes do processo, pode evitar o consumo de vapor e minimizar ao mesmo tempo a necessidade de água de refrigeração.

O projeto de processos mais eficientes com relação ao uso da energia tem sido objeto de estudos em diversos setores industriais, como a indústria petroquímica e de papel e celulose, mostrando que um grande potencial de integração pode ser obtido com medidas adequadas de distribuição das correntes quentes e frias do processo.

As usinas de açúcar e etanol são raramente analisadas em estudos de integração, caracterizando-se por um processo complexo, que conta com sistema de evaporação, colunas de destilação e rede de trocadores de calor, mostrando diversas possibilidades de integração.

Muitas medidas de aproveitamento energético de correntes do processo encontradas em estudos e aplicações práticas possibilitam certa economia de energia, porém, um estudo mais amplo das diversas possibilidades de integração pode indicar as melhores opções para projetos futuros.

Este trabalho tem como objetivo principal a elaboração de um método de abordagem sistemático para a integração térmica do processo de produção de açúcar e etanol. Procurou-se utilizar técnicas de integração consagradas, como a análise *Pinch*, aliada a um procedimento de otimização termoeconômica que busca aperfeiçoar o projeto dos equipamentos e a distribuição das correntes do processo considerando restrições econômicas como custo de operação e investimento.

A estrutura deste trabalho pode ser dividida em três partes distintas, sendo a primeira composta pelos Capítulos 2 e 3. O Capítulo 2 apresenta uma revisão histórica da produção de açúcar e etanol no Brasil e no mundo, mostrando os distintos períodos atravessados, incluindo algumas considerações sobre perspectivas futuras para este setor. O Capítulo 3 trata da questão dos sistemas de cogeração, com uma revisão da evolução histórica deste tipo de instalação e os sistemas mais modernos como os ciclos combinados com gaseificação de biomassa. Este capítulo trata também da evolução desses sistemas no setor sucroalcooleiro e o estágio atual de desenvolvimento alcançado.

A segunda parte do trabalho inclui os Capítulos 4 e 5, onde é feita uma revisão sobre as metodologias aplicadas neste estudo, bem como uma revisão sobre os trabalhos encontrados na literatura sobre o tema. O Capítulo 4 trata das técnicas de integração de processos, com ênfase especial para a análise *Pinch* e o Capítulo 5 apresenta o conceito de exergia com uma revisão do cálculo de propriedade aplicadas ao processo em estudo. Além disso, neste capítulo se apresenta uma revisão sobre análise termoeconômica com ênfase na teoria do custo exergético.

A terceira parte do trabalho inclui os capítulos 6 e 7, onde se descreve a planta a ser estudada e o procedimento de integração proposto. O Capítulo 6 apresenta em detalhes o processo de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar bem como o cálculo da demanda de utilidades para uma planta padrão que serve de parâmetro de comparação para as melhorias propostas com a integração do processo. No Capítulo 7 se descreve o procedimento de integração térmica adotado, incluindo o projeto inicial dos equipamentos e a otimização de custo implantada nos mesmos. Os resultados da demanda de utilidades para uma planta integrada termicamente são apresentados.

Na quarta parte, que engloba os Capítulos 8, 9 e 10, são avaliados os efeitos da integração do processo na geração elétrica, no consumo de água externa e na geração de irreversibilidade na usina. No Capítulo 8 se descrevem duas configurações do sistema de cogeração, avaliando a geração de excedentes de eletricidade e/ou bagaço para os distintos casos analisados. No Capítulo 9 é feita uma identificação dos pontos de consumo de água nas usinas, verificando-se os sistemas responsáveis pelas maiores perdas de água e o efeito da integração térmica no total de água captada. No Capítulo 10 se identificam as fontes de maior geração de irreversibilidade na usina com uma análise exérgica completa da mesma. Uma análise mais detalhada do sistema de cogeração é feita com a definição das possíveis melhorias que podem ser obtidas.

O Capítulo 11 apresenta as conclusões do trabalho, que conta ainda com um apêndice (Apêndice A) que apresenta em detalhes os dados da simulação do processo.

Capítulo 2

Revisão histórica da produção de açúcar e etanol no Brasil

2.1 Surgimento e a consolidação da produção de açúcar no Brasil

Segundo Machado (2003), o primeiro contato com a cana-de-açúcar ocorreu na Nova Guiné, sendo posteriormente levada à Índia, de onde se tem os mais antigos registros sobre sua existência.

No século X, os árabes introduziram seu cultivo no Egito, em Chipre e na Península Ibérica, sendo creditado a estes o desenvolvimento dos primeiros processos de clarificação do caldo de cana, com o uso de cinzas e compostos de origem vegetal e animal. Também desenvolveram métodos de cozimento, que resultavam em um açúcar de alta qualidade para uma época em que este produto era consumido, quase que exclusivamente, por reis e nobres da Europa.

No renascimento, com a ascensão do comércio, houve interesse ainda maior pelo açúcar na Europa, o que motivou Portugal a iniciar sua produção na Ilha da Madeira, que serviu de laboratório do modelo de cultura da cana que viria a se expandir posteriormente em terras brasileiras.

A cana-de-açúcar foi trazida à América por Cristóvão Colombo que em sua segunda viagem a este continente, introduziu-a na região onde hoje se encontra a República Dominicana. No entanto, com a possibilidade de exploração de ouro e prata nas terras recém dominadas, os

espanhóis decidiram abandonar o cultivo de cana-de-açúcar, preferindo concentrar esforços na obtenção destes minérios.

Os portugueses, por outro lado, após um período inicial de pouco interesse na ocupação do Brasil recém descoberto, viram no cultivo da cana-de-açúcar uma forma de ocupação do território, que sofria ameaças de invasões cada vez mais freqüentes por parte de ingleses e franceses, além de gerar receita para a manutenção da posse da colônia.

O modelo de produção se baseou em largas extensões de terra, mão-de-obra escrava e uso extensivo dos recursos naturais existentes, como madeira e água, imprescindíveis para a produção de açúcar com a tecnologia disponível na época.

Oficialmente, Martim Afonso de Souza, em 1532, trouxe a primeira muda de cana-de-açúcar ao Brasil, iniciando seu cultivo na Capitania de São Vicente, porém, foi na região Nordeste do país, mais especificamente nas capitanias de Pernambuco e da Bahia, que os engenhos de açúcar se instalaram com maior intensidade, iniciando o chamado “ciclo do açúcar” na história do Brasil (Machado, 2003).

Em pouco menos de cinquenta anos, o Brasil se tornou o maior produtor mundial de açúcar, assegurando lucros expressivos a Portugal e aos holandeses, que comercializavam o produto. A demanda de açúcar na Europa crescia rapidamente, o que possibilitou que cidades do Nordeste brasileiro como Salvador e Olinda prosperassem rapidamente.

Com a ocupação holandesa das regiões açucareiras do Brasil no final do século XVI, que visava defender seus interesses na comercialização do açúcar frente à resistência espanhola, estes puderam, com a conivência dos portugueses locais, adquirir técnicas de produção que foram posteriormente utilizadas nas novas regiões produtoras nas Antilhas Francesas e Inglesas (Furtado, 1970). Devido à forte concorrência do açúcar produzido nas Antilhas, os portugueses perderam o monopólio que haviam conseguido manter até então, gerando uma crise da produção açucareira brasileira com queda dos preços no mercado europeu.

As regiões produtoras de açúcar nas Antilhas tiveram grande importância para a manutenção econômica das colônias estabelecidas no norte da América, que se tornaram fornecedoras de diversos produtos escassos naquela região açucareira, como madeira e tecidos, comprando em contrapartida, melação para a produção de rum. Esse comércio crescente possibilitou o fortalecimento das colônias do norte, que posteriormente iriam obter sua independência frente aos ingleses.

Por outro lado, as Antilhas, que eliminaram o sistema de pequena propriedade existente antes da chegada do açúcar, passando ao sistema de monocultura com mão-de-obra escrava, ficaram ligadas às metrópoles, principalmente à Inglaterra, mantendo importações de produtos manufaturados e exportando produtos tropicais (Furtado, 1970).

Cuba tornou-se um dos maiores produtores mundiais de açúcar após 1760, quando chegou a ser dominada pelos ingleses por um curto período de tempo. O atual Haiti, colônia francesa na época, chegou a ser o maior produtor mundial de açúcar, porém, após 1791, com a grande revolta de escravos e a expulsão dos franceses que rumaram para a região atualmente ocupada pelo estado da Luisiana nos EUA, sua produção teve forte queda, sendo quase extinta (Machado, 2003).

No século XIX, durante o bloqueio continental exercido à Inglaterra, Napoleão Bonaparte incentiva a produção de açúcar de beterraba naquele continente, diminuindo a dependência do produto recebido por via marítima, principalmente vindo das colônias americanas.

Após a revolução industrial diversos avanços tecnológicos na produção de açúcar foram alcançados, como o uso do motor a vapor acionando 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). Tanto a produção a partir da cana-de-açúcar como de beterraba atingiram um novo patamar tecnológico de produção e eficiência, impossível de ser atingido pelos 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).

Enquanto fábricas de açúcar de cana cada vez mais modernas eram construídas e novas regiões produtoras surgiam em colônias inglesas, francesas e holandesas como África do Sul, Ilhas Maurício e Reunião, Austrália entre outras, no Brasil os engenhos tradicionais de baixa produtividade e com mão-de-obra escrava ainda persistiam.

Foi com a criação de um programa de modernização da produção de açúcar, elaborado em 1857, que surgiram os Engenhos Centrais no Brasil, que deveriam moer a cana e processar o açúcar, sendo a etapa de cultivo destinada aos fornecedores independentes. Em 1874 o Brasil produzia apenas 5% do açúcar mundial, com 2.640.000 toneladas, sendo Cuba o maior produtor, com 25% do total (Machado, 2003).

A maioria dos 12 projetos de Engenhos Centrais implantados não prosperou, por desconhecimento operacional dos novos equipamentos utilizados e pelo alto custo de aquisição de lenha para as caldeiras, além da falta de interesse dos fornecedores que preferiam produzir aguardente ou açúcar por métodos tradicionais.

Muitos Engenhos Centrais acabaram sendo comprados por grupos estrangeiros e fabricantes dos equipamentos, passando a partir daquele momento a constituir indústrias com cultivo de cana própria, tornando-se independentes dos fornecedores da matéria prima. Surgiu partir de então, juntamente com outras unidades industriais no Nordeste e em São Paulo, de iniciativa privada, o modelo de usinas de açúcar.

A chegada de imigrantes europeus no final do século XIX para trabalhar no cultivo do café em terras do interior paulista possibilitou que muitos comprassem glebas para cultivo da cana-de-açúcar para a produção de aguardente, produto de comércio fácil e de boa rentabilidade na época. Vários engenhos foram assim estabelecidos na região de Campinas, Itu, Mogi-Guaçú, Piracicaba e Ribeirão Preto, sendo posteriormente convertidos em usinas produtoras de açúcar aproveitando o crescimento da economia paulista e o forte aumento de preços do açúcar no mercado internacional, pela devastação da indústria de açúcar europeia na Primeira Guerra Mundial.

A expansão da produção também ocorria rapidamente no Nordeste, principalmente nos Estados de Pernambuco e Alagoas, o que acenava para um risco iminente de superprodução. Com isso, foi criado em 1933, no governo de Getúlio Vargas, o Instituto do Açúcar e Alcool (IAA) que visava o controle da produção, estabelecendo o regime de cotas de produção para cada usina e o controle da aquisição de novos equipamentos ou modificação dos existentes.

Durante a Segunda Guerra Mundial, as usinas paulistas foram autorizadas a aumentar rapidamente sua produção para evitar riscos de desabastecimento nos estados do sul do país, chegando a ultrapassar a produção nordestina na década de 1950. As disputas pelas cotas de produção marcaram todo o período de existência do IAA que foi extinto em 1990.

A baixa eficiência do processo industrial caracterizava as usinas brasileiras, que se amparavam nos baixos custos devido à extensão territorial e condições climáticas largamente vantajosas em relação a outras regiões produtoras no mundo. Avanços tecnológicos importantes foram obtidos com a criação, em 1959, da cooperativa Privada dos Produtores de Cana de Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo (COPERSUCAR), que reunia mais de cem usinas cooperadas e tinha a finalidade de defender os preços de comercialização e de procurar novas tecnologias para o setor.

Técnicas mais avançadas de produção, utilizadas em outros países, como Austrália e África do Sul, foram adotadas para aumento de produtividade nas usinas brasileiras. Dentre as novidades estavam a moenda de quatro rolos com alimentação forçada por uma calha, conhecida como *Donnelly*, o desfibrador, dentre outras (Machado, 2003).

Também houve um avanço muito importante na agricultura, com a participação de entidades como a COPERSUCAR, o Instituto Agrônomo de Campinas (IAC) e o IAA-PLANALÇUCAR, que trabalharam na busca de novas variedades de cana mais produtivas e resistentes às pragas e doenças, além do controle biológico de pragas.

A produtividade agrícola apresentou um crescimento considerável nos últimos 30 anos, elevando-se de 46,8 t cana/ha em 1975 para 74,1 t de cana/ha em 2006 (MAPA, 2007). A Figura 2.1 mostra a evolução da produtividade neste período.

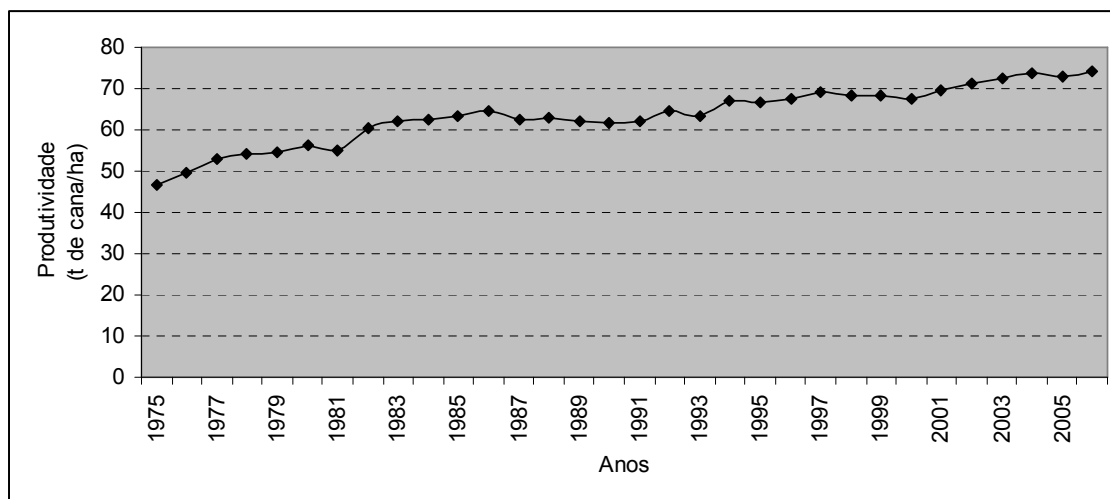


Figura 2.1. Produtividade agrícola média da cana-de-açúcar no Brasil

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

2.2. O período após o Proalcool

Em 1973, aproveitando os recursos obtidos com a elevação do preço do açúcar no mercado internacional, foi criado o FUNPROÇUCAR pelo IAA, com o qual se financiou a modernização das usinas existentes. Esse fato, aliado às crises do petróleo da década de 1970, foi fundamental para criação do PROALCOOL, que visava a substituição da gasolina automotiva de forma a reduzir a importação de petróleo (Machado, 2003).

Apesar de ser usado desde o início do século XX no Brasil e misturado à gasolina a partir da década de 1930, o etanol produzido a partir da cana-de-açúcar começou a ser realmente consumido de forma significativa com a criação do PROALCOOL, em 1975. Naquela época, o governo brasileiro encontrou nesse produto a forma mais interessante de reduzir a dependência externa de combustíveis fósseis, reduzindo gastos e assegurando o abastecimento de energia para manutenção do crescimento da economia.

A estratégia inicial foi o incentivo a instalação de destilarias anexas às usinas de açúcar existentes, para a produção de etanol anidro, que seria misturado à gasolina automotiva. Em uma segunda fase do programa, que se estendeu de 1979 a 1985, caracterizada por uma forte intervenção governamental, foi incentivada a produção de etanol hidratado em destilarias autônomas e a fabricação de carros movidos exclusivamente com etanol hidratado. O rápido crescimento da produção de etanol naquela época levou à geração de excedentes de gasolina produzida pela Petrobras, que teve que exportá-la a preços de custo (Rosillo-Calle e Cortez, 1998). A Figura 2.2 mostra a evolução da produção de etanol no Brasil e a fração de etanol hidratado e anidro produzido em cada período.

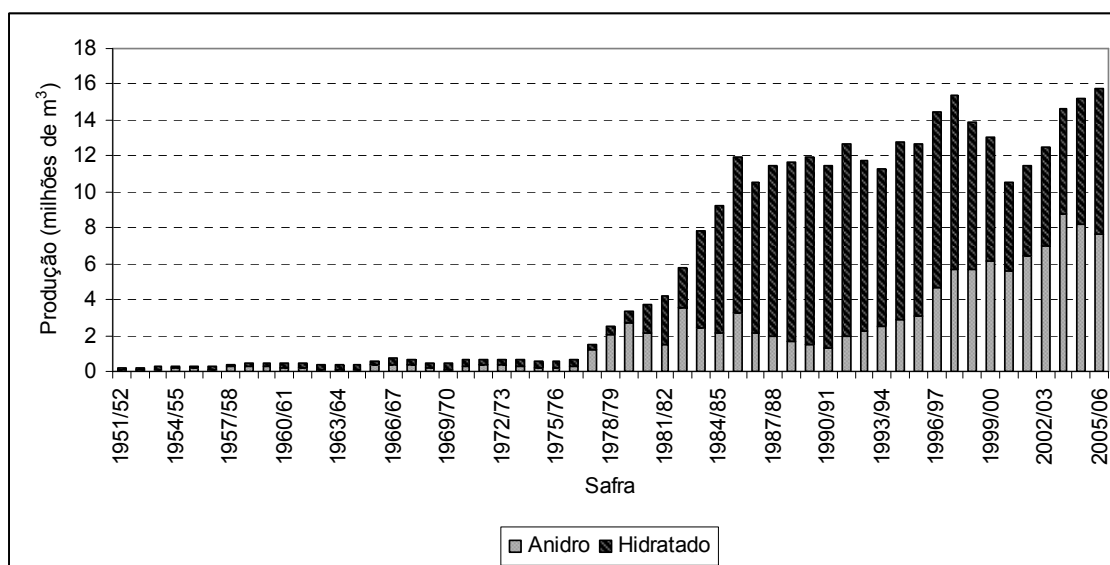


Figura 2.2. Evolução da produção de etanol no Brasil

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

A partir de 1985, com a redução do preço internacional do petróleo e o fim dos subsídios oferecidos pelo governo brasileiro à produção do etanol, o PROALCOOL enfrentou uma grave crise. A produção pode ser mantida de forma expressiva por alguns anos, pois, grande parte da frota de veículos de passageiros produzidos no Brasil era movida a etanol, porém a redução dos preços pagos ao etanol, aliada ao aumento do valor pago pelo açúcar, fez com que grande parte da cana fosse destinada à produção de açúcar em detrimento do etanol.

A Figura 2.3 mostra a distribuição da fração do total de açúcar total recuperável (ATR) da cana-de-açúcar, destinado à produção de açúcar e etanol no Brasil, onde pode ser visualizada a grande influência do PROALCOOL a partir da safra 1978/79 e o posterior crescimento da opção pelo açúcar no final da década de 1980.

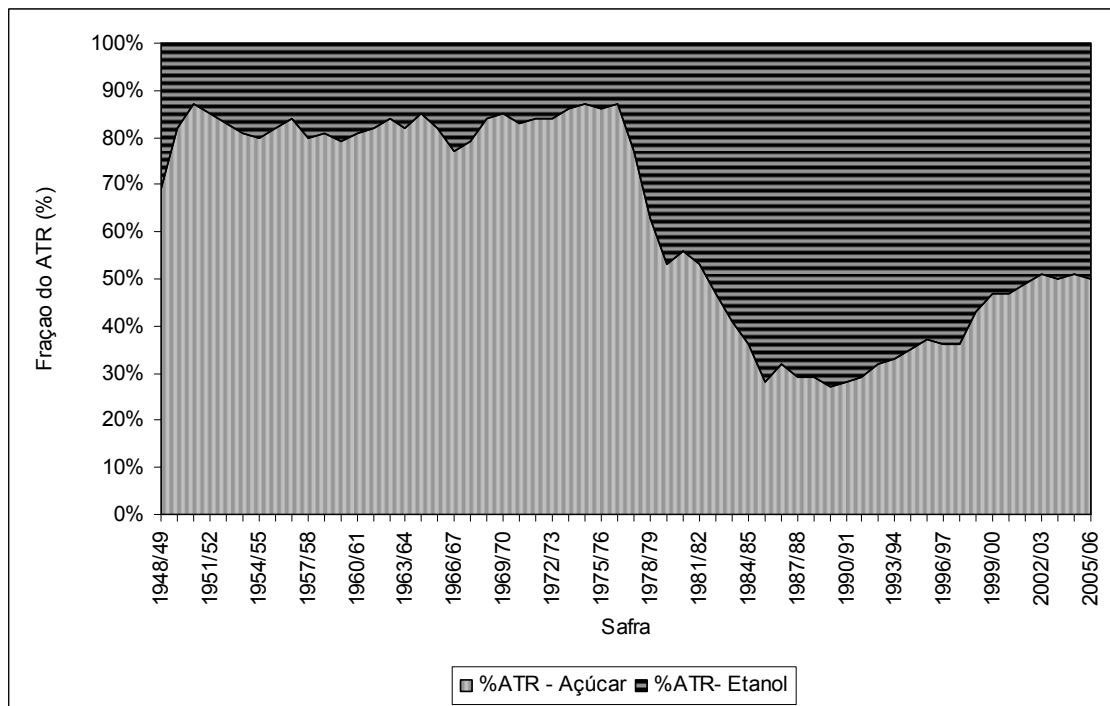


Figura 2.3. Distribuição do ATR (Açúcar Total Recuperável) por produto final

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

Na década de 1990, com o início da produção dos carros “populares” no Brasil, houve um aumento expressivo do consumo de combustíveis para veículos de passageiros; porém, optou-se por motores a gasolina, que apresentavam preços mais atrativos, reduzindo cada vez mais a produção de veículos movidos a etanol, representando em 1998 somente 0,8% do mercado de carros novos vendidos no Brasil, contra quase 95% em 1984 (Rosillo-Calle e Cortez, 1998). Ao mesmo tempo, a produção de açúcar contou com forte estímulo pela alta dos preços no mercado internacional e o início das exportações pelo setor privado a partir da segunda metade da década de 1990 (Figura 2.4).

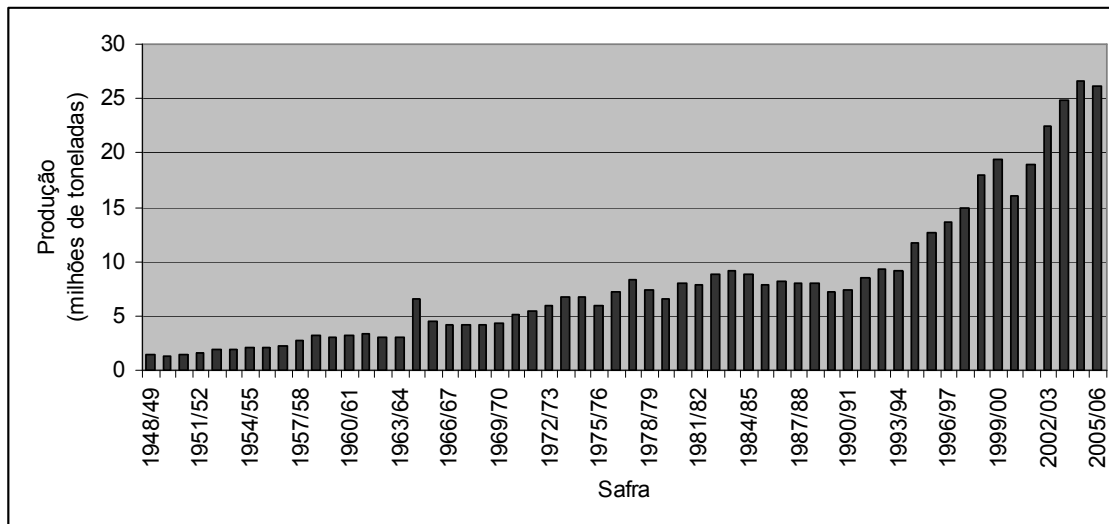


Figura 2.4. Evolução da produção de açúcar no Brasil

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

A obrigatoriedade da mistura de etanol anidro à gasolina imposta pelo governo brasileiro, em frações de até 25%, possibilitou a manutenção da produção, verificando-se uma redução gradativa do interesse pelo etanol hidratado até o final da década de 1990.

Com o aumento acentuado do preço do petróleo no mercado internacional nos anos 2000, houve um novo estímulo à produção do etanol hidratado para uso veicular, verificando-se uma recuperação desse mercado, principalmente a partir do ano 2003, com o início da fabricação de veículos bi-combustível (*flex-fuel*) no Brasil, que operam com qualquer mistura de etanol e gasolina.

Contando com bons preços do açúcar no mercado internacional, e com o aumento expressivo do consumo de etanol para uso veicular, decorrente do preço competitivo deste combustível frente à gasolina, além do sucesso da introdução dos veículos bi-combustíveis, a produção de cana-de-açúcar sofreu forte estímulo, aumentando continuamente desde o ano 2000. A Figura 2.5 mostra a evolução da produção de cana-de-açúcar no Brasil, com forte aumento desde a criação do PROALCOOL e mais recentemente pelos fatores anteriormente mencionados.

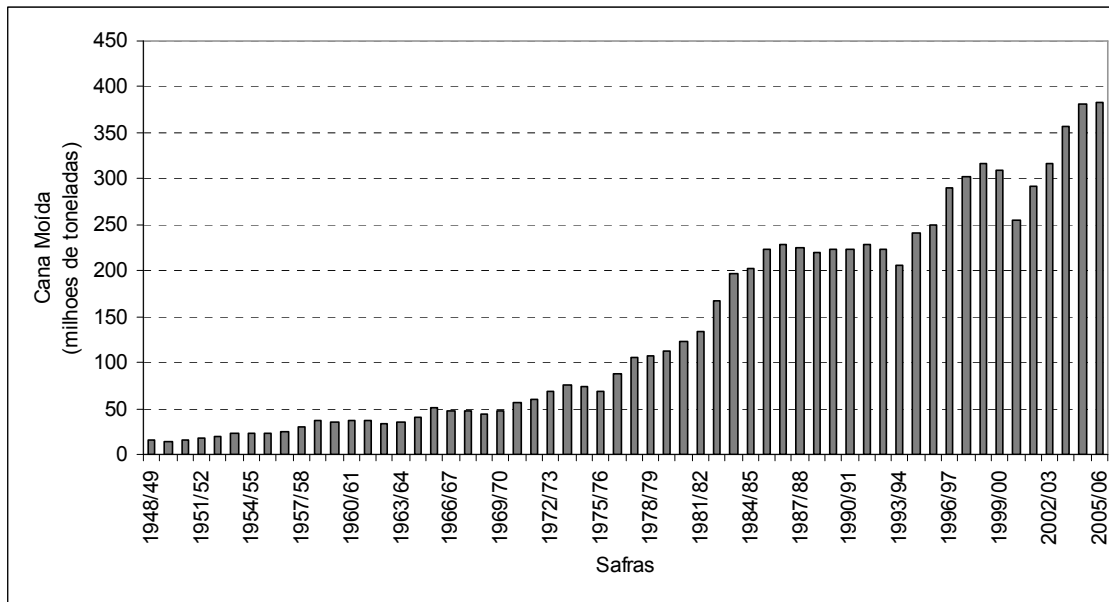


Figura 2.5. Evolução da produção de cana-de-açúcar no Brasil

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

2.3. A situação atual e tendências futuras da produção de açúcar e etanol

A cana-de-açúcar é cultivada atualmente em muitos países, sendo o Brasil o maior produtor mundial com aproximadamente 34% da produção total, seguido pela Índia com 19%. A Tabela 2.1 apresenta a lista dos países com maior produção de cana e respectivas áreas colhidas.

Atualmente a maior parte cana-de-açúcar processada no Brasil é destinada à fabricação de açúcar e etanol, embora outros produtos também sejam obtidos a partir da mesma matéria prima, como rapadura, aguardente, melão e ração animal. O cultivo de cana-de-açúcar corresponde à terceira maior área de cultivo no país, sendo superada somente pela soja e pelo milho, como pode ser verificado na Tabela 2.2.

O cultivo da cana-de-açúcar tem como clima ideal aquele que apresenta duas estações distintas, com um período quente e úmido para a germinação e desenvolvimento vegetativo e um período seco e frio para a maturação e acúmulo de sacarose. No Centro-Sul do país o cultivo se realiza de janeiro a março enquanto na região Norte-Nordeste este se dá entre maio e julho.

Tabela 2.1. Principais países produtores de cana-de-açúcar

	Produção (10³ t)	Área colhida (10³ ha)	Produtividade (t cana/ha)
Brasil	422.926	5.794	73,0
Índia	232.300	3.602	64,5
China	87.768	1.361	64,5
Paquistão	47.244	967	48,9
México	45.195	636	71,1
Tailândia	43.665	1.097	39,8
Colômbia	39.849	426	93,5
Austrália	37.822	434	87,1
Indonésia	29.505	435	67,8
EUA	25.308	373	67,8
Outros	240.474	3.915	61,4
Total	1.252.056	19.040	65,8

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

Tabela 2.2. Dados das principais culturas agrícolas no Brasil em 2006

Cultura	Área Colhida (milhões ha)
Soja	22,01
Milho	12,60
Cana de açúcar	6,15
Feijão	4,02
Arroz	2,97
Trigo	1,56
Café	2,33
Outros	3,26

Fonte: IBGE (2007)

A produção de açúcar e etanol a partir da cana se concentra atualmente na região Centro-Sul, principalmente no Estado de São Paulo, com mais de 60% da cana processada. Na região Norte-Nordeste somente Alagoas apresenta produção expressiva, sendo destinada predominantemente para açúcar (Tabela 2.3).

Tabela 2.3. Moagem de cana-de-açúcar e produção de açúcar e etanol nos Estados do Brasil para a safra 2005/06

		Cana Moída (t)	Produção de Açúcar (t)	Produção de etanol (m³)
Centro-Sul	Espírito Santo	3.336.546	48.260	201.033
	Goiás	14.568.007	749.839	730.058
	Mato Grosso	12.342.929	515.087	771.039
	Mato Grosso do Sul	9.037.916	400.857	495.591
	Minas Gerais	24.324.538	1.732.946	946.842
	Paraná	24.522.773	1.483.136	1.020.779
	Rio de Janeiro	4.723.384	287.733	128.224
	Rio Grande do Sul	57.976	-	3.338
	Santa Catarina	-	-	-
	São Paulo	241.222.574	17.188.644	10.001.941
	Sub-Total	334.136.643	22.406.502	14.298.845
Norte-Nordeste	Alagoas	22.254.195	2.079.812	546.446
	Amazonas	252.672	14.151	6.009
	Bahia	2.391.415	117.485	103.275
	Ceará	40.709	2.076	1.022
	Maranhão	844.456	11.618	56.143
	Pará	502.316	-	42.175
	Paraíba	4.208.743	115.573	267.648
	Pernambuco	13.797.850	1.226.763	325.579
	Piauí	492.369	7	35.083
	Rio Grande do Norte	2.356.268	175.340	73.770
	Sergipe	1.109.052	65.064	47.971
	Tocantins	95.314	-	4.218
	Sub-Total	48.345.359	3.807.889	1.509.339
Total	382.482.002	26.214.391	15.808.184	

Fonte: MAPA (2007)

A produção de açúcar no mundo se realiza em mais de 100 países, 74% sendo feita a partir da cana-de-açúcar, principalmente em regiões tropicais e sub-tropicais do hemisfério sul, tendo o

Brasil como maior produtor mundial. O açúcar produzido a partir de beterraba contribui com o restante da produção mundial, concentrando-se nas regiões temperadas do hemisfério norte (Illovo Sugar, 2007). A Figura 2.6 mostra a produção de açúcar nos principais produtores mundiais que representam 72% do total.

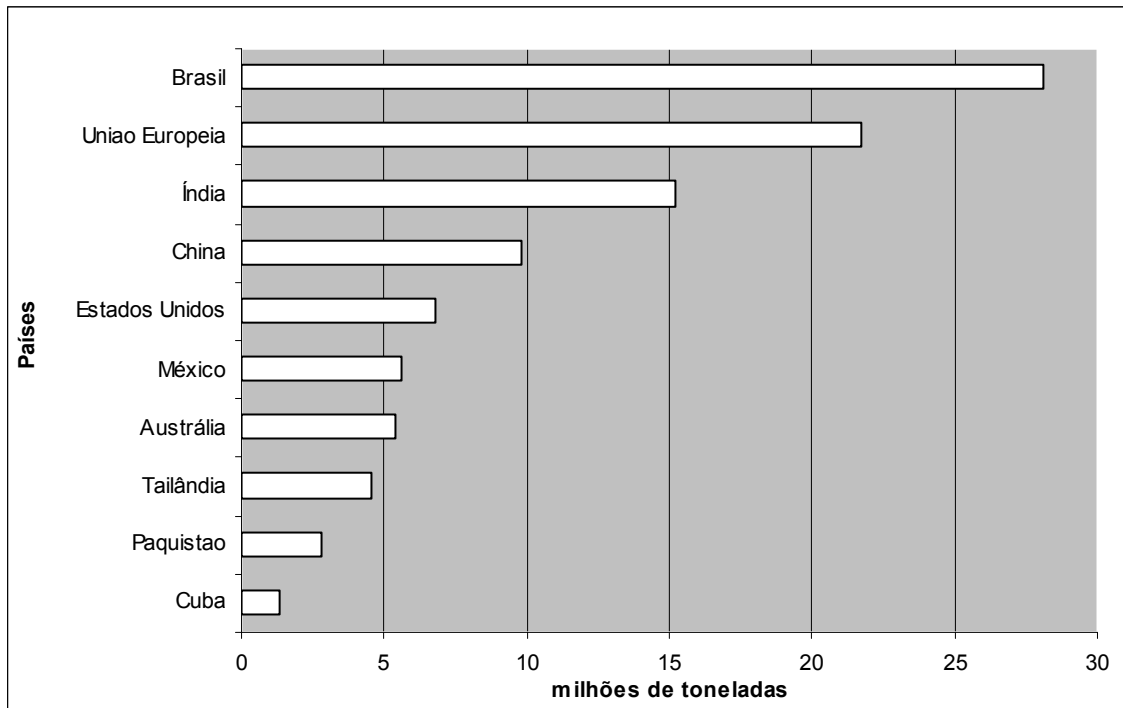


Figura 2.6. Principais países produtores de açúcar no mundo em 2005

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

Além de ser atualmente o maior produtor, o Brasil é o quarto maior consumidor de açúcar, logo atrás de Índia, União Europeia e China (Figura 2.7).

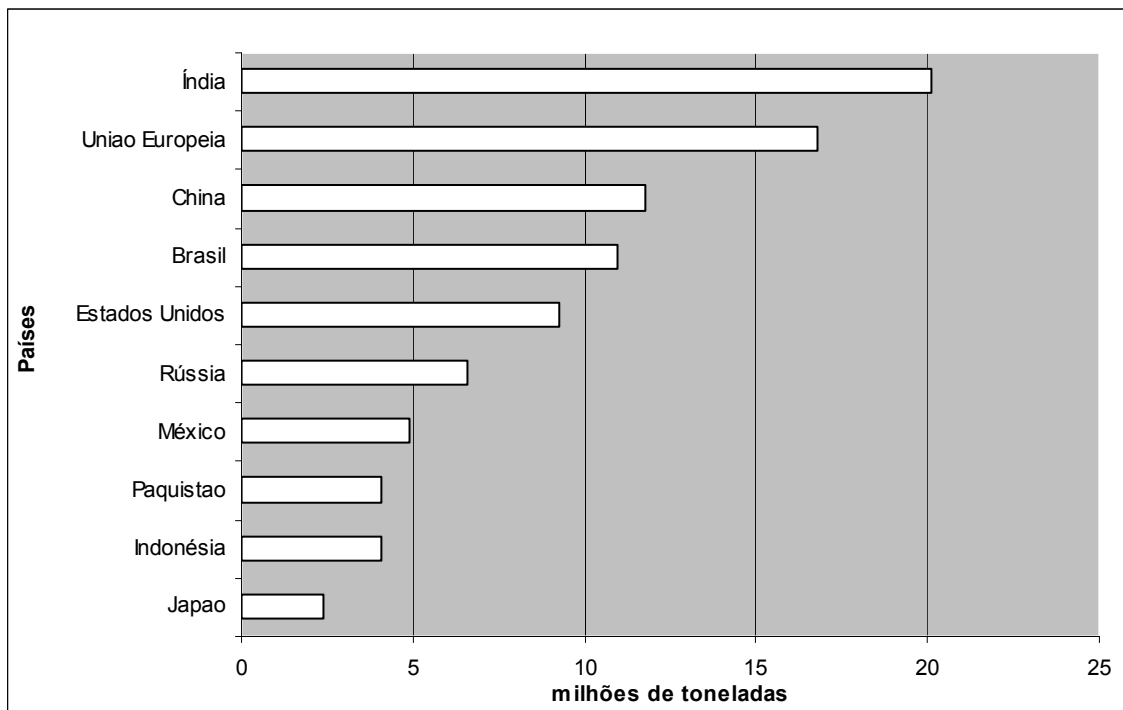


Figura 2.7. Principais países consumidores de açúcar no mundo em 2005

Fonte: Elaboração própria baseada em dados de MAPA (2007)

Apontado como uma das principais alternativas aos combustíveis fósseis, a produção de etanol vem ganhando importância não somente no Brasil, mas em todo o mundo, tendo em vista os novos desafios que são enfrentados pela humanidade no que diz respeito às questões ambientais e mais especificamente às mudanças climáticas.

Dentro de um cenário de produção em larga escala de bio-combustíveis para uso veicular, com vistas à redução das emissões de gases de efeito estufa, o Brasil ocupa posição de destaque no mundo, contando com a experiência obtida no PROALCOOL, e principalmente por possuir condições climáticas e geográficas favoráveis ao cultivo da principal matéria-prima ainda hoje existente para a produção do etanol, a cana-de-açúcar.

Embora o etanol também seja produzido em várias partes do mundo com diferentes culturas como mandioca, batata doce, sorgo sacarino e beterraba, atualmente a produção mundial é realizada predominantemente com o uso da cana-de-açúcar e do milho como matérias-primas,

sendo o Brasil e os EUA os maiores produtores, concentrando aproximadamente 70% da produção mundial (Tabela 2.4).

Tabela 2.4. Produção de etanol no mundo

	Produção (bilhões de litros)	Participação (%)
Estados Unidos	16,14	35
Brasil	16,00	35
China	3,80	8
Índia	1,70	4
Outros	8,25	18
Total	45,89	100

Fonte: MAPA (2007)

A produção de etanol a partir de materiais celulósicos como madeira e resíduos agrícolas vem sendo objeto de estudo em vários países, inclusive no Brasil. Duas rotas tecnológicas básicas de conversão dessas matérias-primas são encontradas atualmente em estágio de desenvolvimento, sendo estas denominadas genericamente de via hidrolítica e conversão termoquímica. A primeira inclui a conversão do material ligno-celulósico em açúcares com posterior fermentação alcoólica e a segunda compreende a conversão termo-química da matéria-prima em combustíveis líquidos.

O desenvolvimento desses processos pode proporcionar um aumento significativo da produção mundial de bio-combustíveis, incluindo o etanol, o que contribuiria para a redução dos custos e a viabilização da produção em larga escala com vistas à substituição de combustíveis fósseis.

No Brasil, o bagaço de cana gerado no processo de produção de açúcar e álcool é apontado como o resíduo agrícola de maior potencial de aproveitamento com fins energéticos, principalmente devido ao grande volume produzido. A conversão desse material para a produção de etanol ou outro combustível pode proporcionar um aumento da produtividade das unidades industriais que utilizam cana-de-açúcar como matéria-prima.

Atualmente o bagaço de cana é utilizado como fonte de energia para o processo produtivo, sendo consumido nos sistemas de cogeração das usinas e destilarias. Embora praticamente todas as unidades de produção do setor sucroalcooleiro sejam auto-suficientes em termos de energia graças ao uso do bagaço como combustível, o seu uso de maneira eficiente tem proporcionado aos produtores o aumento da geração de excedentes de eletricidade, que tornou-se mais um produto da usina, sendo comercializada na rede elétrica.

Capítulo 3

Sistemas de cogeração de energia

3.1 Histórico da cogeração

O conceito de cogeração possui diversas definições encontradas na literatura, sendo que muitas se aproximam daquela adotada por Lizzaraga (1994) que define este termo como a *“produção conjunta, em processo seqüencial de eletricidade (ou energia mecânica) e energia térmica útil”*.

De qualquer forma, é notório que a opção pela cogeração possibilita a conversão da energia de maneira mais eficiente quando comparada à geração independente de apenas uma forma de energia, como ocorre em uma central termelétrica. O aproveitamento da energia térmica torna possível o alto rendimento global da utilização da energia e conseqüentemente a economia de energia primária.

O crescente interesse em todo o mundo pelo uso racional da energia, combinado com a minimização do uso de recursos naturais, tem na cogeração uma opção tecnológica muito interessante, que tem ganhado espaço em muitas aplicações industriais e de serviços.

Muito embora possa parecer algo inovador, a cogeração tem sido empregada na Europa a mais de um século. A necessidade de abastecimento de energia para o crescente setor industrial no século XIX obrigou a implantação de sistemas próprios de geração de energia, seja por meio de aproveitamentos hidráulicos em quedas d’água próximas às fábricas, seja através de sistemas

térmicos, em uma época de grandes limitações das grandes centrais energéticas (Lizzaraga, 1994).

No Brasil, a inexistência de grandes centrais elétricas no início do século XX também obrigava que grandes consumidores instalassem seus próprios sistemas de geração, o que favorecia a aplicação de plantas de cogeração. Posteriormente, com a instalação de grandes concessionárias de geração, transmissão e distribuição, a cogeração foi perdendo atratividade, restringindo-se a casos bastante específicos. A confiabilidade crescente no abastecimento da eletricidade e a redução dos custos com a economia de escala obtida com as grandes centrais elétricas fizeram com que a cogeração fosse diminuindo sua participação.

Uma retomada no interesse pela cogeração foi observada após os choques do petróleo na década de 1970 e a desregulamentação do setor elétrico em alguns países ao longo das três últimas décadas, além da crescente demanda mundial por um uso mais eficiente da energia e redução dos níveis de emissões totais.

Desenvolvimentos tecnológicos importantes foram obtidos mais recentemente, com a elevação das eficiências dos equipamentos e redução de custos, viabilizando instalações de menor escala. Avanços importantes são observados em turbinas a gás, motores de combustão interna de ciclo Diesel e Otto para gás, ciclos de refrigeração por absorção com queima direta ou aproveitamento de calor residual e ciclos de refrigeração por compressão acionados por motores à combustão interna (Neto e Ramon, 2002).

Atualmente a cogeração está presente em diversos setores industriais (refinarias, siderúrgicas, petroquímicas, mineradoras, fábricas de alumínio, cimento, cerâmicas, cervejarias, fertilizantes, farmacêuticas, papel e celulose) e de serviços (*shoppings*, hotéis, edifícios comerciais, hipermercados, hospitais, etc.).

3.2. Cogeração no setor Sucroalcooleiro

No Brasil, as usinas do setor sucroalcooleiro possuem sistemas de cogeração com a produção simultânea de calor e trabalho para o processo de produção de açúcar e etanol, utilizando o bagaço de cana como combustível. O vapor gerado pode ser utilizado para acionamento de moendas, bombas, sopradores, além da conversão em eletricidade, onde encontra seu uso mais nobre.

A cogeração possibilita o aproveitamento da energia do bagaço e a geração de energia elétrica descentralizada e de forma independente nas diversas unidades industriais do setor, que têm suas necessidades energéticas atendidas por estes sistemas.

A necessidade de eliminação do bagaço, biomassa residual do processo produtivo, foi um dos motivos que levaram à adoção dos sistemas de cogeração pouco eficientes, sendo possível assim consumir grandes quantidades do resíduo, gerando localmente a energia necessária para o processo.

A reestruturação do setor elétrico brasileiro na década de 1990, que seguiu a tendência mundial de incentivo à geração distribuída de energia, com espaço para a produção de eletricidade em pequena escala, incentivou um maior interesse das usinas por sistemas de cogeração mais eficientes. A possibilidade que geradores independentes das concessionárias vendessem o excedente de eletricidade gerado contribuiu para a valorização da biomassa residual como fonte de energia para a geração elétrica.

Além disso, as demandas sociais crescentes por uma política energética que valorizasse a minimização do impacto ambiental, a adoção de fontes alternativas de energia e a racionalização do uso dos insumos energéticos, mostraram a necessidade de investimentos no melhor aproveitamento dos resíduos da cana-de-açúcar.

A estrutura das usinas com sistemas de cogeração de baixa eficiência e processos com alta demanda de energia pode ser explorada de forma a aprimorar o uso da energia nas indústrias

desse setor, o que possibilita a geração de excedentes de eletricidade passíveis de serem vendidos às concessionárias da rede elétrica. Além do uso do bagaço, a eliminação das práticas de queimadas nos canaviais, com a colheita mecanizada e a recuperação de pontas e folhas da cana-de-açúcar, pode representar também um aumento significativo na disponibilidade de biomassa usada como combustível nos sistemas de cogeração, aumentando ainda mais a geração de excedentes.

A decisão de qual a configuração ideal de sistema de cogeração para uma usina depende de vários fatores a serem observados, dentre estes pode-se citar:

- Demandas de trabalho mecânico, eletricidade e energia térmica requeridos pelo processo;
- Nível de pressão e temperatura do vapor requerido pelo processo;
- Dinâmica do consumo da energia pelo processo: intermitente ou contínua;
- Fator de utilização do sistema;
- Participação da energia no custo do produto final;
- Viabilidade técnica e econômica da venda de excedente de eletricidade;

3.2.1. Sistemas de ciclo a vapor

Tradicionalmente os sistemas de ciclo a vapor do tipo *topping* são adotados pelas usinas, nos quais o bagaço é utilizado para geração de vapor vivo que aciona turbinas de contrapressão acopladas a um gerador elétrico. Vapor de alta pressão é extraído para acionamento de picadores, desfibradores e moendas, enquanto o vapor de escape da turbina à baixa pressão é usado como fonte térmica em diversos equipamentos da usina.

Os sistemas mais antigos, caracterizados por sua baixa eficiência de conversão da energia, apresentam limitação quanto à geração de eletricidade. Caldeiras de baixa eficiência com geração de vapor em média a 22 bar de pressão, superaquecido entre 280 e 320°C, e o alto consumo de vapor de processo, em torno de 500 kg de vapor por tonelada de cana, são fortes limitantes para a geração de eletricidade, tornando a geração de excedente praticamente inexistente.

Segundo Camargo (1990), as caldeiras utilizadas no setor sucroalcooleiro até a década de 1980 possuíam uma concepção que se baseava na eliminação do bagaço, considerado um resíduo indesejável, sendo, portanto, de baixa eficiência e baixo custo. Algumas alternativas disponíveis para o aumento da eficiência desses equipamentos no aproveitamento energético do bagaço são descritas por Neto e Ramon (2002), entre elas o uso de superaquecedores, desaeradores térmicos, economizadores, pré-aquecedores de ar e secadores de bagaço, além de medidas de manutenção da eficiência, como cuidados na manipulação do combustível, tratamento da água de alimentação, maior controle da combustão.

Os sistemas com turbinas de contrapressão estão limitados à geração somente durante o período de safra, pois necessitam do processo para a condensação do vapor gerado. A perda de vapor ou sua condensação à pressão de escape da turbina não se justifica do ponto de vista econômico, tornando a geração fora da safra inviável para este tipo de sistemas.

O aumento dos níveis de temperatura e pressão do vapor gerado pelas caldeiras dos sistemas de cogeração possibilita o aumento da eletricidade excedente gerada que pode ser vendida às concessionárias. Além disso, o uso de turbinas de extração-condensação torna possível a geração de energia elétrica e sua comercialização também no período de entre-safra.

3.2.2. Estágio atual de desenvolvimento tecnológico dos sistemas de cogeração do setor sucroalcooleiro

Atualmente, no Brasil e em todo o mundo, somente sistemas a vapor são encontrados nas usinas de cana-de-açúcar. Esta é uma tecnologia amplamente conhecida pelo setor, sendo utilizados majoritariamente equipamentos de fabricação nacional. Diversos fabricantes de caldeiras, turbinas a vapor e geradores elétricos são encontrados na indústria nacional, sendo que muitos também atendem o mercado externo.

Verifica-se que atualmente os sistemas de cogeração mais eficientes em operação no setor de cana-de-açúcar nacional possuem caldeiras com geração de vapor vivo entre 60 e 65 bar e temperatura variando entre 480 e 520°C.

A tendência observada é o emprego de parâmetros mais elevados na geração de vapor, propiciando maior eficiência na geração elétrica, já existindo inclusive projetos em construção com sistemas que operariam com pressão de 88 bar e temperatura de 520°C (Dedini, 2007).

Consultas realizadas a fabricantes de caldeiras e turbinas mostram que existe uma limitação econômica para o emprego de temperaturas mais altas na geração do vapor vivo, uma vez que no Brasil são produzidos aços que podem suportar temperaturas de até somente 520°C. O emprego de aços especiais, que suportam temperaturas acima deste nível, teria que ocorrer com a importação do material ou por encomenda de lotes específicos à indústria nacional, o que torna os custos proibitivos (Equipalcool, 2006).

Também se verifica uma tendência de aumento da capacidade de geração de vapor das caldeiras destinadas ao setor sucroalcooleiro, passando dos sistemas atuais que produzem de 150 a 250 t/h de vapor para capacidades entre 300 e 450 t/h.

A tendência, quando se trata de caldeiras de maior capacidade, é a construção de caldeiras do tipo *monodrum*. A tecnologia de caldeiras *monodrum* é novidade no setor sucroalcooleiro, mas já vem sendo empregada há vários anos, no Brasil e no mundo, em setores como os de papel e celulose, petroquímicas e termelétrico. Segundo os fabricantes, a tecnologia empregada na construção das caldeiras *monodrum* possibilita a adoção de grandes vazões de vapor e pressões superiores a 100 bar (Caldema, 2006).

Com relação às turbinas a vapor, verifica-se que a indústria nacional tem atendido a demanda por turbinas que operem nos níveis de pressão e temperatura mais altos adotados na geração de vapor, porém, segundo alguns fabricantes, a potência máxima destes equipamentos está limitada a 50 MW por motivos econômicos, uma vez que os geradores elétricos nacionais

atendem somente até este nível de potência, sendo a importação ainda proibitiva do ponto de vista da viabilidade do investimento (NG, 2006).

No entanto, verifica-se que existe tecnologia na indústria nacional para produção de turbinas a vapor de reação com potência de até 150 MW, operando com vapor de admissão de até 120 bar e 530°C, mas destinadas ao mercado externo (NG, 2006).

3.3. Gaseificação de biomassa e ciclos combinados

O processo de gaseificação, que visa a conversão de combustíveis sólidos em gases, tem recebido certa atenção desde os anos de 1980 em várias partes do mundo. As aplicações desse processo que se concentraram inicialmente na gaseificação de combustíveis fósseis com carvão mineral e óleos muito viscosos, vêm sendo cada vez mais direcionadas para aplicações com biomassa, aproveitando o conhecimento adquirido com aqueles combustíveis.

Com a experiência obtida na gaseificação de combustíveis fósseis e as aplicações de co-combustão com biomassa que vêm sendo testadas em algumas instalações, estima-se que a gaseificação de biomassa possa se desenvolver rapidamente, reduzindo custos de forma expressiva a partir da quinta ou sexta planta instalada (Larson et al., 2001).

O uso da gaseificação de biomassa para a conversão energética do gás produzido em sistemas de potência de ciclo combinado, conhecido como BIG-CC (*Biomassa Integrated Gasifier Combined Cycle*), inclui basicamente os seguintes equipamentos: secador de biomassa, gaseificador, sistema de limpeza dos gases, turbina a gás, caldeira de recuperação (*Heat Recovery Steam Generator* -HRSG) e turbina a vapor. Esse sistema possibilita a conversão da biomassa para geração de eletricidade de forma muito mais eficiente quando comparada aos sistemas tradicionais de ciclo a vapor com combustão direta da biomassa em caldeiras.

Algumas opções tecnológicas aplicadas a sistemas BIG-CC são encontradas como gaseificadores a pressão atmosférica ou pressurizados, tipo de agente gaseificador (vapor d'água, ar ou oxigênio), tipo de movimentação das massas (leito fixo co-corrente e contra-corrente,

fluidizado circulante ou borbulhante), tipo de aquecimento da biomassa (direto ou indireto), sistemas de limpeza dos gases (úmido a baixa temperatura ou seco a alta temperatura), adaptação de turbinas a gás para operação com combustíveis de baixo poder calorífico e integração energética do gaseificador ao sistema de potência (Consonni e Larson, 1994).

Segundo Larson et al. (2001), os sistemas de gaseificação atmosférica têm a vantagem de ser uma tecnologia mais conhecida, que pode ser economicamente viável para plantas de pequeno e médio porte, contando com sistema de limpeza de gases convencionais. No entanto, a gaseificação pressurizada se mostra mais adequada a sistemas de geração de potência, pois apresenta maior eficiência que a opção anterior, devido ao fato de eliminar o consumo de energia para compressão do gás produzido para ser injetado na turbina a gás. Por outro lado, a limpeza dos gases a seco e a alimentação de biomassa sob pressão são pontos críticos de desenvolvimento tecnológico que ainda devem ser enfrentados para viabilidade desses sistemas.

Embora esta tecnologia ainda não esteja em escala comercial, alguns projetos de gaseificação de biomassa em escala piloto e de demonstração foram desenvolvidos a partir dos anos 1990 e estão descritos abaixo (Larson et al., 2001; Larson, 2007):

- Varnamo, Suécia: Primeira planta de demonstração de BIG-CC (6MW-elétricos, 9MW-térmicos). Operou com gaseificação pressurizada, limpeza de gases a seco com filtro cerâmico, utilizando resíduos florestais como combustível. Foi comissionada em 1995 e operou até 1999, quando foi descomissionada devido aos altos custos de operação. A partir de 2006 está sendo convertida em planta para produção de combustíveis líquidos a partir de biomassa.
- North Yorkshire, Reino Unido (ARBRE): Primeira planta comercial de BIG-CC (8MW-elétricos). Projetada com gaseificador de leito fluidizado circulante com operação próxima da pressão atmosférica e limpeza de gases a frio com lavador de gases, utilizando madeira como combustível. Comissionada em 2002, não chegou a operar devido a problemas comerciais.

- Vermont, EUA: Planta piloto de 200 t/dia de madeira seca com gaseificador de aquecimento indireto da biomassa. Testes foram iniciados em 1998 com queima do gás em caldeiras convencional de planta de potência.
- Greve-in-Chianti: Projeto com dois gaseificadores atmosféricos projetados pela TPS (30MW-térmicos) com gases queimados em fornos de cimento e caldeiras.
- Bahia, Brasil: Projeto de planta comercial de BIG-CC (32 MW-elétricos) finalizado em 2001 liderado pela Companhia Hidrelétrica do São Francisco (CHESF). Adotou-se a mesma tecnologia do projeto ARBRE, no Reino Unido, utilizando *chips* de eucalipto como combustível. O empreendimento foi cancelado após problemas originados após a privatização da companhia responsável.
- Piracicaba, Brasil: Projeto preliminar de planta de BIG-CC com resíduos de cana-de-açúcar como extensão do projeto desenvolvido na Bahia. Testes de gaseificação de bagaço e palha foram conduzidos na planta piloto da empresa TPS na Suécia a partir de 1997.

Segundo Larson (2007), vários outros projetos de gaseificadores de biomassa foram desenvolvidos ao longo das décadas de 1980 e 1990 na Europa e nos EUA, mas devido aos altos custos iniciais, advindos do estágio preliminar de desenvolvimento da tecnologia, estes acabaram não sendo viabilizados.

Dentre as experiências concretas de sistemas BIG-CC, Larson et al. (2001) identificam três variantes em estágio de desenvolvimento comercial, diferenciando-as principalmente pelo projeto do gaseificador. A primeira, desenvolvida pela empresa sueca TPS, envolve um gaseificador em leito fluidizado operando a pressão atmosférica, com injeção de ar como agente gaseificador. Um segundo reator com dolomita é usado para o craqueamento do alcatrão presente no gás que é resfriado de 900°C a temperatura ambiente, limpo e comprimido para injeção na turbina a gás. A segunda variante opera com gaseificador com pressão próxima da atmosférica com aquecimento indireto. O projeto mais destacado com essa tecnologia, desenvolvido no Battelle Columbus

Laboratory-EUA, utiliza areia para aquecimento indireto da biomassa. A terceira variante inclui um gaseificador de leito fluidizado operando a alta pressão (20-30 bar) com injeção de ar. Neste caso o gás é limpo a alta temperatura usando filtros cerâmicos ou de metal sinterizado, sendo em seguida direcionado à câmara de combustão da turbina. Foster Wheeler (EUA) e Carbona (Finlândia) destacam-se no uso dessa tecnologia.

Consonni e Larson (1994) indicam que alguns pontos importantes devem ser verificados para a adequação de turbinas a gás comerciais ao uso de gases derivados de gaseificação de biomassa, como: estabilidade da combustão, perda de pressão no sistema de injeção de combustível e limites de fluxo de massa através da turbina. Os autores não verificam maiores problemas tecnológicos com relação à questão da estabilidade da combustão ou da perda de pressão no sistema de injeção, considerando que os fabricantes de turbinas podem adaptar-se facilmente a estes dois problemas aproveitando experiência com a queima de outros gases de baixo poder calorífico como gás de auto-forno e de gaseificação de carvão.

A questão envolvendo os limites de fluxo mássicos através da turbina a gás se torna crítica em turbinas projetadas para operarem com gás natural, que possui poder calorífico entre 35 e 40 MJ/Nm³. A operação eficiente desses equipamentos com combustíveis de mais baixo poder calorífico, como gás derivado de gaseificação de biomassa (5-6 MJ/Nm³), exigem um aumento do fluxo mássico, o que pode causar deterioração do equipamento devido a esforços sobre componentes do expensor e alteração significativa do ponto de operação do compressor. Para evitar esses efeitos, a redução da temperatura de operação da turbina pode ser implantada, porém acarretando perda de eficiência do equipamento (Consonni e Larson, 1994).

3.3.1. A gaseificação de biomassa aplicada ao setor sucroalcooleiro

O setor sucroalcooleiro, assim como as indústrias de papel e celulose, tem sido apontado como uma das áreas mais promissoras para aplicação da tecnologia de gaseificação de biomassa, podendo propiciar um aumento significativo na capacidade de geração elétrica das unidades industriais ou na produção de biocombustíveis líquidos a partir do gás de síntese.

Desde o início dos anos de 1990, estudos vêm sendo realizados, mostrando que a opção por sistemas de cogeração mais avançados, que incluem gaseificação de biomassa e ciclos combinados, podem oferecer grandes potenciais de geração elétrica. Larson et al. (1991) analisaram o potencial de geração de eletricidade em uma usina de açúcar na Jamaica, demonstrando sua viabilidade econômica frente aos sistemas de ciclo a vapor com turbinas de extração-condensação (*Condensing Extraction Steam Turbines* - CEST). Os resultados obtidos para o caso jamaicano foram comparados à situação das usinas de açúcar na região Sudeste do Brasil, mostrando ser uma alternativa interessante também para o caso brasileiro. O baixo custo de biomassa residual gerada nas usinas e destilarias é um forte atrativo para a implantação de sistemas com essa tecnologia, sendo uma das áreas mais promissoras para tecnologias avançadas de conversão de biomassa.

Outros autores também avaliaram alternativas para implantação desses sistemas em usinas de cana de açúcar. Ponce e Walter (1999) avaliaram a possibilidade de integração parcial de um sistema BIG-CC de usinas de açúcar cubanas. A integração parcial prevê que parte da demanda de vapor de processo da usina seja atendida pela caldeira de recuperação do ciclo combinado (HRSG) e parte por caldeiras convencionais queimando biomassa existente na usina, de modo a atender a demanda total requerida pelo processo.

Estudos demonstram que, devido à baixa capacidade de geração de vapor em ciclos BIG-CC, há necessidade de redução da demanda de vapor de processo abaixo de 290 kg de vapor/t de cana para que seja viabilizada a integração total da usina a este sistema de cogeração, sem necessidade de geração de vapor suplementar (Morris et al., 2002; Ensinas et al., 2007d).

Em um trabalho realizado entre o Centro de Tecnologia Coopersucar e a empresa sueca Termiska Processer AB (TPS), testes de gaseificação de bagaço e palha de cana foram conduzidos na planta piloto da empresa sueca em Vermont, que incluíram a gaseificação em leito fluidizado circulante, um separador de alcatrão, trocadores de calor, ciclone, filtro e lavador de gases.

Os dados foram usados para avaliação de alternativas de integração de sistemas de cogeração considerando tecnologia BIG-CC às usinas de cana-de-açúcar, mostrando que do ponto de vista da geração de eletricidade excedente a opção mais interessante é aquela que prevê integração total do sistema BIG-CC à usina, com redução da demanda de vapor de processo para 280 kg/t cana inteiramente suprida pelo vapor gerado na caldeira de recuperação. Essa configuração atingiu um índice de geração de 291 kWh/t cana, muito superior àqueles obtidos para as outras configurações que previam integração parcial e variaram entre 163-172 kWh/t cana. (Morris et al., 2002).

Apesar de vários estudos apontarem um futuro promissor para essa tecnologia, alguns desafios tecnológicos e de redução de custos ainda devem ser superados para que sistemas mais eficientes e confiáveis possam ser produzidos em escala comercial.

Walter *et al.* (2000) analisaram do ponto de vista técnico as perspectivas da tecnologia BIG-GC e identificaram que as principais barreiras estão no aumento da escala dos sistemas de gaseificação, no aumento da eficiência, na redução dos custos dos sistemas de limpeza, e no desenvolvimento de modelos de turbinas a gás em condições de operar de forma eficiente e confiável queimando gás proveniente da gaseificação da biomassa.

3.4. Índices de desempenho de sistemas de cogeração

Segundo Horlock (1997), plantas de potência convencionais e sistemas de cogeração têm concepções diferentes. Nas primeiras se procura a máxima eficiência na geração de potência, geralmente elétrica, enquanto na cogeração o projeto requer o atendimento das demandas de potência e calor. Como ambos produtos são valorizados, a eficiência elétrica passa a não ser o critério de performance mais adequado.

Alguns autores como Horlock (1997), Lizarraga (1994) e Huang (1996) apresentam e discutem alguns parâmetros a serem adotados em sistema de cogeração (Equações 3.1 a 3.4).

Fator de utilização de energia

$$FUE = \frac{W_{eletr} + Q_u}{E_{comb}} \quad (3.1)$$

Eficiência artificial

$$\eta_{art} = \frac{W_{eletr}}{E_{comb} - \left(\frac{Q_u}{\eta_{sc}} \right)} \quad (3.2)$$

Relação trabalho-calor

$$RTC = \frac{W_{eletr}}{Q_u} \quad (3.3)$$

Eficiência exergética

$$\eta_{ex} = \frac{W_{eletr} + Ex_{calor}}{Ex_{comb}} \quad (3.4)$$

O fator de utilização de energia (FUE), que expressa a eficiência de primeira lei da termodinâmica, expressa uma relação entre os produtos da planta, eletricidade (W_{eletr}) e calor útil fornecido (Q_u), com a energia total fornecida ao sistema pelo combustível (E_{comb}). Esse critério pode ser considerado insatisfatório por atribuir o mesmo peso a dois diferentes tipos de energia como o calor útil e a eletricidade, não valorizando o fato da primeira ser mais difícil de produzir que o calor, devendo por isso ser mais valorizada que o calor.

A eficiência artificial (η_{art}) considera que a energia do combustível realmente consumido pela planta para a geração de eletricidade é dada pela diferença entre sua demanda total e a fração que seria utilizada para a geração de calor em um sistema convencional, como por exemplo, uma

caldeira. Neste critério, η_{sc} , refere-se ao rendimento do sistema convencional de fornecimento de calor sem cogeração.

A relação trabalho calor (RTC), muito utilizada como índice de avaliação de sistemas de cogeração, indica a quantidade de energia elétrica que pode ser produzida para uma dada quantidade de calor aproveitado pelo processo.

A eficiência exergética (η_{ex}) considera a relação entre a exergia dos produtos da planta de cogeração, como a eletricidade produzida (W_{eletr}) e exergia útil fornecida em forma de calor (Ex_{calor}) e a exergia do combustível que é consumido (Ex_{comb}).

Segundo Huang (1996), a eficiência exergética e a relação trabalho-calor são os parâmetros mais úteis na avaliação de sistemas de cogeração, fornecendo de forma conjunta informações úteis que podem embasar de forma mais objetiva decisões a respeito do funcionamento e do potencial desses sistemas.

De qualquer forma, não se verifica um índice único capaz de avaliar de forma precisa qualquer sistema de cogeração, uma vez que estes sistemas apresentam aplicações diversas, devendo ser avaliado cada caso, de acordo com suas características e limitações.

Quanto ao tipo de sistema de cogeração a ser adotado nas usinas do setor sucroalcooleiro, alguns fatores limitantes na tomada de decisão podem ser apontados como: a existência de um mercado consolidado para a venda de excedentes de eletricidade e/ou bagaço, a infra-estrutura local para transporte dos excedentes gerados e a possibilidade de diversificação da produção com diferentes usos para o bagaço de cana.

Os sistemas de cogeração existentes em usinas de açúcar e etanol caracterizam-se por possuir uma quantidade excedente de combustível disponível pelo processo. Esse fato possibilita a tomada de decisões quanto à cogeração que incluem o consumo de todo o combustível, privilegiando a geração elétrica ou o seu uso como matéria prima para outros produtos e até

mesmo sua comercialização de combustível excedente, o que estaria ligado a um aumento de eficiência do sistema, porém sem necessariamente aumentar a geração elétrica.

A geração de excedente de eletricidade ou bagaço de cana, no entanto, está fortemente influenciada pelo consumo de vapor na produção de açúcar e etanol. O uso da energia no processo pode, portanto, influenciar decisivamente no tipo de sistema de cogeração a ser adotado nas usinas do setor. Técnicas de integração energética podem ser usadas para reduzir o consumo de utilidades, propiciando o uso da energia presente nas correntes do próprio processo.

Capítulo 4

Integração de processos

O conceito de integração de processo (IP) surgiu no início da década de 1980 e tem sido usado desde então para a análise do uso da energia e a diminuição do impacto ambiental de processos industriais. Este campo de estudos foi iniciado com trabalhos na área de recuperação de calor através do conceito de *Pinch Point*, porém, atualmente a IP engloba um universo mais amplo de possibilidades de integração que vão além do uso da energia nos processos.

A aplicação da IP na indústria tornou-se ferramenta fundamental para o projeto e o planejamento de suas atividades, proporcionando a redução de custos operacionais e de investimento. A minimização do consumo de recursos naturais em processos industriais integrados provém não só do melhor aproveitamento da energia, mas também do consumo de matérias primas e água, com análises que incluem integração térmica e de massa, além de gestão de resíduos industriais.

4.1. Aplicações da integração de processos

As áreas de aplicação de técnicas de integração de processos podem ser entendidas a priori como aqueles casos em que se busca a redução no uso da energia e do impacto ambiental, porém suas aplicações vão além desses objetivos. Como exemplo mais imediato pode ser citado o caso da redução do consumo de energia que geralmente está acompanhada de um aumento do investimento em equipamentos de recuperação energética. O objetivo neste caso torna-se a busca de um mínimo custo total incluindo operação e investimentos. Em outros casos, a análise pode

ser realizada visando à redução do custo do equipamento para um determinado nível de consumo de energia.

As principais áreas de aplicação da integração de processos na indústria podem ser descritas como:

- Projeto de novos processos ou *Retrofit*, incluindo modos de operação por batelada, contínuos e semi-contínuos;
- Planejamento da operação de processos;
- Aumento de eficiência no uso de matéria-prima e energia e na produtividade (*Debottlenecking*);
- Projetos de equipamentos como reatores, separadores e redes de trocadores de calor;
- Integração entre o processo e o sistema de utilidades;
- Integração entre complexos industriais, plantas geradoras de energia e sistemas de calefação/refrigeração de cidades;
- Minimização de geração de efluentes aquosos e de consumo de água em processos;
- Minimização de geração de resíduos e redução de emissões.

É importante ressaltar que o uso de técnicas de integração de processos, mesmo em processos similares, pode requerer diferentes projetos para atender as metas de demanda mínimas desejadas. Cada processo deve ser estudado separadamente, considerando custos operacionais de investimento locais, assim como as condições de operação.

4.2. Métodos de integração de processos

Segundo Gundersen (2000), os métodos de integração de processos podem ser caracterizados pelo uso de três ferramentas principais, sendo estas: regras heurísticas, baseadas na experiência sobre o projeto e a economia, conceitos de termodinâmica e a utilização de técnicas de otimização.

Os diversos métodos de IP apresentam sobreposições e semelhanças, sendo a tendência atual, a utilização das três ferramentas principais mencionadas acima. Um número significativo

das alternativas estruturais pode ser reduzido com o uso de regras heurísticas e conceitos termodinâmicos, tornando viável a análise dos problemas remanescentes com a adoção de técnicas de otimização, levando em conta os diversos critérios econômicos.

4.2.1 Análise Pinch

O conceito de *Pinch Point* para recuperação de calor foi a mais importante contribuição ao desenvolvimento do campo de estudo relacionado à integração de processos, tendo sido desenvolvido a partir de trabalhos de Hohmann (1971), Umeda et al. (1978-79) e Linnhoff e Flower. (1978). O conceito foi posteriormente desenvolvido para aplicação tecnológica na indústria na década de 1980 pelo grupo de Linnhoff na Universidade de Manchester (UMIST) na Inglaterra.

A aplicação da análise *Pinch* foi apresentada em vários trabalhos encontrados na literatura, podendo destacar-se Linnhoff et al. (1982), que descreve em detalhes o método, sendo complementado em trabalhos posteriores, como Linnhoff e Hindmarsh (1983) e Linnhoff e Ahmad (1990).

A aplicação da análise *Pinch* para melhor uso da energia de processos industriais é a alternativa mais explorada nos estudos realizados até hoje, embora muitos avanços também tenham sido obtidos em outras aplicações.

Baseando-se em analogias do mesmo conceito, a metodologia foi estendida, relacionando transferência de calor pela diferença de temperatura com a transferência de massa pela diferença de concentração de certo componente. Assim surgiu o *Mass Pinch* (El-Halwagi e Manousiouthakis, 1989-90), com aplicações em processos industriais nos quais existam unidades de transferência de massa tais como absorvedores, extratores, evaporadores e colunas de destilação, etc.

Uma aplicação específica do conceito de *Mass Pinch* foi desenvolvida para tratamento de efluentes industriais e redução do consumo de água, avaliando a possibilidade de reuso,

recuperação e reciclagem deste recurso. Essa metodologia, denominada *Water Pinch* (Wang e Smith,1994), também pode ser aplicada para o processo de tratamento distribuído de efluentes.

Segundo Gundersen (2000), mais recentemente o conceito *Pinch* foi usado no denominado *Hydrogen Pinch*, desenvolvido por Towler et al.(1996) e Alves (1999). Esta metodologia se aplica à análise da distribuição de hidrogênio em refinarias de petróleo, otimizando seu uso e avaliando a introdução de unidades de purificação, membranas e unidades criogênicas.

Análise Pinch aplicada à integração térmica

A análise *Pinch* aplicada à integração térmica é realizada basicamente em quatro fases distintas:

- Coleta de dados referentes às demandas energéticas do processo e aos sistemas de utilidades disponíveis.
- Estabelecimento das metas, que envolvem a definição do desempenho ótimo com relação a vários aspectos do projeto.
- Projeto inicial da rede de trocadores de calor.
- Otimização do projeto com simplificação do *lay-out* e análise de questões como operacionalidade, controle, segurança e busca do mínimo custo total.

A coleta de dados deve conter as seguintes informações a respeito das correntes presentes no processo e no sistema de utilidades:

- Vazão mássica.
- Calor específico à pressão constante.
- Temperatura inicial.
- Temperatura final.
- Entalpia específica de vaporização para correntes com mudança de fase.
- Temperatura de operação das utilidades quentes e frias disponíveis.
- Coeficiente de transferência de calor para cada corrente.

Com a definição do problema e a coleta de dados sobre as correntes do processo e o sistema de utilidades, é possível prosseguir uma análise prévia do potencial de integração térmica do processo com a determinação de metas de consumo (*targets*).

Na área de recuperação de calor o conceito de metas é usado na determinação do mínimo consumo de energia, mínimo número de equipamentos de troca térmica, mínima área total de troca térmica e mínimo custo total. Algumas metas como o consumo de energia são baseadas em conceitos termodinâmicos, outros como o número de equipamentos de troca térmica, são baseados em regras heurísticas. Outros, porém, como a área de troca térmica e o custo total, são estimativas de desempenho ótimo.

Além das metas descritas acima, outras, como a mínima geração de efluentes e emissões e a máxima geração de potência, são aplicados, porém, em todos os casos se assume que nenhum projeto real pode superar a performance ótima obtida neste tipo de análise, sendo em muitos casos uma orientação para a realização do projeto mais adequado.

Metas de Consumo de Utilidades - Método Tabular (Cascata Térmica)

A determinação da meta de consumo mínimo de utilidades pode ser calculada a partir da construção do Método Tabular apresentado por Linnhoff e Flower (1978) a partir da qual se define a denominada cascata térmica.

Nesse método se faz primeiramente a definição de intervalos de temperaturas nos quais as correntes quentes e frias envolvidas no processo podem trocar calor entre si. Para que seja mantida a diferença mínima de temperatura (Δt_{\min}) estabelecida a priori para a aplicação do método de análise, as temperaturas de cada intervalo são determinadas somando-se um valor de $\Delta t_{\min}/2$ para as temperaturas das correntes frias, e subtraindo-se $\Delta t_{\min}/2$ para as temperaturas das correntes quentes.

As temperaturas são dispostas em ordem decrescente criando-se intervalos onde as correntes do processo podem ser posicionadas de acordo com suas temperaturas iniciais e finais, como mostra a Figura 4.1.



Figura 4.1. Exemplo de intervalos de temperatura com indicação das correntes do processo

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

As correntes quentes e frias que pertencerem ao mesmo intervalo de temperatura têm suas capacidades térmicas (mcp) somadas, fornecendo um total de cada intervalo, considerando valor positivo para as correntes frias e negativo para as quentes.

Assim, pode-se construir a cascata térmica, considerando que o calor disponível em cada intervalo de temperatura é transferido ao intervalo imediatamente inferior. Se houver resultado negativo no balanço de energia em determinado intervalo, o uso de utilidades quentes deve ser indicado. Da mesma maneira, se o resultado for negativo essa quantidade de calor pode ser transferida ao intervalo inferior e assim sucessivamente, gerando a cascata térmica.

Com a implementação deste procedimento é possível calcular a demanda de utilidades quentes e frias mínimas do sistema. A localização do *Pinch Point* pode assim ser identificada no intervalo de temperatura no qual não há transferência de calor ao intervalo posterior e não há demanda de utilidades quentes.

Curva Composta

A visualização dos resultados de forma gráfica com a construção das Curvas Compostas (CCs) é uma das principais ferramentas do método, sendo possível verificar de maneira simplificada e prática a possibilidade de integração térmica e a necessidade de utilidades quentes e frias.

Assim como nos cálculos do Método Tabular, a construção das CCs para correntes Quentes e Frias baseia-se na distribuição das correntes do processo em intervalos de temperatura. Uma curva para as correntes quentes e outra para as correntes frias podem ser geradas somando-se a variação de entalpia das correntes para cada intervalo como mostra a Figura 4.2, que também indica as regiões onde uma possível integração térmica pode ser implementada, assim como as necessidades de utilidades quentes e frias, localizadas nas extremidades do gráfico.

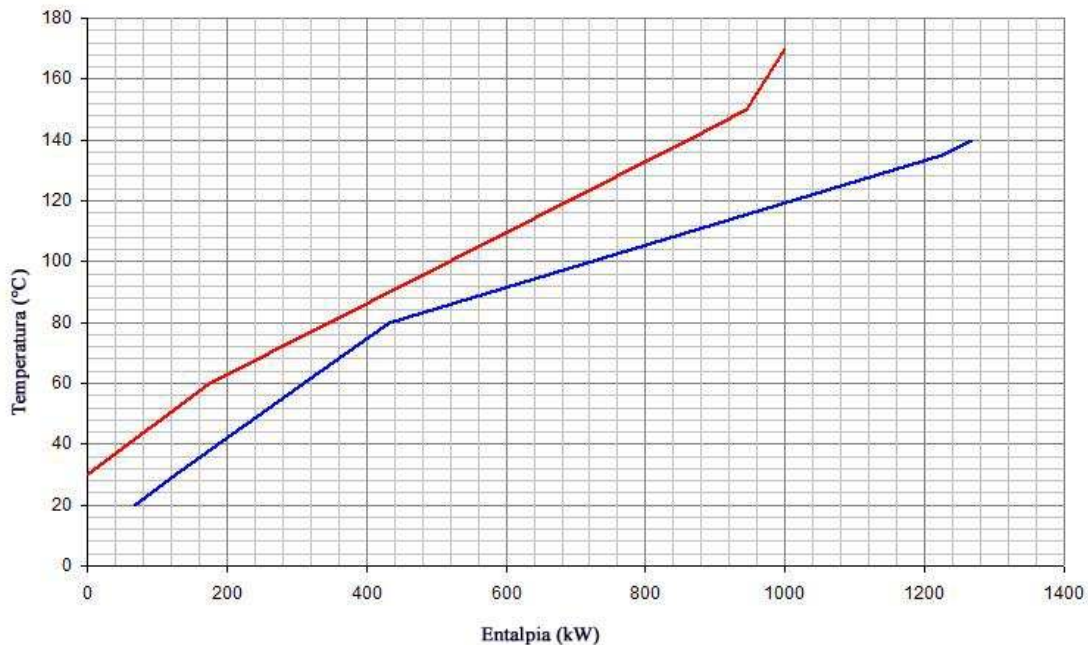


Figura 4.2. Exemplo de curva composta

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

O valor adotado para o Δt_{\min} define o ponto de maior aproximação entre as duas Curvas Compostas geradas, identificando o ponto de estrangulamento energético ou *Pinch* que separará o sistema em duas partes, uma abaixo e outra acima deste ponto. Esse ponto limita o grau de integração térmica do processo, representando o gargalo do ponto de vista da recuperação de energia.

A região acima do *Pinch* atua como sumidouro de calor, sendo consumidora de utilidades quentes. Por outro lado, a região abaixo deste ponto atua como fonte de calor, requerendo somente utilidades frias.

A separação dessas duas regiões é importante uma vez que, se forem consumidas utilidades frias acima do *Pinch*, será necessário adicionar ainda mais utilidades quentes para atender a nova demanda, aumentando sua necessidade térmica e conseqüentemente o consumo de energia do sistema como um todo.

O mesmo ocorre na região abaixo do *Pinch*, onde a adição de utilidades quentes implica no uso de utilidades frias para atender a nova demanda de resfriamento.

Assim, alguns princípios básicos de aplicação do método foram estabelecidos para evitar usos desnecessários de utilidades quentes e frias:

- Não usar utilidades frias na região acima do *Pinch*
- Não usar utilidades quentes na região abaixo do *Pinch*
- Não transferir calor através do *Pinch*

Grande Curva Composta

A Grande Curva Composta (GCC) é uma outra ferramenta gráfica de visualização do problema do consumo mínimo de utilidades. Essa representação gráfica combina as curvas compostas quente e fria em uma única, sendo realizada também através da somatória da capacidade térmica das mesmas em cada nível de temperatura.

Assim como as CC, a representação da GCC é feita em um diagrama temperatura- entalpia, devendo-se deslocar a Curva Composta Quente um valor $\Delta t_{\min}/2$ abaixo e Curva composta Fria um valor de $\Delta t_{\min}/2$ acima de sua posição original para que haja um intersecção das duas curvas no ponto *Pinch*.

A GCC é obtida com a diferença de entalpias das Curvas Compostas Quente e Fria para cada nível de temperatura. O *Pinch Point* se localiza no ponto onde a diferença de entalpia entre as CC é zero, como indicado na Figura 4.3.

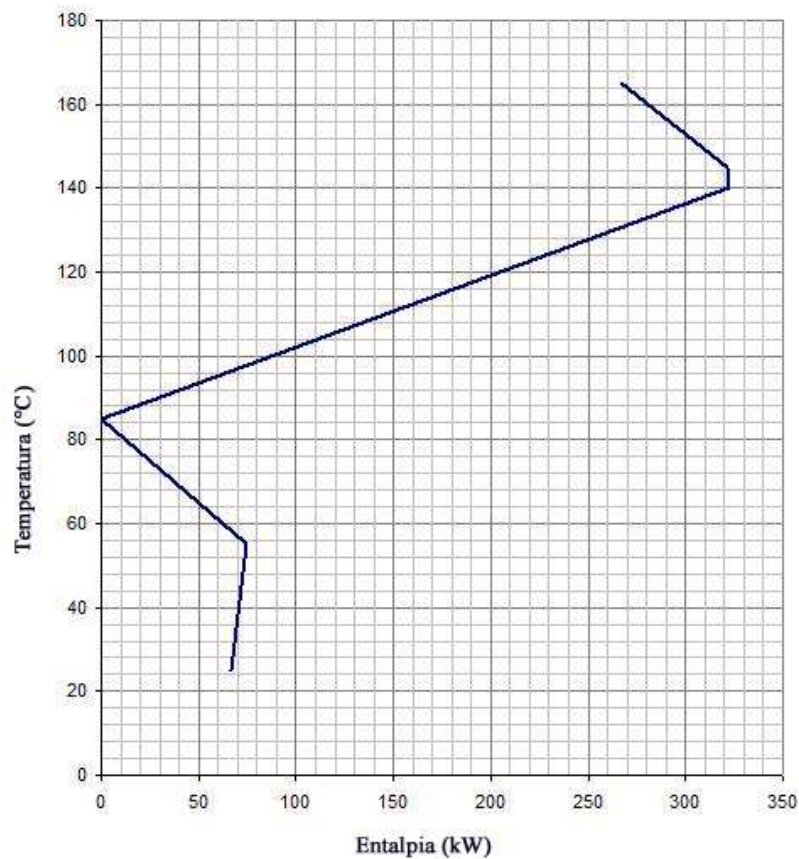


Figura 4.3. Exemplo de curva composta e grande curva composta

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

As necessidades de utilidades quentes na região acima do *Pinch* e frias abaixo deste podem ser observadas com maior clareza na GCC, assim como as regiões onde a integração térmica é possível.

Além disso, uma das vantagens principais da GCC é a identificação do nível de temperatura apropriado de utilidades a ser usado, minimizando as irreversibilidades do processo de troca de calor e permitindo a avaliação do uso de utilidades de menor custo.

Com o uso da GCC a viabilidade da integração de equipamentos como evaporadores, colunas de destilação, bombas de calor e turbinas a vapor com o restante do processo pode ser avaliada em detalhes, identificando as melhores aplicações do ponto de vista do consumo de energia. Gundersen (2000) apresenta algumas condições básicas para integração desses equipamentos com o restante do processo:

Colunas de destilação: somente se o refeedor operar com temperatura abaixo do ponto *Pinch* ou o condensador operar acima deste.

Bombas de calor: somente se transferir calor através do *Pinch*, da região abaixo deste para aquela acima do mesmo. Devem ser integradas com colunas de destilação somente se não existir possibilidade de integração das colunas com o processo, uma vez que o custo de implantação de uma bomba de calor em geral é mais alto que a outra opção.

Turbinas a vapor (contra-pressão ou extração): somente se o vapor de escape ou de extração estiver a temperatura de condensação alta o suficiente para uso acima do *Pinch* ou no refeedor de uma coluna de destilação. Caso contrário, o vapor deve ser expandido ao máximo na turbina de condensação para melhor aproveitamento da energia.

Projeto inicial da rede de trocadores de calor

A estratégia para o projeto inicial da rede de trocadores de calor deve ser iniciada próxima ao *Pinch Point*, onde se encontra a limitação mais crítica de troca de calor entre as correntes do processo. O projeto segue então para as regiões mais afastadas do *Pinch*, sempre assegurando que as correntes quentes sejam utilizadas na região superior a este e que o mesmo ocorra para as correntes frias na região inferior.

Segundo Gundersen (2000), como regra para os trocadores de calor localizados acima do *Pinch*, deve-se assegurar que **mcp** das correntes frias seja maior ou igual aquele de correntes

quentes com as quais trocam calor e o número de correntes frias seja maior ou igual ao número de correntes quentes.

Da mesma forma, abaixo do ponto *Pinch* o “**mcp**” das correntes quentes deve ser maior ou igual aquele das correntes frias com as quais trocam calor e o número total de correntes quentes deve ser maior ou igual ao número de correntes frias.

Se as regras acima não são satisfeitas, deve-se dividir as correntes para que seja atingida a máxima recuperação de calor. Embora a aplicação do método *Pinch* elimine algumas alternativas que são claramente desvantajosas do ponto de vista energético, geralmente ainda existem várias possibilidades de projeto inicial para a rede de trocadores de calor. A divisão das correntes permite normalmente uma maior recuperação de calor entre as mesmas, porém em alguns casos se obtém uma diminuição da área total de transferência de calor necessária ou ainda uma redução do número de trocadores de calor.

4.3. Revisão de estudos de integração térmica aplicada à produção de açúcar e etanol

O processo de produção de açúcar apresenta ao longo de sua história importantes avanços tecnológicos com relação ao uso da energia. Segundo Christodoulou (1996), um primeiro avanço foi obtido com Antony Smith em 1692, quando se verificou a possibilidade do uso de vapor para a evaporação em substituição à técnica de fogo direto que se usava na época. Em 1813, Howard introduz a evaporação a pressões reduzidas e em 1828 o cozedor tubular.

Contudo, a inovação que realmente é considerada um marco na economia mundial de energia na indústria açucareira e química em geral foi o sistema de evaporação de múltiplo efeito, concebido por Norbert Rilleaux em 1832, que obteve suas patentes somente no ano de 1843, para o sistema de duplo efeito e em 1846, para o triplo efeito. Em 1850, Robert introduz os evaporadores com tubos verticais que levam seu nome e são largamente utilizados até hoje na indústria açucareira.

Com a introdução dos sistemas de difusão para a fabricação do açúcar de beterraba em 1870, uma demanda por sistemas de evaporação mais eficientes surgiu, uma vez que a maior diluição do caldo necessária para esse processo exigia maior consumo de energia para sua concentração.

As inovações tecnológicas seguiram com uma evolução tecnológica dos evaporadores. Novos sistemas com maior número de efeitos e diferentes princípios de funcionamento foram desenvolvidos. Evaporadores de placas e película descendente cada vez mais se apresentam como alternativas para a realização do processo de concentração de forma mais eficiente. Técnicas de recompressão aplicadas à evaporação também foram exploradas desde 1945 (Vernois, 1975 apud Christodoulou, 1996).

A integração desses equipamentos com o restante do processo também foi estudada aplicando técnicas de integração de processos, o que permite o aprimoramento do uso da energia primária. Análises com base em conceitos de energia, exergia ou termoeconomia são ferramentas que possibilitam uma avaliação das melhorias obtidas com a integração do processo, podendo complementar o estudo de integração.

Alguns trabalhos são encontrados na literatura indicando as melhores opções de integração de processo na fabricação de açúcar aplicando o método de *Pinch*.

O estudo da produção do açúcar de beterraba foi realizado em alguns trabalhos como o de Twaite et al. (1986), que analisaram o projeto de uma usina de açúcar inglesa, utilizando a análise *Pinch* como ferramenta de avaliação das possibilidades de redução do consumo de energia na planta. A introdução de seis efeitos de evaporação, em substituição ao sistema de cinco efeitos com recompressão mecânica de vapor (RMV) no primeiro efeito, foi uma das modificações propostas, uma vez que o sistema existente se mostrava menos efetivo em termos da redução de consumo de vapor. A análise *Pinch* possibilitou a identificação da deficiência do processo, principalmente com relação ao uso da RMV de forma inadequada.

Christodoulou (1996) analisou através do método *Pinch*, propostas de modificações em alguns trabalhos relacionados à integração térmica em usinas de açúcar de beterraba. O uso de seis e sete efeitos de evaporação com evaporadores *falling film* e trocadores de calor de placas foram indicados como alternativas interessantes e viáveis para a diminuição do consumo de vapores nesses processos.

Outros estudos são encontrados na literatura avaliando a produção de açúcar a partir da cana-de-açúcar. Franco (2001) avaliou a integração do sistema de evaporação ao restante do processo através do método *Pinch*, analisando evaporadores localizados acima e abaixo do ponto *Pinch*.

Rein (2007) apresenta algumas oportunidades para a redução do consumo de vapor de processo em usinas de açúcar de cana, possibilitando a geração de bagaço excedente no sistema de cogeração. Dentre os pontos levantados, pode-se destacar o aumento do Brix do xarope, levando a um maior consumo de vapor na evaporação, porém reduzindo o consumo na etapa de cozimento, o uso de vapor vegetal de 1º, 2º ou até 3º efeito para atender a demanda dos cozedores, a redução do uso de água adicionada aos cozedores e às centrífugas, o aumento do número de efeitos de evaporação, o uso de condensados e vapores vegetais para aquecimento do caldo misto na etapa de tratamento e o aumento da temperatura de operação dos evaporadores, possibilitando um maior aproveitamento das sangrias de vapor no processo.

Upadhiaya (1992) também apresenta algumas sugestões para a economia de vapor visando o aumento da geração elétrica em usinas de açúcar de cana, incluindo a maximização das sangrias de vapor vegetal e o uso de cozedores contínuos.

Westphalen (1999) desenvolveu um modelo matemático para a simulação estática e dinâmica de sistemas de evaporação avaliando o número e arranjos dos efeitos, temperatura de alimentação, aproveitamento do condensado e recompressão térmica, porém, sem incluir a integração do sistema com o restante do processo.

A integração entre o sistema de evaporação e a rede de trocadores de calor na produção de açúcar de cana foi estudada por Ensinas et al. (2007c). Foi desenvolvido um procedimento de otimização termoeconômica para a distribuição das sangrias de vapor vegetal na produção de açúcar de cana buscando a minimização dos custos de investimento em equipamentos e de operação do sistema no projeto dos evaporadores e dos trocadores de calor.

Poucas informações são encontradas na literatura com relação à integração de processo na produção do etanol ou em usinas integradas de açúcar e etanol de cana-de-açúcar.

Higa (1999) aplicou análise *Pinch* e técnicas de otimização no projeto de evaporadores em usinas de açúcar e etanol, verificando o efeito da redução do consumo de vapor com o deslocamento das sangrias para os últimos efeitos de evaporação. Em trabalho posterior, Higa (2003) aplicou a análise *Pinch* ao mesmo processo visando o aumento do excedente de eletricidade gerado no sistema de cogeração.

Outros trabalhos se concentram na etapa de destilação e desidratação do etanol como Guimarães *et al.* (1996) que utilizaram os conceitos da integração térmica para minimizar o consumo de utilidades na síntese de um sistema de separação água-etanol por destilação azeotrópica. Melo *et al.* (1998) também realizaram um estudo para diminuir o consumo energético do processo de destilação extrativa para obtenção de etanol anidro.

A integração térmica de colunas de destilação também é analisada por Seemann (2003), que mostra que a operação das colunas de destilação e retificação em pressões diferentes e o uso do condensador da segunda coluna como refeedor da primeira propiciam uma redução significativa da demanda de vapor.

Capítulo 5

Análise Exergética

5.1 O conceito de exergia

A limitação de conversão de calor em trabalho em uma máquina térmica foi evidenciada por N.L.S. Carnot em 1824, o que levou à formulação da segunda lei da Termodinâmica, curiosamente definida antes da formulação da primeira lei que prova a conservação da energia (Szargut et al., 1988).

O conceito de trabalho máximo ou disponível foi pesquisado desde a formulação matemática da segunda lei da Termodinâmica e resultou de trabalhos de Clausius, Thomson, Maxwell e principalmente Gibbs, que em 1873 introduziu este conceito incluindo o efeito da difusão (Wall e Gong, 2001).

A necessidade de diferenciar a energia do conceito de qualidade da energia e sua possibilidade de ser convertida em outras formas de energia, especialmente na realização de trabalho, levou à definição do termo exergia introduzido por Z. Rant em 1952, a partir das palavras gregas “ex” e “ergon” (trabalho), significando a parte da energia que está disponível para a realização de trabalho (Christodoulou, 1996).

A oportunidade de realização de trabalho existe sempre que dois sistemas em diferentes estados entram em contato. Quando um dos sistemas é idealizado de forma a representar um ambiente de referência e o outro sistema se encontra em desequilíbrio em relação ao anterior, é

possível determinar a exergia disponível, ou o máximo trabalho teórico que pode ser gerado, até que os dois sistemas em questão se encontrem em equilíbrio (Bejan et al. 1996).

Gouy e Stodola estudaram as possibilidades de realização de trabalho em condições reais e descobriram o efeito da temperatura ambiente no trabalho a ser obtido. Segundo suas formulações, a perda de trabalho, devido à irreversibilidade dos processos térmicos, é igual ao produto da soma do incremento de entropia de todos os corpos participantes e a temperatura ambiente.

A exergia é uma medida com relação a dois estados, um inicial e um de referência, sendo calculada como uma propriedade extensiva de um sistema, uma vez que o estado de referência foi definido.

Assim como outras propriedades extensivas, como energia e entropia, a exergia depende do estado do sistema, tendo seu valor nulo quando este atinge o equilíbrio com relação ao ambiente de referência.

5.2. Balanço de exergia e ambiente de referência

A análise exérgica, de segunda lei da Termodinâmica, tem se tornado uma importante ferramenta para o projeto e a análise de sistemas energéticos, uma vez que permite uma visão qualitativa do uso da energia no mesmo. Permite ainda avaliar o desempenho da planta de maneira global ou localizada, possibilitando identificar os pontos de perdas de exergia devido às irreversibilidades geradas no processo.

Considerando um caso particular de processos que se realizam em regime permanente e estado estacionário e desprezando-se as variações de energia cinética e potencial, o balanço de exergia pode ser expresso pela Equação 5.1.

$$m(ex_e - ex_s) + Q\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) - W = I \quad (5.1)$$

Os processos industriais satisfazem de forma aproximada as condições para a aplicação da Equação 5.1, sendo, portanto, possível realizar balanços de exergia em processos reais, conhecendo-se as propriedades dos fluxos de matéria que atravessam a fronteira do sistema a ser analisado. É importante ressaltar que o cálculo das propriedades deve considerar o mesmo ambiente de referência para todos os fluxos envolvidos na análise, permitindo estabelecer assim um parâmetro de comparação único.

Com relação ao ambiente de referência, Szargut et al. (1988) definem dois estados de equilíbrio, restrito e irrestrito, associados respectivamente às componentes físicas e químicas da exergia:

a) O equilíbrio restrito de um sistema se relaciona ao equilíbrio térmico e mecânico com o ambiente, sendo portanto as pressões e temperaturas iguais às daquelas do estado de referência.

b) O equilíbrio irrestrito considera que, além do equilíbrio térmico e mecânico, o sistema se encontra em equilíbrio químico com os elementos constituintes do ambiente de referência.

Desconsiderando os efeitos nucleares, magnéticos, elétricos, de tensão superficial, cinéticos e potenciais, a exergia total de uma substância pode ser calculada pela somatória de sua exergia física e química (Equação 5.2) (Szargut et al., 1988).

$$Ex_{total} = Ex_f + Ex_q \quad (5.2)$$

Segundo Kotas (1980), a exergia física é o máximo trabalho obtido por um sistema por meio de um processo físico reversível quando o sistema parte de um estado inicial e atinge o equilíbrio restrito com o ambiente.

Ainda segundo Kotas (1980), a exergia química pode ser definida como o trabalho que pode ser obtido por um sistema, que se encontra no estado de equilíbrio restrito com o ambiente e, através de um processo reversível, atinge o estado irrestrito de equilíbrio com este. Processos

químicos e físicos ocorrem, estando relacionados respectivamente à conversão das substâncias presentes inicialmente no sistema naquelas presentes no ambiente e ao ajuste das concentrações e estados físicos destas em relação ao estado de referência definido.

Devido à grande imprecisão no estabelecimento de uma composição de equilíbrio para o ambiente de referência, Szargut et al.(1988) introduzem o conceito de espécies de referência para um ambiente de não-equilíbrio, sendo escolhidos para isso os elementos mais comuns na natureza.

Considerando que há grande variação da composição química do ambiente natural, Szargut et al. (1988) introduzem também o conceito de exergia química padrão, calculada a temperatura de 25°C e pressão de 1,013 bar. Uma concentração padrão das espécies de referência no ambiente é adotada, sendo resultado de uma composição média da atmosfera, água do mar e camada externa da crosta terrestre.

Com a metodologia proposta, os autores apresentam tabelas com os valores da exergia química padrão de todos os elementos puros da tabela periódica, considerando o ambiente de referência proposto.

Para o cálculo de soluções não-ideais, Szargut et al. (1988) mostram que é necessário considerar a denominada exergia química de mistura, que contabiliza a quantidade de trabalho potencialmente necessário para separar duas ou mais substâncias misturadas à mesma temperatura e pressão.

5.3. Cálculo de exergia de substâncias aplicadas à produção de açúcar e etanol

Para a realização da análise do processo de produção de açúcar e etanol é necessário o cálculo das propriedades termodinâmicas das diferentes substâncias encontradas no processo, como bagaço de cana, misturas sacarose-água, etanol-água e a própria cana de açúcar.

Uma solução binária sacarose-água foi adotada para a determinação das propriedades de alguns fluidos presentes no sistema como o caldo de cana, o xarope, a massa cozida, o melaço, o açúcar final e o mosto da fermentação.

Para os fluxos como vinho, etanol hidratado e vinhoto, uma solução etanol-água foi considerada para o cálculo das propriedades.

Assumiu-se que a cana de açúcar tem sua exergia determinada pela soma da exergia correspondente as frações de caldo absoluto e bagaço que a compõem.

5.3.1. Exergia da solução sacarose-água

Seguindo metodologia descrita por Szargut et al. (1988) e Kotas (1995), a exergia total de uma solução composta por água e sacarose pode ser calculada pela soma das componentes físicas e químicas da mistura.

Para o cálculo das propriedades dos fluxos do processo que são compostos por misturas de açúcares e água como o caldo, o xarope, a massa cozida, o açúcar final e o mosto da fermentação pode ser considerada uma solução binária sacarose-água como afirma Fernandez-Parra (2003).

Nebra e Fernandez-Parra (2005) realizaram uma extensa revisão dos cálculos de propriedades da solução sacarose-água tendo em vista a proposição de uma metodologia de cálculo da exergia desta solução. Segundo os autores, os trabalhos apresentados por Guallar (1987) e Baloh e Wittwer (1995) que descrevem métodos de cálculo da exergia, apresentam diferentes ambientes de referência dificultando a comparação dos resultados. Além disso, correlações publicadas mais recentemente na literatura foram estudadas, buscando uma proposta mais clara para o cálculo da exergia da solução em questão. O ambiente de referência proposto por Szargut et al.(1988) foi considerado na análise.

Considerando a solução não-ideal sacarose-água, a componente física da solução pode ser expressa pela Equação 5.3.

$$ex_{f,ssa} = \Delta h_{ssa} - T_0 \Delta s_{ssa} \quad (5.3)$$

A exergia química da solução pode ser calculada pela Equação 5.4

$$ex_{q,ssa} = \frac{(y_{sac} ex_{q,sac} MM_{sac} + y_{ag} ex_{q,ag} MM_{ag}) + RT_0 (y_{sac} \ln(\gamma_{sac} y_{sac}) + y_{ag} \ln(\gamma_{ag} y_{ag}))}{MM_{ssa}} \quad (5.4)$$

Para o cálculo da entalpia, entropia e coeficientes de atividade necessários para a determinação da exergia total da solução sacarose-água, diversos parâmetros devem ser determinados, entre estes, a solubilidade da solução sacarose-água, que pode ser calculada pela correlação de Peacock (1995) (Equação 5.5)

$$x_{ssa,sat} = 63,753 + 0,13542t_{ssa} + 0,0008869t_{ssa}^2 - 2,222 \times 10^{-6}t_{ssa}^3 \quad (5.5)$$

Quando a solução se encontra acima do ponto de solubilidade indicado pela Equação 5.5, uma nova fase composta por cristais de açúcar se faz presente. A partir deste ponto as propriedades podem ser calculadas como uma mistura das duas fases, sendo uma média das propriedades de cada uma. Com a Equação 5.6 pode ser calculada a fração mássica da solução sacarose-água com relação à massa total da mistura de duas fases.

$$z_{ssa} = \frac{100 - x_{ssa}}{100 - x_{ssa,sat}} \quad (5.6)$$

A correlação atribuída a Janovskij-Archangelskij, reportada por Kadlec et al. (1981), permite o cálculo do calor específico a pressão constante (Cp) da solução sacarose-água para uma faixa de pureza do caldo de cana entre 55-100% (Equação 5.7).

$$cp_{ssa} = 4,1868 - 0,0297x_{ssa} + 4,6 \times 10^{-5}x_{ssa}Pz_{ssa} + 7,5 \times 10^{-5}x_{ssa}t_{ssa} \quad (5.7)$$

Seguindo proposta de Kadlec et al. (1981), a diferença de entalpia da solução em relação ao estado de referência (t_0, p_0) para concentrações abaixo do ponto de solubilidade pode ser calculada pela Equação 5.8, que provém da integração da correlação do calor específico variando com a temperatura (Equação 5.7). Acima do ponto de solubilidade a Equação 5.9 pode ser usada considerando o valor médio ponderado com auxílio da Equação 5.6.

$$\Delta h_{ssa} = (4,1868 - 0,0297x_{ssa} + 4,6 \times 10^{-5} x_{ssa} Pz_{ssa})(t_{ssa} - t_0) + 3,75 \times 10^{-5} x_{ssa} (t_{ssa}^2 - t_0^2) \quad (5.8)$$

$$\Delta h_{ssa} = z_{ssa} \Delta h_{ssa,sat} + (1 - z_{ssa}) \Delta h_{sac} \quad (5.9)$$

Do mesmo modo, a diferença de entropia da solução em relação ao estado de referência (t_0, p_0) para concentrações abaixo do ponto de solubilidade pode ser calculada pela Equação 5.10. Acima do ponto de solubilidade a Equação 5.11 pode ser usada considerando o valor médio ponderado como no cálculo da entalpia com a Equação 5.9.

$$\Delta s_{ssa} = (4,1868 - 0,05018625 x_{ssa} + 4,6 \times 10^{-5} x_{ssa} Pz_{ssa}) \left(\ln \frac{T_{ssa}}{T_0} \right) + 7,5 \times 10^{-5} x_{ssa} (T_{ssa} - T_0) \quad (5.10)$$

$$\Delta s_{ssa} = z_{ssa} \Delta s_{ssa,sat} + (1 - z_{ssa}) \Delta s_{sac} \quad (5.11)$$

Peacock (1995) apresenta uma correlação para o cálculo da elevação do ponto de ebulição devido ao aumento da concentração da solução sacarose-água, considerando a temperatura de saturação e a concentração de sólidos (Equação 5.12). Esta correlação foi adotada para os cálculos efetuados neste estudo, em especial na simulação do sistema de evaporação de caldo e no cozimento, onde o efeito da elevação do ponto de ebulição assume significativa importância nos cálculos.

$$\Delta t_{epe,ssa} = 6,064 \times 10^{-5} \left[\frac{(273 + t_{ssa})^2 x_{ssa}^2}{(374 - t_{ssa})^{0,38}} \right] \left[5,84 \times 10^{-7} (x_{ssa} - 40)^2 + 0,00072 \right] \quad (5.12)$$

O coeficiente de atividade da água pode ser calculado a partir da Equação 5.13 (Starzack e Peacock, 1997). A atividade da água pode, assim, ser calculada utilizando a Equação 5.14.

$$\ln \gamma_{ag} = \frac{-2121,48}{T_{ssa}} y_{sac}^2 (1 - 1,0038 y_{sac} - 0,24653 y_{sac}^2) \quad (5.13)$$

$$a_{ag} = \gamma_{ag} y_{ag} \quad (5.14)$$

Nebra e Fernandez-Parra (2005) desenvolveram uma equação para cálculo do coeficiente de atividade da sacarose. O método proposto utiliza a correlação apresentada por Starzack e Peacock (1997) para o coeficiente de atividade da água e realiza a integração da equação de Gibbs-Duhem para a solução binária sacarose-água (Equação 5.15), seguindo método descrito por Balzhiser et al., (1980).

$$\int_{y_{sac}}^{y_{sac}=y_{sac,sat}} d(\ln a_{sac}) = \int_{y_{sac}}^{y_{sac}=y_{sac,sat}} \frac{y_{ag}}{y_{sac}} d(\ln a_{sac}) \quad (5.15)$$

Os limites da integração correspondem ao estado inicial e a máxima solubilidade da solução. O limite superior adotado corresponde ao estado em que a solução se encontra em equilíbrio com a sacarose pura. Assim, o valor da atividade da sacarose corresponde ao seu estado puro como sugere Hougen et al. (1964). Desta forma o coeficiente de atividade da sacarose pura pode ser calculado pelas equações 5.16 e 5.17 e a atividade da sacarose pode ser calculada pela Equação 5.18.

$$\gamma_{sac,sat} = \frac{1}{y_{sac,sat}} \quad (5.16)$$

$$\ln \left(\frac{\gamma_{sac}}{\gamma_{sac,sat}} \right) = \frac{2121,48}{T_{ssa}} (y_{sac} - y_{sac,sat}) \left[\begin{array}{l} 2(y_{sac} - y_{sac,sat}) - 2,5057(y_{sac}^2 - y_{sac,sat}^2) \\ + 0,67509(y_{sac}^3 - y_{sac,sat}^3) \\ + 0,24653(y_{sac}^4 - y_{sac,sat}^4) \end{array} \right] \quad (5.17)$$

$$a_{sac} = \gamma_{sac} y_{sac} \quad (5.18)$$

Os valores de exergia química padrão da água e da sacarose foram obtidos a partir de valores tabelados em Szargut et al., (1988), uma vez que o mesmo ambiente de referência proposto por estes autores foi adotado nas análises realizadas no presente trabalho.

Nebra e Fernandez-Parra (2005) demonstraram um método de cálculo da exergia da solução sacarose-água que é válido para qualquer concentração, embora a faixa de aplicação seja restrita a purezas acima de 55% devido à utilização da correlação de Kadlec et al. (1981) para o cálculo do calor específico que influencia diretamente a exergia física. No entanto, como afirmam os autores, a componente referente à exergia química apresenta um valor muito acima quando comparado com a exergia física.

5.3.2. Exergia da solução etanol-água

Para a determinação da exergia da solução etanol-água foi utilizada a proposta de Faria (2003), analisada por Modesto et al. (2005). A exergia total é obtida pela soma das componentes física e química como indica a Equação 5.19.

$$ex_{total,sea} = ex_{f,sea} + ex_{q,sea} \quad (5.19)$$

A exergia física é determinada pela Equação 5.20:

$$ex_{f,sea} = (x_{ag}(h_{ag} - h_{0(ag)}) + x_{et}(h_{et} - h_{0(et)}) + h_{sea}) - T_0(x_{et}(s_{et} - s_{0(et)}) + s_{sea}) \quad (5.20)$$

A entalpia da solução é calculada seguindo a proposta de Larkin (1975) (Equação 5.21):

$$h_{sea} = \frac{y_{et}(1 - y_{et})(a_0\sqrt{y_{et}} + a_{0.5}\sqrt{y_{et}} + a_{1.5}(y_{et})^{1.5} + a_{2.5}y_{et}^{2.5} + a_{4.5}y_{et}^{4.5})}{MM_{sea}} \quad (5.21)$$

Na qual:

$$\begin{aligned}
 a_o &= -3,63868 \times 10^5 + 1,83829 \times 10^3 (T_{sea}) - 2,32763 (T_{sea})^2 \\
 a_{0,5} &= 9,25982 \times 10^5 + 4,83586 \times 10^3 (T_{sea}) + 6,37228 (T_{sea})^2 \\
 a_{1,5} &= -14,04894 \times 10^5 + 7,51661 \times 10^3 (T_{sea}) - 10,1128 (T_{sea})^2 \\
 a_{2,5} &= 10,91318 \times 10^5 + 5,89498 \times 10^3 (T_{sea}) + 7,98868 (T_{sea})^2 \\
 a_{4,5} &= -2,79986 \times 10^5 + 1,50557 \times 10^3 (T_{sea}) - 2,03127 (T_{sea})^2
 \end{aligned}$$

A entropia da solução é definida pela Equação 5.22:

$$s_{sea} = \frac{h_{sea} - g_{sea}}{T_{sea}} \quad (5.22)$$

A energia livre de Gibbs para a solução (Equação 5.23) é por sua vez, função dos coeficientes de atividade do etanol e da água, calculados respectivamente pelas Equações 5.24 e 5.25 (Gmehling et al., 1981).

$$g_{sea} = \frac{RT_0}{MM_{sea}} (x_{et} \ln(\gamma_{et}) + x_{ag} \ln(\gamma_{ag})) \quad (5.23)$$

$$\gamma_{et} = \exp \left[a_{12} \left(\frac{a_{21} y_{ag}}{a_{12} y_{et} + a_{21} y_{ag}} \right)^2 \right] \quad (5.24)$$

$$\gamma_{ag} = \exp \left[a_{21} \left(\frac{a_{21} y_{et}}{a_{12} y_{et} + a_{21} y_{ag}} \right)^2 \right] \quad (5.25)$$

Nas quais:

$$a_{12} = 1,6877$$

$$a_{21} = 0,9003$$

A exergia química é calculada pela Equação 5.26.

$$ex_{q,sea} = \frac{y_{et} ex_{q,et} MM_{et} + y_{ag} ex_{q,ag} MM_{ag}}{MM_{sea}} \quad (5.26)$$

Os valores da exergia química padrão da água e do etanol apresentados em Szargut et al (1988) foram adotados neste estudo.

5.3.3. Exergia do bagaço de cana

Considerando que o bagaço de cana representa a parte fibrosa do colmo da cana e assumindo que este é separado do caldo no processo de extração por princípios estritamente físicos, pode-se aplicar a proposta de Szargut et al. (1988) para o cálculo da exergia de combustíveis sólidos. O método baseia-se em correlações obtidas a partir de propriedades de compostos orgânicos que foram aplicadas a substâncias mais complexas como a madeira. A razão beta (β), calculada pela Equação 5.27, estabelece a relação entre a exergia química do combustível em análise e seu Poder Calorífico Inferior (PCI), desde que seja conhecida sua composição química com os teores de carbono, hidrogênio, nitrogênio e oxigênio.

$$\beta = \frac{1,0412 + 0,2160(\mu_{H_2} / \mu_C) - 0,2499(\mu_{O_2} / \mu_C)[1 + 0,7884(\mu_{H_2} / \mu_C)] + 0,0450(\mu_{N_2} / \mu_C)}{1 - 0,3035(\mu_{O_2} / \mu_C)} \quad (5.27)$$

Sosa-Arno e Nebra (2005) adaptaram o método de Szargut et al. (1988), desenvolvido para cálculo da exergia da madeira, aplicando-o às características do bagaço.

A exergia química do bagaço com presença de umidade e baixo teor de cinzas pode, assim, ser calculada a partir da Equação 5.28, que possui um fator de correção para a presença de enxofre no combustível, considerando sua exergia química e poder calorífico. Ainda segundo Szargut et al. (1988), a exergia química das cinzas pode ser considerada nula.

$$ex_{q,bag} = (PCI_{bag} + \mu_{ag} \Delta h_{iv,ag}) \beta + (9683 \mu_s) + ex_{q,z} \mu_z + ex_{q,ag} \mu_{ag} \quad (5.28)$$

O poder calorífico inferior do bagaço pode ser calculado pela correlação apresentada por Hugot (1986) (Equação 5.29).

$$PCI_{bag} = 17790 - 50,23 Pol_{bag} - 203 \varphi_{bag} \quad (5.29)$$

Para os cálculos realizados neste estudo assumiu-se a seguinte composição mássica do bagaço em base seca, apresentada por Baloh e Wittwer (1995): 47% de carbono, 6,5% de hidrogênio, 44% de oxigênio e 2,5% de cinzas

5.4. Análise Termoeconômica (Exergoeconomia)

A termoeconomia pode ser definida como a análise de sistemas termodinâmicos industriais que consideram a exergia dos fluxos e a valorização econômica destes. (Guallar, 1987).

De outro ponto de vista, a termoeconomia é uma metodologia de análise de sistemas térmicos, que pode ser interpretada como uma derivação ou aperfeiçoamento da análise exérgica. Ela pretende relacionar conceitos da análise exérgica e econômica de sistemas, de forma a reunir numa única análise os custos exérgicos e econômicos.

O desenvolvimento da termoeconomia foi iniciado por M. Tribus e R. B. Evans da Universidade de Califórnia (UCLA) e por E. F. Obert and R. A. Gaggioli da Universidade de Wisconsin no final da década de 1950. Tribus e Evans introduziram a palavra termoeconomia quando aplicaram o conceito de exergia para um processo de dessalinização, idéia que foi desenvolvida para atribuir custos aos fluxos exérgicos. E. F. Obert e R. A. Gaggioli aplicaram o custo exérgico para a seleção ótima de tubulações de vapor e seus isolantes (Tsatsaronis, 1993).

Na Europa, E. Bergmann e K. R. Schmidt atribuíram custos à destruição da exergia em cada componente de uma planta de vapor. O trabalho publicado por M. El-Sayed e R. B. Evans em 1970 marca a introdução do método de cálculo da otimização termoeconômica (Tsatsaronis, 1993).

As décadas de 1980 e 1990 representaram um período de intenso desenvolvimento da área, com o desenvolvimento e a aplicação de metodologias termoeconômicas à análise, projeto e otimização de sistemas térmicos. Nesta fase, destacam-se os trabalhos de Valero e Lozano da Universidade de Zaragoza (Espanha), Tsatsaronis da Universidade de Tennessee (EUA) e

posteriormente na Universidade Tecnológica de Berlim (Alemanha), Frangopoulos da Universidade Nacional Técnica de Atenas (Grécia) e Von Spakovsky da Escola Politécnica Federal de Lausanne (Suíça) e posteriormente do Instituto Politécnico de Virginia (EUA) (Cerqueira, 1999).

A Teoria de Custo Exergético (TCE) proposta por Lozano e Valero (1993), consiste em inicialmente dividir adequadamente o sistema analisado em subsistemas, identificando-se nestes os fluxos exergéticos de entrada e saída.

A Análise Funcional Termoeconômica proposta por Frangopoulos (1994) está baseada na otimização através do método dos multiplicadores de Lagrange. A aplicação desta metodologia requer a existência de uma modelagem suficientemente exata do sistema, para possibilitar a determinação das derivadas de primeira ordem da função objetivo.

A Metodologia Exergoeconômica proposta por Tsatsaronis e Pisa (1994) consiste na determinação dos fluxos exergéticos e energéticos, custos de capital e manutenção para cada unidade. Nesta metodologia deve-se definir se serão utilizadas as correntes de exergias totais ou parciais (térmica, mecânica, química), o que depende basicamente do propósito do estudo.

Alguns trabalhos tiveram como objetivo a comparação das diversas metodologias, aplicando-as a um problema comum, destacando-se Serra (1994) e Cerqueira (1999).

5.4.1. Teoria do custo exergético

A Teoria do custo exergético proposta por Lozano e Valero (1993) propõe a construção de um sistema de equações para a determinação dos custos dos fluxos do sistema utilizando um conjunto de regras para tomadas de decisão.

Primeiramente, a aplicação do método necessita de uma definição da estrutura física do sistema, com a sua divisão em subsistemas e o estabelecimento da relação dos fluxos de massa e energia entre estes subsistemas e em relação ao ambiente externo ao sistema.

Em uma segunda etapa se realiza a definição de uma estrutura produtiva, estabelecendo-se os fluxos ou conjuntos de fluxos que constituem insumos, produtos e perdas de cada subsistema analisado.

O custo exergético pode ser definido como a quantidade de exergia necessária para a produção da exergia de um fluxo, produto ou insumo do sistema, e o custo monetário com base exergética, também denominado exergoeconômico, inclui a soma dos custos da exergia utilizada e dos demais custos associados (investimento, operação e manutenção).

Cerqueira (1999) destaca quatro proposições para a determinação dos custos, utilizando definições prévias de estrutura física e produtiva.

P1 – os custos exergético e exergoeconômicos são quantidades conservativas, como consequência de suas definições e permitem, portanto, a realização de um balanço de custos para cada subsistema analisado.

P2 – na ausência de informações, o custo exergético unitário de um insumo suprido externamente ao sistema é igual à unidade.

P3 – todos os custos gerados no processo produtivo devem ser incluídos no custo final dos produtos, o que se traduz na atribuição de custo zero a todas as perdas.

As proposições 2 e 3 permitem escrever um número de equações igual ao número de fluxos supridos ao sistema e perdas. Como em geral o número de equações é inferior à soma do número de sistemas, dos fluxos de entrada e das perdas, as equações obtidas pela aplicação das proposições 1 a 3 não constituem um sistema determinado. Equações adicionais são obtidas pela aplicação de duas proposições finais.

P4a – se uma parcela ou todo o insumo de um subsistema é a variação da exergia de um fluxo que o atravessa, então o custo exergético unitário do fluxo é constante através do subsistema.

P4b – se o produto de um subsistema é composto por mais de um fluxo, então são iguais os custos exergéticos unitários de cada um destes fluxos.

O balanço de custo exergético e a eficiência exergética de cada unidade podem ser determinados pelas Equações 5.30 e 5.31 respectivamente.

$$\sum k_{ins} Ex_{ins} = \sum k_{prod} Ex_{prod} \quad (5.30)$$

$$\eta_{ex} = \frac{Ex_{prod}}{Ex_{ins}} = 1 - \frac{I}{Ex_{ins}} \quad (5.31)$$

5.5. Revisão de estudos de análise exergética e termoeconômica aplicados à produção de açúcar e etanol

Um dos primeiros trabalhos encontrados sobre análise exergética e termoeconômica no processo de produção de açúcar foi realizado por Guallar (1987), que analisou a produção de açúcar de beterraba. Neste trabalho, o autor estudou as propriedades do caldo de cana para a determinação da exergia dos fluxos envolvidos no processo e avaliou a geração de custo no processo.

Tekin e Bayramoglu (1998) identificaram que a geração de irreversibilidade na produção de açúcar de beterraba está ligada as reações químicas, principalmente no sistema de cogeração e no tratamento do caldo. Tekin e Bayramoglu (2001), em trabalho posterior, avaliaram a influência de alguns parâmetros do sistema na perda de exergia do processo. O aumento da eficiência da caldeira do sistema de cogeração e a redução da temperatura de operação do difusor foram identificadas como medidas importantes para minimização da perda de exergia.

Bayrak et al. (2003) realizaram uma análise energética e exergética do mesmo processo, concluindo que a geração de irreversibilidade ocorre principalmente no sistema de extração de caldo, recomendando a integração térmica do processo para sua redução.

Ram e Banerjee (2003) avaliaram dois sistemas de evaporação de caldo usando análise exergética. Paz e Cárdenas (1997) estudaram melhorias no balanço térmico do processo usando o conceito de exergia e propondo modificações, como a adoção da instalação de um evaporador *falling film*, aquecimento do caldo na etapa de tratamento com condensados, uso das sangrias de vapor vegetal em outras partes do processo e aquecimento dos cozedores com vapor vegetal do segundo efeito de evaporação.

Fernandez-Parra (2003) analisou melhorias que poderiam ser obtidas na produção de açúcar de cana utilizando análise exergética e termoeconômica. Foram avaliadas diferentes configurações para a planta, visando à redução do custo exergético do açúcar produzido.

O sistema de evaporação do caldo foi tema do trabalho de Pellegrini e Oliveira (2006), que realizaram uma análise exergética desse sistema com diferentes configurações.

Com relação ao processo de produção de etanol, poucos estudos são encontrados, podendo destacar-se Castier e Rajagopal (1988), que realizaram uma análise exergética de uma destilaria autônoma que produz etanol a partir da cana-de-açúcar. Modesto et al. (2006) também realizaram uma análise exergética, incluindo o cálculo do custo exergético para o processo de produção do etanol, identificando que o sistema de cogeração contribui com mais de 50% da irreversibilidade gerada na planta, sendo seguido pelo sistema de extração do caldo, com mais de 30% do total.

O estudo da influência do sistema de extração do caldo no custo exergético dos produtos finais de uma usina que produz açúcar, etanol e eletricidade para a venda foi realizado por Ensinas et al. (2007a). Os autores fizeram uma simulação da usina e utilizaram a teoria do custo exergético para comparar o impacto de diferentes sistemas de extração, incluindo na análise tanto o processo de produção quanto o sistema de cogeração. Moendas com acionamentos por turbinas

a vapor e motores elétricos, assim como a substituição das moendas por difusores, foram avaliados.

Ensinas et al. (2007b) avaliaram a geração de irreversibilidade em um processo de produção integrado de açúcar, etanol e eletricidade, propondo melhorias com integração térmica do processo e sistemas de cogeração de maior eficiência.

O sistema de cogeração de usinas de cana-de-açúcar foi tema de alguns trabalhos que utilizaram o conceito de exergia e metodologias de análise termoeconômica na busca de um método de avaliação de custos e identificação de ineficiências do sistema. Podem ser destacados os trabalhos de Barreda del Campo (1999) e Sanchez Prieto (2003), que realizaram estudos de casos nos quais avaliaram o custo da geração de eletricidade e do calor fornecido ao processo em usinas reais utilizando a teoria do custo exergético e propondo melhorias aos sistemas existentes.

Sosa-Arno (2007) estudou caldeiras aquatubulares que utilizam bagaço de cana, avaliando diversos arranjos para os equipamentos de recuperação de calor dos gases de exaustão utilizando o conceito de exergia.

Capítulo 6

Simulação e análise da demanda energética do processo de produção de açúcar e etanol

6.1 Simulação da planta padrão (Usina 1)

A planta padrão adotada procura representar as características comuns a muitas usinas do setor sucroalcooleiro, produzindo simultaneamente açúcar e etanol a partir do caldo de cana. Buscou-se realizar uma simulação do processo a partir de um levantamento das práticas comumente utilizadas, no que diz respeito aos parâmetros de operação e ao uso da energia e da água no mesmo.

A simulação do processo foi realizada utilizando-se o programa *Engineering Equation Solver*® (EES, 2007), com o qual, baseado em dados coletados junto a usinas reais e fontes bibliográficas, foram realizados balanços de massa, sólidos, sacarose e energia, necessários para uma descrição detalhada do mesmo, os quais são apresentados em detalhes no Apêndice A deste estudo.

A simulação das etapas de destilação e retificação foram realizadas separadamente utilizando-se o programa Hysys 3.2.®(Hysys, 2003), sendo os resultados utilizados no programa principal.

O esquema do processo considerado para este estudo está descrito na Figura 6.1, onde podem ser verificados os diversos sub-sistemas que foram analisados separadamente.

Considerou-se que as etapas iniciais da produção de açúcar e etanol são comuns, incluindo o recebimento, a lavagem e o preparo da cana e a extração do caldo. O caldo misto extraído segue para o tratamento específico para a produção de açúcar ou etanol, sendo consumido nas etapas subsequentes do processo de acordo com sua destinação. A produção de açúcar se completa com a evaporação do caldo e as etapas de cozimento, cristalização, centrifugação e secagem. A produção de etanol hidratado, por outro lado, conta com as etapas de preparação do mosto e fermentação, além da destilação e retificação.

Assume-se que o colmo da cana-de-açúcar, constituído basicamente por bagaço e caldo, é o insumo principal do processo. O bagaço é destinado ao sistema de cogeração para ser usado como combustível, enquanto o caldo, composto por água, açúcares solúveis, cinzas e matérias nitrogenadas, é processado para a fabricação dos principais produtos da usina, o açúcar e o etanol. Considera-se que 50% da sacarose presente na cana é utilizada para a produção de açúcar e 50% para a produção de etanol, sendo esta realizada com o melaço residual da fabricação de açúcar, além de parte do xarope e do caldo tratado.

As características gerais da planta padrão, bem como parâmetros utilizados para a modelagem, são descritos na Tabela 6.1. Estes valores serão considerados em todos os demais casos abordados neste estudo.

As propriedades dos fluxos de caldo, xarope, massa cozida, mel e açúcar foram calculadas com base nas equações apresentadas no Capítulo 5 para a solução sacarose-água. Para os fluxos de vinho, etanol e vinhaça, as propriedades calculadas tiveram como base as equações apresentadas no mesmo capítulo para solução etanol-água.

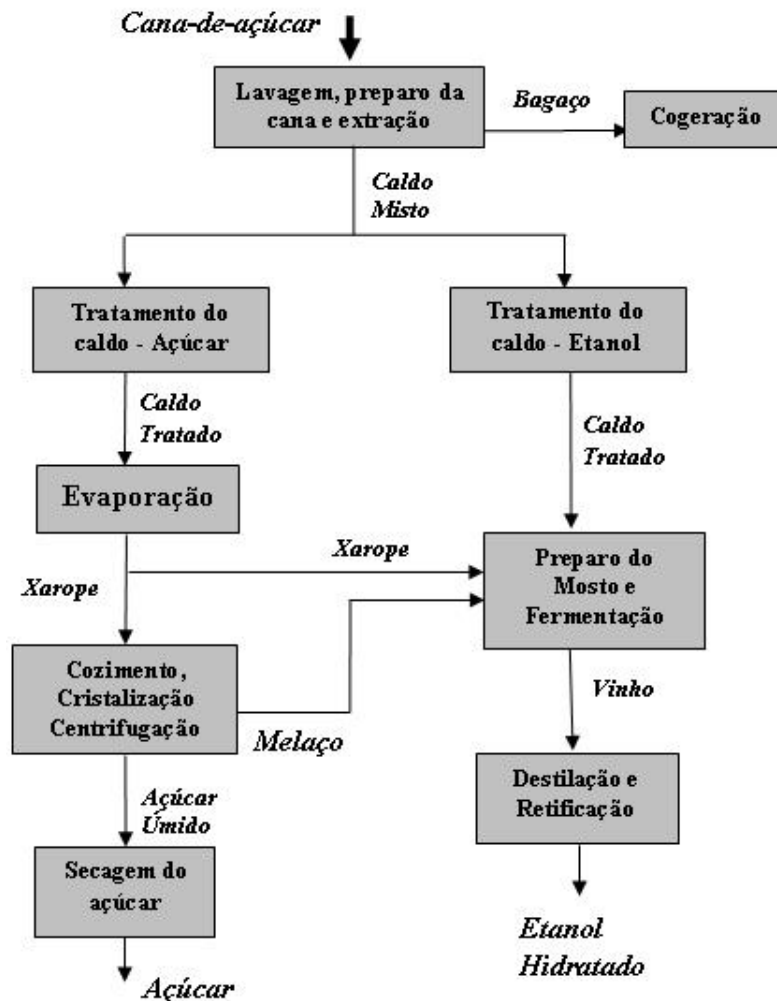


Figura 6.1. Etapas da produção de açúcar e etanol

Tabela 6.1. Parâmetros principais do processo.

Parâmetro	Valor
Moagem (t cana/ano)	2.000.000
Moagem horária (t cana/h)	500
Horas de safra (h/ano)	4.000
Teor de fibra da cana (%)	14,0
Pol da cana (%)	14,0
Produção de açúcar (kg/t cana)	65,0
Produção de etanol hidratado (l/t cana)	40,0

Sub-sistema A - Lavagem, Preparo e Extração

A cana de açúcar, ao ser trazida do campo, é destinada diretamente ao processo, sendo primeiramente lavada para retirada de impurezas, compostas principalmente por terra, que é carregada juntamente com a cana durante o corte.

O preparo da cana é realizado com picadores e desfibradores que são responsáveis pela abertura das fibras, servindo como um pré-tratamento que facilita a etapa de extração, onde ocorre a separação do caldo e do bagaço. O caldo, que é constituído basicamente por uma solução de sacarose e água, é direcionado à etapa de tratamento, enquanto o bagaço se destina ao sistema de cogeração, onde é usado como combustível.

Nesta planta padrão adotou-se o sistema de extração com moendas, largamente empregado nas usinas brasileiras, sendo constituído por cilindros que comprimem o colchão de cana preparada para a extração da sacarose. Esses equipamentos contam normalmente com 4 a 6 ternos e necessitam adição de água para facilitar o processo, aumentando a extração da sacarose.

A análise da moenda foi feita em conjunto com o sistema de preparo da cana, que é composto por dois picadores e um desfibrador. O acionamento desses equipamentos, bem como dos ternos da moenda, é realizado por turbinas a vapor que consomem vapor do sistema de cogeração e o retornam a mais baixa pressão e temperatura para funções de aquecimento no processo. A Tabela 6.2 apresenta os parâmetros considerados para a simulação do sub-sistema de lavagem, preparo e extração da planta padrão.

Tabela 6.2. Parâmetros adotados para sistemas de preparo e extração

Parâmetros	Valor
Quantidade de água para lavagem da cana (10^3 kg/t cana) ¹	5,3
Eficiência de extração (% do Pol da cana) ²	97,0
Quantidade de água de embebição (kg/t cana) ²	300,0
Temperatura do caldo misto (°C) ²	35,0
Pureza caldo misto (%) ²	86,0
Umidade bagaço (%) ²	50,0
Quantidade de água de resfriamento de mancais (kg/t cana) ³	50,0
Quantidade de água de resfriamento do óleo de lubrificação (kg/t cana) ³	400,0
Energia mecânica consumida para acionamento (kWh/t cana) ²	16,0
Energia elétrica consumida (kWh/t cana) ²	2,5
Pressão do vapor de alimentação das turbinas de acionamento mecânico (bar) ²	22,0
Temperatura do vapor de alimentação das turbinas de acionamento mecânico (°C) ²	300,0
Pressão do vapor de escape das turbinas de acionamento mecânico (bar) ²	2,5
Eficiência isentrópica das turbinas de acionamento mecânico (%) ²	55,0
Temperatura de entrada da água de refrigeração dos mancais (°C) ³	30,0
Temperatura de entrada da água de refrigeração do óleo (°C) ³	30,0
Temperatura de saída da água de refrigeração dos mancais (°C) ³	50,0
Temperatura de saída da água de refrigeração do óleo (°C) ³	50,0

¹(Macedo, 2005);²(Usina Guarani, 2006); ³(Pizaia et al. 1999)

A Figura 6.2. mostra o esquema representativo desse sub-sistema, que inclui as etapas de lavagem, preparo da cana e extração do caldo com o respectivo acionamento mecânico.

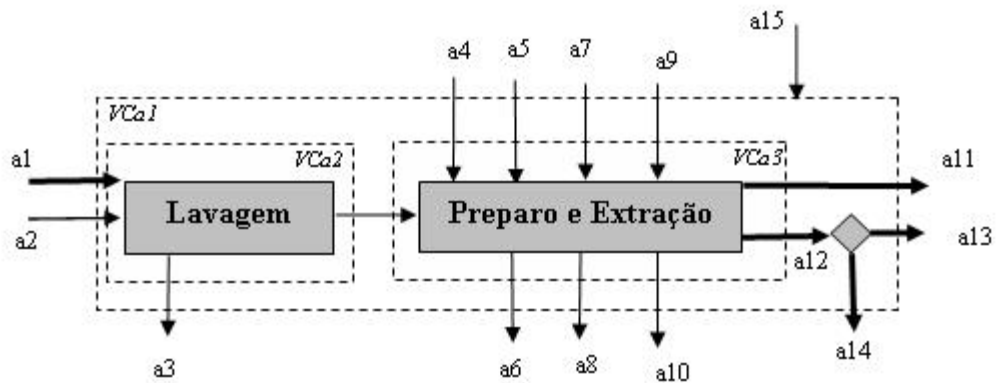


Figura 6.2. Esquema das etapas de lavagem, preparo e extração

Variável	Descrição	Variável	Descrição
a1	Cana-de-açúcar	a9	Vapor de alimentação das turbinas de acionamento
a2	Água de reposição da lavagem da cana	a10	Vapor de escape das turbinas de acionamento
a3	Perda de água de lavagem da cana	a11	Bagaço
a4	Água de embebição	a12	Caldo misto
a5	Água de reposição do resfriamento de mancais	a13	Caldo misto para açúcar
a6	Perda de água do resfriamento de mancais	a14	Caldo misto para etanol
a7	Água de reposição do resfriamento do óleo de lubrificação	a15	Energia elétrica
a8	Perda de água do resfriamento do óleo de lubrificação		

Sub-sistema B - Tratamento do caldo – Açúcar

O tratamento do caldo para a produção de açúcar é uma etapa do processo industrial onde se retiram impurezas presentes no caldo visando a melhoria na qualidade do caldo a ser processado. Esta etapa inicia-se com a sulfitação do caldo, que entra em contato com dióxido de enxofre, baixando o pH do mesmo para valores entre 3,8 a 4,3. O dióxido de enxofre é produzido com a combustão de enxofre em fornos, com posterior resfriamento dos gases para evitar a formação de SO_3 , que pode ocasionar corrosão dos equipamentos, formando ácido sulfúrico na presença de umidade.

Posteriormente, se realiza a etapa de calagem, com a adição de hidróxido de cálcio, denominado “leite de cal”, ao caldo, que é em seguida aquecido a aproximadamente 105°C para facilitar as reações químicas (Camargo, 1990). O leite de cal é preparado na própria usina com adição de água ao óxido de cálcio (Pizaia et al. 1999).

O caldo aquecido passa por um tanque *flash* e é depositado em decantadores, onde se precipitam os sedimentos formados pelas reações, separando-se o caldo tratado que é direcionado ao sistema de evaporação.

O material decantado é filtrado em filtros rotativos que operam sob vácuo, onde se faz recuperação do caldo que é recirculado ao tanque de calagem. A torta de filtro resultante da filtração é usada como adubo no cultivo da cana.

Na Figura 6.3, pode-se observar a seqüência de operações na etapa de tratamento do caldo para produção de açúcar. Através dos balanços de massa, sólidos solúveis, sacarose e energia apresentados em detalhe no Apêndice A, foram determinados diversos parâmetros como vazão de caldo tratado e torta de filtro gerada, além das demandas de calor para aquecimento do caldo e refrigeração para sulfitação e vácuos dos filtros. Os dados usados na simulação estão descritos na Tabela 6.3.

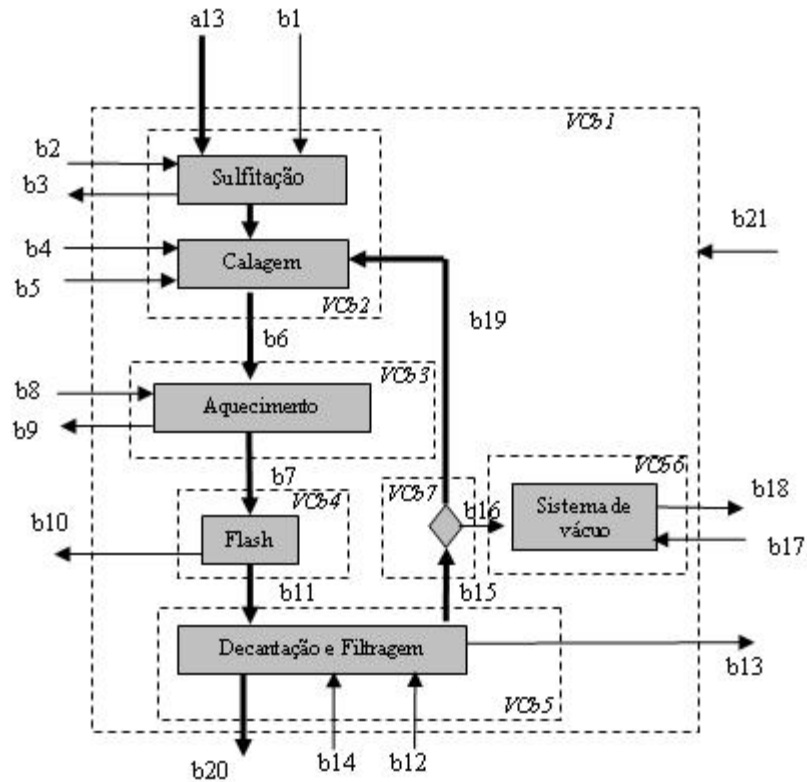


Figura 6.3. Esquema do tratamento de caldo para açúcar

Variável	Descrição	Variável	Descrição
b1	Dióxido de enxofre	b12	Água para lavagem da torta
b2	Água de reposição do resfriamento da sulfitação	b13	Torta de filtro
b3	Perda de água do resfriamento da sulfitação	b14	Bagacilho
b4	Óxido de cálcio	b15	Caldo filtrado
b5	Água de diluição do leite de cal	b16	Vapor da filtração do caldo
b6	Caldo dosado	b17	Água para o sistema de vácuo
b7	Caldo dosado aquecido	b18	Condensado do sistema de vácuo
b8	Vapor de aquecimento	b19	Caldo recirculado
b9	Condensado	b20	Caldo Tratado
b10	Vapor de <i>flash</i>	b21	Energia elétrica
b11	Caldo para decantador		

Tabela 6.3. Parâmetros do tratamento do caldo

Parâmetro	Valor
Dióxido de enxofre consumido (kg/t cana para açúcar) ¹	0,60
Água para resfriamento da sulfitação (kg/t cana para açúcar) ¹	22,0
Óxido de Cálcio consumido (kg/t cana para açúcar) ¹	1,1
Água para preparo do leite de cal (kg/t cana) ¹	23,1
Água para lavagem do filtro e diluição do lodo (kg/t cana para açúcar) ²	70,0
Bagacilho (kg/t cana para açúcar) ³	5,0
Torta de filtro gerada (kg/t cana para açúcar) ²	35,0
Umidade da torta de filtro (%) ²	70,0
Pol da torta de filtro (%) ²	2,0
Fração de caldo recirculado (% - em relação ao caldo misto alimentado) ³	10,0
Temperatura do caldo filtrado (°C) ¹	85,0
Temperatura do caldo recirculado (°C) ¹	70,0
Temperatura do caldo para o decantador (°C)	97,0
Temperatura caldo tratado (°C) ³	97,0
Temperatura de entrada da água do sistema de vácuo (°C) ¹	30,0
Temperatura de saída da água do sistema de vácuo (°C) ¹	50,0
Fator de segurança do sistema de vácuo (% da massa de água teórica) ¹	20,0

¹Pizaia et al (1999) ²(Camargo, 1990) ; ³(Usina Santa Isabel, 2006)

A demanda de água de resfriamento para o sistema de vácuo foi estimada baseando-se na Equação 6.1 apresentada por Hugot (1986), que calcula a vazão de água consumida em função da quantidade de vapor condensado, considerando as temperaturas do vapor e da água de resfriamento. Essa mesma equação foi usada para os condensadores dos sistemas de vácuo da evaporação e do cozimento.

$$m_{refr} = m_v \left(\frac{607 + (0,3t_v - t_{s,cond})}{(t_{s,cond} - t_{e,refr})} \right) \quad (6.1)$$

Sub-sistema C - Tratamento do caldo – Etanol

O tratamento do caldo para a produção de etanol considerado nesta simulação foi o mesmo adotado anteriormente para a produção de açúcar, exceto pela etapa de sulfitação como recomendado por Camargo (1990). A Figura 6.4 representa esta etapa do processo com os volumes de controle analisados. O mesmo procedimento utilizado nos cálculos do tratamento do caldo para açúcar foi utilizado para a determinação das grandezas necessárias a simulação deste sub-sistema.

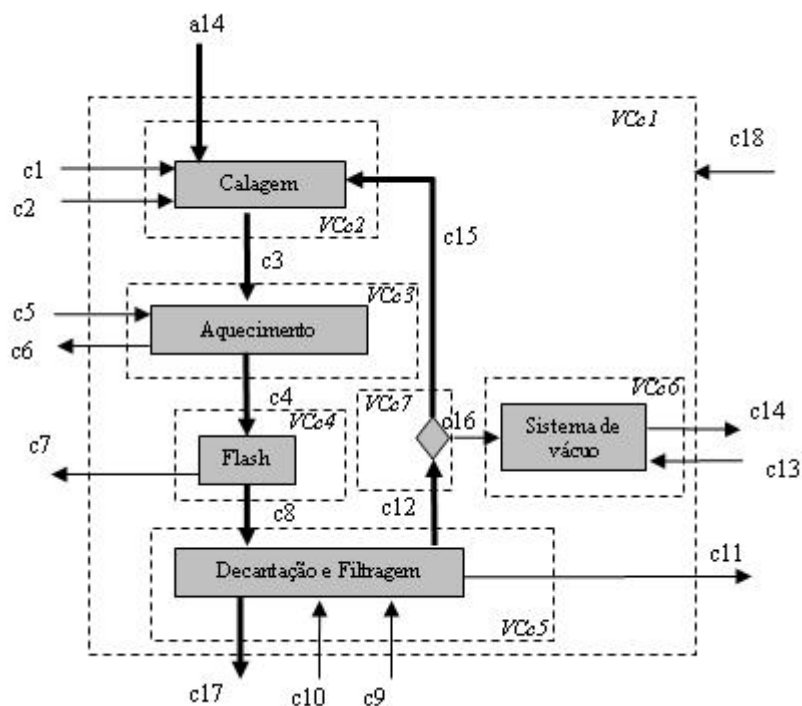


Figura 6.4. Esquema do tratamento de caldo para etanol

Variável	Descrição	Variável	Descrição
c1	Óxido de cálcio	c10	Bagacilho
c2	Água de diluição do leite de cal	c11	Torta de filtro
c3	Caldo dosado	c12	Caldo filtrado
c4	Caldo dosado aquecido	c13	Água para o sistema de vácuo
c5	Vapor de aquecimento	c14	Condensado do sistema de vácuo
c6	Condensado	c15	Caldo recirculado
c7	Vapor de <i>flash</i>	c16	Vapor da filtragem do caldo
c8	Caldo para decantador	c17	Caldo Tratado
c9	Água para lavagem da torta	c18	Energia elétrica

Sub-sistema D - Evaporação do caldo

Nesta etapa o caldo é concentrado em um sistema de evaporação de cinco efeitos para atingir Brix de 65%. O processo de separação para obtenção do caldo concentrado ou xarope ocorre com o uso de vapor de escape do sistema de cogeração como fonte de calor no primeiro efeito, sendo o vapor gerado no processo de separação, denominado vapor vegetal, utilizado como fonte de calor para os outros efeitos, propiciando uma economia de vapor quando comparada à evaporação simples em único estágio.

A diferença de temperatura para utilização do vapor vegetal gerado como fonte de calor para o efeito seguinte ocorre com a operação do sistema de evaporação com pressões diferentes em cada efeito, propiciadas pela utilização de um sistema de vácuo no último efeito.

Extração de vapor vegetal de primeiro efeito, denominada sangria, é usada para atender demandas de aquecimento de outras partes do processo, como cozedores e aquecedores de caldo.

Embora diversos tipos de evaporadores sejam encontrados em processos de indústrias químicas e de alimentos, com características de funcionamento e operação diversas, evaporadores do tipo *Robert*, que foram projetados aproximadamente em 1850 e levam o nome de seu criador, são até os dias atuais largamente adotados nas usinas de açúcar brasileiras, sendo também adotados na simulação desta planta padrão.

Esses evaporadores possuem uma calandra com tubos verticais, onde ocorre a circulação natural do caldo de cana, que recebe o calor necessário para separação do vapor de água através da introdução de vapor de aquecimento nos espaços entre os tubos.

A Figura 6.5 mostra um esquema do sistema de evaporação adotado, com vapor de escape da turbina do sistema de cogeração sendo adicionado ao primeiro efeito de evaporação como fonte de calor, gerando vapor vegetal que é consumido como fonte de calor para o segundo efeito. Foram consideradas sangrias de vapor somente no primeiro efeito para uso em outras partes do processo, sendo o vapor vegetal gerado no quinto e último efeito de evaporação introduzido no sistema de vácuo, onde este é misturado à água de resfriamento para sua condensação. A massa de caldo concentrado ou xarope, que deixa o sistema, é direcionada à etapa de cozimento onde serão formados os cristais. Uma fração do xarope é usada na preparação do mosto da fermentação para que se atinja a concentração de açúcares necessária.

A temperatura do caldo que é alimentado ao primeiro evaporador neste caso é determinada pela temperatura de saída do decantador do sistema de tratamento, estando portanto, abaixo do ponto de ebulição referente à pressão de operação do primeiro efeito. Assim sendo, parte da energia consumida na evaporação é utilizada para elevação da temperatura do caldo alimentado, o que poderia ser evitado com um pré-aquecimento do mesmo antes de entrar no sistema de evaporação, medida que foi considerada nos demais casos analisados neste trabalho, que buscam a economia de vapor no processo através de sua integração térmica.

A coleta dos condensados dos vapores vegetais de primeiro ao quarto efeito é realizada em um único tanque que recebe todos os fluxos e distribui as demandas de condensados com temperatura acima da ambiente como água de embebição, lavagem de filtros, lavagem de açúcar nas centrífugas, diluição de méis e preparo do leite de cal.

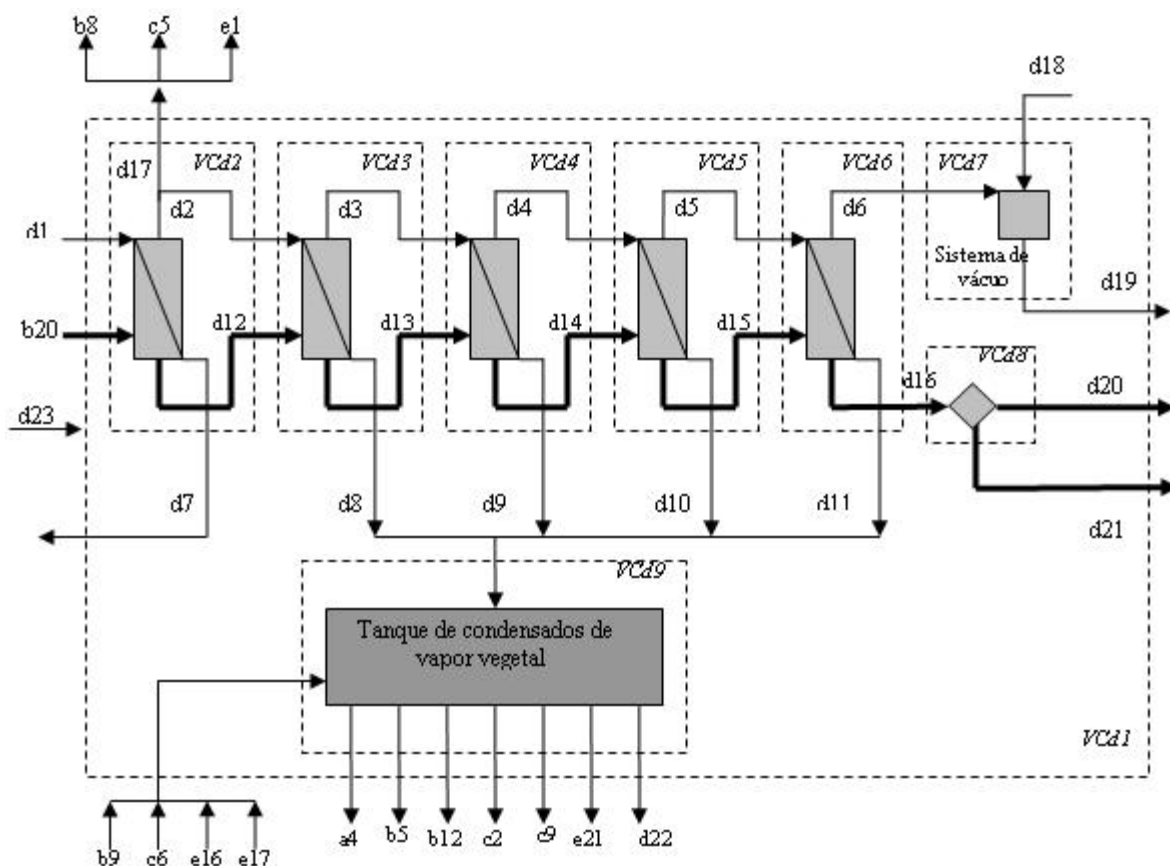


Figura 6.5. Esquema do sistema de evaporação

Variável	Descrição	Variável	Descrição
d1	Vapor de escape	d13	Caldo concentrado de 2º efeito
d2	Vapor Vegetal de 1ºEfeito	d14	Caldo concentrado de 3º efeito
d3	Vapor Vegetal de 2ºEfeito	d15	Caldo concentrado de 4º efeito
d4	Vapor Vegetal de 3ºEfeito	d16	Xarope
d5	Vapor Vegetal de 4ºEfeito	d17	Sangria de vapor vegetal de 1º efeito
d6	Vapor Vegetal – 5ºEfeito	d18	Água para o sistema de vácuo
d7	Condensado do vapor de escape	d19	Condensado do sistema de vácuo
d8	Condensado do vapor vegetal de 1ºefeito	d20	Xarope para preparação do mosto
d9	Condensado do vapor vegetal de 2ºefeito	d21	Xarope para fabricação de açúcar
d10	Condensado do vapor vegetal de 3ºefeito	d22	Sobra de condensado de vapor vegetal
d11	Condensado do vapor vegetal de 4ºefeito	d23	Energia elétrica
d12	Caldo concentrado de 1º efeito		

Balances de massa, de sólidos solúveis e de energia foram realizados nos volumes de controle que representam os cinco efeitos de evaporação propostos para a planta padrão, determinando-se a demanda térmica, a vazão de caldo concentrado e vapor gerado em cada efeito. Também foi calculada a elevação do ponto de ebulição devido ao aumento da concentração de sólidos solúveis no caldo e a correspondente temperatura de operação de cada efeito.

Balances de massa nos volumes de controle *VCd7* e *VCd8* determinaram a vazão de condensado que deixa o sistema de vácuo e a quantidade de xarope que é destinada à preparação do mosto e à etapa de cozimento.

A demanda de água de refrigeração foi calculada seguindo o mesmo procedimento anteriormente apresentado para o sistema de vácuo do tratamento de caldo, no qual a Equação 6.1. é usada para a determinação da relação entre a massa de água necessária e a quantidade de vapor condensada.

A Tabela 6.4. mostra os parâmetros adotados para a simulação do sistema de evaporação. Os valores das pressões do primeiro e do último efeito foram estabelecidos pelos limites máximos e mínimos recomendados por alguns autores como Van der Poel et al (1998), Hugot (1986) e Rein (2007), de forma a evitar problemas operacionais e perda de qualidade do produto final. Assumiu-se queda de pressão constante entre os demais efeitos intermediários e perda de sacarose desprezível.

As temperaturas do vapor vegetal gerado e do caldo concentrado que deixam cada efeito de evaporação foram determinadas considerando-se a elevação do ponto de ebulição devido ao aumento de concentração do caldo, calculada com a Equação 5.12 reportada no Capítulo 5. Deste modo, o vapor vegetal gerado se apresenta superaquecido, sendo sua temperatura final calculada pela Equação 6.2.

$$t_{vv} = t_{vv,sat} + \Delta t_{epe} \quad (6.2)$$

Tabela 6.4. Parâmetros adotados para sistemas evaporação

Parâmetros	Valor
Brix do xarope (%)	65,0
Pureza do caldo clarificado (%)	86,0
Pureza do xarope (%)	86,0
Temperatura do caldo clarificado (°C) ¹	97,0
Pressão de operação do 1ºEfeito (bar) ²	1,69
Pressão de operação do 2ºEfeito (bar)	1,31
Pressão de operação do 3ºEfeito (bar)	0,93
Pressão de operação do 4ºEfeito (bar)	0,54
Pressão de operação do 5ºEfeito (bar) ³	0,16
Temperatura de entrada da água no sistema de vácuo (°C) ⁴	30,0
Temperatura de saída água do sistema de vácuo (°C) ⁴	50,0
Fator de segurança sistema de vácuo (% da massa de água teórica) ⁴	20,0

¹Usina Cruz Alta (2006); ²Van der Poel et al.(1998); ³ Hugot (1986); ⁴Pizaia et al (1999)

Sub-sistema E - Cozimento, cristalização e centrifugação

O cozimento do xarope ocorre em tachos que operam sob vácuo, para que se mantenha a baixa temperatura da massa cozida, que apresenta alto teor de sólidos solúveis, evitando assim problemas de inversão da sacarose.

Vapor é usado para aquecimento dos tachos e evaporação da água presente no xarope, formando a massa cozida que é, em seguida, destinada a tanques cristalizadores onde a formação dos cristais de açúcar se completa. A massa cozida é então centrifugada, separando-se açúcar e mel. Sistemas de duas ou três massas são usados, sendo o primeiro mais comum em usinas integradas de açúcar e etanol. O mel e o açúcar gerados nas distintas etapas de cozimento são diluídos e re-circulados para a obtenção de açúcar de maior pureza, que constitui o produto

principal. O mel final ou melaço é comercializado ou destinado à produção de etanol na própria unidade industrial.

O esquema de cozimento, cristalização e centrifugação adotado na planta padrão é composto por duas massas com recirculação do açúcar da segunda centrifugação ao primeiro cozedor (Figura 6.6).

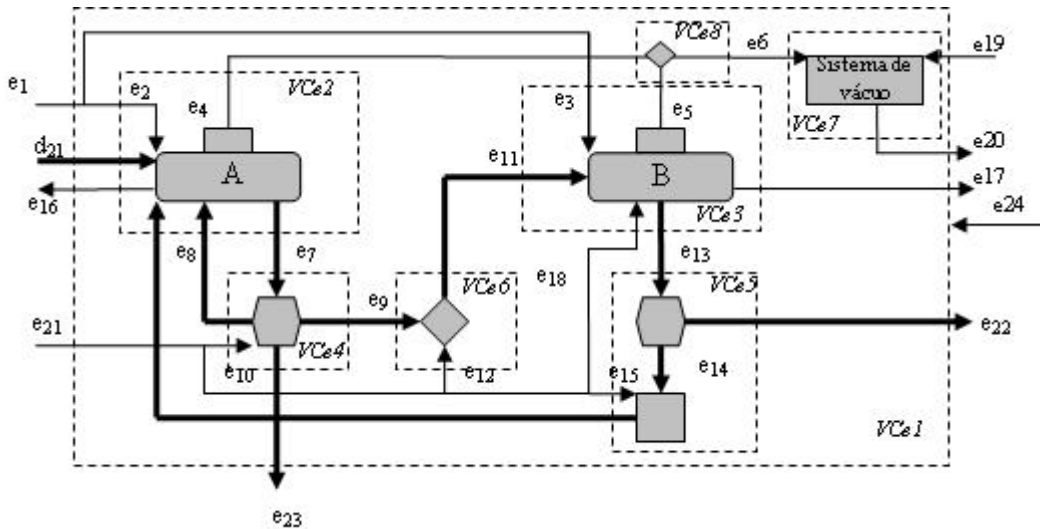


Figura 6.6. Esquema das etapas de cozimento, cristalização e centrifugação

Variável	Descrição	Variável	Descrição
e1	Vapor de aquecimento - Total	e13	Massa cozida B
e2	Vapor de aquecimento – Cozedor A	e14	Açúcar B
e3	Vapor de aquecimento – Cozedor B	e15	Água de diluição do Açúcar B
e4	Vapor Vegetal – Cozedor A	e16	Condensado do vapor de aquecimento – Cozedor A
e5	Vapor Vegetal – Cozedor B	e17	Condensado do vapor de aquecimento – Cozedor B
e6	Vapor Vegetal - Total	e18	Água adicionada ao cozedor B
e7	Massa cozida A	e19	Água para o sistema de vácuo
e8	Mel rico	e20	Condensado do sistema de vácuo
e9	Mel pobre	e21	Água
e10	Água de lavagem da centrífuga A	e22	Melaço
e11	Mel pobre diluído	e23	Açúcar A
e12	Água de diluição do mel pobre	e24	Energia elétrica

As Tabelas 6.5 e 6.6. apresentam os parâmetros adotados para a realização dos balanços de massa, sólidos solúveis, sacarose e energia apresentados com maiores detalhes no Apêndice A, a partir dos quais foram determinadas as demandas de calor e água nestas etapas, além das massa finais de açúcar e melaço produzidas.

Também foram calculados os fluxos de vapor gerados nos cozimentos, bem como a elevação do ponto de ebulição e conseqüente temperatura de operação dos equipamentos e a demanda de água de refrigeração para a operação dos vácuos.

Tabela 6.5. Valores de Brix, Pureza e Temperatura adotados para o sistema de cozimento, cristalização e centrifugação.

Fluxo	Bx (%)^{1,2}	Pz (%)¹	t (°C)²
e7	94,0	81,0	-
e8	73,0	69,0	60,0
e9	82,0	65,0	57,0
e11	79,0	65,0	-
e13	93,0	-	-
e14	99,9	88,0	57,0
e22	73,0	51,0	57,0
e23	99,9	99,7	25,0

¹(Camargo, 1990); ²(Usina Santa Isabel, 2006)

Tabela 6.6. Parâmetros adotados para sistemas cozimento, cristalização e centrifugação

Parâmetros	Valor
Pressão de operação dos cozedores (bar) ¹	0,16
Temperatura da condensados usados para centrifugas e diluição (°C) ¹	100,0
Pressão da água/condensados usados para lavagem e diluição (bar)	6,0
Quantidade de água/condensado adicionada ao cozedor B (kg/t açúcar A) ²	41,5
Quantidade de açúcar produzido (kg/kg açúcar no xarope) ¹	0,78
Temperatura de entrada da água no sistema de vácuo (°C) ³	30,0
Temperatura de saída água do sistema de vácuo (°C) ³	50,0
Fator de segurança sistema de vácuo (% da massa de água teórica) ³	20,0
Relação entre vapor consumido e vapor gerado (kg vapor aquecimento /kg vapor vegetal gerado) ⁴	1,32

¹(Usina Cruz Alta, 2006); ²(Camargo, 1990); ³(Pizaia et al., 1999); ⁴(Paz e Cárdenas, 1995).

Sub-sistema F - Secagem do açúcar

A secagem do açúcar, que visa reduzir sua umidade para as condições de armazenamento adequadas, é realizada em secadores que consomem vapor para aquecimento de ar usado na secagem.

O esquema de secador utilizado na planta padrão segue aquele apresentado em Camargo (1990), sendo a demanda de vapor calculada com base na variação de temperatura do ar usado na secagem. A Figura 6.7 mostra o esquema analisado.

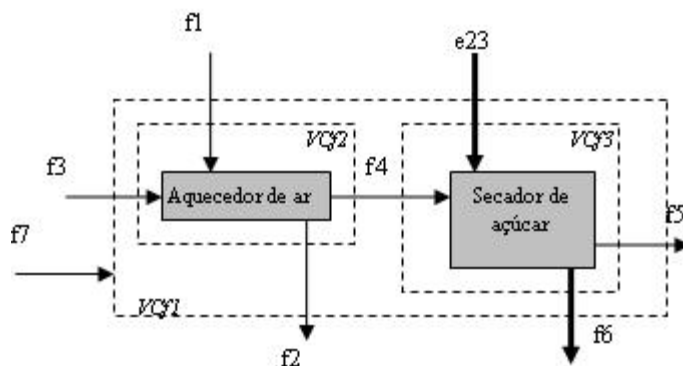


Figura 6.7. Esquema do secador de açúcar

Variável	Descrição	Variável	Descrição
f1	Vapor de aquecimento	f5	Ar úmido
f2	Condensado	f6	Açúcar
f3	Ar ambiente	f7	Energia elétrica
f4	Ar aquecido		

Os dados apresentados na Tabela 6.7 foram usados para a simulação desta etapa do processo.

Tabela 6.7. Parâmetros adotados para o sistema de secagem

Parâmetros	Valor
Temperatura do ar ambiente (°C)	25,0
Temperatura do ar aquecido (°C) ¹	100,0
Umidade do ar ambiente (kg água/kg ar seco) ¹	0,0190
Umidade do ar na saída do secador (kg água/kg ar seco) ¹	0,0360
Umidade do açúcar na entrada do secador (kg água /kg açúcar úmido) ²	0,0080
Umidade do açúcar na saída do secador (kg água /kg açúcar úmido) ²	0,0001

¹(Camargo, 1990); ²(CTC, 2005);

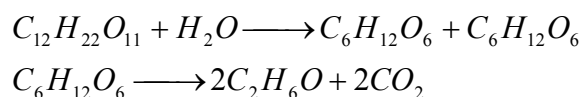
Para o cálculo da quantidade de vapor de aquecimento necessário para atender a demanda de calor para aquecimento do ar, foram realizados balanços de massa e energia nas etapas de aquecimento do ar e secagem do açúcar, como mostrado no Apêndice A.

Sub-sistema G - Preparo do mosto e Fermentação

No processo de fermentação, onde se produz etanol a partir da conversão do açúcar presente na cana, existe a necessidade de se preparar o mosto de fermentação para que este esteja nas condições ideais de concentração, pureza e temperatura. O preparo do mosto em processos integrados de produção de açúcar e etanol ocorre com a mistura das correntes de caldo clarificado, xarope e melaço. O teor de sólidos ideal para a fermentação é obtido dosando-se as quantidades dessas três correntes que é resfriada para atingir a temperatura ideal de fermentação.

Um sistema de resfriamento das dornas de fermentação mantém o processo a uma temperatura inferior a 34°C para que sejam atingidos maiores rendimentos de fermentação, uma vez que temperaturas altas inibem a ação das leveduras, reduzindo a produção de etanol. Água é utilizada para o resfriamento do vinho que ocorre em trocadores de calor externos às dornas, sendo a água refrigerada em torres de resfriamento.

O mosto, composto basicamente por sacarose e água, sofre um processo de fermentação alcoólica com leveduras, que convertem a sacarose em etanol, emitindo dióxido de carbono em reação exotérmica. As reações simplificadas de conversão do açúcar em etanol estão apresentadas abaixo.



O sistema de fermentação por batelada alimentada Melle-Boinot foi considerado nesta simulação, por ser aquele mais difundido em destilarias de etanol no Brasil, tendo como característica principal a recuperação de leveduras através da centrifugação do vinho. O leite de levedura resultante da centrifugação é recuperado com adição de ácido sulfúrico e água, retornando posteriormente a dorna de fermentação. A Figura 6.8 mostra o esquema do processo fermentativo considerado.

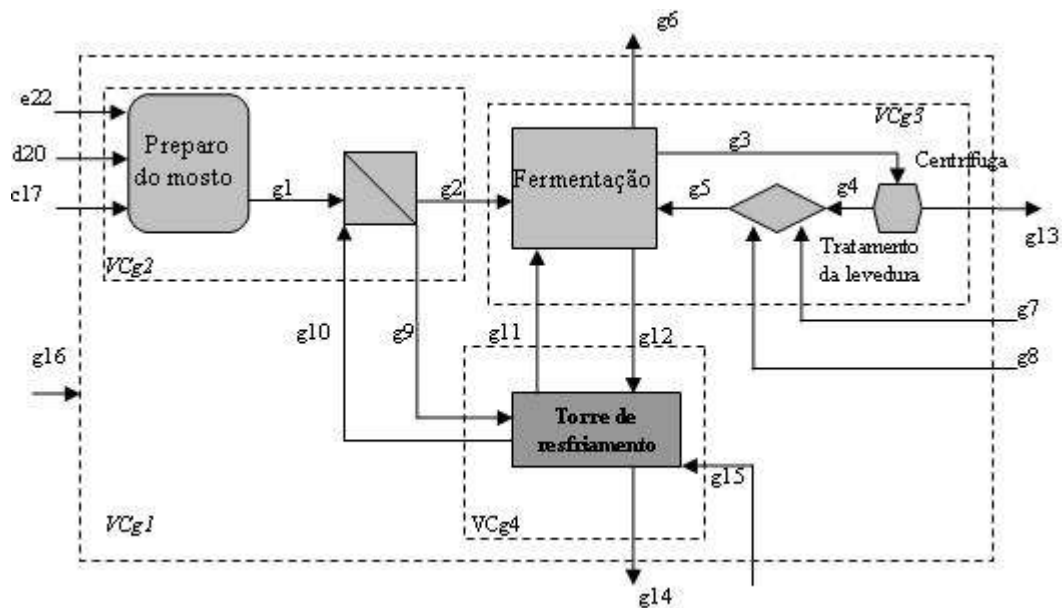


Figura 6.8. Esquema das etapas de preparação do mosto e fermentação

Variável	Descrição	Variável	Descrição
g1	Mosto	g9	Água de resfriamento do mosto
g2	Mosto resfriado	g10	Água de resfriamento do mosto
g3	Vinho fermentado	g11	Água de resfriamento das dornas
g4	Leite de levedura centrifugado	g12	Água de resfriamento das dornas
g5	Leite de levedura tratado	g13	Vinho centrifugado
g6	Dióxido de carbono	g14	Perda de água da torre de resfriamento
g7	Água para diluição do leite de levedura	g15	Reposição de água da torre de resfriamento
g8	Ácido Sulfúrico	g16	Energia elétrica

Os parâmetros adotados para a simulação da fermentação foram estão apresentados na Tabela 6.8.

Tabela 6.8. Parâmetros adotados para o sistema de fermentação

Parâmetros	Valor
Temperatura de fermentação (°C)	32,0
Temperatura de entrada da água de refrigeração (°C)	25,0
Temperatura de saída da água de refrigeração (°C)	30,0
Grau alcoólico do vinho (°INPM)	6,80
Eficiência de fermentação (%)	89,0
Teor de levedura no vinho fermentado (% em volume) ¹	12,5
Teor de levedura no leite de levedura centrifugado (%em volume) ¹	60,0
Teor de levedura no leite de levedura tratado (%em volume) ¹	30,0
Teor de levedura no vinho centrifugado (%) ¹	0,50
Consumo de ácido sulfúrico (g/t etanol produzido) ²	0,13
Entalpia de reação da fermentação (kJ/kg ART _{conv})	575,4

¹(Pizaia et al, 1999); ²(Destilaria Buriti, 2006)

A determinação da quantidade de xarope e caldo clarificado a ser misturada ao melaço produzido no processo de açúcar é realizada com os balanços de massa, sólidos solúveis e sacarose no volume de controle V_{Cg2} , sendo a temperatura do mosto na entrada e sua demanda de refrigeração determinadas por balanços de energia.

A partir da eficiência de fermentação definida pela Equação 6.3 e da quantidade de Açúcares Redutores Totais (ART) presentes no mosto, determinou-se a carga de refrigeração necessária para a dorna, considerando a entalpia de reação da conversão de glicose em etanol e dióxido de carbono. Como simplificação, para o cálculo do ART do mosto não foram considerados os Açúcares Redutores (AR) presentes na cana, sendo o total representado pela conversão da sacarose em açúcares invertidos, glicose e frutose.

$$\eta_{ferm} = \frac{ART_{conv}}{ART_{mosto}} \quad (6.3)$$

Não foi considerada a formação de produtos secundários da fermentação como álcoois superiores, éteres, glicerol, aldeídos, assumindo-se uma quantidade de ART não convertidos de acordo com a eficiência de fermentação.

Sub-sistema H – Destilação e Retificação

O etanol contido no vinho obtido na fermentação é separado da água no processo de destilação, composto por uma primeira etapa de aquecimento do vinho para que seja atingida a temperatura ideal de operação da coluna de destilação.

Na primeira coluna de destilação onde se obtém a flegma, é gerada uma grande quantidade de vinhaça como efluente, que deve ser tratada adequadamente, pois apresenta elevada carga orgânica.

A flegma produzida é direcionada a coluna de retificação onde será concentrada e purificada, gerando o etanol hidratado que possui grau alcoólico aproximada de 93,7°INPM. A flegmaça, efluente proveniente da coluna de retificação, é misturada à vinhaça e destinada à agricultura.

A planta padrão conta com um sistema tradicional de destilação com duas colunas (destilação e retificação) operando com pressão atmosférica para a obtenção do etanol hidratado. A operação das colunas foi simulada utilizando o software Hysys 3.2.® - Aspen Tech. (Hysys, 2003) para o cálculo dos consumos de utilidade quente para os refeedores e utilidade fria para os condensadores, considerando o fluido a ser separado com propriedades de solução etanol-água.

A Figura 6.9 mostra o esquema adotado, onde o vinho é pré-aquecido em uma primeira no condensador da coluna retificadora e uma segunda etapa trocando calor com a vinhaça que deixa a coluna de destilação. Considera-se que o resfriamento do vinhoto é completado em torres de resfriamento que reduzem sua temperatura abaixo dos 40°C para ser transportado à lavoura da

cana sem danificar os dutos de transporte (DLPEREZ, 2007). Dados adotados na simulação do sistema estão apresentados na Tabela 6.9.

Considera-se a produção de uma fração entre 5-7% de etanol de segunda, com grau alcoólico aproximado de 91,3°INPM, obtido na coluna de destilação e vinhaça com grau alcoólico de 0,02°INPM. O etanol hidratado que deixa a coluna de retificação na fase líquida é resfriado para ser armazenado.

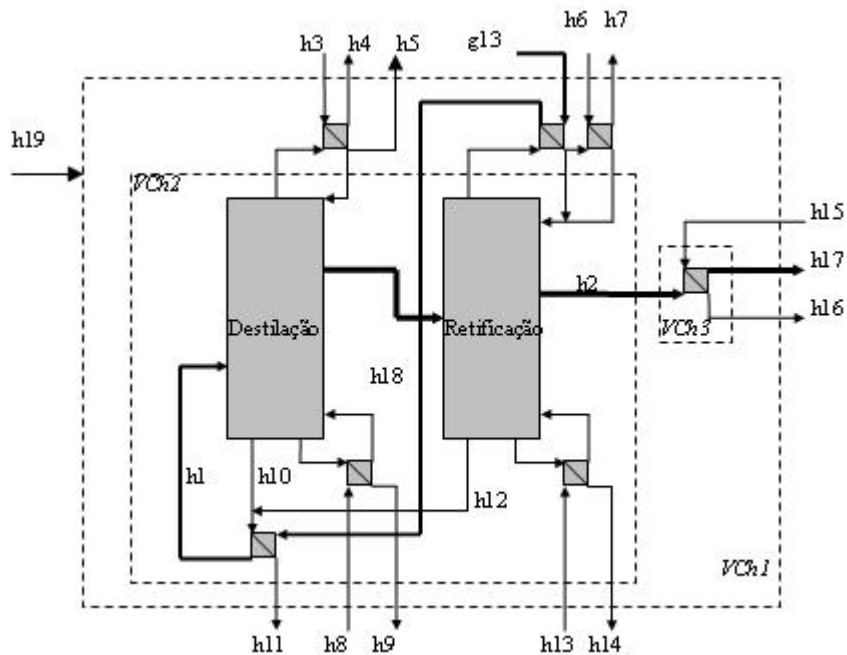


Figura 6.9. Esquema do sistema de destilação

Variável	Descrição	Variável	Descrição
h1	Vinho aquecido	h11	Vinhaça e Flegmaça
h2	Etanol hidratado	h12	Flegmaça
h3	Água de resfriamento do Condensador	h13	Vapor de aquecimento do refeedor
h4	Água de resfriamento do Condensador	h14	Condensado
h5	Etanol de segunda	h15	Água de resfriamento
h6	Água de resfriamento do Condensador	h16	Água de resfriamento
h7	Água de resfriamento do Condensador	h17	Etanol hidratado resfriado
h8	Vapor de aquecimento do refeedor	h18	Vinho parcialmente aquecido
h9	Condensado	h19	Energia elétrica
h10	Vinhaça		

Tabela 6.9. Parâmetros adotados na simulação do sistema de destilação e retificação

Parâmetros	Valor
Pressão de operação da coluna de destilação (bar) ¹	1,013
Pressão de operação da coluna de retificação (bar) ¹	1,013
Temperatura de saída do vinhoto e da flegmaça (°C) ²	100,0
Razão de refluxo	3,5
Número de bandejas na coluna de destilação ³	24
Número de bandejas na coluna de retificação ³	53
Temperatura de alimentação do vinho (°C) ¹	90,0
Temperatura final do etanol hidratado (°C)	35,0
Concentração do vinho (°INPM)	6,80
Concentração do etanol hidratado produzido (°INPM)	93,70
Concentração de etanol de segunda produzido (°INPM)	91,20
Concentração de etanol de flegma (°INPM)	50,00
Concentração de etanol na vinhaça (°INPM)	0,02
Produção de vinhoto (kg/kg de etanol hidratado)	13,7
Temperatura de entrada da água de refrigeração (°C) ⁴	30,0
Temperatura de saída da água de refrigeração (°C) ⁴	50,0

¹(Destilaria Buriti, 2006); ²Valor referente à simulação da coluna considerando propriedades de uma solução etanol-agua e desprezando efeitos de elevação de ponto de ebulição;³Meirelles (2006); ⁴(Pizaia et al, 1999);

Sub-sistema I – Sistema de refrigeração de água - Aspersores

Um sistema de resfriamento de água do tipo aspersor é adotado na planta padrão, sendo responsável pela redução da temperatura da água consumida nas etapas de resfriamento do mosto, do etanol hidratado, das colunas de destilação e retificação, além dos sistemas de vácuo dos filtros, dos evaporadores e dos cozedores. A Figura 6.10 mostra um esquema do sistema,

incluindo a perda de água por evaporação e a sobra da mesma, que foi assumida como 3% do total de água refrigerada.

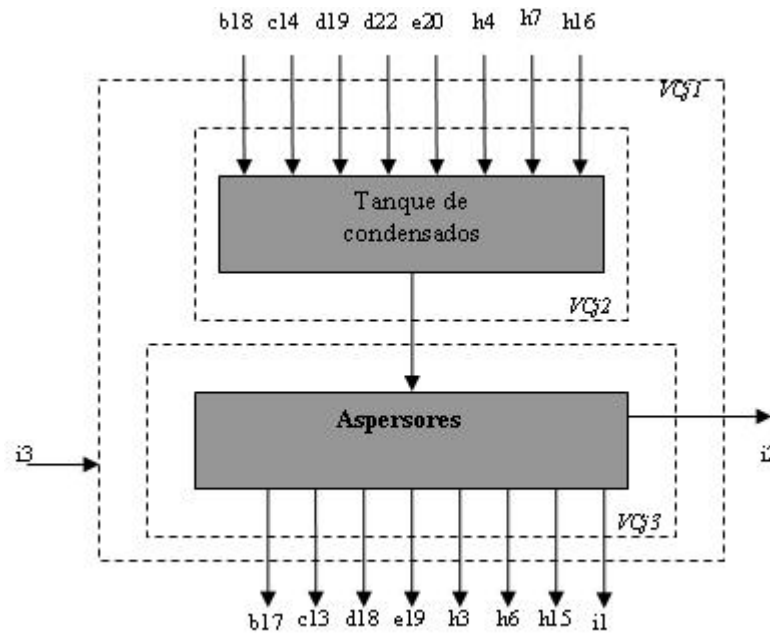


Figura 6.10. Sistema de resfriamento de água

Variável	Descrição	Variável	Descrição
i1	Sobra de água nos aspersores	i3	Energia elétrica
i2	Perda de água nos aspersores		

Sub-sistema J – Sistema de Cogeração

O sistema de cogeração, responsável pela geração de energia elétrica e térmica para o processo, é composto por um esquema de ciclo a vapor tradicional nas usinas com caldeira, turbina a vapor e gerador elétrico. Algumas configurações desse sistema são avaliadas no Capítulo 8, onde são apresentados os dados utilizados na simulação do mesmo.

Na análise da planta padrão o sistema de cogeração fornece vapor de escape para as etapas de evaporação, secagem e destilação, recebendo o condensado de retorno em circuito fechado,

sem misturas com outras correntes. Também fornece vapor de extração para as turbinas de acionamento mecânico das etapas de preparação da cana e extração do caldo, além da eletricidade consumida no processo. A Figura 6.11 apresenta um esquema desse sistema com a indicação dos fluxos de entrada e saída.

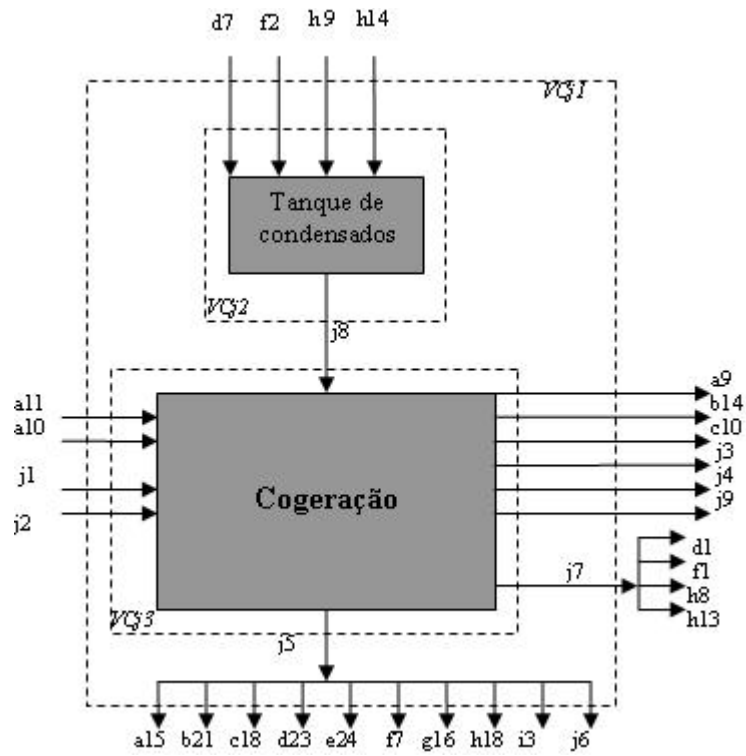


Figura 6.11. Sistema de cogeração

Variável	Descrição	Variável	Descrição
j1	Reposição de água para geração de vapor	j6	Energia elétrica excedente
j2	Reposição de água do lavador de gases da caldeira	j7	Vapor de escape para o processo
j3	Perda da água para geração de vapor	j8	Condensado de retorno para a caldeira
j4	Bagaço excedente	j9	Perda de água do lavador de gases da caldeira
j5	Energia elétrica líquida gerada ¹		

¹descontado o consumo do próprio sistema de cogeração

6.2. Consumo de utilidades – Usina 1

A Usina 1 analisada neste trabalho, que representa um caso comumente encontrado no setor sucroalcooleiro brasileiro, apresenta baixo grau de integração térmica, não aproveitando todo o potencial de troca de calor entre as correntes do processo.

Poucas correntes do processo são aproveitadas termicamente, como o vapor vegetal de primeiro efeito que é utilizado no aquecimento do caldo dosado e nos cozedores, ou o condensador da coluna de retificação e a vinhaça, que são usados no aquecimento do vinho.

As demais demandas de vapor para aquecimento, como aquelas referentes ao sistema de evaporação, ao secador de açúcar e aos refulvedores das colunas de destilação e retificação, são atendidas com vapor de escape das turbinas do sistema de cogeração.

Embora algumas usinas já façam uso de outras fonte de calor internas ao processo, como vapores vegetais dos demais efeitos de evaporação ou o calor dos condensados, a Usina 1 descrita neste trabalho pretende representar uma situação média encontrada atualmente no setor sucroalcooleiro brasileiro, servindo como referência para a comparação com os demais casos analisados posteriormente.

Não foram considerados como demandas de utilidades quentes aqueles consumos referentes ao uso de água com temperatura acima da ambiente (25°C), como a embebição do caldo, a limpeza de filtros, a diluição de méis, a lavagem do açúcar nas centrífugas e o preparo do leite de cal, assumindo-se que estes são atendidos com condensados gerados no sistema de evaporação com temperatura adequada à sua finalidade.

Sendo assim, adotou-se como única fonte de aquecimento do processo vapor saturado a 2,5 bar, assumindo-se que o vapor de escape da turbina é resfriado até a temperatura de saturação com o uso de um dessuperaquecedor operando com condensado do próprio sistema de cogeração. A Tabela 6.10 apresenta a descrição das utilidades quentes para cada subsistema analisado.

Assumiu-se 2% de perdas térmicas nos equipamentos de troca térmica, como evaporadores e aquecedores.

Tabela 6.10. Consumos de utilidades quentes – Usina 1

Subsistema	Aplicação	Carga térmica (kW)	m_{ve} (kg/s)¹
Lavagem, Preparo e extração	-	-	-
Tratamento do Caldo - Açúcar	Aquecimento do caldo	-	-
Tratamento do Caldo - Etanol	Aquecimento do caldo	-	-
Evaporação	Pré-aquecimento do caldo	-	-
	Aquecimento do evaporador de 1º efeito	102902	47,2
Cozimento, centrifugação e cristalização	Aquecimento dos cozedores	-	-
Secagem do açúcar	Aquecimento do ar	337	0,2
Preparo do mosto e Fermentação	-	-	-
Destilação e Retificação	Aquecimento do Vinho	-	-
	Aquecimento colunas de destilação	22021	10,1
	Aquecimento colunas de retificação	13604	6,2
TOTAL	-	138.864	63,7

¹Vapor saturado a 2,5 bar

Um índice de **458 kg vapor/t de cana** é obtido com as quantidades de vapor de escape consumidas em cada etapa do processo apresentadas na Tabela 6.10. Os maiores consumos estão localizados no sistema de evaporação e na coluna de destilação, com 74% e 16% do total respectivamente.

Com relação à demanda de utilidades frias, nota-se que todos os sub-sistemas analisados apresentam alguma necessidade de resfriamento (Tabela 6.11), sendo os condensadores

barométricos da evaporação e do cozimento os maiores consumidores, com 33% e 31% da demanda total respectivamente.

Tabela 6.11. Consumos de utilidades frias – Usina 1

Sub-sistema	Aplicação	Carga térmica (kW)
Lavagem, preparo e extração	Resfriamento de mancais	4646
	Resfriamento do óleo de lubrificação	581
Tratamento do caldo - Açúcar	Resfriamento da sulfitação	179
	Condensação de vapor no vácuo do filtro rotativo	725
Tratamento do caldo - Etanol	Condensação de vapor no vácuo do filtro rotativo	319
Evaporação	Condensação vapor vegetal evaporador 5º efeito	30126
Cozimento, centrifugação e cristalização	Condensação vapor vegetal cozedores A e B	28227
Preparo do mosto e Fermentação	Resfriamento de mosto	3163
	Resfriamento das dornas	5074
Destilação	Condensação do etanol da coluna de destilação	662
	Condensação do etanol na coluna de retificação	8838
	Resfriamento do etanol	585
	Resfriamento do vinhoto	9261
Total	-	92386

Três sistemas de utilidades frias são normalmente encontrados nas usinas, sendo um utilizado para as etapas de resfriamento do mosto e das dornas de fermentação, com torres de resfriamento que tem capacidade de fornecer água a aproximadamente 25°C em trocadores de calor de placas, que retornam a água a 30°C. O outro sistema atende às etapas de resfriamento dos condensados gerados nos sistemas de vácuo dos filtros, evaporadores e cozedores, além da água de resfriamento do etanol e dos condensadores das colunas de destilação e retificação, contando com um sistema de refrigeração do tipo aspensor que reduz temperatura da água de aproximadamente 50°C a cerca de 30°C. Por último, um sistema composto por torres de

resfriamento é utilizado para baixar a temperatura da vinhaça para que esta seja adequadamente transportada, sem danificar os dutos usados com essa finalidade.

6.3. Metas de Consumo de Utilidades – Usina 1

Com a definição das demandas de vapor da Usina 1 foi utilizado o Método Tabular da Análise *Pinch* apresentado no Capítulo 4 para a determinação da demanda mínima de utilidades quentes e frias. Para o sistema em análise, esse método pode ser aplicado após a definição final do sistema de evaporação, com pressões, temperaturas e vazões definidas, possibilitando que as correntes quentes e frias do processo sejam conhecidas.

A determinação das metas de consumo de utilidades foi realizada utilizando um programa construído em planilha Excell disponível em Elsevier (2007). Este programa também permite obter as Curvas Compostas (CCs) e Grande Curva Composta (GCC) que estão apresentadas nas Figuras 6.12 e 6.13, considerando as correntes definidas para a Usina Padrão.

Os valores das diferenças mínimas de temperatura (Δt_{\min}) adotadas para as correntes na aplicação do Método Tabular estão descritos abaixo:

- Correntes de mosto, caldo dosado, caldo clarificado, vinho fermentado, vinho centrifugado, condensados, vinhaça, etanol hidratado: $\Delta t_{\min} = 2^{\circ}\text{C}$. Referente à temperatura de aproximação adequada para trocadores de placas segundo Kakaç e Liu (2002).
- Correntes de vapor vegetal do sistema de evaporação, dos cozedores e vapores gerados nos filtros $\Delta t_{\min} = 3^{\circ}\text{C}$. Referente à mínima temperatura de aproximação adequada para evaporadores.
- Correntes de caldo do sistema de evaporação: $\Delta t_{\min} = 3^{\circ}\text{C}$. Referente à mínima temperatura de aproximação adequada para evaporadores.
- Ar de secagem do açúcar: $\Delta t_{\min} = 30^{\circ}\text{C}$. Referente à temperatura de aproximação adequada para aquecedores de ar segundo Peters et al. (2004)
- Massa cozida nos cozedores: $\Delta t_{\min} = 30^{\circ}\text{C}$. Referente à mínima temperatura de aproximação para cozedores considerando equipamentos normalmente empregados

no setor (Nordon, 1994).

- Correntes dos refeedores e condensadores das colunas de destilação e retificação: $\Delta t_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$. Referente à temperatura de aproximação adequada para condensadores e refeedores segundo Peters et al. (2004).

Optou-se por não considerar na análise aquelas correntes referentes às demandas de resfriamento para os mancais, óleo de lubrificação e sulfitação, por não se dispor de dados referentes à temperatura de operação desses sistemas e pelo fato destas correntes serem dificilmente integradas termicamente ao restante da planta, por dificuldades técnicas como contaminação do fluido de resfriamento.

Com os resultados da análise pelo Método Tabular chegou-se às metas de utilidade quente de 102903 kW e 63387 kW para a fria.

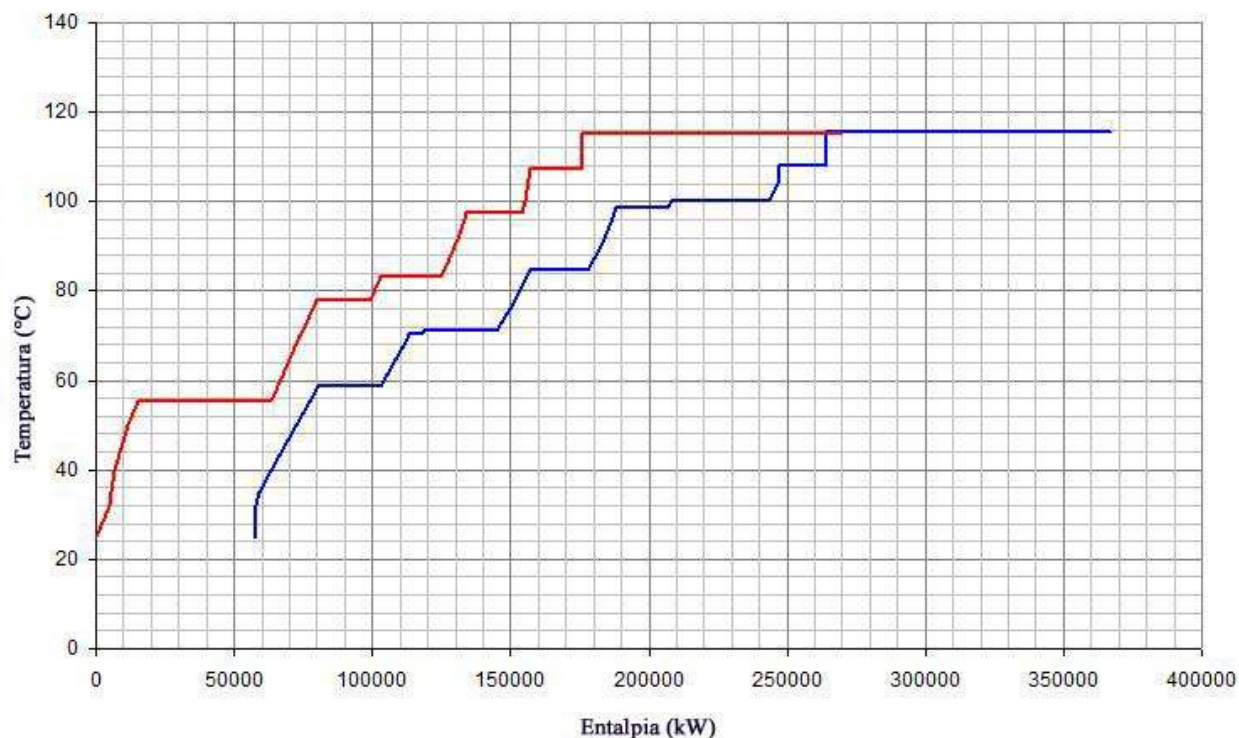


Figura 6.12. Curva Composta – Usina 1

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

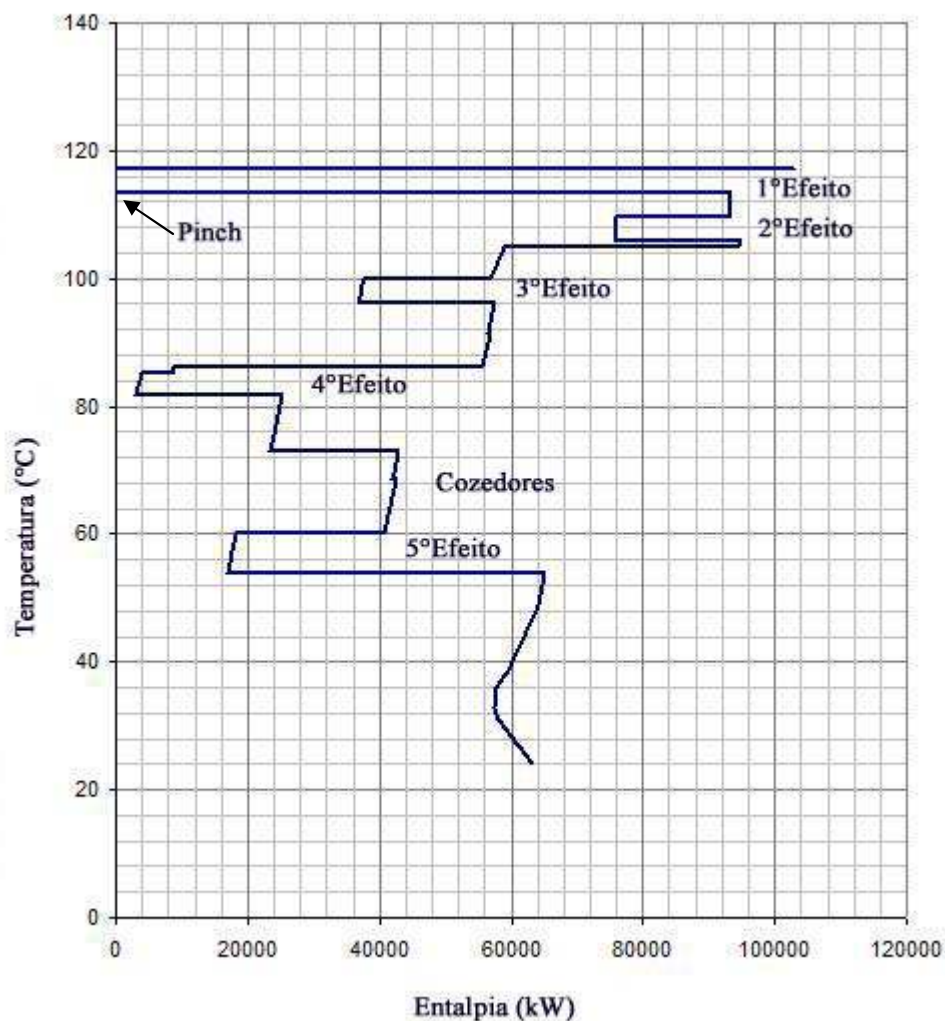


Figura 6.13. Grande Curva Composta – Usina 1

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

A Grande Curva Composta apresentada na Figura 6.13 mostra que o ponto *Pinch* do processo se encontra em $114,6^{\circ}\text{C}$, que representa a temperatura correspondente ao ponto de operação do primeiro efeito de evaporação.

Como se pode observar na figura, no caso ideal, o primeiro efeito de evaporação deve receber calor de uma utilidade quente, por estar localizado acima do ponto *Pinch*, sendo todas as demais correntes frias do processo atendidas pela energia térmica disponível no processo.

A análise da meta de consumo de utilidades pelo Método Tabular mostra que o processo com a configuração da Usina 1 possui grande potencial de redução de utilidade quente, podendo reduzir esse consumo em aproximadamente 26%, passando de 138864kW calculados na simulação para 102902kW obtido como meta.

A redução da demanda de utilidades frias também mostra potencial, podendo ser reduzida em 31% , partindo de um valor de 92386kW calculado na simulação para uma meta de 63387kW.

Capítulo 7

Integração térmica do processo de produção de açúcar e etanol

7.1. Procedimento de integração térmica

O procedimento de integração térmica apresentado neste capítulo inclui a aplicação dos conceitos da análise *Pinch* e de um modelo de otimização termoeconômica, buscando a elaboração de um método sistemático para a avaliação das possibilidades de integração entre as correntes do processo de produção de açúcar e etanol.

O objetivo da análise é a redução do consumo de utilidades quentes e frias. Mais especificamente, busca-se uma diminuição do consumo de vapor de escape do sistema de cogeração e de água de refrigeração.

O procedimento pretende indicar as etapas a serem seguidas para a elaboração de um projeto inicial de rede de trocadores de calor que integrem as correntes quentes e frias do processo, evitando assim que sejam desperdiçadas opções importantes de integração.

As características do processo determinado para a Usina 1, apresentada no Capítulo 6, foram utilizadas como base para a integração térmica aqui desenvolvida, sendo os valores de vazão e os parâmetros de operação das correntes obtidos na simulação da mesma.

De acordo com as características do processo analisado, que conta com sistema de evaporação em múltiplos efeitos e colunas de destilação, além de outras demandas de aquecimento e resfriamento, três etapas básicas podem ser descritas para aplicação do procedimento:

- Etapa 1. Integração térmica das principais correntes do processo disponíveis para integração térmica, excluindo-se as colunas de destilação e retificação e o sistema de evaporação;
- Etapa 2. Integração térmica das colunas de destilação e retificação ao restante do processo;
- Etapa 3. Integração do sistema de evaporação ao restante do processo.

A presença de um sistema de evaporação na etapa de projeto de uma rede de trocadores de calor possibilita um aumento significativo das possibilidades de integração por conta das pressões de operação dos diversos efeitos de evaporação e as vazões das sangrias que podem ser definidas *a posteriori* de acordo com a proposta de integração.

Observa-se pela própria característica de funcionamento do sistema de evaporação em múltiplos efeitos que, para uma maior economia de vapor consumido no processo, devem ser aproveitadas ao máximo as possibilidades de integração térmica das correntes disponíveis, sendo o vapor utilizado para completar a demanda de calor necessária.

Também se estabelece como condição fundamental para uma maior economia de vapor do processo o máximo uso possível de sangrias de vapor vegetal dos sistemas de evaporação, evitando-se o uso de vapor de escape do sistema de cogeração. Como o uso das sangrias de vapor vegetal de qualquer um dos efeitos, excluindo-se o último, causa um aumento do consumo de vapor de escape no primeiro efeito de evaporação, quanto mais deslocadas para os últimos efeitos estiverem as sangrias, maior economia de vapor de escape pode ser obtida no sistema de evaporação.

A integração das colunas de destilação e retificação em uma segunda etapa permite a avaliação isolada do processo, identificando seu ponto *Pinch*, possibilitando assim, que as colunas sejam integradas adequadamente, sem violar regras da análise *Pinch*, como sugerem diversos autores como Gundersen (2000), Smith (2005) e Kemp (2007).

Uma vez identificado o ponto *Pinch*, pode-se buscar as melhores opções de integração dos condensadores e refeedores das colunas de destilação e retificação com as demais correntes, sempre procurando localizar os condensadores acima do ponto *Pinch*, onde se deve evitar o uso de utilidades frias, e os refeedores abaixo deste ponto, onde utilidades quentes devem ser evitadas.

7.1.1. Etapa 1 - Identificação e integração térmica das correntes do processo

Foram identificadas as seguintes correntes com potencial de integração térmica no processo, descritas na Tabela 7.1. Buscando simplificar a análise e aproximando a elaboração da rede de trocadores de um caso real, não foram incluídas as demais correntes do processo com carga térmica abaixo de 1000 kW.

Nesta análise foi incluído o pré-aquecimento do caldo clarificado antes de sua entrada no sistema de evaporação para que este tenha sua temperatura elevada até o ponto de saturação do primeiro efeito.

Tabela 7.1. Correntes do processo identificadas com potencial de integração térmica

Correntes	Descrição	t_e (°C)	t_s (°C)	ΔH^1 (kW)	mcp (kW/K)
Q1	Mosto para fermentação	92,4	28,0	12649	196
Q2	Vinhoto + Flegmaça ²	100,0	40,0	15412	257
Q3	Condensado de vapor vegetal de 1° a 4° efeitos ³	107,4	50,0	12577	219
Q4	Vinho fermentado	32	28	5074	1.269
F1	Caldo dosado para açúcar	35,0	105,0	30676	438
F2	Caldo dosado para etanol	35,0	105,0	13336	191
F3	Calco clarificado para açúcar	97,0	115,0	7439	413
F4	Vinho centrifugado	32,0	90,0	16076	277

¹Incluída uma perda térmica de 2% na troca de calor; ²Temperatura inicial de 100°C referente à simulação das colunas de destilação e retificação operando a pressão atmosférica, sem considerar efeitos de elevação de ponto de ebulição; ³ Foram descontados do fluxo total disponível para troca térmica os consumos de condensados quentes utilizados na lavagem de filtros, centrifugas, diluição de méis e preparo do leite de cal.

Após a identificação das principais correntes e a aplicação do método tabular apresentado no Capítulo 4, pode ser identificado o ponto *Pinch* desse conjunto de correntes, que se localiza em 34,5°C considerando um Δt_{\min} global de 5°C. A Figura 7.1 apresenta a GCC resultante desta análise.

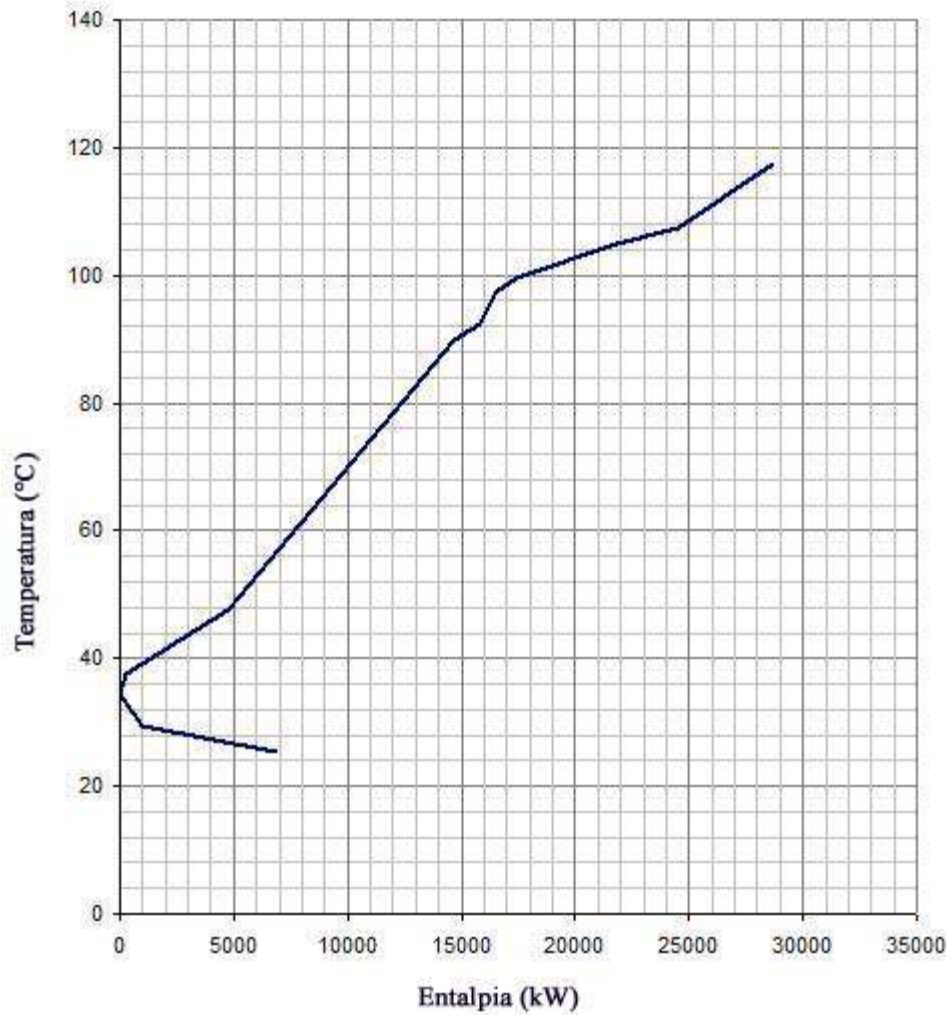


Figura 7.1. Grande Curva Composta para as corrente identificadas com potencial de integração térmica

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

Com isso, seguindo o procedimento de projeto de rede de trocadores de calor apresentado por Smith (2005), as correntes podem ser dispostas como o diagrama apresentado na Figura 7.2.

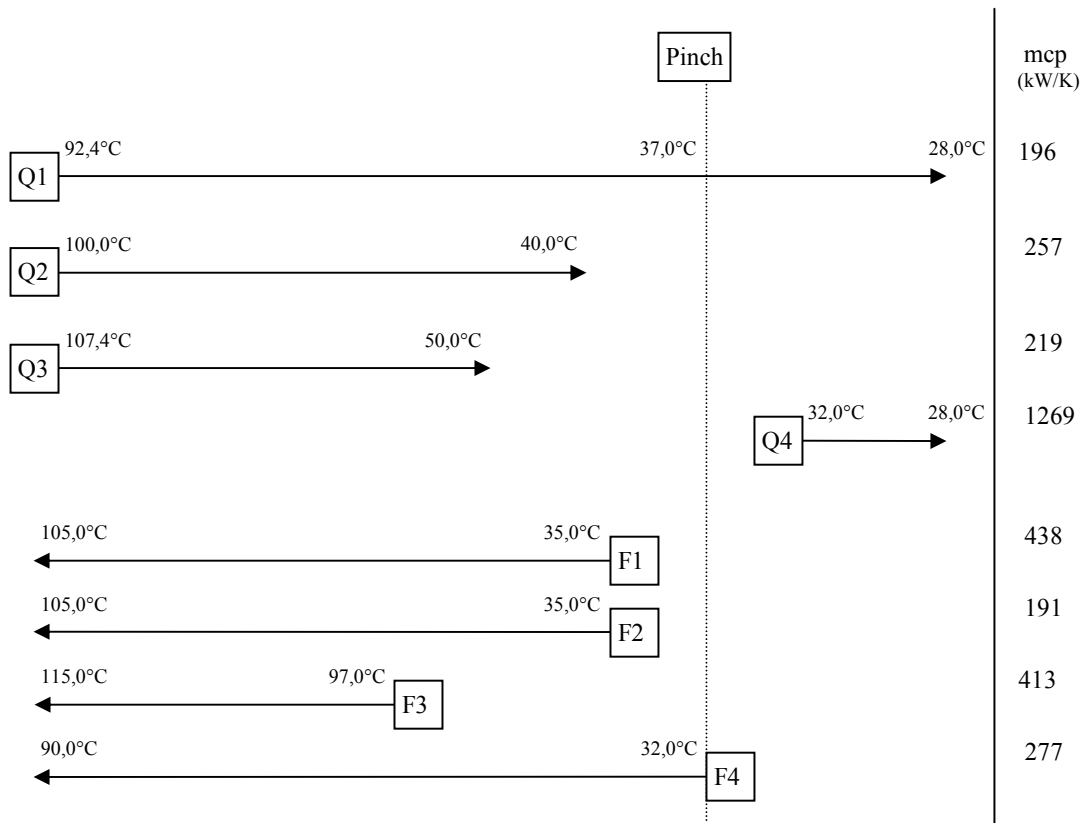


Figura 7.2. Diagrama das corrente identificadas com potencial de integração térmica

Como recomendado por Smith (2005), o início do projeto da rede de trocadores de calor deve ocorrer na região próxima ao ponto *Pinch*, onde a diferença de temperatura entre as correntes quentes e frias atinge o seu valor mínimo (Δt_{\min}), sendo, portanto, a região mais crítica para o projeto da rede. A troca de calor na região do *Pinch* deve atender a regra de não fornecer calor através deste ponto, o que poderia levar a um uso desnecessário de utilidades quentes e frias.

Assim, identifica-se uma possibilidade de troca entre as correntes Q1 e F4, que se localizam no ponto *Pinch* e atendem às regras para o projeto da rede, uma vez que o valor de mcp da corrente F4 é maior que mcp de Q1.

Sendo realizada a integração na região do ponto *Pinch*, o projeto da rede de trocadores de calor que inclui as demais correntes apresenta maior flexibilidade, existindo várias possibilidades de integração que devem, porém, assegurar o uso exclusivo de utilidades quentes acima do ponto *Pinch* e utilidades frias abaixo deste.

Portanto, a rede de trocadores deve atender completamente a necessidade de resfriamento das correntes quentes Q1, Q2 e Q3 localizadas acima do ponto *Pinch* com troca de calor com as demais correntes do processo, para que não seja necessário o uso de utilidades frias.

Deste modo, são propostos três trocadores de calor, indicados na Figura 7.3, para as correntes localizadas acima do ponto *Pinch*, sendo as correntes quentes localizadas abaixo deste atendidas com utilidades frias. A Tabela 7.2. mostra os dados de todos os trocadores identificados até esta etapa.

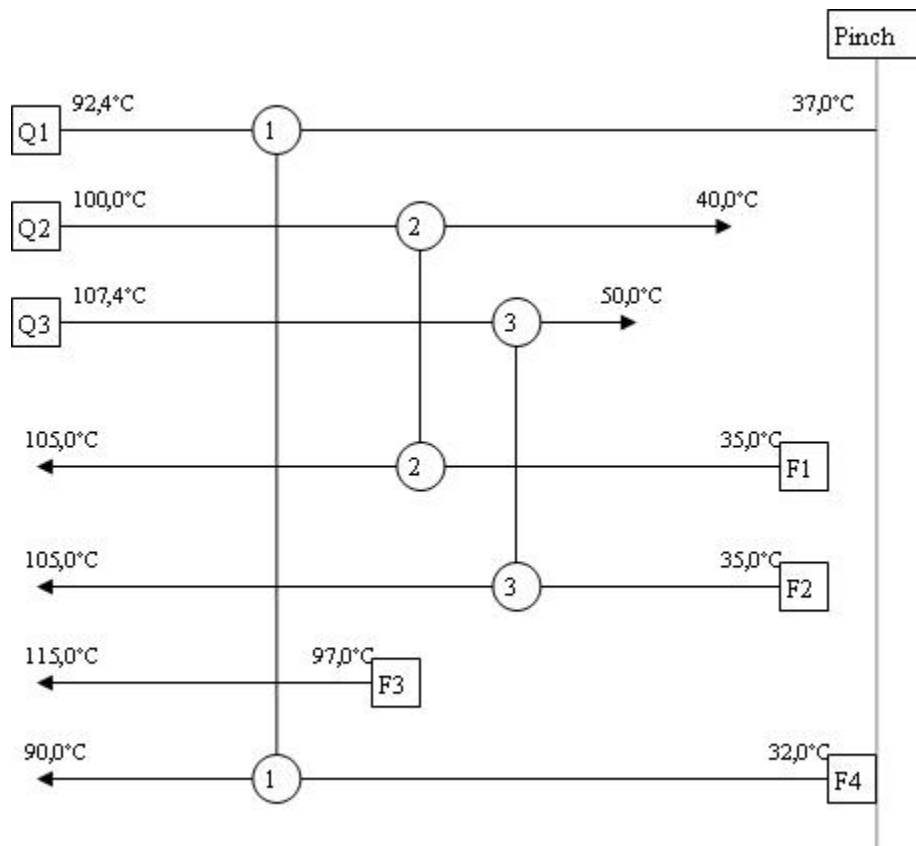


Figura 7.3. Rede de trocadores de calor - etapa 1

Tabela 7.2. Dados da rede de trocadores de calor da etapa 1

Trocador de calor	Correntes Quentes		Correntes Frias		Q (kW)	Δt_{DMLT} (°C)	U (W/m ² °C)	A (m ²)
	t _e (°C)	t _s (°C)	t _e (°C)	t _s (°C)				
1	92,4	37,0	32,0	71,2	10858	11,2	1800	619
2	100,0	40,0	35,0	70,2	15412	13,9	1800	709
3	107,4	50,0	35,0	100,8	12577	10,2	1800	788

Para o cálculo da área de troca de calor foram adotados trocadores de calor de placas operando em contra-corrente, normalmente aplicados em usinas para troca de calor entre líquidos, como caldo, vinhoto ou mosto de fermentação. Foi adotado um fator de segurança de 15% sobre a área de troca térmica teórica necessária (Peters et al., 2004)

O coeficiente de transferência de calor “U” para trocadores de calor deste tipo, reportado por Currie (1986) apud Rein (2007), foi utilizado para o cálculo da área de troca de calor, obtido com a aplicação da Equação 7.1. A diferença média logarítmica de temperatura foi calculada com a Equação 7.2.

$$Q = UA\Delta t_{DMLT} \quad (7.1)$$

$$\Delta t_{DMLT} = \frac{(t_{e,Q} - t_{s,F}) - (t_{s,Q} - t_{e,F})}{\ln \frac{(t_{e,Q} - t_{s,F})}{(t_{s,Q} - t_{e,F})}} \quad (7.2)$$

7.1.2. Etapa 2 – Integração das colunas de destilação e retificação

Na segunda etapa do procedimento adotado se verifica a possibilidade de integração térmica das colunas de destilação e retificação com o restante do processo.

Como o ponto *Pinch* do processo foi localizado à temperatura de 34,5°C, isso indica que é interessante do ponto de vista energético a integração dos condensadores das duas colunas que operam a 78,0°C e podem, portanto, atender as demandas de calor de correntes frias do processo.

A Figura 7.4 mostra a GCC das correntes do processo incluídas na Etapa 1 deste procedimento com o posicionamento da coluna de retificação, que pode ser integrada ao restante do processo, recebendo calor de uma utilidade quente para aquecimento do refeedor e atendendo parte da demanda de utilidade quente do processo com o seu condensador.

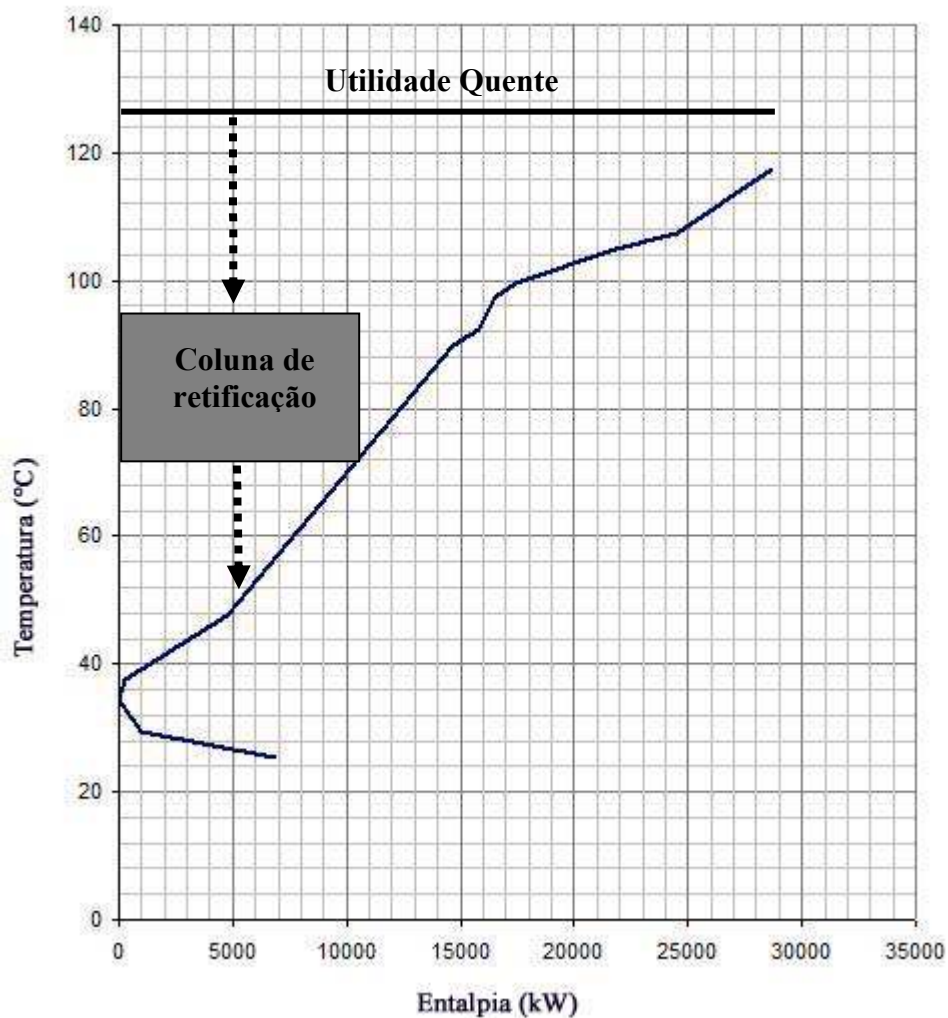


Figura 7.4. Grande Curva Composta para as corrente identificadas com potencial de integração térmica e localização do condensador da coluna de retificação.

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

Os refervedores, por terem temperatura de operação de 100°C, não devem ser integrados ao processo nesta etapa, pois não ofereceriam nenhuma vantagem na redução da demanda de utilidades quentes.

Foram identificadas possibilidades de integração do condensador da coluna de retificação que apresenta grande carga térmica com as três correntes frias do processo. Através da divisão dos fluxos dessas correntes pode-se atender a demanda de resfriamento das correntes quentes indicadas na Etapa 1 deste procedimento, e ainda substituir parte da demanda de utilidade fria originalmente necessária para o condensador da coluna de retificação.

A Figura 7.5 mostra o esquema proposto para a região acima do ponto *Pinch* identificado na Etapa 1, sendo os dados dos trocadores de calor apresentados na Tabela 7.3.

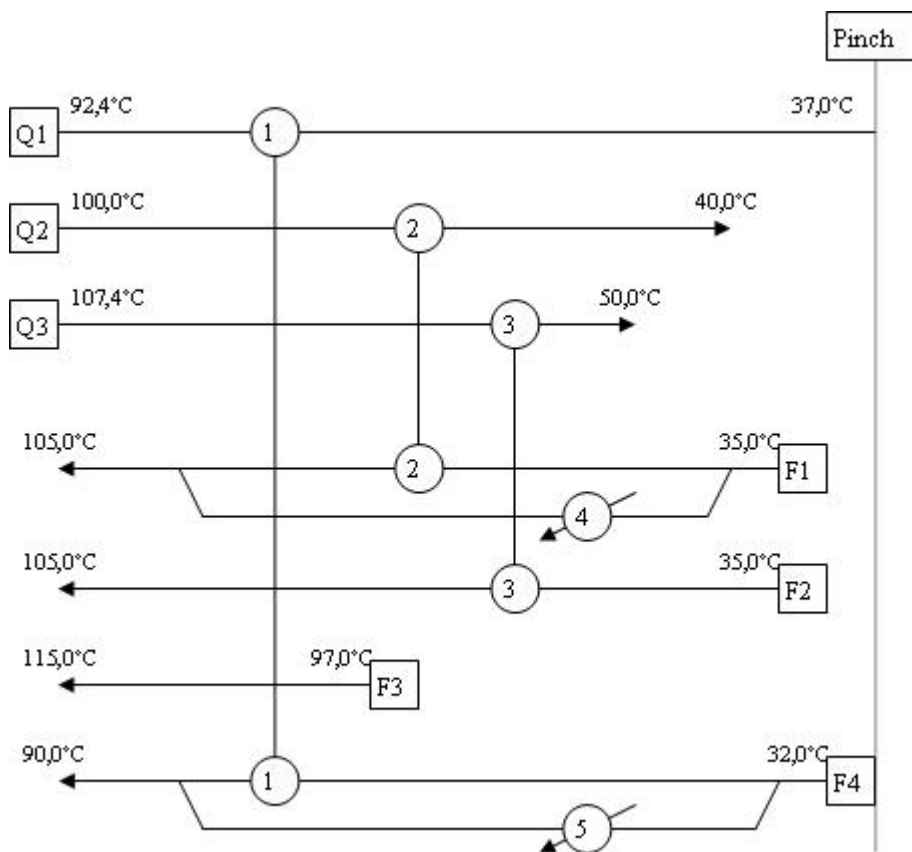


Figura 7.5. Rede de trocadores de calor - etapa 2

Tabela 7.3. Dados da rede de trocadores de calor da etapa 2

Trocador de calor	Correntes Quentes		Correntes Frias		Q (kW)	Δt_{DMLT} (°C)	U (W/m ² C)	A (m ²)
	t _e (°C)	t _s (°C)	t _e (°C)	t _s (°C)				
1	92,4	37,0	32,0	82,4	10858	7,2	1800	962
2	100,0	40,0	35,0	90,0	15412	7,2	1800	1366
3	107,4	50,0	35,0	100,8	12577	10,2	1800	788
4	78,0	78,0	35,0	68,0	5202	22,6	850	311
5	78,0	78,0	32,0	68,0	2216	23,6	850	127

Para os trocadores de calor de 4 e 5 foram adotados coeficientes de transferência de calor de 850 W/m² K, para o cálculo da área troca térmica necessária (Peters et al.,2004). Uma temperatura de aproximação de 10°C entre os fluidos na saída do trocador foi estabelecida para o cálculo da quantidade de calor trocada.

Com esse procedimento, a quantidade de calor trocada entre as correntes do processo aumentou para 46273 kW, o que representa diretamente o dobro desse valor em economia de utilidades quentes e frias.

A integração dos condensadores da coluna de retificação proporcionou um aumento de 19% no calor trocado da Etapa 1. As temperaturas finais das correntes F1 e F4 foram elevadas, respectivamente, de 70,2°C e 71,2°C na Etapa 1 para 82,1°C e 82,2°C nesta Etapa, sendo F1 aquecida com os trocadores de calor 2 e 4 e F4 com aqueles de número 1 e 5.

7.1.3. Etapa 3 – Integração do sistema de evaporação

Nesta etapa se realiza a integração do sistema de evaporação com o restante do processo através do uso das sangrias de vapor vegetal para completar as demandas de aquecimento que foram parcialmente atendidas nas Etapas 1 e 2 deste procedimento.

A integração dos evaporadores apresenta maior complexidade que as etapas anteriores, pois o uso de sangrias pode ocorrer em qualquer um dos efeitos, sempre respeitando uma diferença mínima de troca de calor entre as correntes. Além disso, uma extração de vapor vegetal em um

dos efeitos afeta diretamente todo o sistema, alterando a quantidade de vapor e condensado gerados em cada efeito subsequente, além de modificar o ponto de ebulição devido ao efeito da concentração de sólidos no caldo.

Todos esses fatores se refletem na área de troca de calor necessária para cada efeito de evaporação, além do consumo de utilidades quentes e frias de toda a planta. Os custos de investimento e operação de toda a usina terminam, assim, sendo fortemente influenciados pelo projeto do sistema de evaporação e pelo modo como se realiza a distribuição das sangrias.

Tendo em vista a complexidade da integração deste sistema, elaborou-se um procedimento de otimização termoeconômica com base em conceitos da teoria do custo exergético (Lozano e Valero, 1993). O objetivo deste procedimento é a obtenção de um projeto otimizado do sistema de evaporação e de uma rede de trocadores de calor que consome as sangrias de vapor vegetal, considerando restrições econômicas e termodinâmicas. O programa EES® (EES, 2007) foi utilizado para a resolução do problema, que tem como função objetivo a minimização dos custos de investimento e operação dos equipamentos envolvidos.

Procedimento de otimização

O procedimento é realizado de forma iterativa, com otimização separada do sistema de evaporação e da rede de trocadores de calor como indica a Figura 7.6, obtendo-se a convergência dos resultados após a 3^o ou 4^o iteração.

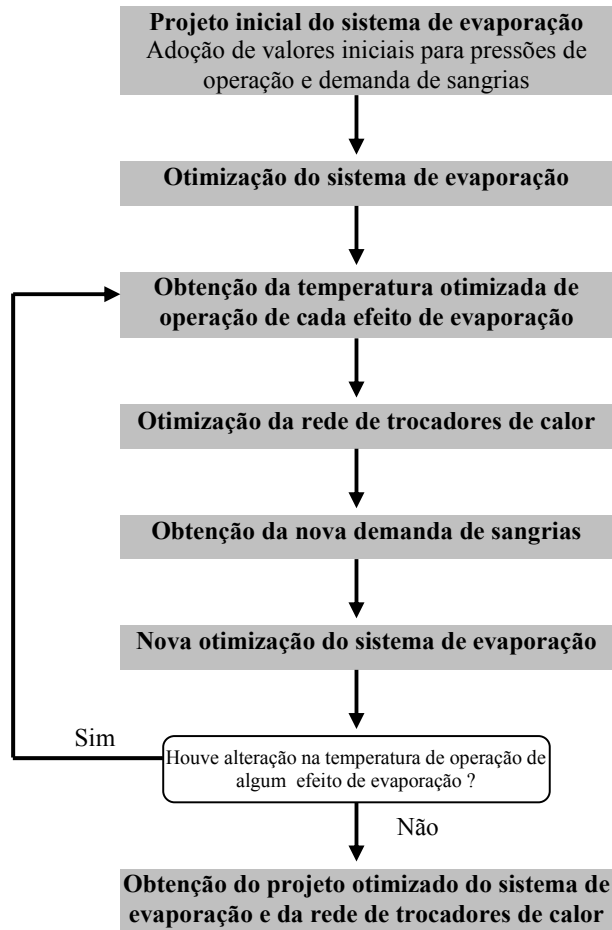


Figura 7.6. Etapas do procedimento de otimização

Os seguintes parâmetros de projeto foram obtidos com o procedimento utilizado:

- número de trocadores de calor necessários em cada etapa de aquecimento;
- temperatura intermediária entre os distintos trocadores de calor;
- pressão de operação de cada efeito de evaporação;
- área de troca de calor necessária para os trocadores de calor e os evaporadores;
- quantidade de vapor extraído em cada efeito de evaporação;
- quantidade de vapor consumido para na evaporação e nos trocadores de calor;
- concentração intermediária do caldo entre os efeitos de evaporação
- elevação do ponto de ebulição do caldo em cada efeito de evaporação
- temperatura de ebulição do caldo em cada efeito de evaporação;
- custo de investimento e operação de cada equipamento;

A função objetivo considera a minimização dos custos de investimento e operação no sistema de evaporação e na rede de trocadores de calor, sendo o custo total representado pela soma destes custos para cada equipamento selecionado (Equação 7.3).

$$\text{Min}C_{total} = \sum_i Z_i + \sum_i C_{o,i} \quad (7.3)$$

Cálculo do custo de investimento

O custo de investimento foi determinado pela área de troca de calor necessária para cada equipamento analisado. A determinação do custo referente à área obtida no modelo termodinâmico foi calculado com a aplicação das Equações 7.4, 7.5 e 7.6 (Bejan et al., 1996). A Tabela 7.4 mostra os dados de custo utilizados neste estudo.

$$PC_i = PC_r \left(\frac{A_i}{A_r} \right)^\alpha \quad (7.4)$$

$$Z_i = PC_i \zeta \quad (7.5)$$

$$\zeta = \frac{j(1+j)^b}{(1+j)^b - 1} \quad (7.6)$$

Tabela 7.4. Dados utilizados para determinação de custo dos equipamentos

Dados	Valor
Preço do evaporador de referência ¹ (10 ³ R\$)	1000,0
Preço do trocador de calor tipo casco tubo de referência ² (10 ³ R\$)	90,0
Preço do trocador de calor tipo placas de referência ³ (10 ³ R\$)	24,5
Área máxima para cada evaporador (m ²) ⁴	10000
Área máxima para cada trocador de calor tipo casco tubo (m ²) ⁴	1000
Área máxima para cada trocador de calor tipo placas (m ²) ⁵	1540
Preço do condensador barométrico multi-jato do evaporador ⁶ (10 ³ R\$)	57,2
Custo de manutenção ⁴ (% sobre o custo dos equipamentos instalados)	7,0
Fator de escala do evaporador ⁷	0,50
Fator de escala do trocador de calor casco tubo ⁷	0,70
Fator de escala do trocador de calor de placas ⁴	0,77
Vida útil dos equipamentos (anos)	15
Taxa anual de juros (%)	10,0
Horas de operação no ano (horas/ano)	4000

¹Tipo Robert, área de referência 4000m²; Área máxima para cada equipamento: 10000 m²; Inclui instalação (Usina Santa Isabel, 2006); ²Tipo casco tubo de aço carbono, área de referência 300m² (Usina Santa Isabel, 2006); ³Tipo placas de aço inoxidável, área de referência 32,4m²; Inclui instalação (CTC, 2003); ⁴(Peters et al., 2004); ⁵(Kakaç e Liu, 2002); ⁶Capacidade de 0,25m³ água/s; Valor estimado para taxa de cambio de 2,00R\$ para 1US\$; Inclui instalação (Peters et al., 2004); ⁷(Chauvel et al., 2001)

Cálculo do custo de operação

Os custos de operação foram determinados pela somatória do custo do vapor de aquecimento ou água de refrigeração consumidos em cada equipamento, descontando-se os custos dos fluxos úteis produzidos ou não utilizados por estes.

Assim, para o sistema de evaporação o custo total de operação é calculado pela Equação 7.7, que considera os custos dos fluxos de vapor de aquecimento consumido, vapor vegetal e condensados gerados para o primeiro ao quarto efeito. Para o quinto efeito, o vapor vegetal gerado não foi considerado, uma vez que não é utilizado em outras partes do processo, sendo direcionado ao condensador barométrico, que consome água de refrigeração, cujo custo também foi incluído na análise.

$$C_{o,evap} = \left(\sum_{i=1}^4 (C_{vc,i} - C_{vv,i} - C_{cond,i}) \right) + (C_{vc,5} - C_{cond,5}) + C_{refr,evap} \quad (7.7)$$

Da mesma forma, o custo de operação de cada trocador de calor que consome vapor vegetal ou água de refrigeração foi obtido pela Equação 7.8.

$$C_{o,tc} = C_{vc,i} + C_{refr,i} - C_{cond,i} \quad (7.8)$$

Para o cálculo do custo de operação foi determinado um custo para os vapores consumidos e os fluxos úteis que deixam cada equipamento, utilizando-se para isso um método termoeconômico baseado na teoria do custo exergético (Lozano e Valero, 1993), descrita no Capítulo 5.

Inicialmente calculou-se o custo monetário em base exergética do vapor vivo gerado no sistema de cogeração considerando um balanço de custos no gerador de vapor, indicado na Equação 7.9. Assumiu-se como hipótese que o custo do vapor vivo é igual ao do vapor de escape do sistema de cogeração e dos vapores vegetais e condensados gerados no sistema de evaporação também em base exergética (Equação 7.10).

$$c_{vivo} = \frac{c_{bag} m_{bag} ex_{bag} + Z_{cald}}{m_{vivo} (ex_{vivo} - ex_{cond})} \quad (7.9)$$

$$c_{vivo} = c_{ve} = c_{vv} = c_{cond} \quad (7.10)$$

Assim pode-se determinar os custos monetários dos fluxos de vapor e condensados envolvidos no cálculo do custo de operação do sistema a ser otimizado (Equações 7.11 a 7.13).

$$C_{ve} = c_{ve} ex_{ve} \quad (7.11)$$

$$C_{vw} = c_{vw} ex_{vw} \quad (7.12)$$

$$C_{cond} = c_{cond} ex_{cond} \quad (7.13)$$

Também atribuiu-se o custo monetário em base exergética do vapor vivo à exergia térmica das correntes Q1 e Q2 (ver Tabela 7.1) que são consumidas respectivamente nos trocadores de calor 1 e 2, para que fossem calculados os custos de operação desses equipamentos..

O custo monetário do bagaço em base exergética foi determinado pelo balanço de custo exergético no sistema de extração do caldo, onde este é gerado com a separação da parte de fibra e caldo da cana.

Assumiu-se como hipótese que seu custo em base exergética é igual ao da cana-de-açúcar da qual este se origina (Equação 7.14), destinando ao caldo de cana o aumento de custos da etapa de extração. Assim, o custo monetário do bagaço foi calculado considerando o custo monetário da cana-de-açúcar em base exergética calculado com a Equação 7.15.

$$c_{cana} = c_{bag} \quad (7.14)$$

$$c_{cana} = \frac{cpe_{cana}}{ex_{cana}} \quad (7.15)$$

O cálculo da exergia dos fluxos envolvidos na análise segue as equações apresentadas no Capítulo 5. A Tabela 7.5 mostra os dados utilizados para o cálculo do custo de operação.

Tabela 7.5. Dados utilizados no cálculo do custo de operação

Dado	Valor
Preço da caldeira ¹ (10 ³ R\$)	25000
Eficiência da caldeira ¹ (% base PCI)	85,0
Pressão do vapor vivo gerado na caldeira (bar)	65,0
Temperatura do vapor vivo gerado na caldeira (°C)	480,0
Temperatura da água de alimentação da caldeira (°C)	127,0
Vida útil da caldeira (anos)	30
Custo de produção específico da cana-de-açúcar ² (10 ⁻³ R\$/kg)	30
Exergia específica da cana de açúcar (kJ/kg)	5695
Exergia específica do bagaço de cana ³ (kJ/kg)	9885
Vazão mássica da cana-de-açúcar (kg/s)	138,9
Vazão mássica do bagaço consumido na caldeira (kg/s)	18,0
Vazão mássica do vapor vivo gerado na caldeira (kg/s)	42,6

¹ Caldeira aquatubular de 65 bar/ 480°C, 200 t vapor/h (Dedini, 2007); ²(Usina Santa Isabel, 2006).³Referente a 50,0% de umidade.

O custo da água de refrigeração utilizada no condensador barométrico multi-jato do sistema de evaporação e no condensador da coluna de retificação foi estimado em 0,08 R\$/m³ utilizando dados de Chauvel et al. (2001) para sistemas de resfriamento em processos industriais. O consumo de água de refrigeração representa o custo de operação desses equipamentos que a recebem do sistema de resfriamento a 30,0°C e a retornam a 50,0°C.

Cálculo da área de troca de calor

Um modelo termodinâmico foi construído para a simulação dos evaporadores e trocadores de calor, tendo por objetivo calcular a carga térmica de cada equipamento, e conseqüentemente a área de troca de calor necessária, calculada pela Equação 7.1.

Os coeficientes globais de troca de calor “U” e as diferenças de temperatura foram estabelecidos com aplicação das Equações 7.16 (Van der Poel et al., 1998) e 7.18 (Hugot, 1986)

para evaporadores e 7.17 e 7.19 (Hugot, 1986) para trocadores de calor casco tubo que consomem vapor vegetal. A velocidade de circulação dos fluidos que são aquecidos foi estabelecida como 1,5 m/s para todos os casos.

$$U_{evap} = \frac{465t_{vv}}{Bx_{s,caldo}} \quad (7.16)$$

$$U_{tc} = 6,978t_{vc,sat} \left(\frac{v}{1,8} \right)^{0,8} \quad (7.17)$$

$$\Delta t_{evap} = t_{vc,sat} - t_{s,caldo} \quad (7.18)$$

$$\Delta t_{tc} = \frac{(t_{vc,sat} - t_{e,F}) - (t_{v,sat} - t_{s,F})}{\ln \frac{(t_{vc,sat} - t_{e,F})}{(t_{vc,sat} - t_{s,F})}} \quad (7.19)$$

Os demais trocadores envolvidos na análise, identificados na Etapa 2 deste procedimento (Trocadores de nº1 a 5) seguem os mesmos critérios de projeto apresentados anteriormente.

Projeto inicial dos evaporadores e trocadores de calor

Fixando-se as pressões de operação do evaporador, como as mesmas anteriormente utilizadas para a Usina 1, determinaram-se os fluxos das sangrias de vapor após o consumo da energia das correntes quentes disponíveis no processo, sempre priorizando o uso de sangrias com menor temperatura e pressão. Uma temperatura de aproximação de 5°C entre a temperatura do vapor de aquecimento e do fluxo aquecido na saída do trocador de calor foi adotada para a determinação da quantidade de vapor necessária.

O sistema de evaporação tem como valor inicial as sangrias indicadas na Tabela 7.6, onde também são apresentados dados do projeto inicial do sistema de evaporação.

Também são introduzidas duas modificações para o projeto inicial do sistema de evaporação em comparação àquele adotado para a Usina 1 do Capítulo 6. A primeira é o uso de vapor vegetal do 3º efeito para atender a demanda de calor dos cozedores e a segunda é o aumento do Brix do xarope de 65% para 72%. Essas modificações, recomendadas por Rein (2007), possibilitam a redução do consumo de utilidades quentes da usina, embora esta última ocasione aumento do consumo de vapor para a evaporação, compensado pela redução de carga térmica nos cozedores.

Tabela 7.6. Dados do projeto inicial do sistema de evaporação

Efeito	P_o (bar)	t_{s,caldo} (°C)	Δt_{epe} (°C)	Bx_{s,caldo} (%)	m_{vv} (kg/s)	m_{sangria} (kg/s)
1º	1,69	115,4	0,4	19,4	24,6	2,1
2º	1,31	107,9	0,6	27,5	22,9	2,9
3º	0,93	98,9	1,3	43,2	20,2	14,0
4º	0,54	85,3	2,1	53,4	6,7	-
5º	0,16	60,3	5,0	72,0	7,4	-

Os resultados do cálculo das áreas de troca térmica necessárias dos evaporadores e trocadores de calor, incluindo aqueles projetados nas Etapas 1 e 2 deste procedimento, estão apresentados nas Tabelas 7.7. e 7.8, respectivamente. A Figura 7.7 mostra a localização de cada trocador de calor na rede.

Verifica-se pequena alteração nos resultados dos trocadores de calor 1 a 5 devido às modificações ocasionadas pela distribuição das sangrias de vapor vegetal e o aumento do Brix do xarope. Valores de vazão de condensados e xarope foram corrigidos com a introdução das sangrias, modificando ligeiramente as condições iniciais dos fluxos envolvidos no dimensionamento desses trocadores de calor.

Tabela 7.7. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto inicial do sistema de evaporação

Efeito	Q (kW)	U_{evap} ($W/m^2\text{°C}$)	Δt_{evap} (°C)	A^1 (m^2)
1°	55708	2760	12,0	1932
2°	49881	1828	7,1	4446
3°	44754	1064	8,4	5779
4°	14064	743	12,3	1769
5°	15468	389	22,9	1994

¹Considera 15% de fator de segurança sobre a área de troca térmica teórica necessária.

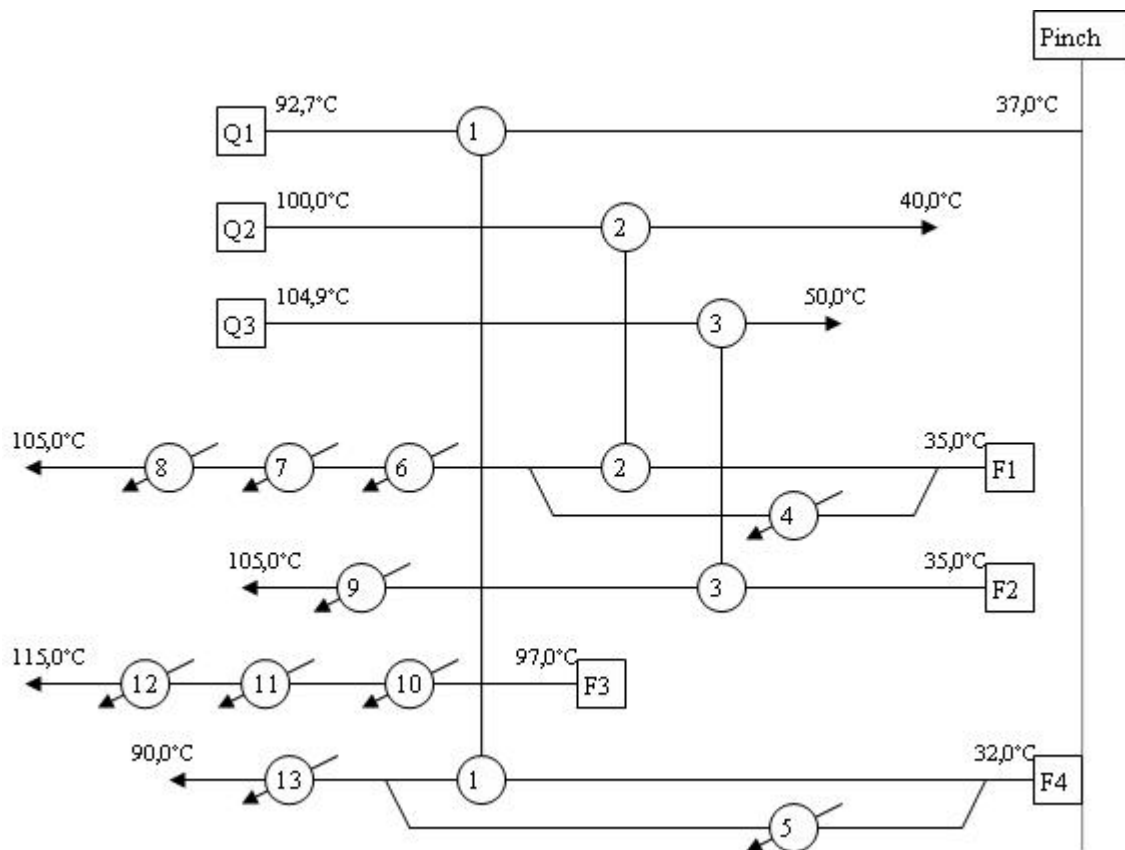


Figura 7.7. Rede inicial de trocadores de calor – etapa 3

Foi incluído na análise um trocador de calor tipo casco-tubo (Trocador 14) referente à última etapa de condensação responsável por completar a necessidade de refrigeração da coluna de destilação. Esse trocador utiliza água de resfriamento como corrente fria, sendo sua análise realizada em conjunto com os trocadores de calor 4 e 5 que completam a condensação do vapor de etanol gerado na coluna retificadora.

Tabela 7.8. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto inicial da rede de trocadores de calor

Trocador de calor	Corrente Quente			Corrente Fria			Q (kW)	U _{tc} (W/m ² °C)	Δt _{tc} (°C)	A (m ²)
		t _e (°C)	t _s (°C)		t _e (°C)	t _s (°C)				
1	<i>Q1</i>	92,7	37,0	<i>F4</i>	32,0	82,7	10917	1800	7,2	967
2	<i>Q2</i>	100,0	40,0	<i>F1</i>	35,0	90,0	15412	1800	7,2	1366
3	<i>Q3</i>	104,9	50,0	<i>F2</i>	35,0	103,8	13201	1800	5,3	1586
4	<i>CR</i>	78,0	78,0	<i>F1</i>	35,0	68,0	5169	850	22,6	309
5	<i>CR</i>	78,0	78,0	<i>F4</i>	32,0	68,0	2217	850	23,6	127
6	<i>VV3</i>	98,9	97,6	<i>F1</i>	83,2	92,6	4125	589	8,9	907
7	<i>VV2</i>	107,9	107,3	<i>F1</i>	92,6	102,3	4273	647	9,0	844
8	<i>VV1</i>	115,4	115,0	<i>F1</i>	102,3	105	1192	694	11,3	175
9	<i>VV1</i>	115,4	115,0	<i>F2</i>	103,8	105	225	694	10,6	35
10	<i>VV2</i>	107,9	107,3	<i>F3</i>	97	102,3	2179	647	7,3	538
11	<i>VV1</i>	115,4	115,0	<i>F3</i>	102,3	110	3171	694	8,3	637
12	<i>VE</i>	127,4	127,4	<i>F3</i>	110	115	2063	768	14,8	209
13	<i>VV3</i>	98,9	97,6	<i>F4</i>	79,2	90,0	3057	589	12,2	489
14	<i>CR</i>	78,0	78,0	<i>AR</i>	30,0	50,0	11399	850	37,1	416

As correntes identificadas com CR na Tabela 7.8 são referentes ao vapor de etanol condensado na coluna de retificação e aquelas indicadas com VV são correntes de vapor vegetal, com o número indicando o efeito de evaporação onde foram geradas. AR representa a água de refrigeração utilizada na usina para completar a demanda de condensação da coluna de retificação e as demais correntes utilizam denominação de correntes quentes (Q) e frias (F) indicadas anteriormente.

Os custos da cana-de-açúcar, do bagaço de cana e dos vapores vivo e de escape do sistema de cogeração, utilizados como base para o cálculo dos custos de operação, estão apresentados na Tabela 7.9.

Tabela 7.9. Custos obtidos para cana-de-açúcar, bagaço e vapores

	c (10⁻⁶RS/kJ)	cpe (RS/t)
Cana-de-açúcar	5,3	30,0
Bagaço de cana	5,3	52,6
Vapor vivo	21,7	28,0
Vapor de escape	21,7	12,1

As variáveis de decisão utilizadas no procedimento de otimização foram as seguintes:

- Temperatura de entrada das correntes frias dos trocadores 6, 7, 8, 9, 11, 12 e 13.
- Temperatura de operação dos efeitos 1, 2, 3, 4 e 5 de evaporação.

Na análise assumiu-se que toda a energia disponível nas correntes quentes Q1 e Q3 foram consumidos pelas correntes F1 e F4 respectivamente. Com a adoção das variáveis de decisão acima mencionadas, as cargas térmicas de todos os trocadores da rede e do sistema de evaporação puderam ser determinadas, sendo possível com isso estimar os custos de operação e investimento necessários.

Projeto otimizado dos evaporadores e trocadores de calor

O procedimento de otimização adotado permitiu uma avaliação do projeto inicial da rede de trocadores de calor do ponto de vista econômico, identificando possibilidades de redução de custos de investimento e operação, considerando a distribuição otimizada das sangrias.

A Figura 7.8. apresenta a rede de trocadores de calor otimizada que tem seus dados apresentados na Tabela 7.10.

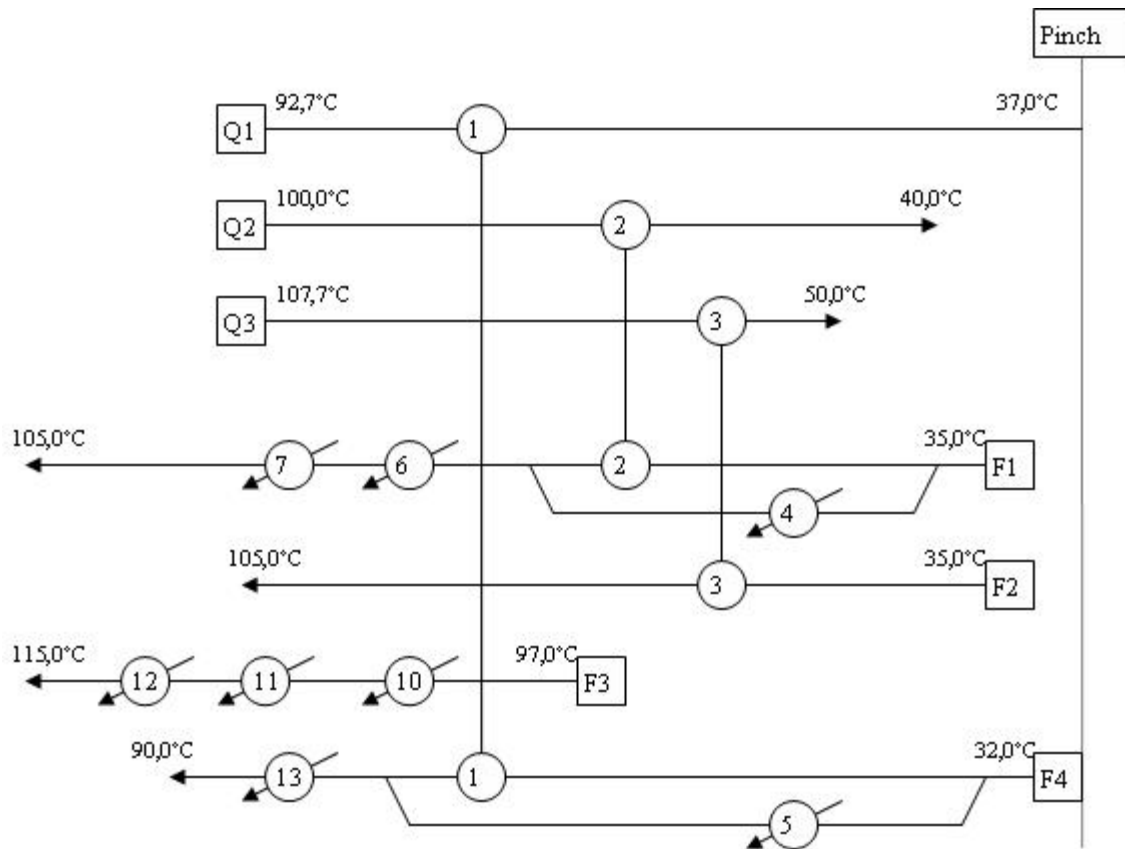


Figura 7.8. Rede otimizada de trocadores de calor – etapa 3

Os dados do novo sistema de evaporação, com a distribuição das sangrias otimizadas são apresentadas na Tabela 7.11 e 7.12.

O aumento dos parâmetros de operação, principalmente dos efeitos 2 e 3 do sistema de evaporação, aliado ao uso mais intensivo de outras correntes do processo, possibilitou uma redução da vazão total de sangrias utilizadas, o que se reflete em redução do consumo de vapor de escape no primeiro efeito de evaporação.

O menor uso de vapor de escape também ocorreu no aquecimento da corrente F3, que em uma solução otimizada substituiu parte do uso deste por vapor vegetal de primeiro efeito.

Observa-se também que foram eliminados da rede os trocadores de calor de números 8 e 9, que tiveram suas demandas de calor supridas por outros trocadores já existentes. No caso do

trocador de calor 9, o aumento do calor disponível nos condensados de vapor vegetal e o menor custo operacional com o uso de condensados em comparação ao uso de vapor vegetal possibilitaram que toda a demanda da corrente F2 fosse atendida pelo trocador 3.

Tabela 7.10. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto otimizado da rede de trocadores de calor

Trocador de calor	Corrente Quente		Corrente Fria		Q (kW)	U _{tc} (W/m ² °C)	Δt _{tc} (°C)	A (m ²)		
	t _c (°C)	t _s (°C)	t _c (°C)	t _s (°C)						
1	<i>Q1</i>	92,7	37,0	<i>F4</i>	32,0	89,6	10917	1800	4,0	1747 ¹
2	<i>Q2</i>	100,0	40,0	<i>F1</i>	35,0	96,5	15412	1800	4,2	2231 ²
3	<i>Q3</i>	107,7	50,0	<i>F2</i>	35,0	105,0	13426	1800	7,2	1194
4	<i>CR</i>	78,0	78,0	<i>F1</i>	35,0	68,0	6102	850	22,6	365
5	<i>CR</i>	78,0	78,0	<i>F4</i>	32,0	68,0	3147	850	23,6	180
6	<i>VV3</i>	105,9	104,5	<i>F1</i>	85,4	99,0	5997	630	10,9	1001 ³
7	<i>VV2</i>	111,1	110,5	<i>F1</i>	99,0	105,0	2646	666	8,1	561
10	<i>VV2</i>	111,1	110,5	<i>F3</i>	97,0	100,0	1233	666	11,9	178
11	<i>VV1</i>	115,4	115,0	<i>F3</i>	100,0	111,5	4735	694	7,9	994
12	<i>VE</i>	127,4	127,4	<i>F3</i>	111,5	115,0	1444	768	14,1	153
13	<i>VV3</i>	105,9	104,5	<i>F4</i>	82,5	90,0	2108	630	18,0	214
14	<i>CR</i>	78,0	78,0	<i>AR</i>	30,0	50,0	9536	850	37,1	348

¹Área total referente a dois trocadores de 873m²; ²Área total referente a dois trocadores de 1165m²; ³Área total referente a dois trocadores de 500m²;

Tabela 7.11. Dados do projeto otimizado do sistema de evaporação

Efeito	p_o (bar)	$t_{s,caldo}$ (°C)	Δt_{epe} (°C)	$Bx_{s,caldo}$ (%)	m_{vv} (kg/s)	$m_{sangria}$ (kg/s)
1°	0,17	115,4	0,4	19,4	24,4	2,1
2°	0,15	111,1	0,6	27,1	22,3	1,7
3°	0,12	105,9	1,4	42,8	20,6	14,5
4°	0,05	85,4	2,1	53,1	6,9	-
5°	0,02	60,3	5,0	72,0	7,5	-

Tabela 7.12. Resultados do cálculo das áreas de troca de calor do projeto otimizado do sistema de evaporação

Efeito	Q (kW)	U_{evap} (W/m ² °C)	Δt_{evap} (°C)	A^1 (m ²)
1°	55423	2765	12,0	1919
2°	49456	1904	3,9	7746
3°	45938	1149	4,6	9930
4°	13555	747	19,1	1090
5°	15821	389	23,0	2031

¹Considera 15% de fator de segurança sobre a área teórica necessária.

Um maior uso da energia disponível nos condensadores da coluna retificadora também ocorreu, o que pode ser verificado pela maior carga térmica dos trocadores de calor 4 e 5. O uso dessas correntes se mostra vantajoso pois, além de possibilitar um menor uso de vapor vegetal nas etapas de aquecimento subsequentes, evita o uso de água de resfriamento para completar a carga dos condensadores da coluna correspondente.

Outros dois trocadores de calor (Trocadores 15 e 16), responsáveis por completar as cargas térmicas das correntes Q1 e Q4 respectivamente, na região abaixo do ponto *Pinch* identificado na Etapa 1 foram incluídos na análise final de custo, sendo estes consumidores de utilidades frias (Figura 7.9). Os custos finais destes equipamentos não interferem nos resultados da otimização

realizados anteriormente, sendo suas demandas de utilidade fria definidas desde o início da análise.

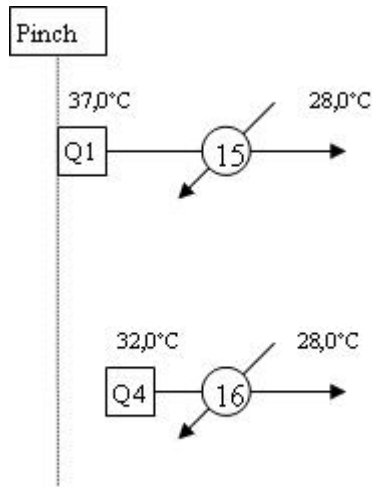


Figura 7.9. Rede de trocadores de calor abaixo do ponto *Pinch*

Resultados da análise de custo

O procedimento adotado possibilitou uma redução de custo em relação à planta Padrão (Usina 1) e ao projeto inicial proposto neste procedimento. As Tabelas 7.13, 7.14. e 7.15 apresentam respectivamente, os custos finais obtidos para os arranjos do sistema de evaporação e a rede de trocadores de calor da planta padrão apresentada no Capítulo 6 e dos projetos inicial e otimizado.

Tabela 7.13. Custos do projeto da planta padrão (Usina 1)

	Custo de operação (R\$/ano)	Investimento (R\$/ano)	Custo total (R\$/ano)
Aquecimento do caldo dosado para açúcar ¹	2.219.040	48.226	2.267.266
Aquecimento do caldo dosado para etanol ¹	968.400	21.917	990.317
Aquecimento do caldo clarificado para açúcar ²	-	-	-
Aquecimento do vinho ³	336.312	45.792	382.104
Sistema de evaporação ⁴	2.251.728	558.688	2.810.416
Condensador da coluna de retificação	118.541	13.064	131.604
Resfriamento do mosto ⁵	174.240	358	174.598
Resfriamento das dornas ⁵	69.898	292	70.190
Resfriamento do vinhoto ⁶	-	11.958	11.958
Total	6.138.158	700.294	6.838.453

¹Aquecimento em uma etapa com vapor vegetal de primeiro efeito em trocador de calor casco tubo; ²Não há aquecimento do caldo clarificado para a Planta Padrão; ³ Aquecimento do vinho realizado em uma primeira etapa com o condensador da coluna retificadora em trocador casco tubo e uma segunda com vinhaça em trocador de placas; ⁴Sangrias apenas do primeiro efeito; ⁵Resfriamento com uso de água de refrigeração e trocador de calor de placas; ⁶Resfriamento com torre de resfriamento, preço 85.000 R\$, capacidade 200m³/s (Tecniplas, 2008).

Observa-se que o projeto otimizado apresenta uma redução de 23% do custo total em relação à planta padrão. Grande parte desta redução foi obtida com o melhor uso das sangrias de vapor vegetal, que contribuíram particularmente para uma expressiva redução de custo de operação dos evaporadores e do aquecimento da corrente F1.

Os investimentos no projeto otimizado foram aumentados em quase 100% em relação à planta padrão, porém a redução de custos obtidos na operação possibilitou uma redução do custo total da instalação.

Tabela 7.14. Custos do projeto inicial dos sistemas analisados

	Custo de operação (R\$/ano)	Investimento (R\$/ano)	Custo total (R\$/ano)
Aquecimento do caldo dosado para açúcar (Trocadores 2, 4, 6 e 7)	1.252.224	136.627	1.388.851
Aquecimento do caldo dosado para etanol (Trocador de calor 3)	627.840	83.707	711.547
Aquecimento do caldo clarificado para açúcar (Trocadores 10, 11 e 12)	542.736	50.069	592.805
Aquecimento do vinho (Trocadores de calor 1, 5 e 13)	600.768	71.870	672.638
Sistema de evaporação	1.130.976	616.000	1.746.976
Condensador da coluna de retificação (Trocadores 14)	157.104	15.912	173.016
Resfriamento do mosto (Trocadores 15)	24.034	78	24.112
Resfriamento das dornas (Trocadores 16)	69.898	292	70.190
Resfriamento do vinhoto ⁶	-	-	-
Total	4.405.579	974.556	5.380.135

Quando são comparados os projetos inicial e otimizado, verifica-se redução de custo total de 2%, como pode ser observado nas Tabelas 7.14 e 7.15. O sistema de evaporação apresentou a maior redução de gastos com aproximadamente 43.056 R\$/ano. Esse resultado foi obtido com um incremento de 60% no investimento do sistema, que, porém, foi compensado por um decréscimo de 37% no custo de operação, devido à integração energética com diminuição da demanda de utilidades quentes e frias.

O trocador de calor 14, responsável por parte da carga térmica da condensação na coluna de retificação também apresentou redução expressiva no custo com 27.677 R\$/ano. Devido à integração da coluna com as demais correntes do processo através dos trocadores de calor 4 e 5, seu investimento pode ser reduzido em 16% e seu custo de operação em 12% com a diminuição da demanda de água de resfriamento.

Os demais sistemas também apresentaram reduções no custo total, apesar do maior custo de investimento. O aquecimento do vinho (F4) apresentou um aumento de 47% em seu custo de investimento, porém uma redução de 8% em operação, resultando em uma diminuição de 2% em seu custo total ou 14.400 R\$/ano.

Tabela 7.15. Custos do projeto otimizado dos sistemas analisados

	Custo de operação (R\$/ano)	Investimento (R\$/ano)	Custo total (R\$/ano)
Aquecimento do caldo dosado para açúcar (Trocadores 2, 4, 6 e 7)	1.203.408	179.136	1.382.544
Aquecimento do caldo dosado para etanol (Trocador de calor 3)	654.768	55.426	710.194
Aquecimento do caldo clarificado para açúcar (Trocadores 10, 11 e 12)	545.184	45.979	591.163
Aquecimento do vinho (Trocadores de calor 1, 5 e 13)	552.240	105.998	658.238
Sistema de evaporação	717.088	986.832	1.703.920
Condensador extra da coluna de retificação (Trocadores 14)	131.371	13.968	145.339
Resfriamento do mosto (Trocadores 15)	24.034	78	24.112
Resfriamento das dornas (Trocadores 16)	69.898	292	70.190
Resfriamento do vinhoto ¹	-	-	-
Total	3.897.991	1.387.709	5.285.700

7.2. Consumo de Utilidades – Usina 2

A planta otimizada, denominada neste trabalho Usina 2, foi obtida após as modificações indicadas pelo procedimento de integração térmica do processo apresentado neste capítulo.

Verificou-se uma redução significativa no consumo de utilidades quentes, atingindo a demanda de vapor de escape um índice de **307 kg de vapor/t cana**, consumido predominantemente na etapa de evaporação com 60% do total (Tabela 7.16).

O consumo na evaporação foi reduzido em 45% em relação a Planta Padrão, mesmo com o aumento do Brix do xarope produzido. No total, uma quantidade 33% menor de vapor de escape foi consumida quando todas as demandas da usina são incluídas na análise.

O consumo de utilidades frias também foi reduzido com a integração térmica, diminuindo cerca de 28% com relação à Usina 1. Os condensadores barométricos dos sistemas de cozimento e evaporação apresentaram redução significativa, consumindo respectivamente, 28% e 21% menos água quando comparados à Usina 1. O aumento do Brix do xarope na saída da evaporação causou uma redução significativa do consumo de utilidades frias nos cozedores, aumentando a carga de resfriamento da evaporação, porém o uso das sangrias de vapor do 1º ao 3º efeito propiciou uma diminuição dessa demanda, reduzindo seu consumo final.

Tabela 7.16. Consumos de utilidades quentes – Usina 2

Subsistema	Aplicação	Carga térmica (kW)	m_{ve} (kg/s)¹
Lavagem, Preparo e extração	-	0	0,0
Tratamento do Caldo - Açúcar	Aquecimento do caldo	0	0,0
Tratamento do Caldo - Etanol	Aquecimento do caldo	0	0,0
Evaporação	Pré-aquecimento do caldo	1444	0,7
	Aquecimento do evaporador de 1º efeito	55476	25,4
Cozimento, centrifugação e cristalização	Aquecimento dos cozedores	0	0,0
Secagem do açúcar	Aquecimento do ar	337	0,2
Preparo do mosto e Fermentação	-	0	0,0
Destilação e Retificação	Aquecimento do Vinho	0	0,0
	Aquecimento colunas de destilação	22021	10,1
	Aquecimento colunas de retificação	13604	6,2
Total	-	92882	42,6

¹Vapor saturado a 0,25MPa

Tabela 7.17. Consumos de utilidades frias – Usina 2

Subsistema	Aplicação	Carga térmica (kW)
Lavagem, preparo e extração	Resfriamento de mancais	4646
	Resfriamento do óleo de lubrificação	581
Tratamento do caldo - Açúcar	Resfriamento da sulfitação	179
	Condensação de vapor no vácuo do filtro rotativo	725
Tratamento do caldo - Etanol	Condensação de vapor no vácuo do filtro rotativo	319
Evaporação	Condensação vapor vegetal evaporador 5º efeito	21667
Cozimento, centrifugação e cristalização	Condensação vapor vegetal cozedores A e B	22386
Preparo do mosto e Fermentação	Resfriamento de mosto	436
	Resfriamento das dornas	5074
Destilação	Condensação do etanol na coluna de destilação	662
	Condensação do etanol na coluna de retificação	9536
	Resfriamento do etanol	585
	Resfriamento do vinhoto	-
Total	-	66796

7.3. Metas de Consumo de Utilidades – Usina 2

Foram calculadas as metas do consumo de utilidades quentes e frias para a Usina 2 adotando-se o mesmo procedimento anteriormente aplicado à Usina 1. Também foram excluídas da análise, como no caso anterior, as correntes referentes ao resfriamento de mancais, óleo e sulfitação. As CCs e CGC estão apresentadas nas Figuras 7.10 e 7.11.

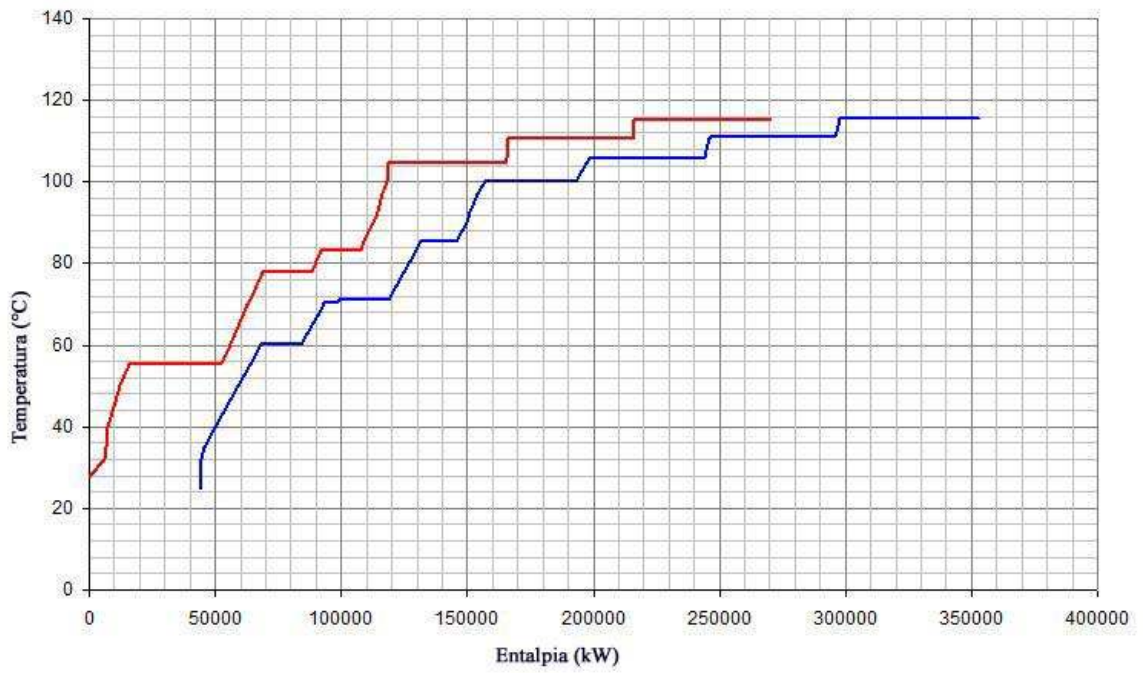


Figura 7.10. Grande Curva Composta – Usina 2

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

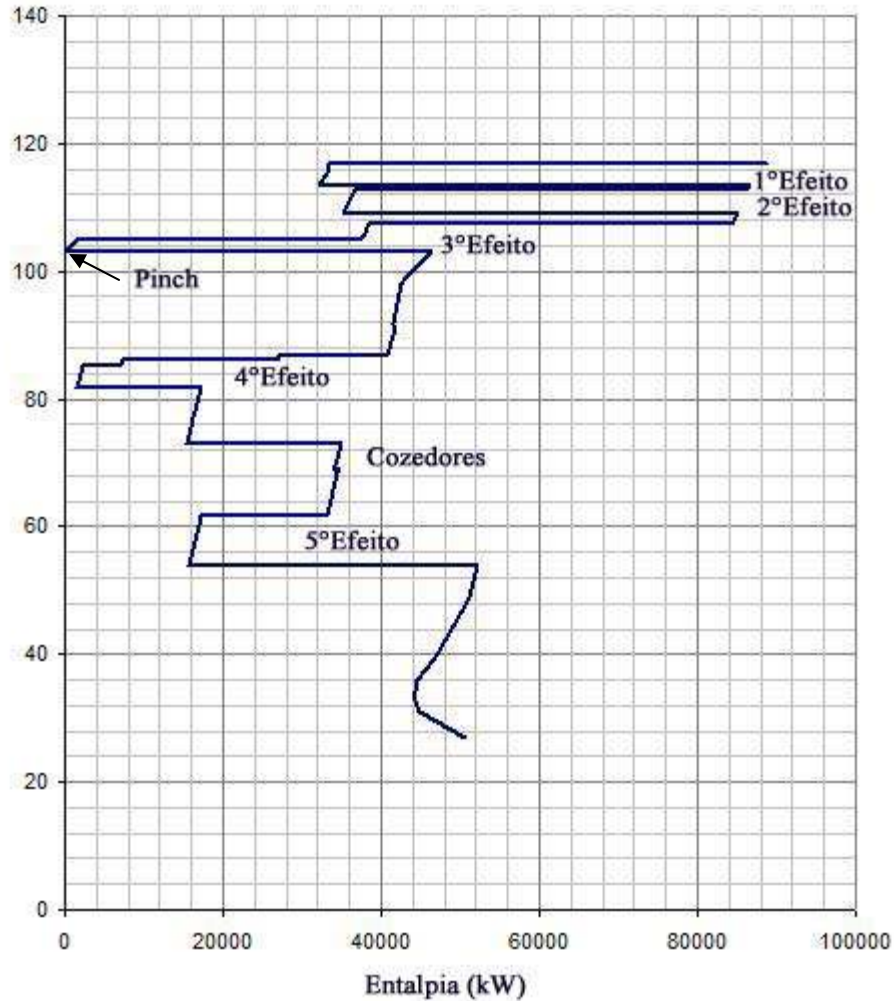


Figura 7.11. Grande Curva Composta – Usina 2

Fonte: Adaptação de figura gerada com Elsevier (2007)

Na Figura 7.11 pode-se observar que o maior uso das sangrias de vapor vegetal de 2º e 3º efeitos do sistema de evaporação para atendimento das demandas de calor de processo, possibilita maior integração, alterando o perfil da GCC com relação à Usina 1, com menor dependência das utilidades externas.

A meta da demanda de utilidades quentes foi reduzida para 88836 kW, abaixo daquela obtida na Usina 1, sendo o valor calculado na simulação apenas 5% acima deste valor, contra 35% do caso anterior, quando comparado à sua meta. Isso mostra que a integração térmica proposta possibilitou redução significativa da demanda de utilidades de forma eficiente.

Com relação à meta de utilidades frias, a redução foi extremamente expressiva se comparada ao caso anterior, sendo de 49958 kW, 21% menor que a meta da Usina 1, que foi de 63387 kW. O valor obtido na simulação também foi reduzido significativamente, estando apenas 34% acima do valor mínimo que poderia ser obtido neste caso, mostrando que a integração térmica proposta se encontra próxima do ideal.

Capítulo 8

Geração de excedentes de eletricidade e bagaço

Neste Capítulo são analisadas algumas configurações do sistema de cogeração normalmente utilizados no setor sucroalcooleiro. Foram exploradas opções de ciclos a vapor com geração de vapor em vários níveis de pressão e temperatura e a utilização de turbinas a vapor de contra-pressão e extração-condensação.

Os sistemas foram simulados considerando-se como restrição que a demanda de vapor e eletricidade do processo são atendidas pelo sistema que consome apenas bagaço de cana gerado no processo como combustível para a geração de vapor.

Foram verificados os excedentes de eletricidade e/ou bagaço gerados em cada opção analisando-se as melhores opções de acordo com os perfis de consumo de vapor do processo analisados no Capítulo 6. Também foi estudada a opção de eletrificação dos acionamentos das etapas de preparo e extração, avaliando-se o efeito dessa modificação no desempenho do sistema de cogeração.

8.1. Configuração A (Ciclo a vapor com turbinas de contra-pressão)

Neste item são apresentados os resultados da simulação do sistema de cogeração considerando a tecnologia de ciclo a vapor com turbinas de contra-pressão. Este sistema se caracteriza por gerar somente o vapor necessário para o processo, não podendo consumir bagaço

excedente e ter sua operação restrita ao período da safra de cana, quando o processo produtivo está em operação, servindo como condensador do vapor de escape das turbinas a vapor.

O esquema do sistema de cogeração, mostrado na Figura 8.1, conta com um conjunto de caldeira de bagaço e turbina a vapor em dois estágios, com uma extração de vapor para atendimento das demandas das turbinas de acionamento direto do sistema de preparo da cana e extração do caldo, sendo o vapor de escape direcionado ao processo produtivo.

Além do gerador elétrico acoplado à turbina a vapor, o sistema conta ainda com um desaerador, bombas elétricas de alimentação da caldeira e retorno de condensados e dois dessuperaquecedores para controle da redução da temperatura do vapor de escape usado no processo e nas turbinas de acionamento direto, ambos operando com injeção de condensado do próprio sistema de cogeração.

Assumiui-se que o bagaço gerado na extração do caldo é o único combustível do sistema de cogeração, sendo destinado à caldeira com 50% de umidade. Cerca de 10 % do total gerado é destinado às paradas da usina, sendo também uma pequena fração de 5 kg/t cana, composta por bagacilho, separada para uso nos filtros do tratamento do caldo. O restante é considerado disponível para geração de vapor, sendo consumido de acordo com as demandas de vapor necessárias.

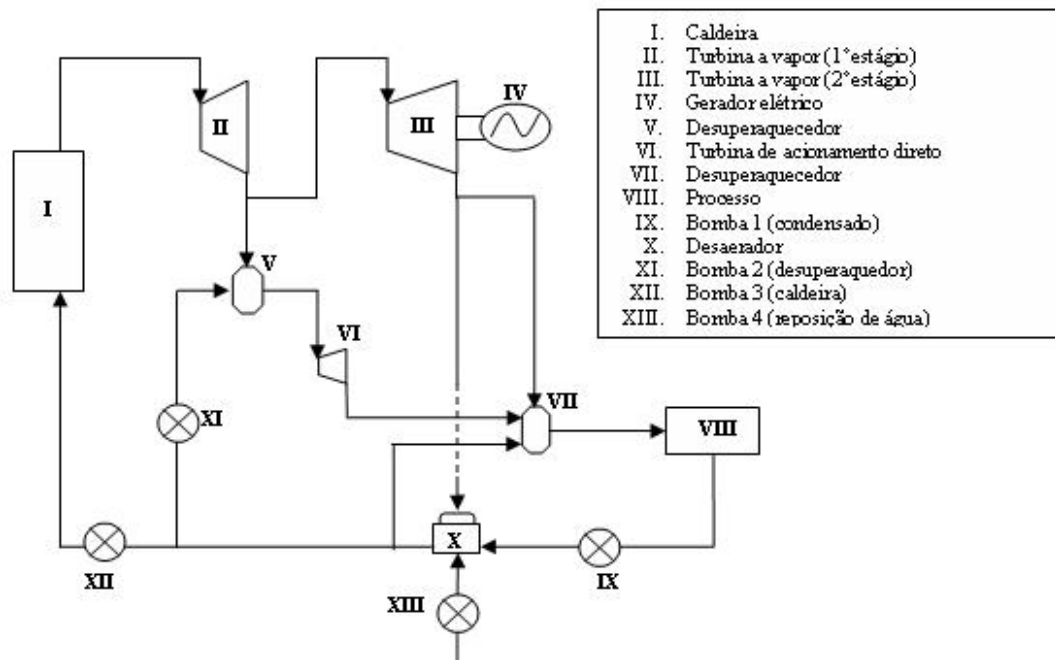


Figura 8.1. Esquema do sistema de cogeração – Configuração A

A simulação foi realizada no software EES® (EES, 2007), com o qual foi possível realizar os balanços de massa e energia do sistema, obtendo os resultados de geração de eletricidade e excedente de bagaço. Para isso foram adotados os parâmetros apresentados na Tabela 8.1.

A simulação da Configuração A foi realizada considerando as demandas de vapor de baixa pressão (2,5 bar) dos casos analisados no Capítulo 6 (Usinas 1 e 2) para que fosse verificada a influência da integração térmica do processo na geração de excedentes de eletricidade e bagaço no sistema de cogeração. A Tabela 8.2 apresenta as demandas de energia do processo consideradas na análise.

Tabela 8.1. Parâmetros adotados para simulação

Parâmetros	Valor
Quantidade de bagaço produzido (kg/t cana) ¹	280,0
Umidade do bagaço (%)	50,0
Poder Calorífico Inferior do bagaço (kJ/kg) ²	7565
Eficiência isentrópica do primeiro estágio da turbina de geração elétrica (%) ³	72,0
Eficiência isentrópica do segundo estágio da turbina de geração elétrica (%) ³	81,0
Eficiência isentrópica das bombas (%)	80,0
Eficiência do gerador elétrico (%)	96,0
Eficiência isentrópica das turbinas de acionamento direto (%)	55,0
Pressão de extração de vapor para as turbinas de acionamento direto (bar)	22,0
Pressão do vapor de escape das turbinas de acionamento direto (bar)	2,5
Pressão do vapor de escape da turbina de geração elétrica (bar)	2,5
Pressão de operação do desaerador (bar)	2,5
Temperatura do vapor consumido nas turbinas de acionamento direto (°C)	300,0
Temperatura do vapor consumido no processo (°C)	127,4
Perdas de vapor (%) ⁴	4,0
Temperatura da água de reposição (°C)	25,0

¹cana com 14% de teor de fibra; ²calculado com a Equação 5.29 (50% de umidade e teor de sacarose 1,5%); ³ (NG,2006); ⁴Pizaia et al. (1999)

Tabela 8.2. Demandas de energia do processo

	Energia Térmica¹ (kWh/t cana)	Energia mecânica² (kWh/t cana)	Energia elétrica (kWh/t cana)
Usina 1	278	16	12
Usina 2	186	16	12

¹consumo de vapor saturado a 2,5 bar de pressão; ²consumo de energia mecânica das turbinas de acionamento direto nas etapas de preparo da cana e extração do caldo.

Também se estudou a influência do aumento da pressão e temperatura do vapor gerado nas caldeiras em três níveis (Tabela 8.3) com respeito a cada caso de consumo de energia no processo. Estabeleceu-se como primeiro nível (N1), os parâmetros de geração de vapor tradicionalmente utilizados pelas usinas do setor sucroalcooleiro no Brasil, com caldeiras de eficiência 78,0% (base PCI). O segundo nível (N2) corresponde àquele utilizado na maioria dos novos projetos de sistemas de cogeração que vêm sendo implantados no setor, com caldeiras mais eficientes e que contam com sistemas de recuperação de energia dos gases de exaustão, como pré-aquecedores de ar e economizadores, atingindo eficiências de 85,0% (base PCI). O terceiro nível (N3) refere-se a sistemas mais avançados, que ainda não são usados em caldeiras de bagaço de cana e que podem, porém, proporcionar um aumento do potencial de geração elétrica no futuro. Para caldeiras do nível N3 assumiu-se a mesma eficiência adotada para o nível N2.

Tabela 8.3. Níveis de pressão e temperatura do vapor vivo gerado

Nível	Pressão (bar)	Temperatura (°C)
N1	22,0	300
N2	65,0	480
N3	120,0	525

Assim, pode ser estimada geração de eletricidade para as Usinas 1 e 2, considerando um sistema de cogeração de ciclo a vapor e turbinas de contra-pressão. As Figuras 8.2 e 8.3 apresentam os resultados obtidos para a geração de eletricidade e bagaço excedente. A Usina 1,

apresenta potência excedente de 4225 kW para caldeiras de nível N1, podendo ser aumentada para 24277 kW para caldeiras de nível N3, obtendo-se um aumento de 475% na geração de excedentes de eletricidade, com um aumento de apenas 4% no consumo de bagaço. Para as caldeiras de nível N2, que são empregadas atualmente nas usinas, o aumento é de 320% na geração de eletricidade excedente com praticamente a mesma quantidade de bagaço consumido.

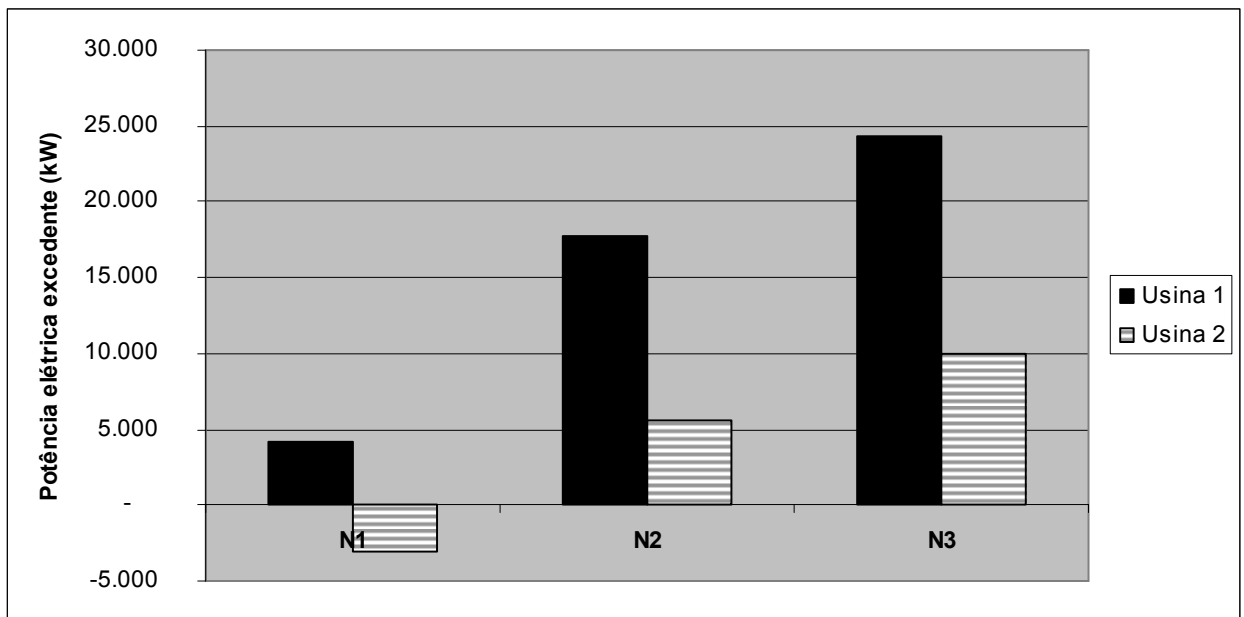


Figura 8.2. Potência elétrica excedente – Configuração A

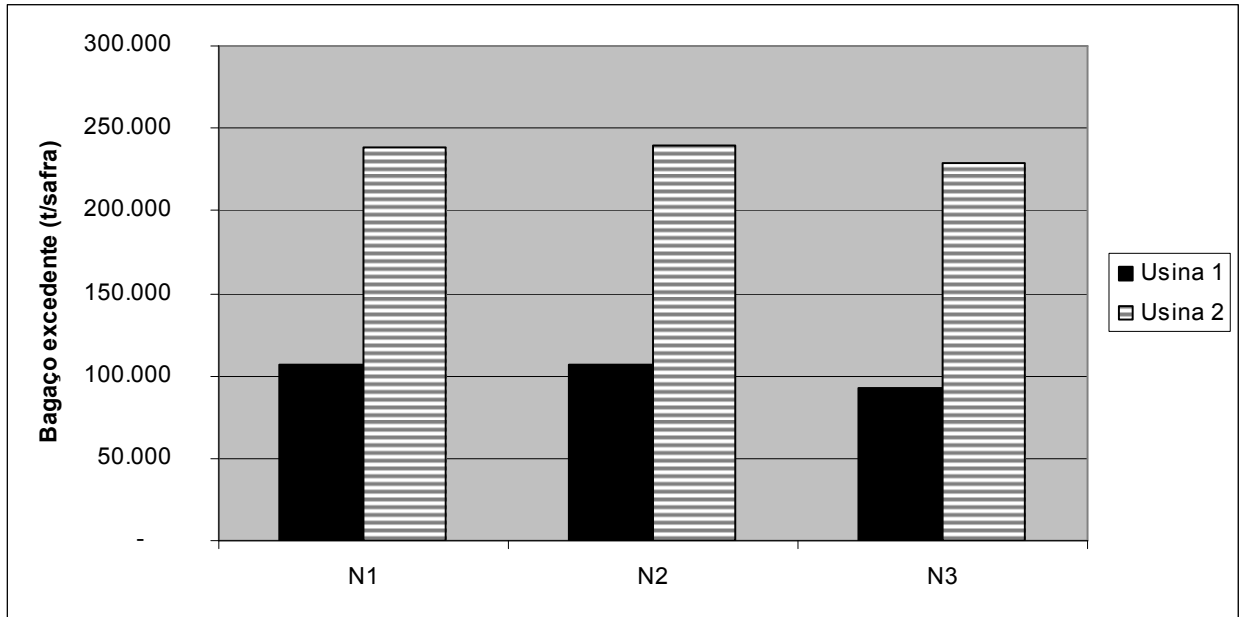


Figura 8.3. Bagaço excedente – Configuração A

Esses resultados mostram que para usinas pouco integradas termicamente (Usina 1), o sistema de cogeração com turbinas de contra-pressão pode apresentar níveis de geração de eletricidade excedente consideráveis, desde que sejam utilizadas caldeiras mais eficientes e que operem com parâmetros de geração de vapor mais altos.

Para a Usina 2, observa-se que a geração de eletricidade não é suficiente para atender a demanda do processo para caldeiras do nível N1, o que compromete a viabilidade de sistemas de cogeração. Verificou-se que são necessários cerca de 3100 kW de potência elétrica fornecidos por outra fonte para atender a demanda do processo.

Por outro lado, as simulações com caldeiras do tipo N2 e N3 atingiram níveis de geração elétrica suficientes para atender o processo, devido às suas eficiências mais altas em relação à N1. No entanto, os índices de geração de excedentes de eletricidade obtidos podem ser considerados baixos, quando comparados às simulações desses sistemas para a Usina 1.

Essas configurações de sistemas de cogeração, aliadas a processos integrados termicamente, se mostram interessantes para a geração de excedentes de bagaço de cana, atingindo valores acima de 40% do bagaço gerado.

Com as novas tecnologias que se vêm buscando para a utilização do bagaço de cana excedente, como matéria prima na produção de biocombustíveis ou outros produtos da indústria de alimentos, farmacêutica ou química, plantas de cogeração como estas e usinas integradas termicamente poderiam atender as demandas energéticas do processo tradicional e ainda contribuir para a geração de excedentes de bagaço necessários.

8.2. Configuração B (Ciclo a vapor com turbinas de extração-condensação)

A segunda configuração analisada (Configuração B) é composta por um ciclo a vapor com turbinas de extração-condensação, assumindo-se que todo o bagaço disponível para a geração a vapor é consumido. A Figura 8.4 mostra o esquema desta configuração, que é semelhante àquele adotado na Configuração A, com a adição de um terceiro estágio de turbina a vapor e um sistema de condensação do vapor.

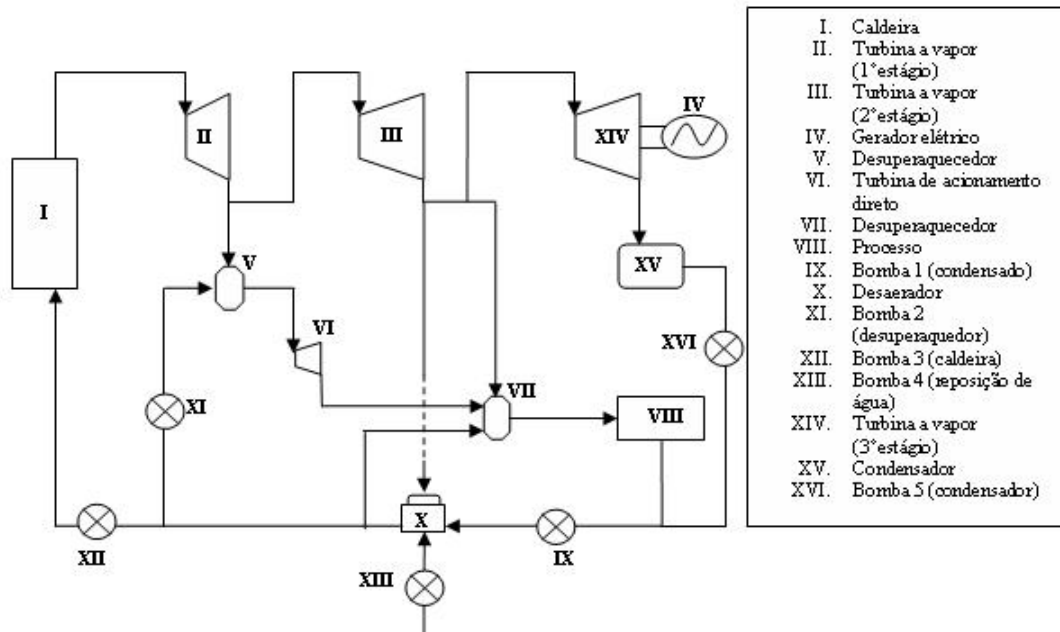


Figura 8.4. Esquema do sistema de cogeração – Configuração B

Assim como na simulação da Configuração A, foram adotados três níveis de geração de vapor correspondendo a três caldeiras distintas, sendo consideradas ainda as demandas energéticas de processo dos casos apresentados no Capítulo 6.

Na Figura 8.5 podem ser observados os resultados da potência elétrica excedente obtida para as Usinas 1 e 2. Nota-se que a potência elétrica excedente pode ser duplicada quando comparados os níveis de geração de vapor N1 e N3, atingindo cerca de 77 kWh/t cana como índice de geração de excedente de eletricidade na Usina 1 e 90 kWh/t cana na Usinas 2.

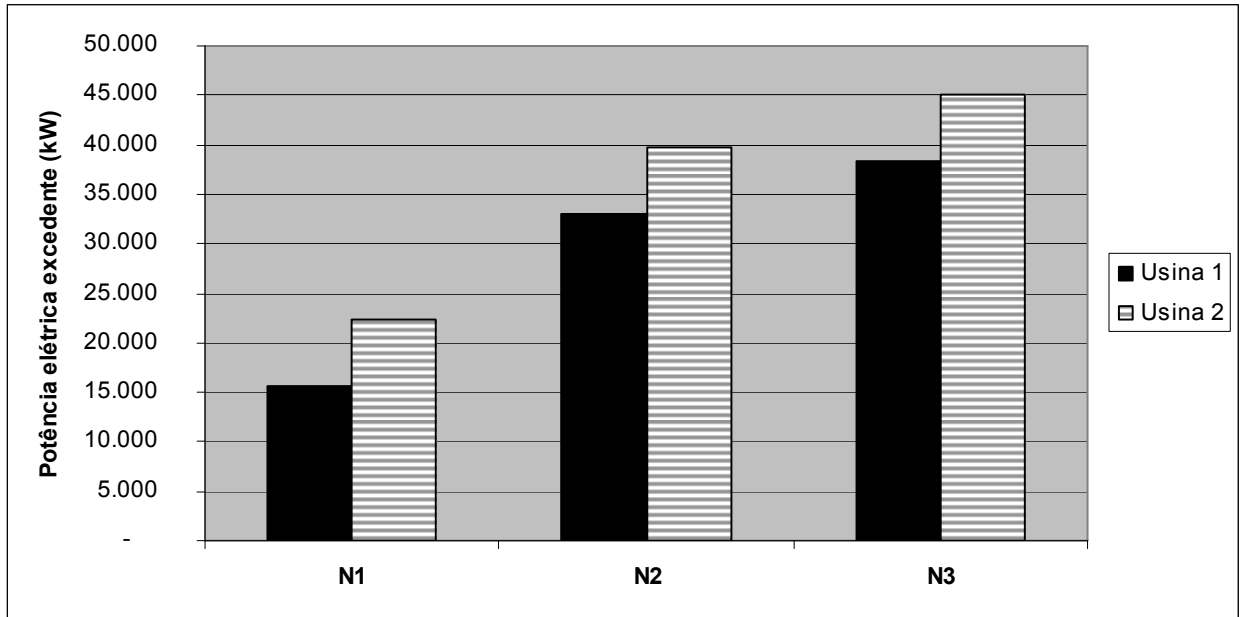


Figura 8.5. Potência elétrica excedente – Configuração B

A geração de excedente de eletricidade, com essa configuração B, aliada a um processo com baixa demanda de vapor, proporcionada pela integração térmica torna os índices de geração muito mais expressivos quando comparados à Usina 1. Atingiu-se uma potência excedente máxima de 44993 kW para caldeiras de nível N3, cerca de 17% a mais que o índice obtido para a Usina 1 com a mesma configuração. Para caldeiras do nível N2, essa diferença foi ainda maior, partindo de 33088 kW para 39726 kW, representando 20% de aumento.

Os resultados mostram que para processos com baixa demanda de vapor, a geração de excedentes de eletricidade pode ser aumentada de forma expressiva, com caldeiras de nível intermediário como aquelas que são utilizadas atualmente com geração de vapor à 65bar e 480°C (N2), mostrando a importância dos investimentos em integração térmica, quando se tem como objetivo aumentar a geração de eletricidade para venda.

As análises mostraram a importância da avaliação dos sistemas de cogeração em conjunto com a demanda de vapor de processo, pois esse fator pode ser determinante no processo de decisão da melhor alternativa para uma usina.

Ao analisar as diferentes configurações do sistema de cogeração com relação à Usina 1, que apresenta alta demanda de vapor de processo, a Configuração A se mostrou mais interessante, pois possibilita a geração de vapor necessária ao processo com o bagaço produzido pela usina e uma produção de excedente de eletricidade comparável à Configuração B que é constituída por um sistema que requer maior investimento. A Configuração A tem a limitação de não poder operar durante todo o ano, pois necessita do processo para condensação do vapor, porém, alterações como o aumento dos níveis de pressão e temperatura do vapor vivo gerado pela caldeira são investimentos interessantes para aumentar consideravelmente a geração elétrica, podendo consumir praticamente todo o bagaço gerado no período de moagem da cana.

A Usina 2, que representa uma usina termicamente integrada, tem na Configuração B a alternativa mais interessante, pois consegue consumir todo o bagaço gerado na moagem em um sistema de ciclo a vapor com condensação. Essa configuração tem a flexibilidade de gerar eletricidade no período de entre safra, podendo contar com combustível auxiliar como a palha de cana caso se tenha como objetivo aumentar ainda mais sua geração elétrica.

8.3. Estudo da eletrificação dos acionamentos dos sistemas de preparo e extração

Foram realizadas simulações das Configurações A e B do sistema de cogeração apresentadas anteriormente considerando a substituição das turbinas de acionamento direto, usadas para o preparo da cana e extração do caldo em moenda, por motores elétricos.

Procurou-se avaliar a influência dessa modificação na geração de excedentes de eletricidade e bagaço, uma vez que o uso desses equipamentos proporciona um aumento de eficiência na conversão da energia. As Figuras 8.6 a 8.8 apresentam os resultados para as Usinas 1 e 2 com a eletrificação dos acionamentos.

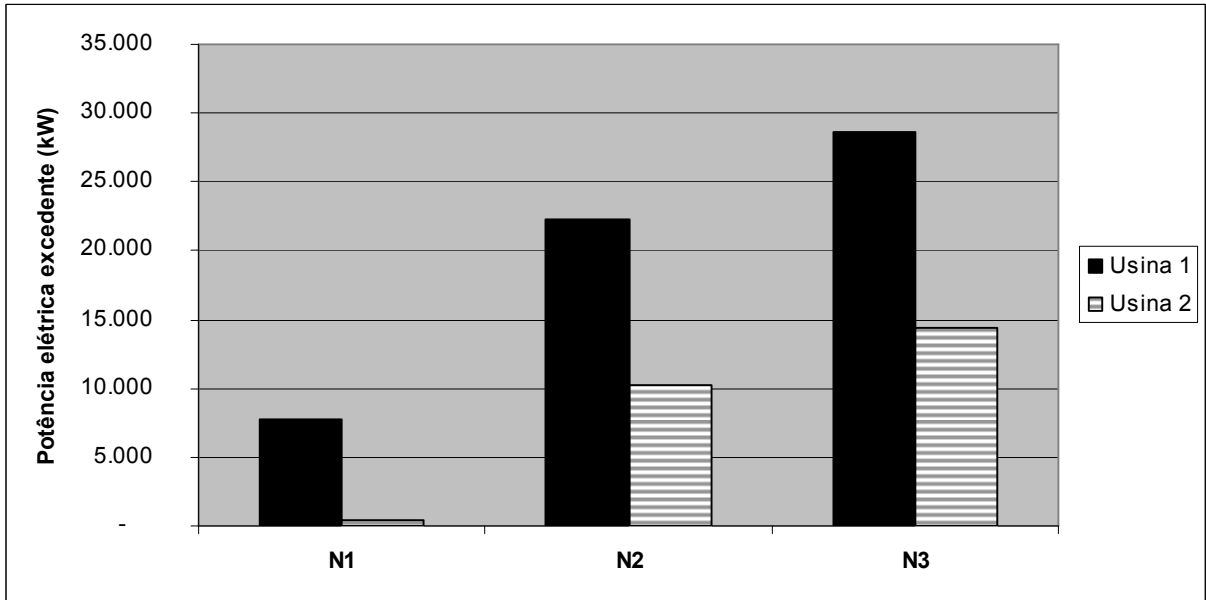


Figura 8.6. Potência elétrica excedente com acionamentos elétricos – Configuração A

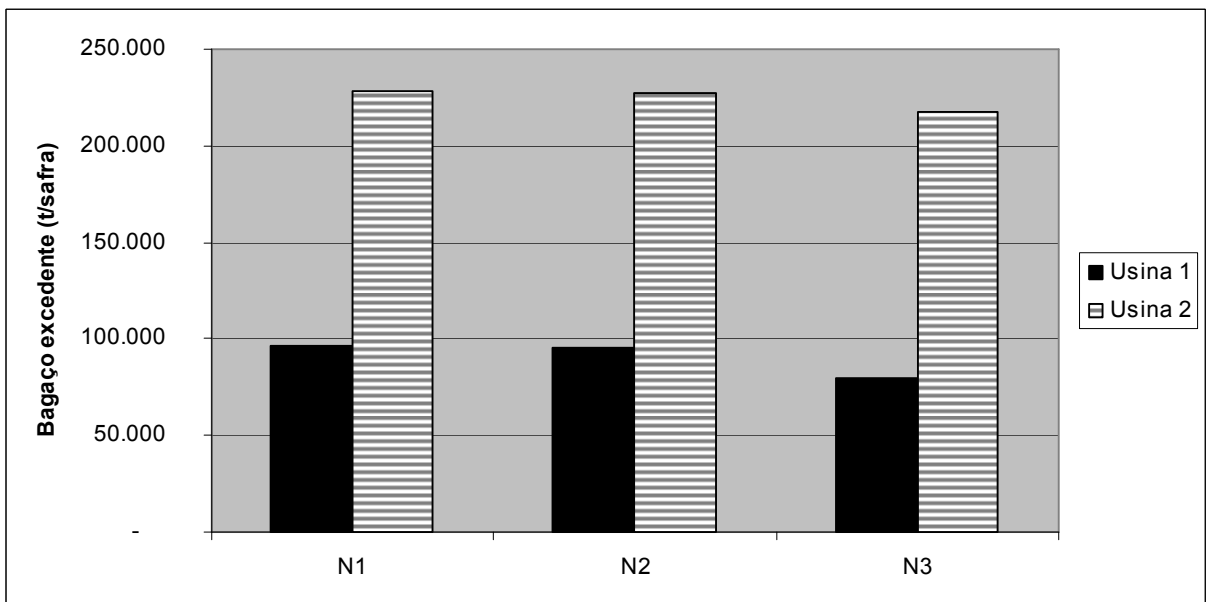


Figura 8.7. Bagaço excedente com acionamentos elétricos – Configuração A

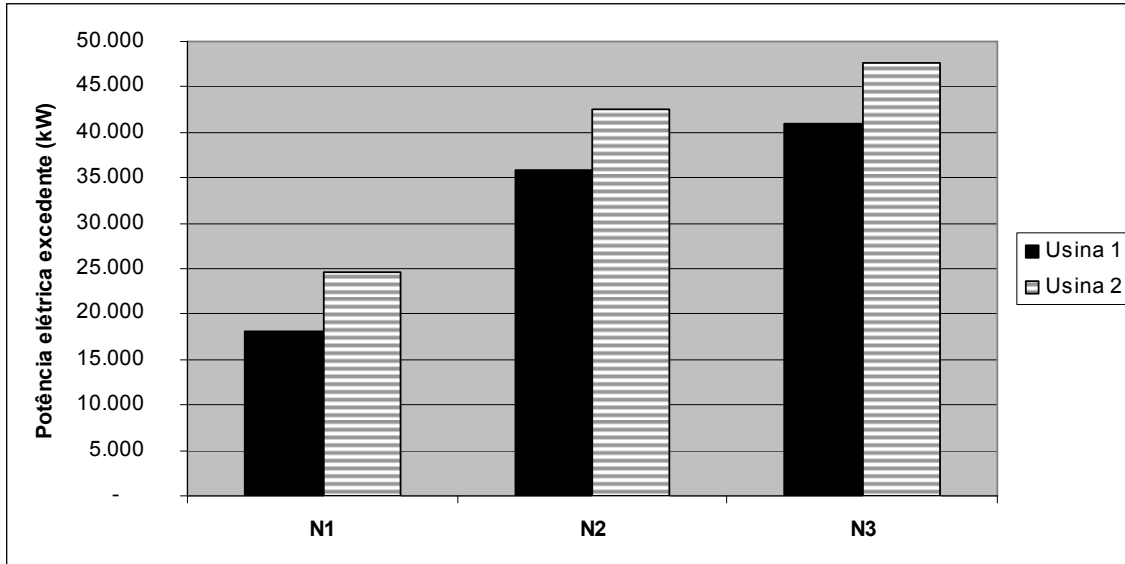


Figura 8.8. Potência elétrica excedente com acionamentos elétricos – Configuração B

Como pode ser verificada, a utilização de acionamentos elétricos proporciona um aumento da geração de excedentes de eletricidade, com o aumento da eficiência na conversão da energia. Em média, a quantidade de excedentes de bagaço é reduzida em 2%, devido à menor recirculação de condensados que ocorre nos desuperaquecedores quando são usados motores elétricos, que deve ser compensada com um aumento de geração de vapor para atender a demanda do processo.

Os ganhos obtidos na geração elétrica se mostram mais pronunciados para as caldeiras de nível N2 aplicadas à configuração A, com turbinas de contra-pressão. Observa-se um aumento de 9,2 kWh/t cana nos índices de geração de excedente de eletricidade para os dois casos (Usinas 1 e 2), passando de 35,5 para 44,6 kWh/t cana para a Usina 1 e de 11,2 para 20,4 na Usina 2. Simulações dos acionamentos elétricos com caldeiras de nível N3 também se mostraram mais vantajosos para Configuração A, proporcionando um aumento de 8,8 kWh/t cana para os dois casos.

8.4. Avaliação dos índices de desempenho dos sistemas de cogeração

Vários índices de desempenho de sistemas de cogeração são encontrados na literatura, sendo alguns destes apresentados no Capítulo 3 neste estudo. Fatores limitantes de caráter técnico e econômico podem influenciar a tomada de decisão pelo melhor sistema de cogeração, sendo alguns índices mais recomendáveis para subsidiar a análise das distintas opções.

No caso das usinas sucroalcooleiras, a existência de um mercado para a venda de excedentes de energia elétrica e/ou bagaço de cana pode ser fator decisivo sobre o tipo de sistema de cogeração a ser adotado. A demanda de vapor requerida pelo processo também pode indicar a inviabilidade técnica e econômica de alguns sistemas, sendo necessária, portanto, uma avaliação das melhorias e dos custos envolvidos tanto no sistema de cogeração como nos equipamentos do processo que consomem algum tipo de energia produzida por este.

Os índices de desempenho apresentados nas Equações 3.1 a 3.4 foram calculados considerando a demanda energética das Usinas 1 e 2, sendo os resultados apresentados nas Tabelas 8.4 e 8.5.

Tabela 8.4. Índices de desempenho para sistemas de cogeração com acionamento mecânico dos sistemas de preparo e extração

			FUE	η_{art}	RTC	η_{ex}
Usina 1	Configuração A	N1	77,2	67,9	0,07	21,8
		N2	84,0	78,1	0,16	26,9
		N3	83,9	78,8	0,21	28,2
	Configuração B	N1	64,9	30,3	0,15	20,4
		N2	71,6	45,0	0,27	25,5
		N3	73,7	51,1	0,30	27
Usina 2	Configuração A	N1	77,4	60,2	0,03	22,3
		N2	84,1	76,9	0,12	27,3
		N3	84,0	78,1	0,16	28,6
	Configuração B	N1	49,8	21,7	0,28	18,9
		N2	56,5	32,5	0,45	24,0
		N3	58,5	36,2	0,51	25,6

Tabela 8.5. Índices de desempenho para sistemas de cogeração com acionamento elétrico dos sistemas de preparo e extração

			FUE	η_{art}	RTC	η_{ex}
Usina 1	Configuração A	N1	77,0	71,5	0,16	20,9
		N2	83,7	79,3	0,26	26,1
		N3	83,7	79,6	0,31	27,4
	Configuração B	N1	66,0	39,7	0,23	19,8
		N2	72,9	52,2	0,36	25,0
		N3	74,8	57,5	0,40	26,5
Usina 2	Configuração A	N1	77,0	71,5	0,16	20,9
		N2	83,7	79,3	0,26	26,1
		N3	83,7	79,6	0,31	27,4
	Configuração B	N1	50,8	27,8	0,42	18,3
		N2	57,7	37,9	0,61	23,5
		N3	59,7	41,2	0,67	25,0

Os resultados para o fator de utilização de energia (FUE) e a eficiência artificial (η_{art}) apresentados nas Tabelas 8.4 e 8.5 mostram que a adoção de parâmetros mais altos de geração de vapor proporciona eficiências mais elevadas.

Também se verifica que a conversão da energia do bagaço em sistemas como turbinas de extração-condensação (Configuração B) são menos eficientes em relação à Configuração A. Esse resultado se deve ao fato do vapor, ao ser direcionado ao último estágio de expansão da turbina, sofrer uma etapa a mais de conversão em trabalho, o que não ocorre em turbinas de contra-pressão.

Segundo Huang (1996), a eficiência exergética (η_{ex}) e a relação trabalho/calor (RTC) podem servir como parâmetros mais úteis de avaliação em comparação aos outros índices apresentados na literatura como o fator de utilização de energia (FUE) ou até mesmo a eficiência artificial (η_{art}), que consideram princípios da primeira lei da Termodinâmica e podem levar a interpretações equivocadas do real desempenho do sistema.

Verifica-se nas Tabelas 8.4 e 8.5 que a eficiência exergética dos sistemas com configuração A acaba sendo pouco afetada pelo consumo de vapor do processo. A geração de vapor em equipamentos mais eficientes, com níveis mais altos de pressão e temperatura, proporciona um aumento mais expressivo deste parâmetro, como se pode observar na comparação dos níveis N1 a N3 dos casos apresentados. Os ganhos obtidos para as duas usinas analisadas são praticamente os mesmos, sendo de mais de 6 pontos percentuais tanto para sistemas com acionamentos mecânicos como para elétricos.

A RTC mostra que em sistemas da configuração A, a eletrificação dos acionamentos pode representar ganhos interessantes, o que é confirmado pelo aumento de eletricidade gerada verificado no item anterior deste capítulo.

Para a configuração B verifica-se uma ligeira queda de 1 ponto percentual na eficiência exergética quando são comparadas as Usinas 1 e 2. Por outro lado, a RTC aumenta expressivamente, atingindo 0,45 e 0,51 para os níveis N2 e N3 com acionamentos mecânicos e 0,61 e 0,67 para acionamentos elétricos. Esses resultados corroboram o fato desses sistemas serem mais vantajosos quando estão aplicados a processos integrados energeticamente, com baixo consumo de vapor.

Ainda com relação à configuração B, também é verificado um ganho de eficiência no aumento dos níveis de pressão e temperatura do vapor vivo gerado, confirmando mais uma vez, ser esta uma medida de suma importância para melhorias nos sistemas de cogeração das usinas.

Capítulo 9

Redução do consumo de água na produção de açúcar e etanol

9.1. Descrição das demandas de água da usina

As demandas de água no processo industrial de produção de açúcar e etanol estão envolvidas principalmente com atividades de lavagem, diluição e resfriamento. Abaixo são descritas detalhadamente as demandas consideradas nesta análise.

Lavagem da cana: a lavagem da cana é realizada com água, podendo ser originária do próprio processo, como parte dos condensados de vapor vegetal, ou obtida com captação externa. Nesta etapa é feita a retirada de impurezas como terra e pedras que são trazidas juntamente com a cana durante sua colheita e transporte até a usina. Pode ser feita a recirculação da água consumida, que possui médio teor poluidor (DBO_5 : 500mg/l) e alto teor de sólidos (Neto, 2007). Uma decantação em lagoas de estabilização é utilizada como tratamento para seu lançamento nos cursos d'água. Alternativas de minimização ou eliminação do uso de água nesta etapa do processo podem envolver sua reutilização após tratamento adequado ou eliminação com a tecnologia de limpeza a seco. O consumo médio nesta etapa é estimado em $5,33 \text{ m}^3/\text{t}$ cana (Macedo, 2005).

Embebição da cana: a água de embebição consumida na etapa de extração do caldo visa auxiliar a extração do mesmo, sendo mais intensiva no uso de difusores como equipamento de extração. Quando são utilizadas moendas, condensados de vapor vegetal resfriados até 50°C podem ser usados com essa finalidade, sendo consumidos aproximadamente 300 kg/t de cana (Usina

Guarani, 2006). No caso de difusores a demanda chega próxima aos 360 kg/t de cana e com temperatura acima de 75°C (Neto, 2006).

Resfriamento de mancais e óleo de lubrificação: o resfriamento de mancais e do óleo de lubrificação deve ser realizado para manter a lubrificação adequada, evitando rupturas e desgaste irregular das peças. O resfriamento dos mancais (camisa de resfriamento) consome 50 kg/ t cana, sendo normalmente realizado sem o reaproveitamento da água. O resfriamento do óleo de lubrificação consome 400 kg/t cana, porém pode haver recuperação da água utilizada com resfriamento e recirculação (Pizaia et al., 1999).

Resfriamento da sulfitação: o resfriamento do SO₂ formado na combustão do enxofre abaixo de 200°C é necessário para seja evitada a produção de SO₃ que ocorre a altas temperaturas e pode causar corrosão, transformando-se em ácido sulfúrico na presença de umidade. Esse resfriamento é realizado com água que circula por uma camisa de refrigeração que envolve o tubo de passagem do gás, sendo posteriormente resfriada para ser reutilizada. Em média uma quantidade de 22 kg/t cana é consumida sendo recuperada após passar por um sistema de resfriamento (Pizaia et al., 1999).

Preparo do leite de cal: o preparo do leite de cal é realizado com a mistura de água ao óxido de cálcio, formando Ca(OH)₂ que é usado na etapa de tratamento do caldo. Para um consumo médio de 1070g/t cana de CaO e um leite de cal com concentração de 5°Bé (46g/l) estima-se que seja necessária uma quantidade de água de 23,05kg/ t cana para o seu preparo (Pizaia et al., 1999). Condensados de vapor vegetal podem ser usados para atender esta demanda.

Lavagem da torta de filtro: a lavagem da torta de filtro e a diluição do lodo consomem uma quantidade de água em média duas vezes superior à massa de torta de filtro gerada. Para uma produção de 35 kg de torta/t cana, são necessários 70 kg de água/t cana. Condensados de vapor vegetal com temperatura acima de 80°C podem ser usados para atender esta demanda.

Diluição de méis e lavagem do açúcar nas centrífugas: a diluição de méis e a lavagem do açúcar nas centrífugas são etapas necessárias para o processo de produção de açúcar, podendo ser

atendidas com o uso de condensados acima de 90°C de temperatura.

Condensação de vapor (Condensadores Barométricos): a condensação do vapor gerado no último efeito de evaporação, nos cozedores e nos filtros, é feita com o uso de água para seu resfriamento e a produção do vácuo necessário a operação destes equipamentos. A quantidade de água necessária para estas finalidades está diretamente ligada à quantidade de vapor a ser condensado e às temperaturas do vapor e de entrada e saída da água de alimentação. Na prática adota-se um fator de segurança de 20% sobre o valor teórico da quantidade de água necessária (Pizaia et al., 1999).

Resfriamento do mosto: o mosto preparado para a etapa de fermentação deve ter sua temperatura reduzida até cerca de 30°C para ser alimentado nas dornas. Seu resfriamento pode ser realizado em trocadores de calor que utilizam como fluido de resfriamento, água ou outra corrente do processo, como, por exemplo, o caldo de cana que necessita de aquecimento.

Diluição do leite de levedura: no processo de fermentação tradicional nas usinas brasileiras, o fermento utilizado nas dornas é recuperado após centrifugação e tratado para novamente retornar ao processo. Neste tratamento utiliza-se uma quantidade de água para sua diluição, formando novamente o pé-de-cuba para que seja introduzido às dornas. O leite de levedura (fermento) que é obtido na centrifugação do vinho apresenta normalmente concentração de 60% de fermento, que é reduzida a aproximadamente 30% em volume com a diluição.

Resfriamento das dornas: o resfriamento das dornas é necessário para a manutenção da temperatura adequada à atividade das leveduras na conversão do açúcar em etanol. Temperaturas próximas aos 30°C são desejadas para evitar perda de eficiência no processo, sendo utilizados esquemas de resfriamento da massa contida nas dornas através de trocadores de calor internos ou externos que consomem água de resfriamento. Para a operação do sistema, torres de resfriamento são utilizadas para a redução da temperatura da água e sua recirculação em circuito fechado.

Condensadores (Destilação e Retificação): água de refrigeração pode ser utilizada para resfriamento do etanol gerado e recirculado nos condensadores das colunas de destilação e

retificação. A água consumida pode ser resfriada em torres ou aspersores para que seja recirculada.

Resfriamento do etanol hidratado: o etanol hidratado produzido na retificação que deixa a coluna com temperatura próxima à saturação deve ser resfriado para ser adequadamente armazenado ou transportado, podendo trocar calor com água ou outra corrente do processo.

Lavadores de gases das caldeiras: a lavagem dos gases de combustão das caldeiras é feita para a diminuição da emissão de poluentes, consumindo em média uma quantidade de água de 1,75 m³/t vapor gerado na caldeira (Pizaia et al., 1999). A água utilizada nesta etapa apresenta alta concentração de sólidos e temperatura próxima a 80°C, porém com baixo potencial poluidor (DBO₅ entre 100 e 150 mg/l), podendo ser reutilizada após seu tratamento com decantação e flotação (Neto, 2007).

Reposição da água da caldeira: o consumo do vapor gerado nas caldeiras geralmente ocorre com recirculação em circuito fechado de condensados após seu uso nas diversas etapas do processo, evitando assim, perda de qualidade, que pode ocorrer ao ser misturada a outras correntes do processo como vapor vegetal. As perdas nestes circuitos, sejam por purgas ou vazamentos, normalmente se encontram em torno de 4% do total de vapor produzido (Pizaia et al., 1999), devendo sua reposição ocorrer com água tratada adequadamente para seu uso no gerador de vapor.

Limpezas gerais e uso potável: estima-se que uma quantidade de água de 80 kg/ t cana é utilizada nas operações de limpezas de equipamentos e pisos (Pizaia et al., 1999). Segundo Neto (2007), essa água apresenta média concentração de sólidos e potencial poluidor (DBO₅: 1500mg/l), podendo ser usada para a irrigação juntamente com o vinhoto. O consumo de água para uso potável é estimado em 30 kg/ t cana (Pizaia et al., 1999).

9.2. Consumo de água para a Usina 1

Na simulação do consumo de água na Usina 1 procurou-se identificar a quantidade mínima a ser captada para atender o processo, considerando uma unidade industrial onde há tratamento e/ou recirculação de água em circuitos fechados. A Tabela 9.1 mostra os circuitos de água considerados com as respectivas perdas de água.

Os sistemas de resfriamento de água com aspersores atendem os sistemas de vácuo dos filtros, evaporadores e cozedores, condensadores das colunas de destilação e retificação e resfriamento do etanol. Assume-se que a água retorna do processo aos aspersores a 50,0°C, sendo resfriada até 30,0°C, para ser novamente utilizada.

O resfriamento com torres é destinado às etapas de resfriamento do mosto e das dornas em circuito isolado, com temperatura de 30,0°C na entrada e 25,0°C na saída.

Tabela 9.1. Identificação das perdas nos circuitos fechados de água

Circuitos fechados	Perdas¹ (%)
Tratamento da água de lavagem da cana	5
Tratamento da água de resfriamento do óleo	2
Tratamento da água de resfriamento de mancais	3
Tratamento da água de resfriamento da sulfitação	3
Resfriamento da água com aspersores	3
Resfriamento da água com torres de resfriamento	2
Tratamento da água do lavador de gases da caldeira	5
Recirculação do vapor gerado na caldeira	4

¹ (Pizaia et al. 1999)

A captação de água ocorre para a reposição dos circuitos fechados e para atender as demandas de diluição do leite-de-levedura, uso potável e limpezas gerais. Outros consumos de água do processo são atendidos por condensados de vapor vegetal, sendo estes:

- Água de embebição
- Preparo do leite de cal
- Lavagem da torta de filtro
- Diluição de méis e lavagem nas centrifugas

Desta forma, foi realizado um balanço de massa da água usada na usina, sendo os resultados apresentados na Tabela 9.2, que mostra o consumo total de água em cada etapa do processo, sem considerar o tratamento e a reutilização. O sistema de cogeração referente à configuração A apresentado no Capítulo 8 foi adotado neste caso, com nível de geração de vapor N1.

Como pode ser observado na Tabela 9.1, a lavagem da cana representa o maior consumidor de água do processo, com quase 32% do total, indicando que uma redução significativa do consumo total da usina pode ser obtida com melhorias nesta área.

Os condensadores barométricos dos evaporadores e cozedores também apresentam consumo significativo, correspondendo a 16 e 15% do total respectivamente. Embora consumam quantidades expressivas estes sistemas contam com recirculação da água após seu resfriamento, sendo, portanto, uma medida importante, a redução das perdas no sistema de refrigeração.

Tabela 9.2. Consumo de água - Usina 1

Subsistema	Aplicação	Vazão de água consumida (kg/s)
Lavagem, Preparo e Extração	Lavagem da cana	740,3
	Embebição	41,7
	Resfriamento de mancais	55,6
	Resfriamento do óleo de lubrificação	6,9
Tratamento do Caldo - Açúcar	Resfriamento da sulfitação	2,1
	Preparo do leite de cal	2,2
	Lavagem da torta	6,8
	Condensador do filtro rotativo	8,7
Tratamento do Caldo - Etanol	Preparo do leite de cal	1,0
	Lavagem da torta	2,9
	Condensador do filtro rotativo	3,8
Evaporação	Condensação vapor vegetal evaporador 5º efeito	360,3
Cozimento, centrifugação e cristalização	Condensação vapor vegetal cozedores A e B	337,6
	Diluição de méis e lavagem nas centrífugas	4,2
Fermentação	Resfriamento de mosto	151,3
	Resfriamento das dornas	242,7
	Diluição do leite de levedura	17,0
Destilação	Condensador da coluna de destilação	7,9
	Condensador da coluna de retificação	105,7
	Resfriamento do etanol	7,0
Cogeração	Lavador de gases	112,0
	Produção de vapor	64,0
Outros	Limpezas gerais	11,1
	Uso Potável	4,2
Total		2.297,0

A captação de água necessária para cada circuito do processo está descrita na Tabela 9.3. Considerou-se que a água de reposição para o sistema de resfriamento com aspersores é atendida por parte do condensado de vapor vegetal excedente que é gerado na usina, sendo este também parcialmente utilizado para limpezas gerais de equipamentos e pisos.

No total a captação de água necessária para o processo com esta configuração foi de **0,59 m³/ t cana**, sendo a reposição para a lavagem da cana a maior consumidora de água externa com 45% do total.

Tabela 9.3. Captação de água – Usina 1

Uso	Vazão de água captada (kg/s)
Reposição da água de lavagem da cana	37,0
Reposição da água de resfriamento do óleo	0,1
Reposição da água de resfriamento de mancais	1,7
Reposição da água de resfriamento da sulfitação	0,1
Reposição da água do lavador de gases da caldeira	5,6
Reposição da água para geração de vapor na caldeira	2,6
Reposição da água do sistema de resfriamento com aspersores	-
Reposição da água das torres de resfriamento	7,9
Água de diluição do leite de levedura	17,0
Limpezas gerais	5,7
Uso Potável	4,2
Total	81,8

Neste estudo assumiu-se como premissa a reutilização de água no processo, considerando sistemas de tratamento e recirculação disponíveis e adotados em algumas usinas brasileiras como indicado por Pizaia et al. (1999) e Neto (2007).

9.3. Consumo de água para a Usina 2

Na simulação do uso da água na Usina 2, as medidas de conservação de energia implantadas, e apresentadas em detalhes no Capítulo 7, causaram expressiva redução no consumo de água de resfriamento nos sistemas de vácuo dos evaporadores e cozedores, diminuindo em 28% e 21% respectivamente, quando comparados à Usina 1. Também verificou-se redução expressiva no consumo de água para resfriamento do mosto, com 86% menos água. Esse resultado mostra a importância da integração térmica, principalmente dos evaporadores, também para o uso de água de refrigeração.

O maior uso das sangrias de vapor vegetal de 2° e 3° efeitos para atendimento da demanda de calor de outras partes do processo possibilitou a redução do consumo da água de resfriamento no último efeito de evaporação.

Vantagens também foram obtidas com a elevação do Brix de saída do xarope de 65% para 72% na evaporação, que embora tenha provocado um aumento da demanda de água de resfriamento neste sistema, teve seu efeito negativo compensado pelo maior uso das sangrias, principalmente de 3° efeito, além de propiciar a redução significativa do consumo de vapor e água de refrigeração nos cozedores.

A Tabela 9.4 mostra o consumo em cada etapa do processo para a Usina 2 considerando a configuração A do sistema de cogeração, apresentada no Capítulo 7 com o nível de geração de vapor N2.

Tabela 9.4. Consumo de água - Usina 2

Subsistema	Aplicação	Vazão de água consumida (kg/s)
Lavagem, Preparo e Extração	Lavagem da cana	740,3
	Embebição	41,7
	Resfriamento de mancais	55,6
	Resfriamento do óleo de lubrificação	6,9
Tratamento do Caldo – Açúcar	Resfriamento da sulfitação	2,1
	Preparo do leite de cal	2,2
	Lavagem da torta	6,8
	Condensador do filtro rotativo	8,7
Tratamento do Caldo - Etanol	Preparo do leite de cal	1,0
	Lavagem da torta	3,0
	Condensador do filtro rotativo	3,8
Evaporação	Condensação vapor vegetal evaporador 5º efeito	259,1
Cozimento, centrifugação e cristalização	Condensação vapor vegetal cozedores A e B	267,7
	Diluição de méis e lavagem nas centrífugas	4,2
Fermentação	Resfriamento de mosto	20,9
	Resfriamento das dornas	242,7
	Diluição do leite de levedura	17,0
Destilação	Condensador da coluna de destilação	7,9
	Condensador da coluna de retificação	114,0
	Resfriamento do etanol	7,0
Cogeração	Lavador de gases	70,5
	Produção de vapor	40,3
Outros	Limpezas gerais	11,1
	Uso Potável	4,2
Total		1.938,7

Apesar da grande redução do consumo de água obtida nas etapas de resfriamento, principalmente nos evaporadores e cozedores, o consumo de água captada não sofreu forte influência, atingindo cerca de 0,51 m³/t cana. A captação de água para cada uso específico na Usina 2 está descrito na Tabela 9.5.

Tabela 9.5. Captação de água – Usina 2

Uso	Vazão de água captada (kg/s)
Reposição da água de lavagem da cana	37,0
Reposição da água de resfriamento do óleo	0,1
Reposição da água de resfriamento de mancais	1,7
Reposição da água de resfriamento da sulfitação	0,1
Reposição da água do lavador de gases da caldeira	3,5
Reposição da água para geração de vapor na caldeira	1,6
Reposição da água do sistema de resfriamento com aspersores	-
Reposição da água das torres de resfriamento	5,3
Água de diluição do leite de levedura	17,0
Limpezas gerais	0,9
Uso Potável	4,2
Total	71,3

O tratamento e a recirculação da água de lavagem da cana é claramente a medida mais importante do ponto de vista do consumo de água na usina. Segundo Neto (2007), com um tratamento em decantadores circulares ou caixas de areia, além da correção do pH, a água de lavagem poderia ser recirculada.

A tecnologia de limpeza a seco é um avanço ainda maior na busca da minimização do uso da água nas usinas, que podem atingir níveis de até **0,25 m³/ t cana**, utilizando-se a sobra de condensados de vapor vegetal para suprir demandas de água de reposição em aspersores e limpezas gerais. Com o uso cada vez maior de cana picada, a limpeza a seco se mostra vantajosa também na diminuição das perdas de açúcar na água de lavagem, que com a cana nestas condições se torna ainda maior quando comparada à lavagem da cana inteira (Neto, 2007).

É importante ressaltar que na maioria das Usinas brasileiras o consumo de água se encontra ainda muito acima daquele projetado por este estudo. Em muitas unidades industriais os sistemas de tratamento e reuso de água identificados na Tabela 9.1 não são utilizados, sendo a captação de água usada para atender estes circuitos integralmente.

São poucas as estimativas atualizadas da captação de água em usinas, variando entre 1,83 e 5,60 m³/t cana os poucos valores médios encontrados na literatura (Macedo, 2005).

Capítulo 10

Análise exergética da produção de açúcar e etanol

Neste capítulo é apresentada uma análise exergética do processo de produção de açúcar e etanol, na qual se procurou identificar as maiores fontes de geração de irreversibilidade devido às ineficiências do processo, bem como uma avaliação das possibilidades de melhorias que podem ser obtidas com modificações do mesmo.

10.1. Avaliação da geração de irreversibilidade na usina

Balancos de exergia foram realizados com a aplicação da Equação 10.1 em cada sub-sistema dos processo identificados nos Capítulos 6 e 7, permitindo uma avaliação das maiores fontes de irreversibilidade nas usinas do setor sucroalcooleiro.

$$\sum_{ins} m_{ins} ex_{ins} - \sum_{prod} m_{prod} ex_{prod} - W_{eletr} = I \quad (10.1)$$

O ambiente de referência definido por Szargut et al. (1988) foi utilizado para análise, sendo a exergia total das correntes de entrada e saída dos distintos sub-sistemas, calculadas segundo metodologias apresentadas no Capítulo 5 para misturas sacarose-água, etanol-água, bagaço de cana, cana-de-açúcar. As exergias químicas dos fluxos correspondentes aos produtos químicos e à água consumida no processo foram obtidas em valores tabelados apresentados em Szargut et al. (1988).

Segundo a Usina Cruz Alta (2006), o trabalho elétrico total consumido pela usina para acionamentos de baixa potência diversos existentes no processo é estimado em 12 kWh/t cana. Com a finalidade de realização do balanço exergético completo de cada sub-sistema, foi feita uma distribuição percentual do total da seguinte forma: A (20%), B (10,5%), C (4,5%), D (15%), E (30%), F (2,5%), G (10%), H (5%), I (2,5%).

Para as simulações das Usinas 1 e 2 adotou-se o sistema de cogeração com Configuração A apresentada no Capítulo 8, considerando acionamentos mecânicos para as etapas de preparo e extração, sendo utilizado o nível de geração de vapor N1 para a Usina 1 e N2 para a Usina 2.

Como insumos e produtos da usina foram selecionados os seguintes fluxos, identificados pela numeração apresentada no Capítulo 6:

INSUMOS

- Cana-de-açúcar (a1);
- Água de reposição da lavagem da cana (a2);
- Água de reposição do resfriamento de mancais (a5);
- Água de reposição do resfriamento de óleo (a7);
- Água de reposição do resfriamento da sulfitação (b2);
- Água de reposição da água da caldeira para geração de vapor (j1);
- Água de reposição do lavador de gases da caldeira (j2);
- Água de reposição das torres de resfriamento (g15);
- Água de reposição para diluição do leite-de-levedura (g7);
- Água de reposição para limpezas gerais;
- Água de reposição para uso potável;
- Dióxido de enxofre (b1);
- Óxido de cálcio para tratamento do caldo para açúcar (b4);
- Óxido de cálcio para tratamento do caldo para açúcar (c1);
- Ácido sulfúrico (g8).

PRODUTOS

Como produtos foram selecionados:

- Açúcar seco (f6);
- Etanol de segunda (h5);
- Etanol hidratado (h17);
- Vinhaça e flegmaça (h11);
- Potência elétrica excedente (j6);

Para o fluxo (h11), vinhaça e flegmaça, foi considerada apenas a exergia química da água presente em grande quantidade neste fluxo, uma vez que esta é reaproveitada para a irrigação no cultivo da cana-de-açúcar.

A Figura 10.1 apresenta a irreversibilidade total gerada em cada sub-sistema para as Usinas 1 e 2.

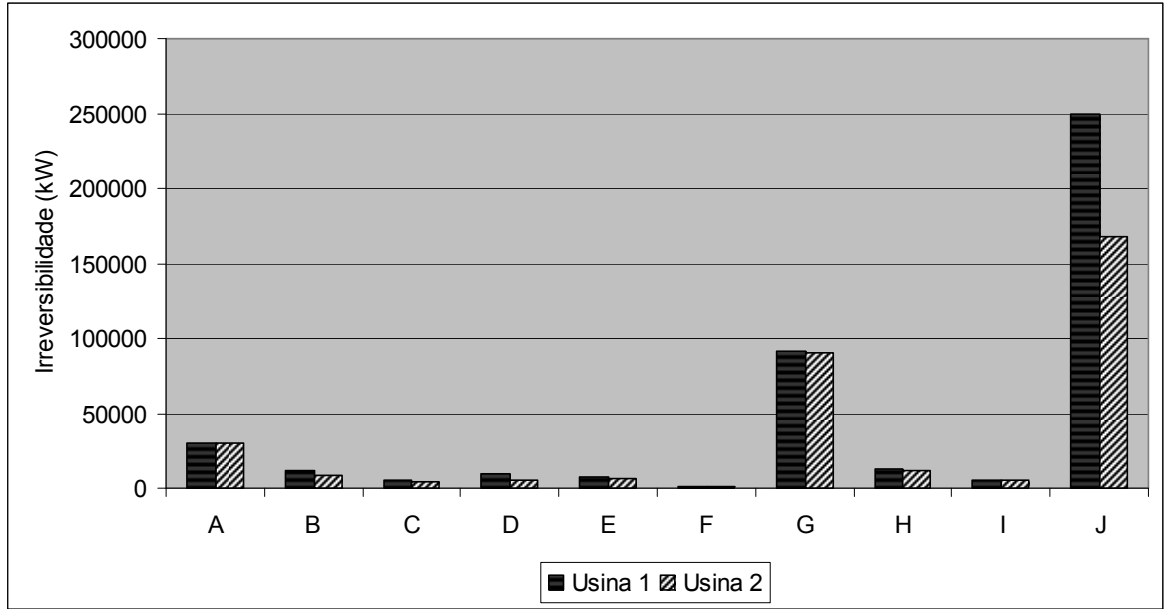


Figura 10.1. Irreversibilidade gerada em cada sub-sistema da usina

Como pode ser observado na Figura 10.1, os subsistemas A, G e J são os principais geradores de irreversibilidade, sendo este último responsável por mais de 50% do total gerado para os dois casos analisados (Tabela 10.1). A irreversibilidade do processo de combustão é a principal fonte de destruição de exergia de toda a usina como será discutido mais adiante neste capítulo.

Verifica-se que as etapas de lavagem, preparo e extração são responsáveis por 7,2% da irreversibilidade gerada na Usina 1 e 9,2% na Usina 2. A destruição de exergia neste sub-sistema está ligada principalmente à perda de sacarose para o bagaço e ao uso de energia que representa 46% da irreversibilidade deste sub-sistema. O alto consumo de potência no preparo da cana e na moagem com equipamentos de baixa eficiência como as turbinas a vapor normalmente empregadas nas usinas contribuem para este resultado.

Tabela 10.1 Contribuição de cada sub-sistema no total de irreversibilidade gerada

Sub-sistemas	Contribuição (%)	
	Usina 1	Usina 2
A - Lavagem, Preparo e extração	7,2	9,2
B - Tratamento do Caldo - Açúcar	2,7	2,6
C- Tratamento do Caldo - Etanol	1,2	1,2
D -Evaporação	2,3	1,6
E -Cozimento, centrifugação e cristalização	1,8	1,8
F- Secagem do açúcar	0,3	0,4
G- Preparo do mosto e Fermentação	21,5	27,3
H- Destilação e Retificação	2,9	3,6
I - Aspersiones	1,3	1,6
J - Cogeração	58,2	50,6
Total	100,0	100,0

Na fermentação (Sub-sistema G), a ineficiência do processo ocorre principalmente com a formação de produtos secundários, prejudicando fortemente seu desempenho. Medidas de aumento da eficiência de fermentação com o melhor controle da temperatura das dornas podem contribuir para melhorar significativamente esse resultado.

A eficiência exergética da usina foi calculada segundo a Equação 10.2 apresentada por Pellegrini (2008), na qual não se considera o bagaço excedente gerado na usina como produto da mesma, sendo descontado no denominador para evitar distorção da análise.

O uso mais eficiente da energia térmica no processo produtivo pode ocasionar, dependendo da tecnologia empregada no sistema de cogeração, uma geração de grandes quantidades de bagaço excedente. No entanto, sua atribuição como produto no cálculo de eficiência exergética da usina pode provocar uma interpretação equivocada quanto ao real ganho de eficiência obtido com as melhorias no processo. A Tabela 10.2 apresenta os resultados de eficiência exergética calculados para as Usinas 1 e 2.

$$\eta_{ex,usina} = \frac{\sum_{prod} m_{prod} ex_{prod} + W_{eletr,exced}}{\sum_{ins} m_{ins} ex_{ins} - m_{bag,exced} ex_{bag,exced}} \quad (10.2)$$

Tabela 10.2 Eficiência exergetica das usinas analisadas

	$\eta_{ex,usina}$ (%)
Usina 1	41,1
Usina 2	47,3

Com as medidas de integração térmica implantadas na Usina 2, uma redução de 22% da irreversibilidade total foi obtida. O sistema de cogeração foi o principal responsável pelo ganho total alcançado, principalmente devido ao aumento de eficiência do gerador de vapor, que apresenta as maiores perdas de exergia em toda a usina. Uma avaliação mais detalhada desse sistema é apresentada mais adiante.

Utilizando-se a eficiência exergetica como parâmetro de comparação, também verifica-se um ganho expressivo, mesmo sem considerar o bagaço excedente como produto. Esse resultado mostra que avanços importantes podem ser obtidos nas usinas com tecnologia atualmente disponível comercialmente, o que poderia contribuir para a redução do consumo de recursos naturais e conseqüentemente diminuição do impacto ambiental no setor sucroalcooleiro.

10.2. Irreversibilidade intrínseca ao processo

Neste trabalho, a irreversibilidade gerada na usina foi caracterizada em dois grupos distintos:

- Evitáveis: irreversibilidades de origem física como perdas de massa, calor e/ou pressão.
- Inevitáveis: irreversibilidade relacionada às reações químicas;

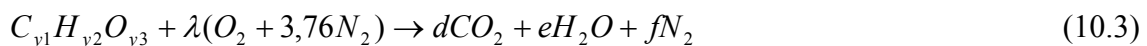
Dentre as principais fontes de irreversibilidade evitáveis poderiam ser citadas as perdas de sacarose no bagaço e na torta de filtro, além da geração de subprodutos ou a não conversão de açúcares na fermentação e a perda de etanol para a vinhaça e a flegmaça no processo de destilação. Também são identificadas perdas de energia que podem ser consideradas evitáveis, como o calor perdido nas paredes dos equipamentos e a água evaporada nos sistemas de resfriamento existentes como torres e aspersores.

Segundo Kotas (1995), algumas fontes de irreversibilidade são intrínsecas ao processo, como quando ocorrem reações químicas sem controle. A destruição de exergia nestes casos pode ser considerada inevitável como, por exemplo, as reações ocorridas em caldeiras, câmaras de combustão ou reatores químicos.

Ainda segundo Kotas (1995), a irreversibilidade gerada em reações exotérmicas, como é o caso da combustão do bagaço, pode ser entendida como a degradação da energia química dos reagentes, que se encontram em relativa ordem, sendo convertida em uma forma de energia de maior desordenamento, como a energia térmica gerada nestes processos.

Irreversibilidade da combustão do bagaço

A irreversibilidade mínima teórica que poderia ser obtida na geração de vapor em caldeiras consumindo bagaço de cana está relacionada à combustão estequiométrica deste combustível na ausência de umidade em um processo adiabático. Em um processo ideal, os gases produzidos atingiriam a temperatura de chama adiabática sendo a reação representada pela Equação 10.3.



Foi calculada a temperatura de chama adiabática para a reação acima descrita, considerando a seguinte composição em massa do bagaço seco, apresentada por Baloh e Wittwer (1995): 47% Carbono, 6,5% Hidrogênio, 44% Oxigênio, 2,5% Cinzas. Os balanços de massa e energia que determinam esta temperatura foram realizados seguindo as Equações 10.4 e 10.5.

$$n_{pc} = n_{bag,sec o} + n_{ar} \quad (10.4)$$

$$n_{pc} h_{pc} MM_{pc} = (n_{bag,sec o} PCI_{bag,sec o} MM_{bag,sec o}) + (n_{ar} h_{ar} MM_{ar}) \quad (10.5)$$

Considerou-se que o bagaço de cana e o ar estequiométrico entram a temperatura ambiente na câmara de combustão, sendo totalmente convertidos em produtos de combustão que atingem 2033°C de temperatura em um processo teórico.

Assim, calculou-se a irreversibilidade no processo ideal de combustão do bagaço seco em condição adiabática, sendo esta expressa pela Equação 10.6. Os resultados estão apresentados na Tabela 10.3.

$$m_{bag,sec o} ex_{bag,sec o} + m_{ar} ex_{ar} - m_{pc} ex_{pc} = I_{comb} \quad (10.6)$$

Tabela 10.3 Resultados da irreversibilidade do processo de combustão ideal

	Usina 1	Usina2
Vazão mássica de bagaço seco (kg/s)	13,45	8,85
Exergia específica do bagaço seco (kJ/kg)	20084	20084
Vazão mássica do ar estequiométrico (kg/s)	77,27	50,84
Exergia específica do ar estequiométrico (kJ/kg)	0	0
Vazão mássica dos produtos de combustão (kg/s)	90,72	59,69
Exergia específica dos produtos de combustão (kJ/kg)	1978	1978
Irreversibilidade combustão (kW)	90698	59679

Com a avaliação da irreversibilidade teoricamente intrínseca ao processo, decorrente da combustão do bagaço, pode-se calcular o efeito desta sobre a irreversibilidade total da caldeira, do sistema de cogeração e da usina com um todo (Tabela 10.4).

A irreversibilidade da caldeira foi calculada considerando-se a exergia do bagaço como insumo e o aumento da exergia da água que circula pelo interior da caldeira como produto como mostra a Equação 10.7.

$$m_{bag} ex_{bag} - m_{vivo} (ex_{vivo} - ex_{ag}) = I_{cald} \quad (10.7)$$

Tabela 10.4. Avaliação da contribuição da irreversibilidade do processo de combustão em relação a outros processos.

	Usina 1		Usina 2	
	Irreversibilidade (kW)	Contribuição (%)	Irreversibilidade (kW)	Contribuição (%)
Combustão do bagaço	90698	100	59679	100
Caldeira	207203	44	124857	48
Sistema de cogeração	249125	36	167884	36
Usina	427790	21	331658	18

Observa-se na Tabela 10.4 que a combustão do bagaço é uma fonte importante de irreversibilidade de toda a usina, correspondendo a aproximadamente 20% de toda a destruição da exergia que ocorre neste processo industrial mesmo com a implantação de melhorias como a integração térmica.

Esse processo também corresponde a 36% da irreversibilidade do sistema de cogeração, mostrando que mesmo com o investimento em melhorias tecnológicas das caldeiras, este sistema possui uma limitação importante por sua própria característica.

Outras fontes de irreversibilidade ligadas ao aproveitamento energético do bagaço em caldeiras estão relacionadas a processos que teoricamente poderiam ser aperfeiçoados. Dentre estes, podem ser citados a evaporação da água presente no bagaço, a dispersão dos produtos de combustão para o meio ambiente e o processo de transferência de calor entre os produtos de

combustão e os fluidos a serem aquecidos tanto na tubulação onde ocorre a geração de vapor como nos equipamentos de recuperação de calor como economizadores, preaquecedores de ar e secadores de bagaço.

Capítulo 11

Conclusões e sugestões para próximos trabalhos

A análise do processo de produção de açúcar e etanol foi realizada em detalhe para a avaliação do consumo de energia e água no processo produtivo, procurando levantar os aspectos mais relevantes quanto às possíveis melhorias a serem implantadas em indústrias deste tipo.

Um procedimento de integração térmica foi desenvolvido neste trabalho, mostrando-se útil para a avaliação de maneira sistemática, das possibilidades de integração térmica do processo de produção de açúcar e etanol. O método *Pinch* foi utilizado como ferramenta para desenvolvimento de um projeto inicial de uma rede de trocadores integrada ao sistema de evaporação de caldo das usinas do setor sucroalcooleiro. Além disso, o método permitiu a determinação de metas de consumo de utilidades, com a representação gráfica do perfil de consumo de energia, servindo como ferramenta de avaliação da integração térmica obtida.

Um procedimento de otimização termoeconômica foi proposto neste estudo visando a avaliação do projeto do sistema de evaporação e da rede de trocadores de calor, tendo como objetivo a minimização dos custos de investimento e operação da usina. Este procedimento mostrou-se adequado para avaliação dos custos em todos os equipamentos envolvidos na análise, permitindo a seleção do número de equipamentos, da área de troca térmica necessária, além da definição das correntes a serem integradas termicamente.

A proposta de atribuição de custos internos ao processo com critérios termoeconômicos, baseados nos conceitos de exergia e custo exergético, permitiram que o consumo de energia e o

custo a este relacionado, fossem avaliados com critérios termodinâmicos considerando a função produtiva e a qualidade da energia de cada corrente.

O projeto de integração térmica proposto permitiu que fossem atingidas melhorias significativas com relação à demanda de utilidades quentes e frias na usina. Obteve-se uma economia expressiva no consumo de vapor de processo, reduzindo a demanda de 458 kg/t cana estimada para a planta padrão, para 307 kg/t cana na planta com integração térmica. Essa redução se reflete em diminuição de custos de operação e aumento de geração de excedente de bagaço e/ou eletricidade no sistema de cogeração.

A integração permitiu também, uma diminuição expressiva do consumo de água de refrigeração para os evaporadores e cozedores, que tiveram redução de 28% e 21% respectivamente, além de substituir grande parte da carga de refrigeração do mosto. Outra vantagem obtida foi a eliminação da necessidade de uma torre de resfriamento para a vinhaça, que passou a ter seu conteúdo de energia térmica melhor aproveitado por outra corrente do processo.

A análise da geração de eletricidade nos sistemas de cogeração convencionais de ciclo a vapor mostrou que a escolha de diferentes opções de sistemas pode ser fortemente afetada pelo perfil de consumo de energia no processo. Para plantas com consumo elevado de energia térmica, os sistemas com turbinas de contra-pressão foram identificados como os mais interessantes, podendo gerar expressivos índices de eletricidade excedente.

Por outro lado, a integração térmica possibilita que outras opções sejam consideradas. A geração de grandes quantidades de bagaço excedente pode ser obtida com sistemas de contra-pressão mais eficientes sem o comprometimento da geração de energia para o processo. Essa alternativa se apresenta promissora para a integração da planta convencional de produção de açúcar e etanol com outros processos que utilizam o bagaço como matéria prima, seja para a produção de combustíveis, seja para a produção de outros produtos da indústria farmacêutica, química ou de alimentos.

A integração térmica também promove um aumento expressivo da geração elétrica com sistemas de turbinas de extração-condensação, possuindo ainda a vantagem de operar durante o ano todo. Nesta configuração, como na anterior, o aumento dos níveis de pressão e temperatura do vapor vivo gerado nas caldeiras se revela como medida importante de ganho de eficiência.

A eletrificação dos acionamentos foi outra medida analisada que mostrou grande potencial. Com o uso desses sistemas, mais eficientes que os acionamentos tradicionais com turbinas a vapor, uma maior quantidade de eletricidade pode ser gerada tanto nas plantas com integração térmica como nas plantas tradicionais.

Verificou-se que a redução do consumo de água captada para o processo está fortemente influenciada por melhorias na lavagem da cana. A minimização do consumo nesta etapa, com reutilização da água após tratamento ou até mesmo o uso de sistemas mais modernos de limpeza a seco são alternativas para que sejam atingidos níveis de consumo muito abaixo daqueles praticados atualmente pela grande maioria das usinas. Melhorias significativas na redução do consumo de água também podem ser obtidas com uma redução das perdas em sistemas de lavagem de gases das caldeiras e resfriamento do processo de fermentação.

A análise exergética completa do processo em conjunto com o sistema de cogeração mostrou grande parte da destruição de exergia ocorre nos sistemas de fermentação com 21-27% do total, devido em grande parte à baixa eficiência de conversão dos açúcares em etanol. No entanto, é no sistema de cogeração, onde se verifica a maior geração de irreversibilidade da usina com 50-58% do total. A etapa de lavagem, preparo e extração, com 7-9% do total também contribui para a destruição de exergia, seja pelos altos níveis de perda de sacarose, seja pelo alto consumo de energia

Verificou-se que aproximadamente 20% da irreversibilidade gerada nas usinas está relacionada ao processo de combustão do bagaço para geração de energia, sendo este um processo intrínseco à tecnologia adotada, portanto, inevitável.

Deste modo, duas medidas se mostram fundamentais para a redução da destruição de exergia na usina: a integração térmica do processo, que possibilita uma menor demanda de vapor de escape e conseqüentemente reduz a quantidade de bagaço consumido; e o aumento da eficiência dos geradores de vapor, que pode ser obtida com investimentos em equipamentos de recuperação do calor residual dos produtos de combustão e principalmente o aumento dos níveis de pressão e temperatura do vapor vivo gerado.

Para uma possível continuidade do trabalho realizado nesta tese, algumas propostas para trabalhos futuros podem ser recomendadas, dentre estas:

1. Estudo da integração do processo usando difusores como sistema de extração do caldo e sua influência no consumo de energia e nas perdas de sacarose.
2. Análise de sistemas de evaporação em contra-corrente, com mais efeitos e recompressão de vapor.
3. Análise da integração em destilarias autônomas com produção de etanol e eletricidade.
4. Estudo de sistemas mais modernos de destilação e retificação com vários níveis de pressão, possibilitando a integração térmica entre as colunas.
5. Inclusão de sistemas de desidratação de etanol na análise de integração térmica.
6. Avaliação da integração de sistemas de absorção para a refrigeração mais eficiente das dornas de fermentação, possibilitando o aumento da eficiência do processo fermentativo.
7. Análise termoeconômica do processo produtivo avaliando em separado custos associados às exergias química e física das correntes do processo.

Referências Bibliográficas

Alves, J.J. *Analysis and Design of Refinery Hydrogen Distribution Systems*, Ph.D.Thesis, UMIST, Dept. of Process Integration, September 1999.

Baloh, T., Wittwer, E. *Energy manual for sugar factories*. Berlin: Verlag Dr. Albert Bartens, 2nd. Ed.,1995.

Balzhier, R.E., Samuels, M.R., Eliassen, J.D. *Thermodynamics for engineers*. New Jersey: Prentice/ Hall International Englewood (Em espanhol), 1980.

Barreda del Campo, E.R. *Avaliação termoeconômica do sistema de cogeração da Usina Vale do Rosário*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. Tese (Doutorado).

Bayrak, M., Midilli, A., Nurveren, K. Energy and exergy analyses of sugar production stages. *International Journal of Energy Research*, 27, pp 989-1001, 2003.

Bejan, A.; Tsatsaronis, G.; Moran, M. *Thermal design and optimization*, New York: John Wiley & Sons, 1996

Caldema Equipamentos Industriais Ltda. Disponível em <http://www.caldema.com.br>. Acesso em Novembro, 2006.

Camargo, C.A. (coord.) *Conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool*, Manual de recomendações. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT) (Publicação IPT; v. 1871), 1990.

Castier, M., Rajagopal, K. Thermodynamic Analysis of an Alcohol Distillery, *Energy*, v.13, (5), pp. 455 – 459, 1988

Centro de Tecnologia Canavieira – CTC. Relatório CTC. Reformulação da fermentação da Usina São Francisco. Piracicaba-SP, 2003.

Centro de Tecnologia Canavieira – CTC. Comunicação Pessoal. Piracicaba-SP, 2005.

Cerqueira, S. *Metodologias de análise termoeconômica de sistemas*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. Tese (Doutorado).

Chauvel, A.; Fournier, G.; Raimbaut, C. *Manuel d'évaluation économique des procédés - Nouvelle Édition Revue et Augmentée*. Paris: Editions Technip, 2001.

Christodoulou, P. Energy economy optimization in separation processes. Optimizing the separation of sucrose/water and non-sugar. *International Sugar Journal*, v. 98 (1172), 1996.

Consonni, S., Larson, E.D. Biomass-gasifier/ aeroderivaive gas turbine combined cycles: Part A – technologies and performance modeling. assessment. IGTI, *ASME COGEN-TURBO*, pp.599-610, 1994.

Currie, A.F. Use of a “wide-gap” plate heat exchanger on mixed juice heating. *Proc.S. Afr. Sugar Technol. Ass.* 60, 1986, pp. 37-39.

Dedini Indústrias de Base. Comunicação Pessoal. Janeiro de 2007.

Destilaria Buriti. Comunicação pessoal. Dezembro, 2006

DLPEREZ Ltda. Comunicação pessoal. Novembro, 2007.

EES – Engineering equation solver. F-chart software, 2007.

El-Halwagi, M.M., Manousiouthakis, V. Synthesis of mass exchange networks, *AIChE Jl.*, v.35, (8), pp.1233-1244, 1989.

El-Halwagi, M.M., Manousiouthakis, V. Automatic synthesis of mass exchange networks with single component targets, *Chem. Eng. Sci.*, v. 45, (9), pp.2813-2831, 1990.

Elsevier Ltda. *Pinch Analysis Spreadsheet*. Disponível em <http://books.elsevier.com/companions/0750682604>. Acesso em 20 de novembro de 2007.

Ensinas, A.V., Modesto, M., Nebra, S.A. Analysis of different cane juice extraction systems for sugar and ethanol production: influences on electricity generation and final products exergetic costs. *20th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation, and Environmental Impact of Energy Systems (ECOS 2007)*, 25 -28 Junho 2007a, Padova, Italia.

Ensinas, A.V., Modesto, M., Nebra S.A., Serra, L.M. Exergy loss minimization in sugarcane industries with integrated sugar, ethanol and electricity production. *Dubrovnik Conference on Sustainable Development of Energy, Water and Environment Systems*, 4-8 Junho 2007b, Dubrovnik, Croatia.

Ensinas, A.V., Nebra, S.A., Lozano, M.A., Serra, L.M. Design of evaporation systems and heaters networks in sugar cane factories using a thermoeconomic optimization procedure. *International Journal of Thermodynamics*, v.10 (3), pp. 97-105, 2007c.

Ensinas, A.V., Nebra, S.A., Lozano, M.A., Serra, L.M. Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion and Management* v.48, pp.2978-2987, 2007d.

Equipalcool Sistemas. Comunicação pessoal. Dezembro de 2006.

Faria, S.H.B. *Estudo energético de colunas de destilação através de análise exergética – sistemas não ideais*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2003. Tese (Doutorado).

Fernandez-Parra, M. I., *Metodologia de análise exergoeconômica do processo de fabricação de açúcar*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2003. Tese (Doutorado).

Franco, M. *Integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto Pinch*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2001. Dissertação (Mestrado)

Frangopoulos, C. Application of the thermoeconomic functional approach to the CGAM problem. *Energy*, v.19, pp. 322-342, 1994.

Furtado, C. *Formação econômica do Brasil*. 10ª edição. São Paulo: Editora Nacional, 1970.

Guallar, P.J. *Análise exérgica e integração térmica do processo na indústria de açúcar*. Zaragoza: Universidade de Zaragoza, 1987. Tese (Doutorado) (Em espanhol)

Guimarães, F.M.Q., Medeiros, J.L., Perlingeiro, C.A.G. Otimização e Integração Energética de uma Unidade de Destilação Azeotrópica de Água e Etanol. *Anais do 11º Congresso Brasileiro de Engenharia Química (COBEQ)*, Rio de Janeiro, 1996, p.1235-1240.

Gundersen, T. A. *Process Integration Prime* - IEA (International Energy Agency), Implementing agreement on process integration, 2000.

Gmehling, J. Onken, U., Arlt, W. *Vapor-Liquid equilibrium data collection - Aqueous-Organic systems (Supplement I)* – Dechema Chemical Data Series, v.I, Part 1a, 1981.

Higa, M., *Otimização do Consumo de Energia em Usinas de Açúcar e Alcool através dos Métodos de Pinch Point e Programação Linear*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. Dissertação (Mestrado).

Higa, M. *Cogeração e integração térmica em usinas de açúcar e álcool*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2003. Tese (Doutorado).

Hohmann, E.C. *Optimum Networks for Heat Exchange*. Ph.D. Thesis, University of Southern California, 1971.

Horlock, J.H. *Cogeneration - Combined Heat and Power (CHP) Thermodynamics and Economics*. Malabar, Florida: Krieger Publishing Company; 1997.

Houngen, A., Watson, K.M., Ragatz, R.A. *Principles of the chemical process*. Ed. Reverté S.A. Barcelona, Buenos Aires, México, 1964 (In Spanish).

Huang, F.F. Performance assessment parameters of a cogeneration system. *Proceedings of Ecos'96, Efficiency, Costs, Optimization Simulation and Environmental Aspects of Energy Systems*, Stockholm, 25-27 Junho, 1996, pp.225-229.

Hugot, E. *Handbook of cane sugar engineering*. Amsterdam: Elsevier Publishing Company, 3rd Ed., 1986.

Hysys v.3.2. Aspen Technology Inc., 2003.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. *Levantamento sistemático da produção agrícola. Confronto das Safras de 2006 e Estimativas para 2007 – Brasil*. Disponível em: <http://www.ibge.gov.br> Acesso em 25 de maio de 2007.

Illovo Sugar Ltda. *World of sugar – International sugar statistics*. Disponível em <http://www.illovosugar.com> Acesso em 25 de maio de 2007.

Kadlec, P. Bretschneider, R. Dandar, A. The measurement and the calculation of physical – chemical properties of water-sugar solutions. *La Sucrerie Belge*, v. 100, 1981, pp. 45-59. (Em francês)

Kakaç, S., Liu, H. *Heat exchangers. Selection, rating and thermal design*. 2^oEd. CRC Press. Florida, 2002.

Kemp, I. C. *Pinch analysis and process integration. A user guide on process integration for the efficient use of energy*. 2nd Ed. Butterworth-Heinemann/ Elsevier, 2007.

Kotas, T.J. Exergy concepts for thermal plant. First of two papers on exergy techniques in thermal plant analysis. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, v.2 (3), pp.105-114, 1980.

Kotas, T.J. *The exergy method of thermal plant analysis*. Krieger Publishing Company, Malabar, Florida, EUA, 1995.

Larkin, J.A. Thermodynamic properties of aqueous non-electrolyte mixtures I. Excess enthalpy for water-ethanol at 298.15 to 383.15 K. *Journal of Chemical Thermodynamics*, v.7, pp. 137-148, 1975.

Larson, E.D., Williams, R.H., Ogden, J.M., Hylton, M.G. Biomass-gasifier steam injected gas turbine cogeneration for the cane sugar industry. *Energy from biomass and wastes XIV*. Ed. Institute of Gas Technology, Chicago, 1991.

Larson, E.D., Williams, R.H., Leal, R.L.V. A review of biomass integrated-gasifier/gas turbine combined cycle technology and its application in sugarcane industries, with an analysis for Cuba. *Energy for sustainable development*, v. 5 (1), 2001. pp. 54-76.

Larson, E.D. Gasification-based production of electricity and/or liquid transportation fuels. Instituto de Tecnologia Promon, Seminário Tecnologias para o futuro do bioetanol, São Paulo, 17 de abril de 2007.

Linnhoff, B., Flower, J.R. Synthesis of heat exchanger networks: I. systematic generation of energy optimal networks, *AIChE J.*, v. 24, pp. 633-642, 1978a.

Linnhoff, B., Flower, J.R. Synthesis of heat exchanger networks: II. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality, *AIChE J.*, v. 24, pp. 642-654, 1978b.

Linnhoff, B. et al. *User guide on process integration for the efficient use of energy*, Inst. Chem. Engrs., Rugby, UK, 1982.

Linnhoff, B., Hindmarsh, E. The pinch design method for heat exchanger networks, *Chem. Eng. Sci.*, v. 38, (5), pp. 745-763, 1983.

Linnhoff, B., Ahmad, S. Cost optimum heat exchanger networks - 1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost, *Comput. chem. Engng.*, v. 14, (7), pp. 729-750, 1990.

Lizarraga, J. M.S. *Cogeneración. Aspectos termodinámicos, tecnológicos y económicos*. Servicio Editorial Universidad País Vasco, Bilbao, 1994.

Lozano, M. A., Valero, A., Theory of the exergetic Cost, *Energy*. v.18. (9). pp. 939-960, 1993.

Macedo, I.C. *A energia da cana-de-açúcar. Doze estudos sobre a agroindústria da cana-de-açúcar no Brasil e a sua sustentabilidade*. São Paulo: Berlendis & Vertecchia: ÚNICA – União da Agroindústria Canavieira do Estado de São Paulo, 2005.

Machado, F.B.P. Brasil, a doce terra – História do Setor. 19 de novembro de 2003. Disponível em <http://jornalcana.com.br/conteudo/HistoriadoSetor.asp>, Acessado em 14 de setembro de 2007.

Meirelles, A.J.A. Expansão da produção de bioetanol e melhoria tecnológica da destilação alcoólica. *I Workshop – Produção de Etanol – Projeto PPPP Fapesp, EEL/USP*, 10 de novembro de 2006.

Melo, D.N.C., Costa, N.A., Brito, R.P., Fossy, M.F. Simulação e Otimização do Processo de Destilação Extrativa com Integração Energética para Produção do Etanol Anidro. *Anais do 12º Congresso Brasileiro de Engenharia Química (COBEQ)*, Porto Alegre/Brasil, 1998.

Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA). *Balanço Nacional da Cana-de-açúcar e Agroenergia*, Depto. de Cana-de-açúcar e Agroenergia, Secretaria de Produção e Agroenergia. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, 2007.

Modesto, M., Nebra, S., Zemp, R. J. A Proposal to calculate the exergy of non ideal mixtures ethanol-water using properties of excess. *Proceedings of 14th European Biomass Conference & Exhibition. Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*. 17-21 October 2005, Paris, França, pp 124-127.

Modesto, M., Nebra, S., Zemp, R. J. Exergetic cost based analysis to improve the ethanol production from sugar cane biomass. *Proceedings of ESDA06: 8th Biennial Conference on Engineering Systems Design and Analysis*, July 4-7, 2006, Turim, Itália

Morris, M., Waldheim, L., Linero, FAB., Lamônica, HM. Increased power generation from sugar cane biomass – the results of a technical and economic evaluation of the benefits of using advanced gasification technology in a typical Brazilian sugar mill. *International Sugar Journal*, v. 104,(1242), 2002.

Nebra, S.A., Fernandez-Parra, M.I. The exergy of sucrose-water solutions: proposal of a calculation method. *Proceeding of ECOS 2005 – 18th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*. Trondheim. Noruega. 20-23 Junho 2005.

Neto, André Elias. Processo, efluentes e resíduos da indústria do etanol. *Seminário Internacional: Águas subterrâneas e etanol: da produção ao consumo*, ABAS-SP, 8 de outubro de 2007.

Neto, A. O. B. *Aspectos da extração da sacarose de cana-de-açúcar por difusão*. In: Tópicos em tecnologia sucroalcooleira. Editores: Marques, Marcos Omir et al. Gráfica Multipress Ltda: Jaboticabal, 2006.

Neto, V. C., Ramon, D. *Análises de opções tecnológicas para projetos de co-geração no setor sucro-alcooleiro*, Vibhava Consultoria S/A Ltda - Sustainable Energy Technology Assistance Program (SETAP) Brazil Representation, Brasília, Maio 2002.

NG Metalurgica. Piracicaba-SP, Brasil. Comunicação pessoal. Dezembro, 2006.

Nordon Indústrias Metalúrgicas S^a Proposta técnica Cozedor Contínuo FCB – 2.000HI-DCO.51.561/95-MB/amg. 31 de março de 1994.

Paz, D., Cárdenas, J. Sistema de cocimiento de azucar: resolución y control mediante el uso de una planilla de cálculo. *Revista Industrial y Agrícola de Tucumán*. Tomo 72 (1-2); 19-28, 1995.

Paz, D., Cárdenas, J., Análisis exergético de um sistema de calentamiento-evaporación-cocimiento. *International Sugar Journal*, v. 99, (1182S), 1997.

Peacock, S. Predicting physical properties of factory juices and syrups. *International Sugar Journal*, v. 97, (1162), pp. 571-577, 1995.

Pellegrini, L.F., Oliveira, S. Exergy analysis of different configurations of multiple-effect evaporators in sugarcane mills. *Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering -- ENCIT 2006 Braz. Soc. of Mechanical Sciences and Engineering -- ABCM*, Curitiba, Brazil, Dec. 5-8, 2006 Paper CIT06-0576.

Pellegrini, L.F. *Análise e otimização termo-econômica-ambiental de configurações de plantas de utilidades de usinas de açúcar e álcool*. São Paulo: Escola Politécnica. Universidade de São Paulo. Exame de Qualificação (Doutorado), Janeiro de 2008.

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E. *Plant design and economics for chemical engineers*. 5ª ed. International Edition MacGraw Hill, 2004.

Pizaia, W., Nakhodo, T. Oliveira, D.T. *Alternativas para redução do consumo de água no processo*. Cooperativa de Produtores de Cana, Açúcar e álcool do Estado de São Paulo Ltda (Copersucar), 1999.

Ponce, F., Walter, A.. Potential Assessment of BIG-GT Technology in Cuban Sugar Cane Mills. In: *Proceedings of the Fourth Biomass Conference of the Americas*, Oakland, EUA, Agosto, 1999. pp. 1127-1133.

Ram, J. R., Benerjee, R. Energy and cogeneration targeting for a sugar factory. *Applied Thermal Engineering*, 23, pp 1567-1575, 2003.

Rein, P. *Cane sugar engineering*, Berlin: Verlag Dr. Albert Bartens KG, 2007.

Rosillo-Calle F., Cortez L.A.B. Towards Proalcool II- A Review of the brazilian bioethanol programme. *Biomass and Bioenergy*, v. 14, (2), 1998, pp. 115-124.

Sánchez Prieto, M. G. *Alternativas de cogeração na indústria sucro-alcooleira – Estudo de caso*. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2003. Tese (Doutorado).

Seemann, Frank. Ethanol Production and Use. Section 5: Energy reduction in distillation. *ISSCT Co-Products Workshop*, Piracicaba, 14-18 Julho de 2003.

Serra, L.M. Otimização exergetoeconômica de sistemas térmicos. Zaragoza: Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Zaragoza, 1994. Tese (Doutorado) (Em espanhol).

Smith, R. *Chemical process. Design and integration*. Ed. John Wiley & Sons Ltd., Chichester, Inglaterra, 2005.

Sosa-Arno, J.H., Nebra, S.A. Exergy of sugar cane bagasse. *Proceedings of 14th European Biomass Conference & Exhibition. Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*. 17-21 Outubro 2005, Paris, França.

Sosa-Arno, J.H.. Estudo termodinâmico e econômico das caldeiras aquatubulares que usam como combustível o bagaço de cana. Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2007. Tese (Doutorado).

Starzak, M., Peacock, S.D. Water activity coefficient in aqueous solutions of sucrose – A comprehensive data analysis. *Zuckerindustrie* (122), nº 5. pp.380-387, 1997.

Szargut, J., Morris, D.R., Steward, F.R.. *Exergy Analysis of thermal, chemical and metallurgical processes*. Hemisphere Publishing Corporation. New York, USA, 1988.

Tecniplas. Comunicação pessoal, Janeiro de 2008.

Tekin, T., Bayramoglu, M. Exergy analysis of the sugar production process from sugar beets. *International Journal of Energy Research*. v. 22, pp 591-601, 1998.

Tekin, T., Bayramoglu, M. Exergy and structural analysis of raw juice production and steam-power units of a sugar production plant. *Energy*, v.26, pp 287-97, 2001.

Towler, G.P., Mann, R., Serriere, A.J., Gabaude, C.M.D. Refinery hydrogen management: Cost analysis of chemically-integrated facilities, *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 35, (7), pp. 2378-2388, 1996.

Tsatsaronis, G. Thermo-economic analysis and optimization of energy systems *Progress in Energy and Combustion Science*, v.19, (3), pp 227-257, 1993.

Tsatsaronis, G., Pisa, J. Exergoeconomic evaluation and optimization of energy systems – application to the CGAM problem. *Energy*, v. 19, pp. 287-321, 1994.

Twaite, N.R., Davenport, H.J., Macdonald, E.K. Energy reduction and process integration. *International Sugar Journal*, v.88, (1056), 1986.

Umeda, T., Itoh, J. and Shiroko, K. Heat exchange system synthesis, *Chem. Engng. Progr.*, v. 74, pp. 70-76, 1978.

Umeda, T., Harada, T., Shiroko, K. A thermodynamic approach to the synthesis of heat integration systems in chemical processes, *Comput. Chem. Engng.*, v. 3, pp.273-282, 1979.

Upadhiaya, U.C. Cogeneration of steam and electric power. *International Sugar Journal*, vl. 94, (1117), 1992.

Usina Cruz Alta – Comunicação pessoal. Setembro de 2006.

Usina Guarani – Comunicação pessoal. Setembro de 2006.

Usina Santa Isabel – Comunicação pessoal. Setembro de 2006.

Van der Poel, P.W., Schiweck, H., Schwartz, T. Sugar technology. Beet and cane manufacture. Berlin: Verlag Dr. Bartens KG, 1998.

Vernois, *Zuckrind*, v.25, p.13, 1975.

Wall, G., Gong, M. On exergy and sustainable developments – Part 1: Condition and concepts. *Exergy Int. J.*, 1 (3), pp. 128-145, 2001.

Walter, A., Faaij, A., Bauen, A. 2000. Electricity Production from Biomass. Parte do capítulo New Technologies for Modern Biomass Energy Carriers. In: Rosillo-Calle, F., Bajay, S.V. & Rothaman, H. (editores), *Industrial Uses of Biomass Energy – The Example of Brazil*, Taylor & Francis, London, 2000, pp. 200-253.

Wang, Y.P., Smith, R. Wastewater minimization, *Chem. Eng. Sci.*, v. 49, (7), pp. 981-1006, 1994a.

Wang, Y.P., Smith, R. Design of distributed effluent treatment systems, *Chem. Eng. Sci.*, v. 49, (18), pp. 3127-3145, 1994b.

Westphalen, D.L., Modelagem, simulação e otimização de sistemas de evaporação. Tese (Doutorado), Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1999.

Apêndice A

Neste apêndice estão descritas as equações usadas na simulação da planta padrão (Usina 1), apresentada no Capítulo 6, e que foi a base para os cálculos das demais opções analisadas neste estudo. Também são apresentados os parâmetros calculados para os distintos sub-sistemas identificados para a usina, sendo estes:

- A – Lavagem, preparo e extração
- B – Tratamento do caldo – Açúcar
- C – Tratamento do caldo – Etanol
- D – Evaporação do caldo
- E – Cozimento, cristalização e centrifugação
- F – Secagem do açúcar
- G – Preparo do mosto e fermentação
- H – Destilação e retificação
- I – Sistema de refrigeração de água – Aspersores
- J – Sistema de cogeração

Abaixo são descritas as equações utilizadas no equacionamento dos distintos sub-sistemas, estando os respectivos valores calculados apresentados nas Tabelas A1 a A11, considerando o sistema de cogeração com Configuração B/N2.

Sub-sistema A – Lavagem, preparo e extração

Cálculo da vazão de caldo misto: m_{a12}

$$m_{a1} + m_{a4} = m_{a11} + m_{a12}$$

Cálculo do Pol do caldo misto: Pol_{a12}

$$m_{a1} Pol_{a1} (\eta_{extr}/100) = m_{a12} Pol_{a12}$$

Cálculo do Brix do caldo misto: Bx_{a12}

$$Bx_{a12} = Pol_{a12}/(Pz_{a12}/100)$$

Cálculo da vazão de bagaço: m_{a11}

$$m_{a11} = (m_{a1} (\Pi_{cana}/100))/(1 - (\phi_{bag}/100))$$

Cálculo do Pol do bagaço: Pol_{a11}

$$m_{a1} Pol_{a1} = m_{a11} Pol_{a11} + m_{a12} Pol_{a12}$$

Cálculo da água de reposição e perda para a lavagem da cana: m_{a2} , m_{a3}

$$m_{lavag} (\chi_{lavag}/100) = m_{a3}$$

$$m_{a2} = m_{a3}$$

Cálculo da água de reposição e perda para o resfriamento de mancais: m_{a5} , m_{a6}

$$m_{mancais} (\chi_{mancais}/100) = m_{a6}$$

$$m_{a5} = m_{a6}$$

Cálculo da água de reposição e perda para o resfriamento do óleo: m_{a7} , m_{a8}

$$m_{óleo} (\chi_{óleo}/100) = m_{a8}$$

$$m_{a7} = m_{a8}$$

Cálculo da vazão de caldo misto para açúcar: m_{a13}

$$m_{a12} \lambda_{aç} = m_{a13}$$

Cálculo da vazão de caldo misto para etanol: m_{a14}

$$m_{a12} (1 - \lambda_{aç}) = m_{a14}$$

Cálculo da entalpia de saída do vapor de escape das turbinas de acionamento: h_{a10}

$$\eta_{is}(h_{a9} - h_{id,a10}) = (h_{a9} - h_{a10})$$

Obs: $h_{id,a10}$ = entalpia do vapor de escape da turbina em condições ideais ($s_{a10} = s_{a9}$)

Cálculo da vazão de vapor de escape das turbinas de acionamento: m_{a10}

$$m_{a9} = m_{a10}$$

Cálculo da vazão de vapor de alimentação das turbinas de acionamento mecânico: m_{a9}

$$m_{a9} (h_{a9} - h_{a10}) = W_{\text{extr}}$$

Tabela A1. Valores calculados para o sub-sistema A

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
a1	138,9	25,0	1,01	-	-	14,0	-	-	5695
a2	37,0	25,0	1,01	-	-	-	-	105	50
a3	37,0	25,0	1,03	-	-	-	-	105	50
a4	41,7	50,0	6,00	-	-	-	-	210	55
a5	1,7	25,0	1,01	-	-	-	-	105	50
a6	1,7	25,0	1,01	-	-	-	-	105	50
a7	0,1	25,0	1,01	-	-	-	-	105	50
a8	0,1	25,0	1,03	-	-	-	-	105	50
a9	33,3	300,0	22,00	-	-	-	-	30179	1070
a10	33,3	155,9	2,50	-	-	-	-	2777	685
a11	38,9	25,0	1,01	-	-	1,5	-	-	9985
a12	141,7	35,0	6,00	15,5	86,0	13,3	-	133	2755
a13	98,8	35,0	6,00	15,5	86,0	13,3	-	133	2755
a14	42,9	35,0	6,00	15,5	86,0	13,3	-	133	2755

Sub-sistema B – Tratamento do caldo – Açúcar

Cálculo da vazão de caldo dosado: m_{b6}

$$m_{a13} + m_{b1} + m_{b4} + m_{b5} + m_{b19} = m_{b6}$$

Cálculo da vazão de vapor de aquecimento: m_{b8}

$$m_{b8} (h_{b8} - h_{b9}) = m_{b6} (h_{b7} - h_{b6}) (1 + (\Phi_{tc}/100))$$

Cálculo da vazão de caldo para o decantador e vapor de flash: m_{b10} e m_{b11}

$$m_{b7} = m_{b10} + m_{b11}$$

$$m_{b7} h_{b7} = m_{b10} h_{b10} + m_{b11} h_{b11}$$

$$t_{b10} = t_{b11}$$

Cálculo da vazão de água de refrigeração para o sistema de vácuo: m_{b17}

$$m_{b17} = m_{b16} (607 + (0,3 t_{b16} - t_{b17}) / (t_{s,cond} - t_{b17})) (\sigma_{v\u00e1cuo} / 100)$$

Cálculo de condensado gerado no sistema de vácuo: m_{b18}

$$m_{b17} + m_{b16} = m_{b18}$$

Cálculo do Brix do caldo para o decantador: Bx_{b11}

$$m_{b7} Bx_{b7} = m_{b11} Bx_{b11}$$

Cálculo da vazão do caldo tratado: m_{b20}

$$m_{b11} + m_{b12} + m_{b14} = m_{b13} + m_{b15} + m_{b20}$$

Cálculo da vazão de caldo recirculado: m_{b19}

$$m_{a13} \lambda_{recirc} = m_{b19}$$

Cálculo da vazão do vapor gerado no filtro: m_{b16}

$$m_{b15} = m_{b16} + m_{b19}$$

$$m_{b15} h_{b15} = m_{b16} h_{b16} + m_{b19} h_{b19}$$

Cálculo do Brix do caldo tratado: Bx_{b20}

$$m_{a13} Bx_{a13} Pz_{a13} = m_{b20} Bx_{b20} Pz_{a20} + m_{b13} (\varphi_{torta} / 100) Pol_{b13}$$

$$Pz_{a13} = Pz_{b20}$$

Cálculo da vazão de água de reposição e perda para o resfriamento da sulfitação: m_{b2} , m_{b3}

$$m_{sulf} (\chi_{sulf} / 100) = m_{b3}$$

$$m_{b2} = m_{b3}$$

Tabela A2. Valores calculados para o sub-sistema B

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
b1	0,1	-	-	-	-	-	-		4892
b2	0,1	25,0	1,00		-	-	-	105	50
b3	0,1	25,0	1,00	-	-	-	-	105	50
b4	0,1	-	-	-	-	-	-	-	1965
b5	2,2	107,4	6,00	-		-	-	451	91
b6	111,0	35,0	6,00	15,5	86,0	13,3	-	133	2755
b7	111,0	105,0	6,00	15,5	86,0	13,3	-	404	2790
b8	14,1	115,6	1,69	-	-	-	-	2700	612
b9	14,1	115,0	1,69	-	-	-	-	482	98
b10	1,5	97,0	0,91	-	-	-	-	2671	522
b11	109,5	97,0	6,00	15,7	86,0	13,5	-	373	2821
b12	6,8	107,4	6,00	-	-	-	-	451	91
b13	3,4	-	-	-	-	2,0	-	-	-
b14	0,5	-	-	-	-	-	-	-	9985
b15	10,1	85,0	6,00	14,8	86,0	12,7	-	328	2648
b16	0,3	70,0	0,31	-	-	-	-	2626	369
b17	8,67	30,0	1,00	-	-	-	-	126	51
b18	8,92	50,0	1,00	-	-	-	-	210	55
b19	9,9	70,0	6,00	15,1	86,0	13,0	-	269	2706
b20	103,2	97,0	6,00	14,8	86,0	12,7	-	375	2657

Sub-sistema C – Tratamento do caldo – Etanol

Cálculo da vazão de caldo dosado: m_{c3}

$$m_{a14} + m_{c1} + m_{c2} + m_{c15} = m_{c3}$$

Cálculo da vazão do vapor de aquecimento: m_{c5}

$$m_{c5} (h_{c5} - h_{c4}) = m_{c4} (h_{c4} - h_{c3}) (1 + (\Phi_{tc}/100))$$

Cálculo da vazão de caldo para o decantador e vapor de flash: m_{c7} e m_{c8}

$$m_{c4} = m_{c7} + m_{c8}$$

$$m_{c4} h_{c4} = m_{c7} h_{c7} + m_{c8} h_{c8}$$

$$t_{c7} = t_{c8}$$

Cálculo do Brix do caldo para o decantador: Bx_{c8}

$$m_{c4} Bx_{c4} = m_{c8} Bx_{c8}$$

Cálculo da vazão do caldo tratado: m_{c17}

$$m_{c8} + m_{c9} + m_{c10} = m_{c11} + m_{c12} + m_{c17}$$

Cálculo da vazão de caldo recirculado: m_{c15}

$$m_{a14} \lambda_{recirc} = m_{c15}$$

Cálculo da vazão do vapor gerado no filtro: m_{c16}

$$m_{c12} = m_{c16} + m_{c15}$$

$$m_{c12} h_{c12} = m_{c16} h_{c16} + m_{c15} h_{c15}$$

$$t_{c15} = t_{c16}$$

Cálculo da vazão de água de refrigeração para o sistema de vácuo: m_{c13}

$$m_{c13} = m_{c16} (607 + (0,3 t_{c16} - t_{c13}) / (t_{s,cond} - t_{c13})) (\sigma_{vácuo} / 100)$$

Cálculo de condensado gerado no sistema de vácuo: m_{c14}

$$m_{c13} + m_{c16} = m_{c14}$$

Cálculo do Brix do caldo tratado: Bx_{c17}

$$m_{a14} Bx_{a14} Pz_{a14} = m_{c17} Bx_{c17} Pz_{c17} + m_{c11} (\phi_{torta} / 100) Pol_{c11}$$

$$Pz_{a14} = Pz_{c17}$$

Tabela A3. Valores calculados para o sub-sistema C

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
c1	0,1	-	-	-	-	-	-	-	1965
c2	1,0	107,4	6,00	-	-	-	-	451	91
c3	48,3	35,0	6,00	15,5	86,0	13,3	-	133	2755
c4	48,3	105,0	6,00	15,5	86,0	13,3	-	404	2790
c5	6,1	115,6	1,69	-	-	-	-	2700	612
c6	6,1	115,0	1,69	-	-	-	-	482	98
c7	0,7	97,0	0,93	-	-	-	-	2671	522
c8	47,6	97,0	6,00	15,7	86,0	13,5	-	373	2821
c9	2,9	107,4	6,00	-	-	-	-	451	91
c10	0,2	-	-	-	-	-	-	-	9985
c11	1,5	-	-	-	-	2,0	-	-	-
c12	4,4	85,0	6,00	14,8	86,0	12,7	-	328	2648
c13	3,8	30,0	1,00	-	-	-	-	126	51
c14	3,9	50,0	1,00	-	-	-	-	210	55
c15	4,3	70,0	6,00	15,1	86,0	13,0	-	269	2706
c16	0,1	70,0	0,31	-	-	-	-	2626	369
c17	44,9	97,0	6,00	14,8	86,0	12,7	-	375	2657

Sub-sistema D – Evaporação do caldo

Cálculo da vazão de condensado, caldo concentrado e vapor vegetal no primeiro efeito de evaporação: m_{d7} , m_{d12} e m_{d2}

$$m_{b20} = m_{d2} + m_{d12}$$

$$m_{b20} h_{b20} = m_{d2} h_{d2} + m_{d12} h_{d12}$$

$$m_{d7} (h_{d1} - h_{d7}) = (m_{b20} h_{b20} - m_{d2} h_{d2} - m_{d12} h_{d12}) (1 + (\Phi_{\text{evap}}/100))$$

Cálculo da vazão de condensado, caldo concentrado e vapor vegetal no segundo efeito de evaporação: m_{d8} , m_{d13} e m_{d3}

$$m_{d12} = m_{d3} + m_{d13}$$

$$m_{d12} h_{d12} = m_{d3} h_{d3} + m_{d13} h_{d13}$$

$$m_{d8} (h_{d2} - h_{d8}) = (m_{d12} h_{d12} - m_{d3} h_{d3} - m_{d13} h_{d13}) (1 + (\Phi_{\text{evap}}/100))$$

Cálculo da vazão de condensado, caldo concentrado e vapor vegetal no terceiro efeito de evaporação: m_{d9} , m_{d14} e m_{d4}

$$m_{d13} = m_{d4} + m_{d14}$$

$$m_{d13} h_{d13} = m_{d4} h_{d4} + m_{d14} h_{d14}$$

$$m_{d9} (h_{d3} - h_{d9}) = (m_{d13} h_{d13} - m_{d4} h_{d4} - m_{d14} h_{d14}) (1 + (\Phi_{\text{evap}}/100))$$

Cálculo da vazão de condensado, caldo concentrado e vapor vegetal no quarto efeito de evaporação: m_{d10} , m_{d15} e m_{d5}

$$m_{d14} = m_{d5} + m_{d15}$$

$$m_{d14} h_{d14} = m_{d5} h_{d5} + m_{d15} h_{d15}$$

$$m_{d10} (h_{d4} - h_{d10}) = (m_{d14} h_{d14} - m_{d5} h_{d5} - m_{d15} h_{d15}) (1 + (\Phi_{\text{evap}}/100))$$

Cálculo da vazão de condensado, caldo concentrado e vapor vegetal no quinto efeito de evaporação: m_{d11} , m_{d16} e m_{d6}

$$m_{d15} = m_{d6} + m_{d16}$$

$$m_{d15} h_{d15} = m_{d6} h_{d6} + m_{d16} h_{d16}$$

$$m_{d11} (h_{d5} - h_{d11}) = (m_{d15} h_{d15} - m_{d6} h_{d6} - m_{d16} h_{d16}) (1 + (\Phi_{\text{evap}}/100))$$

Cálculo do Brix do caldo em cada efeito de evaporação

$$m_{b20} Bx_{b20} = m_{d12} Bx_{d12}$$

$$m_{d12} Bx_{d12} = m_{d13} Bx_{d13}$$

$$m_{d13} Bx_{d13} = m_{d14} Bx_{d14}$$

$$m_{d14} Bx_{d14} = m_{d15} Bx_{d15}$$

$$m_{d15} Bx_{d15} = m_{d16} Bx_{d16}$$

Cálculo da vazão da sangria de vapor vegetal de primeiro efeito: m_{d17}

$$m_{d17} = m_{b8} + m_{c5} + m_{e1}$$

Cálculo da vazão de xarope para fabricação de açúcar: m_{d21}

$$m_{d16} \Psi_{a\grave{c}} = m_{d21}$$

Cálculo da vazão de xarope para preparação do mosto: m_{d20}

$$m_{d16} (1 - \psi_{aq}) = m_{d20}$$

Cálculo da vazão de água de refrigeração para o sistema de vácuo: m_{d18}

$$m_{d18} = m_{d6} (607 + (0,3 t_{d6} - t_{d18}) / (t_{s,cond} - t_{d18})) (\sigma_{v\u00e1cuo} / 100)$$

Cálculo de condensado gerado no sistema de vácuo: m_{d19}

$$m_{d6} + m_{d18} = m_{d19}$$

Cálculo da vazão de condensado excedente: m_{d22}

$$m_{d8} + m_{d9} + m_{d10} + m_{d11} + m_{b9} + m_{c6} + m_{e16} + m_{e17} = m_{a4} + m_{b5} + m_{b12} + m_{c2} + m_{c9} + m_{e21} + m_{d22}$$

Tabela A4. Valores calculados para o sub-sistema D

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
d1	47,7	127,4	2,5	-	-	-	-	2717	668
d2	42,13	115,6	1,69	-	-	-	-	2700	612
d3	8,48	108,0	1,31	-	-	-	-	2689	575
d4	9,05	98,5	0,93	-	-	-	-	2674	525
d5	9,68	84,5	0,54	-	-	-	-	2651	447
d6	10,47	58,7	0,16	-	-	-	-	2607	275
d7	47,7	127,4	2,50	-	-	-	-	535	111
d8	42,13	115,0	1,69	-	-	-	-	482	98
d9	8,48	107,3	1,31	-	-	-	-	450	90
d10	9,05	97,6	0,93	-	-	-	-	409	82
d11	9,68	83,2	0,54	-	-	-	-	348	71
d12	61,1	115,6	1,69	24,9	86,0	21,4	-	422	-
d13	52,6	108,0	1,31	28,9	86,0	24,9	-	384	-
d14	43,6	98,5	0,93	35,0	86,0	30,1	-	336	-
d15	33,9	84,5	0,54	44,9	86,0	38,6	-	268	-
d16	23,4	58,7	0,16	65,0	86,0	55,9-	-	156	11423
d17	34,2	115,6	1,69	-	-	-	-	2700	612
d18	360,3	30,0	1,00	-	-	-	-	123	51
d19	370,2	50,0	1,00	-	-	-	-	210	55
d20	2,6	58,7	0,16	65,0	86,0	55,9	-	156	11423
d21	20,9	58,7	0,16	65,0	86,0	55,9	-	156	11423
d22	10,6	50,0	1,00	-	-	-	-	210	55

Sub-sistema E – Cozimento, cristalização e centrifugação

Cálculo da vazão e entalpia do vapor vegetal e da massa cozida no Cozedor A: m_{e4} , m_{e7} ,

h_{e4} , h_{e7}

$$m_{d21} + m_{e8} + m_{e14} = m_{e7} + m_{e4}$$

$$m_{d21} B_{x_{d21}} P_{z_{d21}} + m_{e8} B_{x_{e8}} P_{z_{e8}} + m_{e14} B_{x_{e14}} P_{z_{e14}} = m_{e7} B_{x_{e7}} P_{z_{e7}}$$

$$m_{d21} h_{d21} + m_{e8} h_{e8} + m_{e14} h_{e14} = m_{e7} h_{e7} + m_{e4} h_{e4}$$

$$t_{e4} = t_{e7}$$

Cálculo do vapor de aquecimento para Cozedor A: m_{e2}

$$m_{e2} (h_{e2} - h_{e16}) = (m_{d21} h_{d21} + m_{e8} h_{e8} + m_{e14} h_{e14} - m_{e7} h_{e7} - m_{e4} h_{e4}) (1 + (\Phi_{\text{coz}}/100))$$

Cálculo de vazão e entalpia do vapor vegetal e da massa cozida no Cozedor B: m_{e5} , m_{e13} ,

h_{e5} , h_{e13}

$$m_{e11} + m_{e18} = m_{e13} + m_{e5}$$

$$m_{e11} B_{e11} = m_{e13} B_{e13}$$

$$m_{e11} h_{e11} + m_{e18} h_{e18} = m_{e13} h_{e13} + m_{e5} h_{e5}$$

$$t_{e5} = t_{e13}$$

Cálculo do vapor de aquecimento para Cozedor B: m_{e3}

$$m_{e3} (h_{e3} - h_{e17}) = (m_{e11} h_{e11} + m_{e18} h_{e18} - m_{e13} h_{e13} - m_{e5} h_{e5}) (1 + (\Phi_{\text{coz}}/100))$$

Cálculo da vazão e entalpia do mel pobre diluído: m_{e11} e h_{e11}

$$m_{e9} + m_{e12} = m_{e11}$$

$$m_{e9} h_{e9} + m_{e12} h_{e12} = m_{e11} h_{e11}$$

Cálculo da vazão de mel rico e pobre: m_{e8} e m_{e9}

$$m_{e9} B_{x_{e9}} + m_{e8} B_{x_{e8}} + m_{e23} B_{x_{e23}} = m_{e7} B_{x_{e7}}$$

$$m_{e9} B_{x_{e9}} P_{z_{e9}} + m_{e8} B_{x_{e8}} P_{z_{e8}} + m_{e23} B_{x_{e23}} P_{z_{e23}} = m_{e7} B_{x_{e7}} P_{z_{e7}}$$

Cálculo da vazão de açúcar B: m_{e22}

$$m_{e13} Bx_{e13} = m_{e14} Bx_{e14} + m_{e22} Bx_{e22}$$

Cálculo da Pureza da massa cozida no cozedor B: Pz_{e13}

$$m_{e13} Bx_{e13} Pz_{e13} = m_{e14} Bx_{e14} Pz_{e14} + m_{e22} Bx_{e22} Pz_{e22}$$

Cálculo da vazão de água para diluição do açúcar B: m_{e15}

$$m_{e13} + m_{e15} = m_{e14} + m_{e22}$$

Cálculo da vazão de água para diluição do mel pobre: m_{e12}

$$m_{e9} + m_{e12} = m_{e11}$$

Cálculo da vazão de água de refrigeração para o sistema de vácuo: m_{e19}

$$m_{e19} = m_{e6} (607 + (0,3 t_{e6} - t_{e19}) / (t_{s,cond} - t_{e19})) (\sigma_{vácuo} / 100)$$

Cálculo de condensado gerado no sistema de vácuo: m_{e20}

$$m_{e20} = m_{e19} + m_{e6}$$

Tabela A5. Valores calculados para o sub-sistema E

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
e1	14,0	115,6	1,69	-	-	-	-	2700	612
e2	11,8	115,6	1,69	-	-	-	-	2700	612
e3	2,2	115,6	1,69	-	-	-	-	2700	612
e4	8,3	71,0	0,16	-	-	-	-	2631	-
e5	1,5	70,2	0,16	-	-	-	-	2629	-
e6	9,8	71,0	0,16	-	-	-	-	2631	-
e7	22,7	71,0	0,16	94,0	81,0	76,1	-	112	-
e8	8,8	60,0	1,00	73,0	69,0	50,4	-	145	-
e9	7,1	57,0	1,00	82,0	65,0	53,3	-	116	-
e10	2,3	107,4	6,00				-	451	-
e11	7,3	45,3	1,0	79,0	65,0	51,4	-	95	-
e12	0,3	107,4	6,00				-	451	-
e13	6,2	70,2	0,16	93,0	59,5	55,3	-	112	-
e14	1,3	57,0	1,00	99,9	88,0	87,9	-	72	-
e15	1,2	107,4	6,00	-	-	-	-	451	-
e16	11,8	115,0	1,69	-	-	-	-	482	98
e17	2,2	115,0	1,69	-	-	-	-	482	98
e18	0,4	107,4	6,00	-	-	-	-	451	-
e19	337,6	30,0	1,00	-	-	-	-	123	51
e20	347,4	50,0	1,00	-	-	-	-	210	55
e21	4,16	107,4	6,00	-	-	-	-	451	-
e22	5,9	57,0	6,00	73,0	51,0	37,2	-	134	12824
e23	9,1	25,0	6,00	99,9	99,7	99,6	-	30,4	17537

Sub-sistema F – Secagem do açúcar

Cálculo da vazão de ar seco necessária: m_{f4}

$$m_{f4} (\omega_{f5} - \omega_{f4}) = m_{e23} (\varphi_{e23} - \varphi_{f6})$$

Cálculo da vazão de vapor de aquecimento consumida: m_{f1}

$$m_{f1} (h_{f1} - h_{f2}) = m_{f4} (h_{f4} - h_{f3})$$

Tabela A6. Valores calculados para o sub-sistema F

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
f1	0,2	127,4	2,50	-	-	-	-	2717	668
f2	0,2	127,4	2,50	-	-	-	-	535	111
f3	4,3	25,0	1,00	-	-	-	-	74	-
f4	4,3	100,0	1,00	-	-	-	-	152	-
f5	4,3	-	1,00	-	-	-	-	-	-
f6	9,0	25,0	1,00	100,0	99,7	99,7	-	30,3	17551

Sub-sistema G– Preparo do mosto e fermentação

Cálculo da vazão e entalpia do mosto para a fermentação: m_{g1} , h_{g1}

$$m_{e22} + m_{d20} + m_{c17} = m_{g1}$$

$$m_{e22} h_{e22} + m_{d20} h_{d20} + m_{c17} h_{c17} = m_{g1} h_{g1}$$

Cálculo do Brix e Pureza do mosto: Bx_{g1} , Pz_{g1}

$$m_{e22} Bx_{e22} + m_{d20} Bx_{d20} + m_{c17} Bx_{c17} = m_{g1} Bx_{g1}$$

$$m_{e22} Bx_{e22} Pz_{e22} + m_{d20} Bx_{d20} Pz_{d20} + m_{c17} Bx_{c17} Pz_{c17} = m_{g1} Bx_{g1} Pz_{g1}$$

Cálculo do Pol do mosto: Pol_{g1}

$$Pol_{g1} = Bx_{g1} (Pz_{g1}/100)$$

Obs. Como simplificação, para o cálculo do ART do mosto, não foram considerados os açúcares redutores presentes no caldo, xarope e melaço, sendo o total representado pela conversão da sacarose em açúcare invertidos, glicose e frutose.

Cálculo da vazão de água de resfriamento do mosto: m_{g10}

$$m_{g1} (h_{g1} - h_{g2}) = m_{g10} (h_{g9} - h_{g10})$$

Cálculo da vazão de CO_2 gerado: m_{g6}

$$m_{g6} = m_{g2} * (ART_{g1}/100)(0,489\eta_{ferm}/100)$$

Cálculo da vazão de vinho centrifugado: m_{g13}

$$m_{g13} (w_{g13})/100 = m_{g2} * (ART_{g1}/100)(0,511\eta_{ferm}/100)$$

Cálculo da vazão do leite de levedura: m_{g4}

$$(m_{g4}/\rho_{g4}) = (m_{g13}/\rho_{g13}) (\tau_{g3} - \tau_{g13})/(\tau_{g4} - \tau_{g3})$$

Cálculo da vazão do leite de levedura tratado: m_{g5}

$$(m_{g4}/\rho_{g4}) \tau_{g4} = (m_{g5}/\rho_{g5}) \tau_{g5}$$

Cálculo da vazão da água de diluição do leite de levedura: m_{g7}

$$m_{g5} = m_{g4} + m_{g7} + m_{g8}$$

Cálculo da água de refrigeração das dornas: m_{g11}

$$m_{g11} (h_{g12} - h_{g11}) = m_{g2} (ART_{g1}/100) (\eta_{ferm}/100) hr_{ferm}$$

$$m_{g11} = m_{g12}$$

Cálculo da vazão de água de reposição e perda na torre de resfriamento: m_{g15} , m_{g14}

$$(m_{g9} + m_{g12}) (\chi_{torre}/100) = m_{g14}$$

$$m_{g14} = m_{g15}$$

Tabela A7. Valores calculados para o sub-sistema G

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
g1	53,6	92,4	6,00	23,8	73,7	17,6		336	4237
g2	53,6	28,0	6,00	23,8	73,7			100	4213
g6	4,3	34,0	1,00	-	-	-	-	-	-
g7	17,0	25,0	6,00	-	-	-	-	105	51
g8	< 0,1	-	-	-	-	-	-	-	1666
g9	151,3	30,0	6,00	-	-	-	-	126	51
g10	151,3	25,0	6,00	-	-	-	-	105	51
g11	242,7	25,0	6,00	-	-	-	-	105	51
g12	242,7	30,0	6,00	-	-	-	-	126	51
g13	66,3	32,0	6,00	-	-	-	6,8	134	2071
g14	7,9	25,0	1,00	-	-	-	-	105	50
g15	7,9	25,0	1,00	-	-	-	-	105	50

Sub-sistema H – Destilação e retificação

Cálculo da demanda de calor do condensador da coluna de retificação para aquecimento do vinho: Q_{cr}

$$Q_{cr} = m_{g13} (h_{h18} - h_{g13})$$

Cálculo da entalpia da vinhaça e flegmaça após aquecimento do vinho: h_{h11}

$$m_{h10} + m_{h12} = m_{h11}$$

$$m_{h10} h_{h10} + m_{h12} h_{h12} - m_{h11} h_{h11} = m_{g13} (h_{h1} - h_{h18})$$

Cálculo da vazão de vinhaça e flegmaça: m_{h11}

$$m_{g13} = m_{h5} + m_{h11} + m_{h17}$$

Obs. Os valores de produção de etanol hidratado, etanol de segunda, carga térmica dos condensadores e refeedores foram obtidos em simulação realizada no software Hysys 3.2.® - Aspen Tech. (Hysys, 2003).

Tabela A8. Valores calculados para o sub-sistema H

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
h1	66,3	90,0	6,00	-	-	-	6,8	372	2096
h2	4,5	78,1	6,00	-	-	-	93,7	263	27632
h3	7,9	30	1,00	-	-	-	-	123	51
h4	7,9	50	1,00	-	-	-	-	210	55
h5	0,2	78,0	6,00	-	-	-	91,1	265	26882
h6	105,7	30	1,00	-	-	-	-	123	51
h7	105,7	50	1,00	-	-	-	-	210	55
h8	10,1	127,4	2,50	-	-	-	-	2717	668
h9	10,1	127,4	2,50	-	-	-	-	535	111
h10	57,4	99,8	6,00	-	-	-	0,1	418	126
h11	61,5	76	6,00	-	-	-	0,1	318,5	-
h12	4,1	99,8	6,00	-	-	-	0,1	418	126
h13	6,2	127,4	2,50	-	-	-	-	2717	668
h14	6,2	127,4	2,50	-	-	-	-	535	111
h15	7,0	30	1,00	-	-	-	-	123	51
h16	7,0	50	1,00	-	-	-	-	210	55
h17	4,5	35,0	6,00	-	-	-	93,7	136	27620
h18	66,3	68,0	6,00	-	-	-	6,8	281	-

Sub-sistema I – Sistema de refrigeração de água - Aspersores

Cálculo da perda de água nos aspersores: m_{i2}

$$(m_{b18} + m_{c14} + m_{d19} + m_{d22} + m_{e20} + m_{h4} + m_{h7} + m_{h16}) \chi_{asp} = m_{i2}$$

Cálculo da sobra de água nos aspersores: m_{i1}

$$(m_{b18} + m_{c14} + m_{d19} + m_{d22} + m_{e20} + m_{h4} + m_{h7} + m_{h16}) = m_{i2} + m_{b17} + m_{c13} + m_{d18} + m_{e19} + m_{h3} + m_{h6} + m_{h15} + m_{i1}$$

Tabela A9. Valores calculados para o sub-sistema I

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
i1	5,4	30,0	1,00	-	-	-	-	123	51
i2	25,9	50,0	1,00	-	-	-	-	210	55

Sub-sistema J – Sistema de cogeração

Cálculo da água de reposição e perda para o lavador de gases das caldeiras: m_{j2}, m_{j9}

$$m_{\text{lavad}} \chi_{\text{lavad}} = m_{j9}$$

$$m_{j2} = m_{j9}$$

Cálculo da água de reposição e perda para a geração de vapor: m_{j1}, m_{j3}

$$m_{j8} \chi_{\text{cald}} = m_{j3}$$

$$m_{j1} = m_{j3}$$

Cálculo da eletricidade excedente: $j6$

$$j5 = j6 + a15 + b21 + d23 + e24 + f7 + g16 + h19 + i3$$

Tabela A10. Valores calculados para o sub-sistema J

Fluxo	m (kg/s)	t (°C)	p (bar)	Bx (%)	Pz (%)	Pol (%)	w (%)	h (kJ/kg)	ex (kJ/kg)
j1	2,6	25,0	1,00	-	-	-	-	105	50
j2	5,6	25,0	1,00	-	-	-	-	105	50
j3	2,6	25,0	1,00	-	-	-	-	105	50
j4	7,4	-	-	-	-	-	-	-	9985
j7	63,7	127,4	2,50	-	-	-	-	2717	668
j8	64,0	127,7	22,00	-	-	-	-	538	113

Consumo de eletricidade nos distintos sub-sistemas

Tabela A11. Valores de consumo de eletricidade

	W_{elctr} (kW)
a15	1200
b21	627
c18	273
d23	900
e24	1800
f7	150
g16	600
h19	300
i3	150